

**UNIVERSITE SAAD DAHLEB DE BLIDA**  
Faculté des sciences de l'ingénieur  
Département de chimie industrielle

**Mémoire de magister**  
Spécialité : Génie des procédés

**MODELISATION DE LA CINETIQUE DE BROYAGE DU CLINKER A  
CIMENT PAR L'APPROCHE DU BILAN DE POPULATION**

Par  
**Lamia OUADAH**

Devant le jury composé de :

<b>M<sup>r</sup> M W. NACEUR</b>	<b>Professeur</b>	<b>USD Blida</b>	<b>Président</b>
<b>M<sup>r</sup> S. BELAADI</b>	<b>Professeur</b>	<b>USTHB</b>	<b>Examineur</b>
<b>M<sup>r</sup> O. BOURAS</b>	<b>Maître de conférences</b>	<b>USD Blida</b>	<b>Examineur</b>
<b>M<sup>r</sup> D. TOUIL</b>	<b>Maître de conférences</b>	<b>USD Blida</b>	<b>Rapporteur</b>
<b>M<sup>r</sup> M. GHANEM</b>	<b>Directeur</b>	<b>SCMI -Meftah</b>	<b>Invité</b>

Blida ; JUIN 2009



## **Résumé**

Dans une première partie, les données expérimentales de broyage discontinu du clinker à ciment dans un broyeur à boulets de laboratoire, en fonction de la dépense d'énergie, ont permis de représenter ce procédé, sous différentes conditions opératoires par l'approche mixte cinétique énergétique du modèle de bilan de population. Les principaux résultats montrent que les paramètres cinétiques de broyage d'une particule de taille  $i$  dans un mélange composite de boulets peuvent être déterminés par des tests de broyage pratiqués sur des boulets de taille unique. De plus, l'environnement d'une charge brute de clinker n'influe pas sur les paramètres cinétiques de la classe de taille  $i$ .

Ensuite, sur la base des mesures et d'analyses expérimentales effectuées sur des échantillons prélevés en différents points du circuit de broyage de l'unité de Meftah, le modèle cinétique discontinu est extrapolé à l'échelle industrielle. Le modèle développé en continu a permis l'élaboration d'un programme informatique permettant le calcul des différents débits de ciment et leurs distributions de taille de particules. De plus, le modèle prévoit le broyage industriel du ciment et sa consommation énergétique dans des conditions très variées. Il met en évidence la forte imbrication entre les l'opération de broyage, la ventilation du broyeur et l'écoulement de la matière.

## **Mots clés**

*Cimenterie - Broyeur à boulets - Broyage – Energie – Modélisation - Cinétique -Bilan de population – Clinker- Ciment*

## **Summary**

In the first part, the experimental data of the discontinued grinding of the cement clinker into ball mill of laboratory, in function of energy expenditure, have allowed to represent this process under different operating conditions by approach mixed energetics kinetics of population balance sheet model.

The principal results show that the kinetics parameters of grinding of a particule with  $i$  size the mixture composite of balls; can be determinate by tests of grinding which pratise up on balls of unique size. Add to this, the environment of a brute load of clinker doesn't effect at the kinetics parameters of the  $i$  size class.

After, on the basis of experimental measures and analysis done on sample taken from different points of grinding of Meftah unity, the discontinued kinetic model has extrapolate in the industrial field. The developed model in continue permit elaborate a computing program which allow to calculate different debits of cement and their distributions of size of particules.

In addition, the model predicts the industrial grinding of cement and its consumption of energy in very varied conditions. It highlights strong imbrication between the grinding operations and the ventilation of mill and the flow of the matter.

## **The keys words**

Cement factory – Ball mill – Grinding – Energy – Modelling – Kinetic – Population balance – Clinker - Cement.

## LISTE DES ILLUSTRATIONS, GRAPHIQUES ET TABLEAUX

### LISTE DES TABLEAUX

I.1	Teneurs des oxydes dans le cru	5
I.2	Composition minéralogique du clinker	7
I.3	Classes de résistances et domaines d'application des ciments avec ajouts	8
I.4	Répartition de l'énergie électrique consommée	10
II.1	Echelle de dureté de Mohs [5]	14
II.2	Work Index moyen de quelques matériaux	23
II.3	Différentes formulations de l'équation de broyage en discontinu	28
III.1	Paramètres d'ajustement de l'équation (III.9)	43
IV.1	Données de tamisage du clinker	49
IV.2	Dimensions géométriques et paramètres opératoires du broyeur	53
IV.3	Spécifications du filtre à manches	54
IV.4	Caractéristiques des ventilateurs	55
IV.5	Débits et humidités des matériaux	55
IV.6	Distribution granulométrique des matériaux	56
IV.7	Analyse granulométrique du ciment par diffraction laser	58
IV.8	Surface spécifique Blaine du ciment	59
V.1	Paramètres d'équation de la fonction spécifique de sélection	65
V.2	Paramètres d'ajustement de la fonction de broyage.	72
V.3	Distributions de taille des charges brutes de clinker	77
V.4	Les paramètres $k_1$ et $k_2$ pour différents diamètres de boulets	80
VI.1	Comparaison des paramètres mesurés et calculés	97
VI.2	Surfaces spécifique Blaine du ciment mesurées et calculées	99

## LISTE DES ILLUSTRATIONS

I.1	Procédé de fabrication de ciment par voie sèche	4
I.2	Exemple d'une ligne de cuisson par voie sèche	6
I.3	Circuit fermé de broyage du clinker	10
II.1	Diagramme universel déformation/fracture	15
II.2	Différents modes d'application des contraintes	17
II.3	Schéma d'un broyeur à boulets	18
II.4	Marche en cataracte d'un broyeur à boulets	19
II.5	Circuits ouvert et fermé de broyage	34
II.6	Représentation et notation des flux de matière d'un circuit fermé de broyage	36
IV.1	Dispositif expérimental de broyage	50
IV.2	Dimensions du broyeur et des chicanes	50
IV.3	Circuit de broyage de la cimenterie de Meftah	52
IV.4	broyeur à deux compartiments boulets-boulets	53
IV.5	le séparateur des particules de ciment	54
IV.6	Schéma de principe du granulomètre laser	57
IV.7	Schéma du perméabilimètre de Blaine	59
VI.1	Notation des flux de ciment du circuit de broyage	83
VI.2	Taux de recyclage et distributions granulométriques	83
VI.3	Représentation du broyeur par une série de réacteurs parfaitement agités	88
VI.4	Ventilation du broyeur	90
VI.5	Classification interne du broyeur	90
VI.6	Classification interne pour le 2 <sup>ème</sup> étage	92
VI.7	Classification interne pour les m étages	92
VI.8	Organigramme de résolution	96

## LISTE DES GRAPHIQUES

II.1	Erreurs de dimensionnement associées à l'utilisation de la méthode de Bond	25
II.2	Disparition de la taille initiale des particules en fonction de l'énergie	31
II.3	$s_1^E$ en fonction de la taille de particules pour différentes taille des boulets	33
II.4	Analyse du broyage discontinu du calcaire par l'approche cinétique énergétique	33
II.5	Distribution des temps de séjour dans un broyeur à boulets	36
III.1	Fonction de sélection en fonction de la taille des particules	42
III.2	La fraction massique cumulée passant le tamis i	44
III.3	Fonction de broyage pour différentes tailles de particules du clinker	46
V.1	Cinétique d'ordre 1 de disparition de la taille des particules	62
V.2	Cinétique de disparition des particules de la classe [0,25-0,18] pour différent diamètre de boulets	62
V.3	Variation de la fonction spécifique de sélection en fonction de la taille initiale des particules	63
V.4	Détermination des paramètres $a_E$ et $\alpha$	64
V.5	Détermination des paramètres $\Lambda$ et $\mu$	64
V.6	Variation de $a_E$ en fonction de la dimension de boulets	65
V.7	Variation de $\mu$ et $x_{max}$ en fonction de la taille de boulets	66
V.8	Cinétique d'ordre 1 de disparition de la taille des particules [1,4-1] et [0,25-0,18] pour $\bar{d}_b = 24.5\text{mm}$	66
V.9	Evolution de la fonction spécifique de sélection en fonction de la taille des boulets pour les classes (0,25 – 0,18mm) et (1 – 1,4 mm)	67
V.10	Variation du cumulé passant le tamis i en fonction du temps de broyage de la taille (2 – 1,4 mm)	68
V.11	Fonctions de distribution broyage $B_{ij}$ de différentes tailles de particules pour un diamètre de boulets de 30 mm.	69
V.12	Fonctions de distribution de broyage $B_{ij}$ de la taille (1,4 – 1mm) pour différents diamètres de boulets	70

V.13	Détermination des paramètres $\alpha_1$ , $\phi$ et $\alpha_2$	71
V.14	Détermination du paramètre $\delta$	71
V.15	Distributions granulométriques expérimentales est calculées de la classe [4-2,8] pour $d_B=30\text{mm}$	73
V.16	Distributions granulométriques expérimentales et calculées de la classe [2-1,4] pour $d_B=20\text{mm}$	74
V.17	Distributions granulométriques de la taille [2-1,4] pour différent $d_B$	75
V.18	Distributions granulométriques des particules du broyage de la classe [1.4 -1] pour $\bar{d}_B = 24.5\text{mm}$	75
V.19	Distributions de taille des particules Pour le broyage de la charge I	76
V.20	Distributions de taille des particules pour le broyage de la charge II	77
V.21	Evolution de la fraction massique du cumulé passant la taille $90\ \mu\text{m}$ en fonction de l'énergie spécifique.	79
V.22	Relation entre le facteur de ralentissement et l'énergie de broyage	79
V.23	Comparaison entre les distributions granulométriques mesurées et calculées pour des dépenses réelles d'énergie (E)	
VI.1	Détermination du rendement du classificateur.	84
VI.2	Représentation de la fonction de classification $c_i$ Expérimentale	85
VI.3	Comparaison de $c_i$ expérimentale et calculée	85
VI.4	Comparaison de $c_i$ expérimentale et calculée	86
VI.5	Distributions granulométriques du ciment gruau	97
VI.6	Distributions granulométriques du ciment fini.	98
VI.7	Distribution granulométriques du ciment sortie broyeur.	98





# SOMMAIRE

*Résumé*

*Abstract*

*Nomenclature*

## ***Introduction générale***

1

### ***Chapitre I : Le broyage du clinker dans l'industrie du ciment***

	Introduction	3
I.1	Processus de fabrication du ciment par voie sèche	3
I.2	Broyage du clinker et production du ciment	7
	Conclusion	10

### ***Chapitre II : Aspect théoriques sur le procédé de broyage dans un broyeur à boulets***

	Introduction	11
II.1	Modélisation du procédé de broyage	11
II.2	Théorie de la fragmentation des solides	11
II.3	Description et paramètres opératoires d'un broyeur à boulets	16
II.4	Quantification du procédé de broyage	19
II.5	Test de Bond et consommation spécifique d'énergie	22
II.6	Cinétique de broyage discontinu	24
II.7	Extrapolation du modèle de bilan de population au broyage continu	32
	Conclusion	37

### ***Chapitre III : Synthèse bibliographique sur la modélisation du procédé de broyage du clinker à ciment***

	Introduction	39
III.1	Cinétique du broyage discontinu du clinker	39
III.2	Modélisation en mode continu	44
	Conclusion	44

### ***Chapitre IV : Données et mesures expérimentales de broyage du clinker***

	Introduction	46
IV.1	Données expérimentales du broyage discontinu	46
IV.2	Données expérimentales du broyage industriel	49
	Conclusion	56

### ***Chapitre V. Modélisation de la cinétique de broyage discontinu***

	Introduction	58
V.1	Détermination de la fonction spécifique de sélection et de la fonction de broyage	58
	Fonction spécifique de sélection	
V.2	Résolution de la cinétique du bilan de population	69
V.3	Ralentissement de la cinétique de broyage	74

Conclusion	77
------------	----

***Chapitre VI : Extrapolation du modèle discontinu au circuit de broyage industriel***

Introduction	78
VI.1 Représentation et notation du circuit de broyage de l'unité	78
VI.2 Détermination de la sélectivité du classificateur	79
VI.3 Extrapolation des paramètres cinétiques de broyage	82
VI.4 Modèle d'écoulement du solide dans le broyeur	82
VI.5 Charge du broyeur, temps de séjour et énergie consommée	83
VI.6 Ventilation du broyeur et classification interne	84
VI.7 Expression de la distribution de taille du produit à la sortie des étages	86
VI.8 Distribution granulométrique à la sortie du circuit du broyage et surface spécifique Blaine	88
VI.9 Résolution des équations du modèle	89
VI.10 Résultats et interprétation	100
Conclusion	108

<b><i>Conclusion générale</i></b>	109
-----------------------------------	-----

## Nomenclature

### Lettres latines

a	Paramètre de l'équation de la fonction de sélection (3.)	
$\text{min}^{-1}$		
$B_{i,j}$	La fonction cumulé de broyage.	
$b_{i,j}$	Fonction individuelle de broyage représentant la fraction massique de la classe j qui étant broyée donne des particules dans la classe i.	
$B(x,y)$	Fonction de broyage.	
$B$	Matrice de broyage.	
$\bar{b}_{i,j}$	La fonction de broyage dans un mélange de boulets.	
$C$	Taux de recyclage	
$c_i$	Fonction de classification pour la classe i.	
$c'_i$	Fonction de classification de l'air pour la classe i.	
$c(x)$	Fonction de classification.	
$C_0$	Couple de l'entraînement de broyeur à vide	
$N.m$		
$d_{50}$	Taille des particules pour laquelle 50% passent dans le grua	
m		
$d_{25}$	Taille des particules pour laquelle 50% passent dans le grua	
m		
$d_{75}$	Taille des particules pour laquelle 50% passent dans le grua	
m		
$D$	Diamètre interne de broyeur	
m		
$d_p$	Diamètre moyen des particules	m
$d_B$	Diamètre des boulets	
m		
$d_{i,j}$	Fraction massique de matière de la classe j à l'alimentation qui apparaît dans la classe i dans la produit.	
$E$	Energie spécifique absorbée par la charge du broyeur	
$\text{kW.h.T}^{-1}$		
$E(t)$	distribution du temps de séjour	
$f_c$	Fraction du volume de broyeur occupée par la charge de la matière.	
$f_i$	Fraction massique de la classe i de l'alimentation du broyeur.	
$F_i$	Pente de la droite de l'équation (3.)	
$F$	Débit massique de l'alimentation du broyeur	$T.h^{-1}$
$f(x)$	Fraction individuelle de matière.	
$F(x)$	Fraction cumulée de la matière.	
$G$	Débit de l'alimentation du circuit de broyage	$T.h^{-1}$
$g_i$	fraction massique des particules de la classe i à l'alimentation du circuit de broyage.	
$I$	Matrice unité.	
$J$	Fraction du volume de broyeur occupée par la charge des boulets.	
$L$	Longueur de broyeur	
m		
m	Nombre de réacteurs en série.	
$m_i$	Fraction massique de la matière dans la classe i.	

M	Vecteur des $m_i$ .	
N	Vitesse de rotation du broyeur	Rev.s <sup>-1</sup>
N <sub>c</sub>	Vitesse critique de broyeur	
Rev.s <sup>-1</sup>		
$p_i$	Fraction massique des particules de la classe i à la sortie du broyeur.	
$P_i$	Cumulé passant la classe i.	
P	Débit de la production de broyeur	
T.h <sup>-1</sup>		
P	Puissance d'entraînement de broyeur	kJ.s <sup>-1</sup>
$q_i$	Fraction massique des particules de la classe i à la sortie de classificateur (produit fin)	
Q	Débit de la production du circuit (produit fin)	T.h <sup>-1</sup>
R <sub>i</sub>	Cumulé restant dans la classe i.	
S <sub>i</sub>	Fonction de sélection des particules de la classe i	
h <sup>-1</sup>		
S(x)	Fonction de sélection des particules de la taille x	
h <sup>-1</sup>		
S	matrice diagonale de $s_i$ .	
$\bar{S}_i$	fonction de sélection moyenne pour un mélange de boulets	
h <sup>-1</sup>		
s(x)	Fonction de sélectivité.	
$S_i^E$	Fonction spécifique de sélection des particules de la classe i [kW.h.T <sup>-1</sup> ]	
1		
S <sub>m</sub>	Fonction de sélection maximale	h <sup>-1</sup>
t	temps	h
T	Débit massique du reflux (Gruau)	
T.h <sup>-1</sup>		
t <sub>i</sub>	Fraction massique des particules de la classe i dans le reflux (gruau)	
U	Taux de charge de matière	
V	Le débit de la matière emportée par l'air	
v <sub>i</sub>	Le débit des particules de la classe i emportées par l'air	
W	Energie mécanique	kW
W <sub>i</sub>	Indice énergétique de Bond	
kW.h.T <sup>-1</sup>		
X <sub>50</sub>	Taille pour laquelle 50% des particules passent	
m		
x	Taille de particule	m
X <sub>max</sub>	La taille des particules pour laquelle S <sub>i</sub> est maximale	m
x <sub>f</sub>	Taille initiale des particules	
m		
x <sub>p</sub>	Taille des particules correspondent au point pivot	
m		
y	Taille de particule supérieure à x	m
Y	Fraction massique cumulée de taille inférieur à x	

### Lettres grecques

$\alpha$	Exposant de l'équation ( III.1)
$\alpha_1$	Exposant de l'équation (III.17)
$\alpha_2$	Exposant de l'équation (III.17)

$\varepsilon$	fraction du débit d'alimentation emporté par l'air	
$\omega$	nombre de révolution du broyeur	Tr/min
$\xi_i$	la sélectivité du classificateur	
$\eta$	la fraction de la charge exposée à l'air par révolution du broyeur	
$\Lambda$	Exposant de l'équation (III.5)	
$\delta$	Exposant de l'équation (III.17)	
$\phi$	Paramètre de l'équation (III.18)	
$\theta$	Temps	h
$\mu$	La classe médiane de la distribution Log-normal	
$\tau$	Temps de séjour	h
$\Psi$	Le rendement du classificateur.	
$\chi(t)$	Facteur de ralentissement	



## INTRODUCTION GENERALE

Le broyage du clinker dans les broyeurs à boulets est incontestablement le type de procédé le plus répandu dans l'industrie du ciment. L'incidence économique de ce type de procédé est lourde, à cause des frais d'entretien, de l'énergie électrique et de la charge des boulets consommés. Cette étape de broyage consomme 40% de l'énergie nécessaire à la fabrication du ciment, ce qui justifie qu'on cherche à accroître son efficacité. De plus, L'énergie électrique consommée par les broyeurs à boulets étant souvent réalisée par des centrales thermiques brûlant des combustibles pétroliers (fuel-oil, gaz), toute économie d'énergie permet de réduire non seulement la facture énergétique, mais aussi les émissions de gaz à effet de serre (CO<sub>2</sub>, NO<sub>2</sub>, SO<sub>2</sub>, etc..).

L'objectif de ce travail est de développer un modèle mathématique qui permet de prédire et agir simultanément sur les caractéristiques et la nature du ciment produit par ce procédé pour différentes conditions opératoires et à différents niveaux de la consommation énergétique.

Les modèles de broyeurs aujourd'hui opérationnels sont inspirés des théories énergétiques relativement anciennes. Ces théories énergétiques ont tenté de comprendre les liens étroits qui unissent la constitution même de la matière à la quantité d'énergie nécessaire pour la broyer. Elles ont été cependant relativement limitées dans la justesse de leurs prédictions du fait que la "granulométrie" a été longtemps assimilée à une taille caractéristique d'un lot de particules (taille à laquelle 80% des particules passent ou  $d_{80}$ ). C'est en réalité avec l'apparition des modèles dits "cinétiques" qu'apparaît le traitement mathématique de l'ensemble de la distribution granulométrique. Si ces théories "cinétiques" sont à même de décrire les distributions granulométriques, elles n'ont pas intrinsèquement vocation à décrire leurs évolutions en fonction des dimensions du broyeur et sa consommation énergétique.



Plusieurs auteurs montrent qu'avec une bonne approximation, ce modèle cinétique peut se transformer en une approche mixte cinétique –énergétique, où le temps est substitué par la consommation spécifique d'énergie. Dans cette nouvelle approche, les paramètres cinétiques de broyage, exprimés en terme d'énergie sont indépendants de la géométrie du broyeur et des conditions opératoires.

Ainsi, à partir des données expérimentales de broyage du clinker à ciment dans un broyeur à boulets de laboratoire et sa dépense énergétique, obtenues en mode discontinu, il nous paraît donc intéressant d'approcher cette cinétique de broyage par ce modèle, qui est capable de fournir à la fois la distribution granulométrique et la prédiction énergétique, et permet de simplifier les calculs dans la simulation.

Ensuite, la combinaison du modèle cinétique discontinu avec un modèle représentant le transport des particules du ciment dans le broyeur à boulets de l'unité de Meftah, prise comme exemple, constituera une procédure d'extrapolation pour la modélisation d'un circuit fermé de broyage industriel.

## Chapitre I

### LE BROYAGE DU CLINKER DANS L'INDUSTRIE DU CIMENT

#### Introduction

Le ciment est une matière pulvérulente formant avec l'eau une pâte liante, capable d'agglomérer, durcissant et atteignant en peu de jours son maximum de résistance. Après durcissement cette pâte conserve sa résistance et sa stabilité, même sous l'eau. Son emploi le plus fréquent est sous forme de poudre utilisée avec de l'eau pour agréger du sable fin et du gravier (granulat) pour donner le béton. Les ciments Portlands artificiels sont actuellement les ciments les plus utilisés dans le monde. Un ciment artificiel est un produit provenant du broyage d'un semi-produit désigné sous le nom de clinker avec du gypse et éventuellement d'autres matériaux, appelés ajouts, pouvant présenter une aptitude similaire au clinker du point de vue des résistances mécaniques.

Dans ce chapitre, nous présentons les grandes lignes du processus de fabrication du ciment, tout en précisant l'intérêt du procédé de broyage du clinker.

#### I.1 Processus de fabrication du clinker par voie sèche

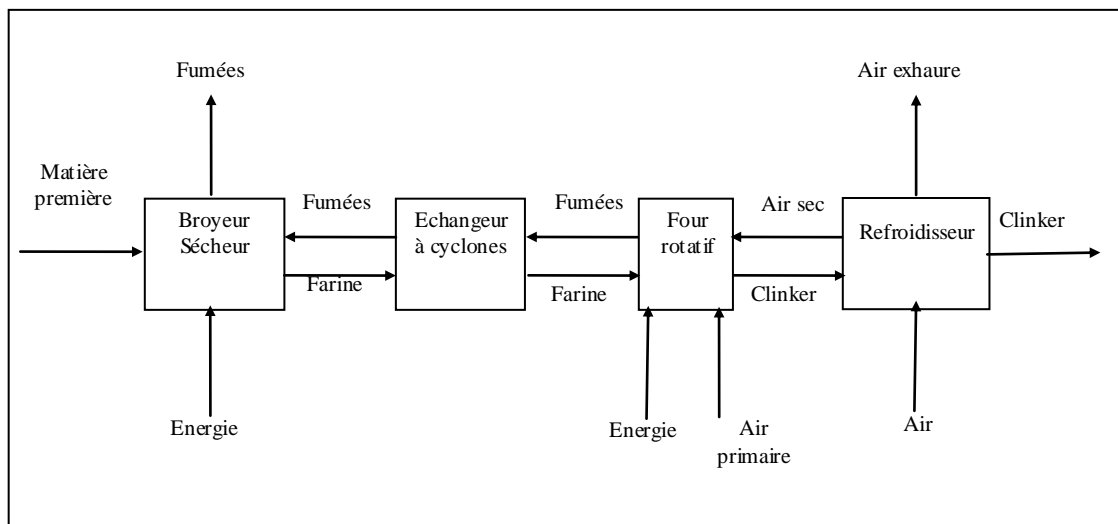
Les techniques des procédés de fabrication du clinker se distinguent, entre elles, par le nombre de stades de préparation de la matière première avant son introduction dans le procédé de cuisson. Bien entendu, les considérations économiques restent primordiales, dans le choix d'une technique de fabrication qui soit en concordance avec la nature de la carrière. Les processus d'élaboration ont profondément évolués au cours de ce siècle. Les procédés de fabrication du clinker par voie sèche supplantent progressivement les procédés par voie humide,

semi- sèche et semi-humide. Les procédés par voie sèche constituent à ce jour les modes d'élaboration du clinker les plus modernes et les plus performants.

La fabrication et la mise en œuvre du clinker par voie sèche passent par différentes étapes de transformations physico-chimiques sous l'action d'importantes quantités d'énergie mécanique et thermique tel qu'illustré en figure I.1. Comme son nom l'indique ce procédé utilise une matière sèche où les étapes de séchage se déroulent à l'extérieur du système de cuisson. La récupération d'une grande partie des calories contenues dans les gaz du four et l'absence de déshydratation en font la méthode la moins vorace en consommation d'énergie thermique.

### I.1.1 Extraction et préparation de la farine crue

Les matières premières utilisées en cimenterie (calcaire et argile) sont extraites du sol par l'intermédiaire de carrières. Ces carrières sont généralement à ciel ouvert, car l'exploitation en est plus facile. Quelques rares usines qui exploitent certains bancs de composition particulièrement avantageuse sont obligées de travailler en carrière souterraine. Les méthodes d'extraction sont différentes suivant que l'on doit extraire un matériau tendre ou dur.



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

La préparation de la matière première destinée à passer dans le four constitue une étape fort importante de la fabrication du ciment. Cette préparation consiste essentiellement à :

- Réduire les matériaux à l'état de fines particules
- Doser les proportions et homogénéiser soigneusement l'ensemble des différents constituants.

Les matières premières doivent être réduites en poudres et séchées, les deux opérations s'effectuant simultanément. Rappelons qu'une poudre dont les grains ne dépassant pas 200  $\mu\text{m}$  ne peut se manipuler facilement que si sa teneur en eau est inférieure à 1 ou 2%. Les matières premières utilisées en voie sèche contiennent généralement moins de 20% d'eau.

Lorsque les matières premières sont de qualité régulière, on effectue immédiatement après le broyage et le séchage un dosage approximatif qui permet de s'approcher de la composition cherchée. Il ne reste plus ensuite qu'à mélanger les contenus de différents titres variés dans les proportions cherchées. En pratique on s'aperçoit qu'une farine est plus difficile à homogénéiser et demande des contrôles plus fréquents et des manipulations plus nombreuses.

La préparation du cru consiste à réaliser un mélange homogène de calcaire, d'argile et éventuellement de matériaux complémentaires dans les proportions permettant d'obtenir un clinker dont la composition chimique respecte les limites précisées par le tableau I.1.

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

**Tableau I.1 : Teneurs des oxydes dans le cru**

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

### **I.1.2 Cuisson du clinker**

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

- un système de préchauffage du cru
- une partie pour la décarbonatation
- une partie pour la clinkérisation
- un refroidisseur

Le préchauffage de la farine crue, ayant un refus au tamis de 160  $\mu\text{m}$  (de l'ordre de 1 à 1,5%) et une humidité de 8 à 9%, s'effectue dans la partie supérieure du préchauffeur à suspension (cyclones). La décarbonatation a lieu dans la partie basse du préchauffeur et la partie amont du four rotatif. La clinkérisation se fait toujours dans la partie aval du four rotatif. Les gaz chauds sont produits dans le four par combustion de charbon, de fuel, de gaz ou de tout produit à haut pouvoir calorifique. Des ventilateurs situés après le préchauffeur et le refroidisseur véhiculent les gaz à travers ces installations. Après passage dans le préchauffeur, la farine progresse vers l'aval sous l'effet de la rotation et la pente du four. Au fur et à mesure de son acheminement, la matière s'échauffe jusqu'à clinkérisation vers 1400 à 1500°C. A la sortie du four, le clinker d'une forte hétérogénéité granulométrique (0,1 – 40mm) tombe dans un refroidisseur où se produisent les échanges thermiques permettant une récupération de chaleur et le refroidissement du clinker.

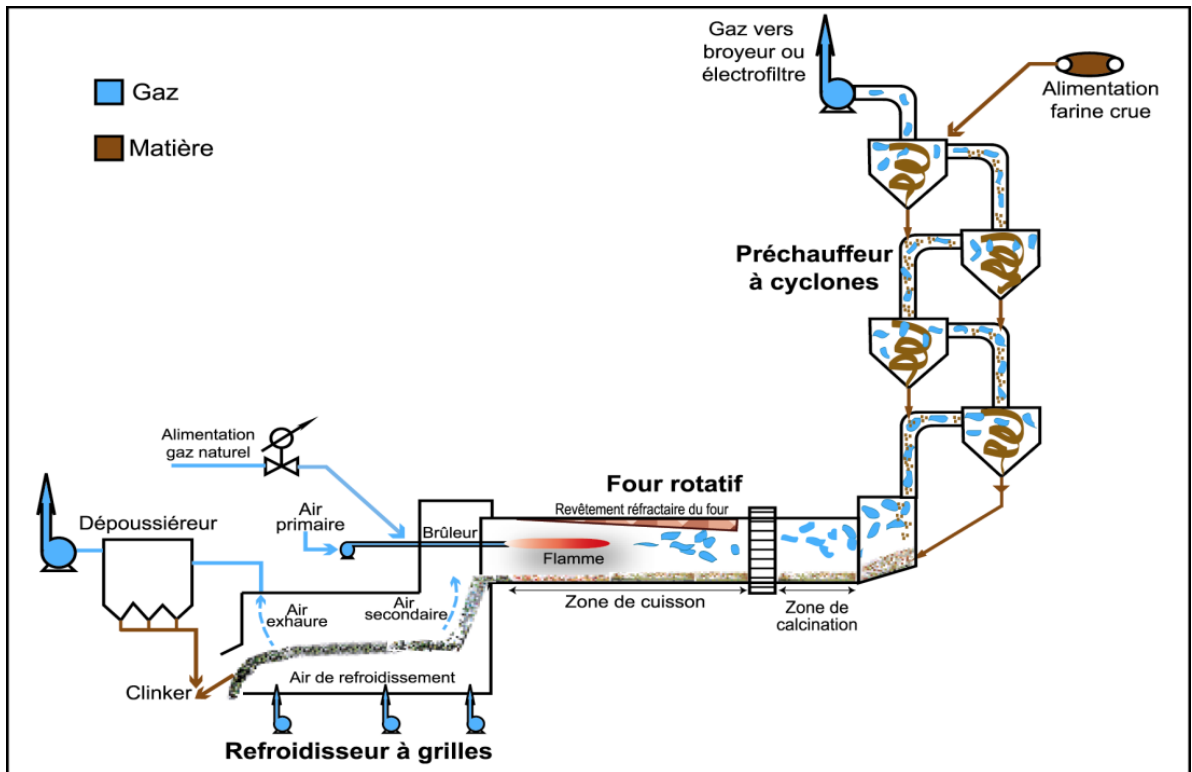


Figure I.2 : Exemple d'une ligne de cuisson par voie sèche

Le clinker d'une forte hétérogénéité granulométrique (0,1– 40mm), comprend essentiellement les deux silicates de calcium  $3\text{CaOSiO}_2$  ( $\text{C}_3\text{S}$ ) et  $2\text{CaOSiO}_2$  ( $\text{C}_2\text{S}$ ). L'aluminium et le fer passent, en majeure partie, à l'état de  $3\text{CaOAl}_2\text{O}_3$  ( $\text{C}_3\text{A}$ ) et d'une solution solide de composition approximative  $4\text{CaOAl}_2\text{O}_3\text{Fe}_2\text{O}_3$  ( $\text{C}_4\text{AF}$ ). Les proportions de ces éléments dépendent des carrières et du déroulement de la cuisson. La détermination numérique de la composition des phases du clinker d'après Bogue fournit des valeurs indices pour la composition réelle des phases. Pour un clinker de ciment portland normal, on admet que :

$$\% \text{C}_3\text{S} = 4,07\text{CaO} - 7,60\text{SiO}_2 - 6,72\text{Al}_2\text{O}_3 - 1,43\text{Fe}_2\text{O}_3 \quad (1.1)$$

$$\% \text{C}_2\text{S} = 2,87\text{SiO}_2 - 0,75\text{C}_3\text{S} \quad (1.2)$$

$$\% \text{C}_3\text{A} = 2,65\text{Al}_2\text{O}_3 - 1,69\text{Fe}_2\text{O}_3 \quad (1.3)$$

$$\% \text{C}_4\text{AF} = 3,04\text{Fe}_2\text{O}_3 \quad (1.4)$$

Ces phases représentent environ 95% de la masse du clinker et sont constituées par les quatre oxydes  $\text{CaO}$ ,  $\text{SiO}_2$ ,  $\text{Al}_2\text{O}_3$  et  $\text{Fe}_2\text{O}_3$ . Les composants secondaires du clinker sont les oxydes  $\text{MgO}$ ,  $\text{SO}_3$  (sous forme de l'ion  $\text{SO}_4^{2-}$ ),  $\text{K}_2\text{O}$ ,  $\text{Na}_2\text{O}$ , et

autres. Les abréviations  $C_3S$ ,  $C_2S$ ,  $C_3A$  et  $C_4AF$  correspondent réellement à des phases pures qui n'existent pas dans le clinker industriel. Chacune des combinaisons citées forme des solutions solides avec d'autres oxydes.

La qualité de clinker dépend de sa composition chimique et minéralogique. Il est essentiellement composé de quatre phases cristallines dont les teneurs sont présentées au tableau I.2 ci-dessous :

**Tableau I.2 Composition minéralogique du clinker**

Minéraux purs	Formules	Abréviation	Minéral présent dans le clinker	% dans le clinker
Silicate tricalcique	$3 \text{ CaO SiO}_2$	$C_3S$	Alite	45-65
Silicate bicalcique	$2 \text{ CaO SiO}_2$	$C_2S$	Belite	10-30
Aluminate tricalcique	$3 \text{ CaO Al}_2\text{O}_3$	$C_3A$	Aluminate	5-15
Ferrite d'aluminium tetracalcique	$4 \text{ CaO Al}_2\text{O}_3 \text{ Fe}_3\text{O}_4$	$C_4AF$	Alumino-Ferrite	5-15

## **I.2 Broyage de clinker et production du ciment**

Le clinker est un semi-produit, impropre à la vente, il doit être transformé en ciment. Le ciment est obtenu par broyage des granulés de clinker, avec addition d'un faible pourcentage de gypse (4 – 5%) comme régulateur de prise et éventuellement 15 à 20 % d'un ou deux constituants secondaires. Les opérations dites de broyage du ciment ont pour but d'accroître la réactivité du clinker, par augmentation de sa surface spécifique et par création de défauts de cristaux en surface de grains. Ce traitement développe les propriétés hydrauliques du ciment et lui confère ses propriétés rhéologiques.

### **I.2.1 Les ajouts dans le ciment**

L'utilisation des ajouts actifs minéraux dans l'industrie cimentière présente plus d'avantages par rapport aux ajouts inertes. Les ajouts inertes sont moins connus dans la pratique de l'industrie cimentière, ils sont habituellement utilisés lorsque la cimenterie ne dispose pas de source de minéraux actifs. Ainsi, le calcaire est essentiellement utilisé comme ajout inerte à cause de sa disponibilité à proximité des installations cimentières.

Les tufs sont des ajouts actifs minéraux d'origine volcanique, de la famille des pouzzolanes, les cendres, les pierres ponce, les trass et les vitrophires. Le rôle des ajouts minéraux actifs consiste à fixer la "portlandité" ( $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ) du ciment qui se dégage lors de l'hydratation du  $\text{C}_3\text{S}$ , pour former des composés difficilement solubles (stables) qui contribuent à la résistance du ciment. De plus, les ajouts actifs améliorent la compacité du mortier et du béton pour leur conférer une résistance accrue à l'agressivité des eaux douces et des sels [1]. Les constituants secondaires ayant une réactivité moindre que le clinker Portland, les ciments composés sont broyés plus finement que les ciments purs, de 3500 à 5000  $\text{cm}^2/\text{g}$ . Les ciments avec ajouts actifs sont classés au tableau I.3 selon leur résistance à la compression après l'âge de 28 jours.

**Tableau I.3. Classes de résistances et domaines d'application des ciments avec ajouts [1].**

Quantité d'ajouts actifs par rapport au % du poids du ciment	Exigences envers la composition minéralogique du clinker	Type et domaine d'application du ciment dans la construction	Classe de résistance à la compression après 28 jours ( $\text{kg}/\text{cm}^2$ )
15 à 20 %	Clinker ordinaire $\text{C}_3\text{S}$ : 50 – 70 % $\text{C}_2\text{S}$ : 15 – 40 % $\text{C}_3\text{A}$ : 5 – 12 % $\text{C}_4\text{AF}$ : 9 – 15 %	CEMI: Ciment portland d'utilisation universelle dans la construction de masse. Excepté des bétons spéciaux.	400 – 600
20 à 30 %	" "	CEMII : recommandé pour les constructions de gros ouvrages, non recommandé pour les bétons qui subissent le traitement hydrothermal.	300 – 500

### I.2.2 Procédé de broyage du clinker

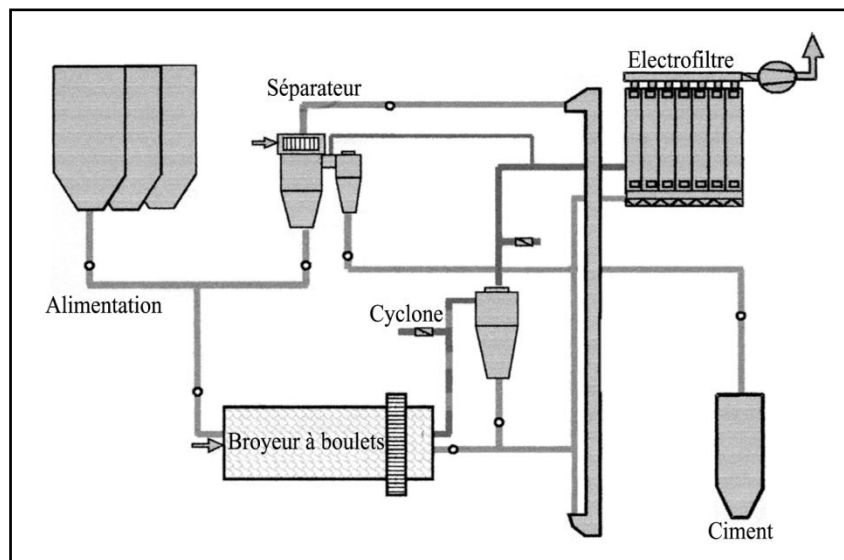
Le broyage du clinker est généralement réalisé en circuit fermé (figure I.3). Le refus des particules grossières quittant le séparateur est recyclé en amont du circuit de broyage afin de subir à nouveau la fragmentation dans le broyeur à



boulets. Afin d'éviter le sur broyage des particules, le broyeur est traversé par un courant d'air dont le rôle est d'emporter les fines particules au fur et à mesure de leur formation. L'air sortant du broyeur contient de fines particules de matière. Celles-ci ne sont entraînées que si la vitesse du flux d'air est suffisamment élevée; en pratique le débit d'air nécessaire est de l'ordre de 700 à 1500 Nm<sup>3</sup>/h par tonne de ciment.

### I.2.3 Finesse du ciment

La finesse du ciment lors du broyage du clinker est exprimée en terme de surface spécifique (cm<sup>2</sup>/g), mesurée par le test de Blaine, et parfois par la courbe granulométrique. La surface spécifique Blaine est la surface totale des grains contenus dans l'unité de masse de l'ensemble des particules.



**Figure I.3 : Circuit fermé de broyage du clinker**

La surface spécifique Blaine d'un ciment portland ordinaire, d'une valeur supérieure ou égale à 3000 cm<sup>2</sup>/g [2] dans l'industrie du ciment, est une condition de première satisfaction pour la préparation du béton. Plus les particules du ciment seront fines, plus la surface mouillable sera grande et plus les performances du ciment seront élevées.

### **I.2.4 Consommation spécifique d'énergie**

L'industrie cimentière est fortement consommatrice en énergie calorifique et électrique. Les besoins mondiaux en énergie pour la fabrication du ciment sont estimés à environ 6540 Giga MJ/an pour les combustibles et 200 Giga KWh/an pour l'électricité [3]. Par ailleurs, l'énergie représente 30 à 40% du prix de revient du ciment (hors frais d'amortissement).

La consommation électrique est liée principalement au broyage des matières premières et du clinker. Il est à noter que les ventilateurs sont également de gros consommateurs d'énergie électrique.

L'analyse de la consommation d'énergie énergétique des différentes étapes du procédé, pour trois cimenteries du secteur des Emirats Arabes Unis [4], est résumée en tableau I.4. Elle met en évidence la performance énergétique de certaines unités par rapport à d'autres. La consommation moyenne d'énergie électrique, rapportée à la tonne de clinker produite dans ce secteur est de l'ordre de 102,55 kWh/t.

Le procédé de broyage du clinker présente une forte consommation spécifique d'énergie; son intensité énergétique moyenne pour ces unités est supérieure à celle de broyage des matières premières et du fonctionnement des installations annexes du procédé. Ceci vient de multiples raisons, telles que la qualité du clinker broyé et de la finesse du ciment recherchée. La dépense d'énergie va dépendra principalement de la dimension, la nature et la microfissuration des cristaux de clinker, qui dépendent du régime de refroidissement de ce produit dans le domaine des températures élevées à la sortie du four. Par ailleurs, elle dépend aussi de la qualité de l'ingénierie et la conception du procédé mise en œuvre pour le broyage de ce matériau.

**Tableau I.4 : Répartition de l'énergie électrique consommée [4]**

Unité	Préparation- broyage matières premières (kWh/t)	Fonctionnement refroidisseur- four –ventilateurs (kWh/t)	Broyage clinker (kWh/t)
1	21,50	24,73	36,80
2	20,90	28,70	45,80
4	29,25	31	43

### **Conclusion**

Le broyage du clinker dans les broyeurs à boulets est le type de procédé le plus répandu dans l'industrie de ciment. Cette étape de broyage consomme 40% de l'énergie nécessaire à la fabrication du ciment, elle participe fortement à des coûts de production, ces pour cette raison qu'on cherche à accroître son efficacité.

## **Chapitre II**

### **ASPECTS THEORIQUES SUR LE PROCEDE DE BROYAGE DANS UN BROYEUR A BOULETS**

#### **Introduction**

Dans ce chapitre, nous rappelons tout d'abord certains modèles de distribution granulométrique, ainsi que les lois classiques d'énergie de réduction de tailles des particules communément employées et utilisées dans la littérature. Nous nous intéressons ensuite, à la description de l'approche moderne de la cinétique de broyage discontinu reposant sur les bilans de population. Nous développons ensuite l'approche mixte cinétique-énergétique et son utilisation dans la modélisation des broyeurs à boulets. Enfin, nous présentons la procédure d'extrapolation du modèle discontinu de bilan de population à l'échelle industriel, afin de pouvoir prédire et agir sur les caractéristiques et la nature du produit.

#### **II.1 Modélisation du procédé de broyage**

Un modèle d'opération unitaire est une représentation formalisée du fonctionnement d'un procédé ou un appareil dans lequel, certains aspects sont privilégiés:

- la consommation d'énergie ;
- l'influence des conditions opératoires sur les performances ;
- la conception de l'appareil ; etc.

Les modèles des broyeurs doivent être capables de fournir à la fois la distribution granulométrique des produits et la puissance consommée en fonction des dimensions géométriques et des conditions opératoires. Ils permettent le contrôle

et la régulation des circuits de broyage industriels ainsi que la détermination des conditions optimales pour obtenir un produit de qualité donnée.

## **II.2 Théorie de la fragmentation des solides**

La fragmentation des matériaux rocheux est réalisée par la mise en jeu de sollicitations mécaniques qui accroissent l'énergie libre des matériaux. L'énergie peut être convertie en :

- Energie élastique, mettant en jeu les défauts de réseau qui donne naissance à la fissuration ;
- Energie de surface, qui engendre la propagation des fissures et la fracturation ;
- Autres formes d'énergie entraînant diverses manifestations telles que l'amorphisation massive ou superficielle des solides cristallins, l'agglomération, les transitions poly-morphiques, la décomposition ou la synthèse mécano chimique.

### **II.2.1 Physique de la fracture**

Les solides divisés sont généralement produits par un broyage de grosses particules. Le processus de fracture qui engendre cette réduction de taille est principalement dû aux champs de contraintes élastiques créées à l'intérieur des particules. Lors d'une déformation, les ions disposés aux nœuds des réseaux cristallins du solide s'écartent de leurs dispositions d'équilibre initiales pour en occuper de nouvelles. Les forces d'interactions entre les ions s'y opposent et il apparaît alors dans le corps déformé des forces élastiques intérieures qui équilibrent les forces extérieures appliquées.

La déformation élastique et/ou plastique que subissent les particules, sous l'effet des champs de contraintes, dépend des charges appliquées, de leur nature (amplitude, mode d'action, et point d'application), du comportement de la déformation, de la forme et la taille des particules et de l'hétérogénéité structurale de celle-ci. Avec la réduction de taille, le pouvoir de déformation des particules décroît [5].

D'une manière générale, nous considérons que la fragmentation d'un solide est initiée par l'application d'une contrainte ou d'un champ de contraintes sur une particule.

Le broyage est une opération qui met en jeu des solides dans lesquels existent des liaisons complexes entre les différents atomes et molécules. Ces liaisons résultent aussi bien des forces de cohésion que des forces de répulsion. La distance interatomique assurant l'équilibre dynamique d'un solide fluctue à cause des mouvements de vibrations atomiques. Une force de compression appliquée sur un solide rapproche les noyaux les uns des autres provoquant des contraintes intérieures. Si des contraintes de cisaillement s'ajoutent à celles de la compression, les couches d'atomes auront tendance à glisser les unes sur les autres et la rupture pourrait avoir lieu.

La plupart des solides divisés présentent des régions qui sont plus fragiles que d'autres à cause de la présence de défauts structuraux (des dislocations, des microfissures, des joints de cristaux et des impuretés). Si on applique une contrainte extérieure sur un solide réel, le champ de contraintes résultant n'est pas homogène. La tension est beaucoup plus importante au niveau des défauts structuraux. La taille des fragments dépend de la vitesse d'application de la contrainte. Si la vitesse est faible les fissures peuvent se propager suffisamment pour libérer l'énergie emmagasinée et on obtient des fragments relativement gros. Si par contre la vitesse d'application de la contrainte est élevée un plus grand nombre de défauts sont activés, les fissures seront plus nombreuses mais plus courtes, ce qui engendre des fragments plus petits.

### **II.2.2 Propriétés des solides- résistance au broyage**

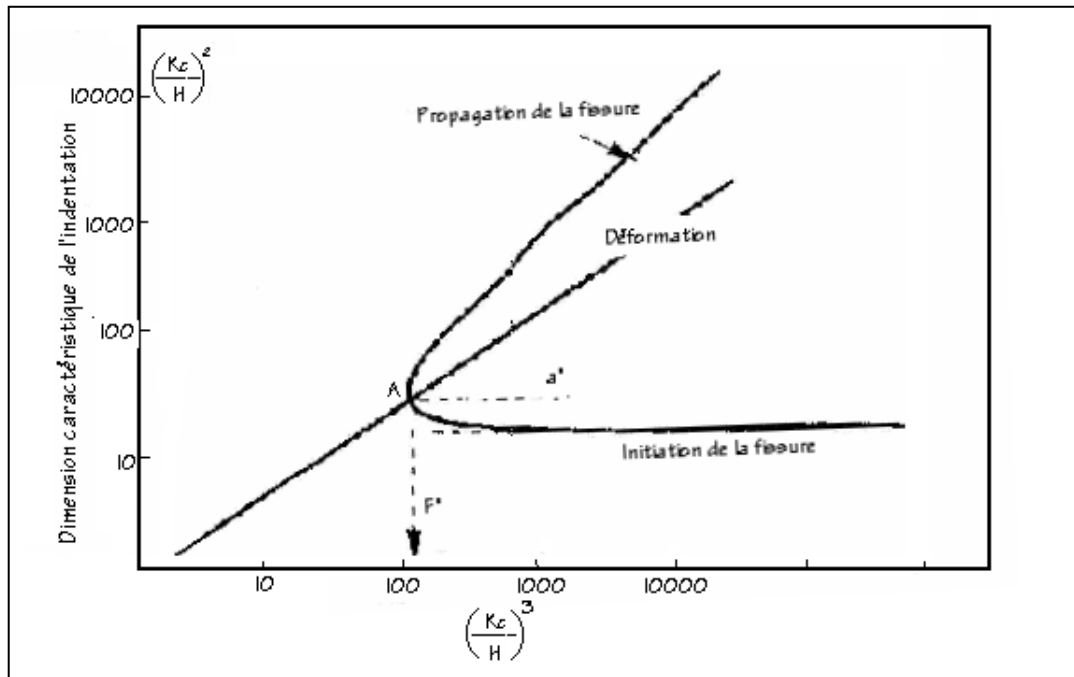
La réponse d'un matériau aux champs de contraintes appliquées dépend nécessairement de ses propriétés structurales et mécaniques. La résistance à la déformation dite dureté  $H$  est décrite d'une manière relative sur l'échelle de dureté de Mohs (tableau II.1). Un solide peut en rayer un autre s'il est placé après lui sur cette échelle.

**Tableau 1.1 : Echelle de dureté de Mohs [5]**

Matériaux	Dureté
Talc	1
Gypse	2
Calcite	3
Apatite	5
Feldspath	6
Quartz	7
Topaze	8
Saphire	9
Diamant	10

Un diagramme universel établi par [6] (figure II.1), permet de prédire la propagation de la fissure ou de la déformation de tout matériau en utilisant des paramètres normalisés adimensionnels. Ces paramètres sont calculés en fonction de la résistance à la déformation  $H$  et la résistance à la rupture  $K_c$ , ils ont défini un indice de broyabilité comme étant le rapport  $H/K_c$ . Cet indice de broyabilité permet d'orienter le choix et les caractéristiques de l'appareil de broyage. Le diagramme universel déformation/fracture est essentiellement une courbe d'équilibre. L'intersection de la courbe de déformation avec celle de la rupture s'effectue au point  $(D^*, F^*)$  où  $F^*$  est la charge maximale que le solide peut supporter sans qu'une fracture soit initiée et  $a^*$  la longueur critique de la fissure associée à  $F^*$ .

Si  $F^* > F$ , c'est la déformation qui contrôle le processus. Les solides qui vérifient cette condition sont des solides difficiles à broyer (les produits métalliques, les polymères,...). Par contre, si  $F^* < F$  la fracture est évidente et les matériaux vérifiant cette condition relativement facilement fragmentés.



**Graphique II.1 : Diagramme universel déformation/fracture [6]**

La résistance des matériaux à se laisser fragmenter, peut être quantifiée par des indices énergétiques suivants :

- Indice de Bond est défini comme étant l'énergie consommée pour réduire un matériau
  - de dimension initiale proche de 2mm à une dimension pour laquelle 80% de la masse a une
  - taille inférieure à 100µm.
- Indice de Hardgrove est la masse du solide de taille inférieure à 75 µm produite par le test
  - standard d' Hardgrove après un certain de nombre de tours (broyeur vertical à billes, à piste
  - fixe). Plus la valeur de l'indice Hardgrove est élevée, plus facile est le broyage du solide
  - considéré.
- Indice d'abrasion est défini par l'usure d'un matériau de référence SAE 4325 (acier Cr-Ni-Mo), en présence d'un échantillon de matière à broyer. L'appareillage est constitué par



un tambour rotatif (632 tours/min) à l'intérieur duquel un barreau témoin perpendiculaire à

l'axe de rotation tourne dans le même sens (-74 tours/min) que le tambour.

### **II.2.3 Modes d'action des contraintes en fragmentation**

Les mécanismes de fragmentation d'un solide sont directement liés à sa nature, à la structure du grain, à l'amplitude des contraintes, au point d'application et à la nature de celles-ci.

Pour plusieurs industries la forme des particules est un paramètre très important. En effet, pour la peinture, l'encre, les produits cosmétiques..., des particules écaillées permettent un meilleur recouvrement des surfaces et de meilleure propriété optique. Pour les explosifs ce sont des particules sphériques et lisses qui sont requises, alors que pour la fabrication de produits abrasifs ce sont des particules avec des formes angulaires qui sont les plus appropriées.... En plus de la nature et de la forme des particules, les natures des contraintes appliquées sont déterminantes pour l'obtention de l'une ou l'autre des formes.

Rumpf (cité par [7]) a classé les modes de contraintes illustrés sur la figure II.2 comme suit :

- Compression/cisaillement entre deux surfaces (a, b, c) : sous l'effet des forces tangentielles et/ou normales ce qui regroupe de découpage, la torsion, le pincement, et l'attrition par frottement sur une surface rugueuse.
- Impact (e, f, g) : se traduisant par des collisions particules-surface ou particule-particule.
- Contrainte de cisaillement dans le champ de vitesse d'un fluide (d) : en général ; les forces rencontrées ne peuvent fragmenter que des liaisons faibles.
- Contraintes non mécaniques (h) : La particule explose sous l'effet des forces internes, dont l'énergie est créée par effet thermique, thermoélectrique ou par ultrasons.

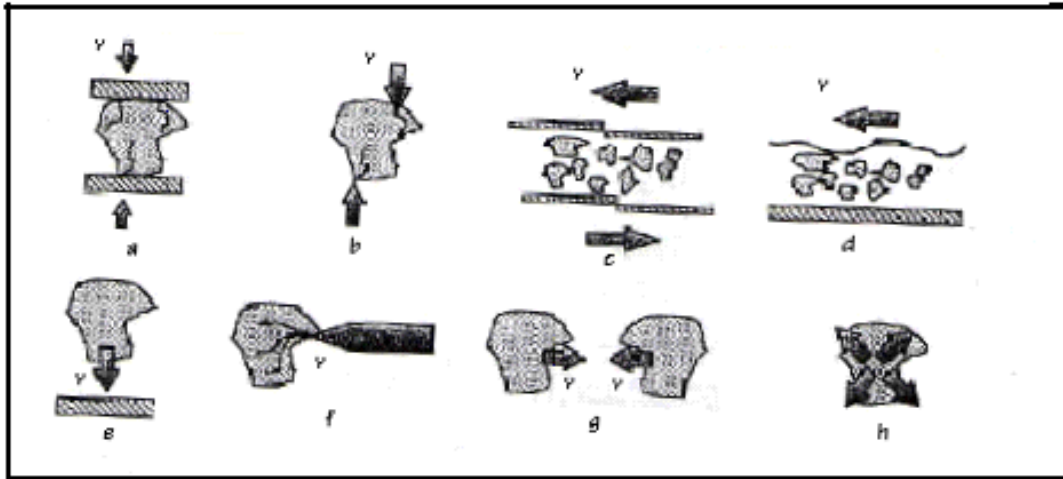


Figure II.1 : Différents modes d'application des contraintes.

### II.2.4 Mécanismes de fragmentation

Selon l'intensité de l'énergie appliquée sur une particule, [8] propose trois mécanismes principaux :

- L'abrasion : c'est une sorte d'érosion de surface donnant naissance à des débris fins et une particule de tailles voisine de la particule mère.
- Le clivage : les particules produites sont du même ordre de grandeur que la particule mères, il s'agit donc d'un phénomène de propagation des fissures existant déjà dans le solide.
- La désintégration, « ou broyage destructif » : on dépasse ici la simple fracture pour produire des particules de petites dimensions avec une distribution étalée.

### II.3 Description et paramètres opératoires d'un broyeur à boulets

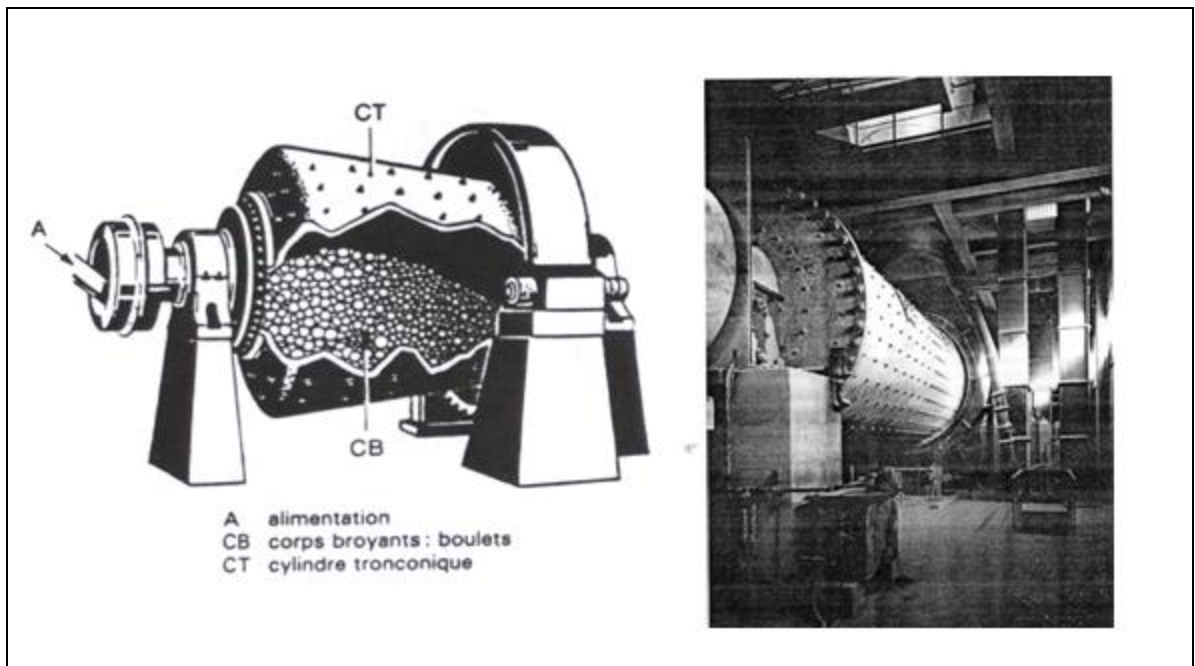
#### II.3.1 Description d'un broyeur à boulets

Les broyeurs à boulets, pouvant fonctionner en voie sèche et humide, ont largement fait leur preuve dans le domaine du broyage fin et très fin (de 3mm à 10 $\mu$ m) [9]. Ils ont fait l'objet de très nombreuses études, visant notamment à préciser l'influence des conditions opératoires sur les propriétés du produit fragmenté [5]. Un broyeur à boulets est un cylindre à axe horizontal rempli partiellement de boulets (figure II.3). Le cylindre est entraîné en rotation autour de son axe provoquant ainsi le mouvement des boulets. Le lit formé par les boulets et la matière qui s'y trouve, mis en mouvement par la rotation du broyeur se détend,

permettant ainsi à la matière de mieux combler les vides et d'accroître la surface totale de contact. La forme de la paroi interne du broyeur doit être telle qu'aucun glissement du lit ne soit possible, mais qu'au contraire tous les boulets soient mis en mouvement. A l'intérieur du lit se produit un mouvement de friction relatif entre la matière et les boulets, qui s'apparente à une abrasion des particules.

### **II.3.2 Paramètres opératoires d'un broyeur à boulets**

Les différentes données de conception et d'utilisation du broyeur sont : la charge, la taille, la forme et la dureté des boulets, la forme de la paroi, le rapport entre la longueur et le diamètre du broyeur (généralement  $L/D \leq 2.5$ ) [10], la vitesse de rotation et le taux de remplissage en matière. Ces données doivent permettre au mode de broyage de s'accomplir de la manière la plus efficace possible.



**Figure II.2: Schéma d'un broyeur à boulets**

#### **3.2.1 Vitesse de rotation**

La vitesse de rotation qui détermine avec la forme et l'état des parois, la hauteur de relevage des boulets, s'exprime généralement en % de la vitesse critique, vitesse pour laquelle les boulets sont satellisés et ne retombent pas sur la matière.

La vitesse critique ( $N_c$ ) se calcule par l'équation suivante, sur la base de l'égalité de la force centrifuge et le poids des boulets. Si  $D$  est en mètres, elle s'exprime en révolution/min.

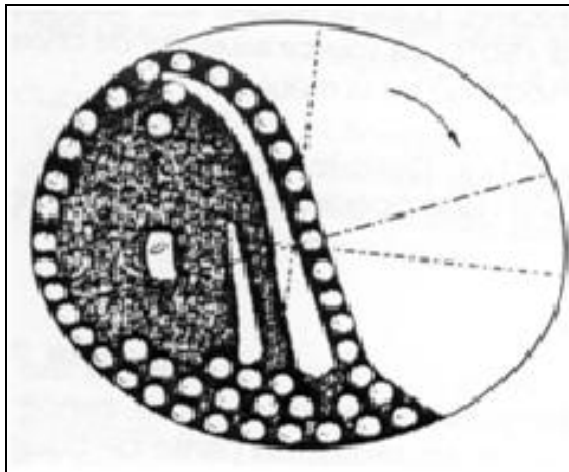
$$N_c = \frac{42,305}{\sqrt{D}} \quad (\text{II.1})$$

Selon la vitesse de rotation des broyeurs on définit deux modes de marches [11] et [10]

- *marche en cascade*: Obtenue pour une vitesse lente, la charge prend un mouvement générale de rotation au tour d'une petite zone centrale presque immobile, Ce type de marche ne permet pas de broyer des grains de dimensions supérieures à quelques millimètres.

- *marche en cataracte*: Obtenue pour une vitesse relativement plus élevée (figure II.4) ; les boulets roulent et retombent les uns sur les autres en chute libre qui se termine au pied de la charge.

Cette marche convient au traitement des matériaux durs et produit le maximum de surfaces nouvelles.



**Figure II.3 . Marche en cataracte d'un broyeur à boulets**

La vitesse de rotation optimale est généralement comprise entre 70 et 80% de la vitesse critique; elle est fonction du taux de charge des boulets et de la quantité de matière traitée [12].

### **3.2.2 Charge broyante**

Le principe fondamental qui conditionne la qualité du travail de la charge est son adaptation à la granulométrie du produit tout au long de la progression de ce dernier dans le broyeur. L'adaptation d'une taille de boulets à une granulométrie donnée se traduit par le taux spécifique de broyage (vitesse de disparition des particules) correspondant. Pour une taille de particule donnée, il existe une taille de boulet optimale : des boulets trop gros vont laisser la matière filer dans les vides, et les surfaces de contact boulets/matière seront réduites ; des boulets trop petits ne possèdent pas la force d'impact nécessaire, lors du mouvement, pour fracturer les particules de matière, et ne pourront générer qu'un lent mouvement d'abrasion de celles-ci.

### **3.2.3 Taux de charge des boulets et de la matière**

La fraction du vide  $U$  entre les boulets, occupée par la matière peut être définie par l'équation suivante [13]:

$$U = \frac{f_c}{0,4J} \quad (II.2)$$

$f_c$  : la fraction du volume du broyeur occupée par la charge de matière ayant une porosité de 0,4

$J$  : la fraction du volume du broyeur occupée par la charge des boulets ayant une porosité de 0,4

Ces auteurs ont réussi à situer les capacités optimales de broyage d'un certain nombre de matériaux dans les domaines  $0,4 \leq J \leq 0,5$  et  $0,6 \leq U \leq 1,1$ .

## **II.4 Quantification du procédé de broyage**

### **II.4.1 Modèles de distribution granulométrique**

Dès les premières études faites sur les problèmes de fragmentation, il fut nécessaire d'obtenir une représentation mathématique des dimensions de grains issus du broyage d'un matériau donné. Nous rappelons brièvement les principaux

modèles de distribution granulométrique à deux paramètres [14]. Dans ce qui suit  $y(x)$  désigne la fraction pondérale des grains de taille inférieure à  $x$  (pourcentage cumulé passant  $x$ ) et  $x$  la dimension des particules.

#### **4.1.1 Loi de Gaudin-Schumann**

$$y(x) = \left( \frac{x}{x_m} \right)^\alpha \quad (II.3)$$

Cette équation donne, dans un plan log-log une droite dont  $\alpha$  est la pente et  $x_m$  dimension du plus gros grain (100% de tamis d'ouverture de maille  $x_m$ , extrapolée à partir de cette droite, pour lequel on aurait 100% de passant. La valeur de  $\alpha$  caractérise la dispersion granulométrique du lot analysé (plus  $\alpha$  est élevé est plus la distribution granulométrique est resserrée).  $x_m$  est souvent appelé le module de la distribution granulométrique. Ces deux paramètres sont caractéristiques des conditions de broyage et de la nature du matériau.

#### **4.1.2 Loi de Rosin – Rammler**

$$y(x) = 1 - \exp \left[ - \left( \frac{x}{x_0} \right)^n \right] \quad (II.4)$$

Cette équation représentée dans un plan log-log donne une droite de pente  $n$ . La valeur de  $x_0$  est donnée par l'abscisse du point de la courbe d'ordonnée :

$$y(x) = 1 - \frac{1}{e} (= 0.632)$$

#### **4.1.3 Loi de Gaudin – Meloy**

$$y(x) = 1 - \left( 1 - \frac{x}{x_0} \right)^r \quad (II.5)$$

Cette équation donne, dans un plan  $[(\log(1-y), \log(1-x/x_0))]$  une droite de pente  $r$ . Ce paramètre est relié au nombre de fissures dans une particule de dimension  $x_0$ ;  $x_0$  étant la première dimension de tamis pour laquelle on obtient 100% de passant ( $y = 1$ )

### II.4.2 Energie de réduction de taille des particules

Les premières théories de broyage se sont attachées à mettre en évidence une relation entre l'énergie mise en jeu au cours du broyage et les caractéristiques des fragments produits (réduction de taille, taille des produits).

La loi de Rittinger, présentée en 1857, établissait que l'énergie est directement proportionnelle à la quantité de surface nouvellement créée, quant on passe de la dimension  $x_1$  à la dimension  $x_2$  correspondant, respectivement, à des surfaces de particules  $S_1$  et  $S_2$ .

$$E'_R = K_R (S_2 - S_1) \quad (\text{II.6})$$

$K_R$  étant une constante, dépendant à la fois du matériau et de l'appareil de broyage.

Cette loi ne tient pas compte de la dépense d'énergie absorbée par la déformation du matériau avant sa fragmentation, en réalité, l'énergie consommée par la création de nouvelles surfaces est très faible par rapport à l'énergie réellement employée. [15] a montré que l'énergie dépensée est généralement inférieure à 3% de l'énergie totale mise en jeu. Elle est cependant utilisée dans le broyage fin et ultrafin, pour lesquels la déformation du matériau est moins évidente que dans le cas de la fragmentation grossière.

La loi de Kick, qui date de 1883, affirmait que l'énergie nécessaire pour un taux de réduction est constante est indépendante de la taille initiale de l'alimentation, soit:

$$E_K = K_K \ln \left( \frac{x_2}{x_1} \right) \quad (\text{II.7})$$

$x_1$  et  $x_2$  respectivement les tailles initiale et finale et  $K_K$  une constante.

Cependant, on ne peut pas affirmer, dans la pratique, que l'énergie nécessaire pour un réduire une masse donnée de solide, est la même pour un rapport de réduction donnée quelque soit le matériau. Au mieux, la loi de Kick ne peut s'appliquer qu'au concassage.

A partir d'une multitude de résultats expérimentaux, Bond en 1952, note que l'énergie est proportionnelle à la différence des inverses des racines carrées des dimensions finales et initiales, soit:

$$E_B = K_B \left( \frac{1}{\sqrt{x_2}} - \frac{1}{\sqrt{x_1}} \right) \quad (II.8)$$

$x_1$  et  $x_2$  sont les dimensions en ( $\mu\text{m}$ ), avant et après le broyage, choisies comme correspondent à la dimension  $d_{80}$  de la maille carrée du tamis laissant passer en masse 80% du matériau.  $K_B$  est une constante appelée indice énergétique, ou *Work index* ( $W_i$ ).

$W_i$  est déterminé par des essais expérimentaux en laboratoire sur un protocole d'essais d'un broyeur à boulets défini par [16]. Cet indice calculé par l'équation suivante, il exprime la valeur de l'énergie nécessaire en kWh pour réduire une tonne du matériau étudié de la dimension  $x_1$ , proche de 2mm à la dimension  $x_2$ .

$$W_i = \frac{48,95}{P_1^{0,23} G_{bp}^{0,82} \left[ \frac{10}{\sqrt{x_1}} - \frac{10}{\sqrt{x_2}} \right]} \quad (II.9)$$

$P_1$  est la dimension de l'ouverture du classificateur utilisé dans le test ;  $G_{pb}$  est la masse nette du produit passant par révolution du broyeur. Le tableau II.2 donne les valeurs moyennes de  $W_i$  pour quelques matériaux.

**Tableau II.2 Work Index moyen de quelques matériaux**

Matériaux	Nombre d'essais	Densité moyenne	$W_i$ (kWh/t)
Clinker à ciment	60	3.09	13.49
Mélange cru	87	2.67	10.57
Calcaire	119	2.69	11.61
Gypse	5	2.69	8.16
Minerai de fer	8	3.96	15.44
Quartz	17	2.64	12.77
Argile	9	2.23	7.10
Argile cuit	7	2.23	1.43
Coke	12	1.51	20.70
Bauxite	11	2.38	20.41



En 1957, Charles cité par [5] montre expérimentalement que l'énergie mise en jeu, lors du broyage, dépend de la nature de la distribution granulométrique du produit, et propose ainsi l'équation suivante :

$$E = A x_m^{-\alpha} \quad (\text{II.10})$$

A: constante spécifique du matériau

$x_m$  et  $\alpha$  respectivement le module et la dispersion granulométrique du produit dans la représentation de Gaudin-Schuhmann.

### **II.5 Test de Bond et consommation spécifique d'énergie**

Seul l'indice énergétique de Bond s'est révélé d'un emploi pratique assez valable dans le cas des installations industrielles de broyage, en particulier le broyage du clinker. La puissance consommée par un broyeur par tonne métrique de boulets est donnée par la loi de Bond alliée à la méthode d'Alis Chalmers de dimensionnement des broyeurs [17]. Bond propose pour le calcul de la puissance d'entraînement (kW) de ce type de broyeur l'équation empirique suivante :

$$P = 7,33J N^* \left[ -0,937J \left[ 1 - \left( \frac{0,1}{2^{9-10N^*}} \right) \right] \right] \rho_b L D^{2,3} \quad (\text{II.11})$$

$N^*$  : le rapport  $N/N_c$

L, D : longueur et diamètre interne du broyeur (m)

$\rho_b$  : densité des boulets ( $\text{kg} / \text{m}^3$ )

La capacité désirée du broyeur Q est liée à l'énergie spécifique E par l'équation:

$$P = Q W_i \left[ \frac{10}{\sqrt{x_1}} - \frac{10}{\sqrt{x_2}} \right] \quad (\text{II.12})$$

10 est la racine carrée de la dimension  $100\mu\text{m}$  et Q est la capacité du broyeur en t/h

### II.5.1. Avantages et inconvénients de la méthode de Bond

Les avantages et les inconvénients de la méthode de Bond, sont résumés d'après [18] comme suit :

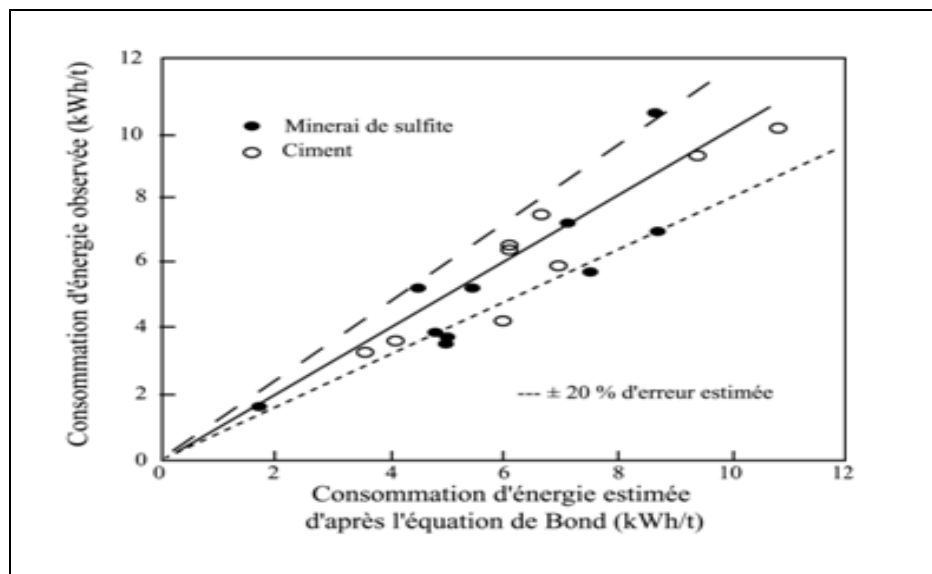
*Avantages :*

- simple pour l'ingénieur, basée sur des mesures industrielles réelles et peut être utilisée dans différents circuits de broyage

*Inconvénients :*

- l'ajustement des données est basé sur un moyen purement empirique
- la méthode ne tient pas compte de plusieurs facteurs importants, tels que : taux de recyclage, efficacité du séparateur, variation du temps de séjour, mélange des tailles des boulets, géométrie des rehausseurs et des chicanes, l'effet du taux de remplissage de la matière
- l'énergie spécifique ne dépend pas du taux de remplissage des boulets J
- insuffisance du  $d_{80}$  pour caractériser la distribution granulométrique de l'alimentation et du produit.

Ainsi, [19], révèlent que les valeurs des conditions opératoires réelles des unités industrielles de ciment diffèrent de  $\pm 20\%$  (figure II.5) par rapport à celles prévues par l'approche de Bond pour le design et la conception de ces installations.



**Graphique II. 2. Erreurs de dimensionnement associées à l'utilisation de la méthode de Bond**

## **II.6 Cinétique de broyage discontinu**

L'approche moderne de la modélisation du processus de fragmentation, consiste à introduire : une fonction de sélection décrivant le taux de broyage des particules (pendant l'unité de temps), et une fonction décrivant la distribution du produit broyé dans les différentes tranches granulométriques inférieures [20].

### **II.6.1 Fonction de sélection**

Considérons le broyage d'un matériau homogène portant sur une quantité de matière de masse  $M(x,t)$  de grains, ayant une dimension donnée  $x$  à l'instant  $t$ , on admet que la variation de masse  $dM$ , pendant le temps  $dt$ , est proportionnelle à  $M(x,t)$ .

$$dM(x,t) = -S(x).M(x,t)dt \quad (\text{II.13})$$

$S(x)$  représente la fonction de sélection, sa dimension est celle de l'inverse du temps et sa valeur dépend de  $x$ . Elle est souvent appelée vitesse spécifique de broyage.

Alors par analogie avec la cinétique chimique, le broyage est dit du premier ordre.

### **II.6.2 Fonction de broyage**

Cette fonction, notée  $B$  dite aussi fonction de fragmentation est complémentaire de la fonction de sélection puisque, par unité de temps, elle indique quantitativement la répartition granulométrique obtenue après broyage de la fraction des grains de dimension initiale  $y$ .

On désigne habituellement par :  $B(x, y)$  le pourcentage de grains de dimension  $y$ , qui donnent après broyage des grains de taille inférieure à  $x$  :  $B(x,y)$  s'applique donc, par unité de temps, sur la fraction  $S(y) M(y)$  des particules mères de dimension  $y$ .

Souvent on sera amené à considérer des tranches granulométriques, puisque l'on opère avec des tamis. Les dimensions des mailles des tamis utilisés sont celles de la série Tyler, ou la série américaine ASTM équivalente, pour lesquelles les espaces entre fils varient suivant une progression géométrique de raison  $\sqrt{2}$  ou  $\sqrt[4]{2}$ .

On considère ainsi la masse  $M_i$  de particules appartenant à la tranche granulométrique  $i$ . On écrira alors en introduisant la forme discrétisée de la fonction de sélection :

$$dM_i = -S_i M_i dt \quad (\text{II.14})$$

La fonction de sélection  $S_i$ , relative à la taille  $i$ , est la fraction massique de particules de classe  $i$  broyées pendant un instant  $dt$ .

La fonction de distribution de broyage  $b_{i,j}$  est la fraction massique des particules de classe  $j$  ( $m_j$ ) dont le broyage a donné des particules plus fines de classe  $i$ .

$$b_{i,j} = \frac{dm_{i,j}}{dm_j} = \frac{dm_{i,j}}{S_j m_j dt} \quad (\text{II.15})$$

La conservation de la masse dans les intervalles de taille inférieure à  $j$  donne :

$$\sum_{i=j+1}^n b_{i,j} = 1 \quad (\text{II.16})$$

La fonction de broyage peut être écrite aussi sous forme cumulée si  $B_{i,j}$  est la fraction massique cumulée de produit de taille inférieure à la borne supérieure de la classe  $i$ , qui résulte du broyage des particules de classe  $j$  alors :

$$b_{i,j} = B_{i,j} - B_{i+1,j} \quad (\text{II.17})$$

Le terme  $B_{i,j}$  est appelé habituellement fonction de broyage, mais l'appellation la plus exacte est la distribution primaire de fragmentation, car [21] considèrent le broyage comme une succession de même événement si l'intervalle de taille est suffisamment petit  $2^{1/2}$  ou bien  $2^{1/4}$ .

### **II.6.3 Description mathématique du procédé de broyage discontinu**

Pour un broyeur fonctionnant en discontinu, le broyage porte sur une quantité de matière parfaitement déterminée, qui a été introduite au temps  $t = 0$ .

[22] proposent l'équation suivante exprimant que le pourcentage cumulé passant la taille  $x$ , au temps  $t$ , est égal à la valeur de ce pourcentage, au temps initial, augmenté des grains de taille inférieure à  $x$  qui proviennent du broyage des fractions plus grosses pendant le temps  $t$  du broyage, soit :

$$\frac{\partial M(x,t)}{\partial t} = -S(x) M(x) + \int_x^\infty S(y) \frac{\partial B(x,y)}{\partial x} M(y,t) dy \quad (\text{II.18})$$

En utilisant un tel concept du processus de broyage, [23] résume dans le tableau (II.3) les quatre différentes formulations qui peuvent exister pour l'équation de broyage en discontinu.

**Tableau II.3. Différentes formulations de l'équation de broyage en discontinu**

Taille	Temps	Forme	Equation caractéristique du broyage discontinu
Discretisée	Continu	Sommation	$\frac{d}{dt} m_i = -s_i m_i + \sum_{j=1}^{i-1} b_{i,j} s_j m_j$
		Matricielle	$\frac{d}{dt} \mathbf{m} = \mathbf{m} \mathbf{B} - \mathbf{m} \mathbf{S}$
	Discretisé	sommation	$m_{i,n} - m_{i,n-1} = -s'_i m_{i-1} + \sum_{j=i-1}^1 b_{i,j} s'_j m_{j,n-1}$
		matricielle	$p_n = f \mathbf{B} \mathbf{S} + \mathbf{I} - \mathbf{S}^n$
Continue	continu	cumulée	$\frac{d}{dt} F(x,t) = \int_{y=x}^{x_{\max}} s(y) B(x,y) \frac{d}{dy} F(y,t) dy$
		fraction	$\frac{d}{dt} m(x,t) = -S(x)m(x,t) + \int_{y=x}^{x_{\max}} S(y)b(x,y)m(y,t)dy$
	discretisé	cumulée	$F_n(x) = F_{n-1}(x) + \int_{y=x}^{x_{\max}} S^*(y,n)B(x,y)dn_{n-1}(y)$
		fraction	$m_n(x) - m_{n-1}(x) = -S_{n-1}^* m_{n-1}(x) + \int S^*(y,n)b(x,y)m_{n-1}(y)dy$

En raisonnant en termes de distribution discrète on aura :

$$\frac{dM_i}{dt} = -S_i M_i(t) + \sum_{j=1}^{i-1} S_j b_{i,j} M_j(t) \quad (II.19)$$

Le premier terme à droite de l'égalité exprime la perte en masse due à la fragmentation des particules de classe  $i$ , alors que le second exprime l'apport en masse dû à la fragmentation des particules des classes supérieures. Le bilan sur les  $n$  classes sous forme matricielle est :

$$\frac{d}{dt} \mathbf{m}(t) = \mathbf{m}(t) \mathbf{B} - \mathbf{m}(t) \mathbf{S} \quad (II.20)$$

avec

$$B = \begin{bmatrix} 0 & & & & \\ b_{2,1} & 0 & & & 0 \\ \cdot & \cdot & 0 & & \\ \cdot & \cdot & \cdot & 0 & \\ b_{n,1} & \cdot & \cdot & b_{n,n-1} & 0 \end{bmatrix} \quad S = \begin{bmatrix} S_1 & 0 & \cdot & \cdot & 0 \\ 0 & S_2 & \cdot & 0 & \cdot \\ 0 & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ \cdot & \cdot & \cdot & S_{N-1} & 0 \\ 0 & \cdot & \cdot & 0 & S_N \end{bmatrix}$$

I est la matrice identité, B la matrice de distribution de broyage, S la matrice de sélectivité et  $[m(t)]$  le vecteur exprimant les fractions massiques

#### II.6.4 Le bilan de population

Plusieurs auteurs ont cherché à développer des solutions de l'équation de broyage discontinu. La distribution granulométrique d'un produit, pendant un instant t, est obtenue soit par une solution analytique, soit par intégration numérique ou par calcul matriciel, selon le type de formulation utilisé. [24] a développé une solution analytique en supposant que S et b ne varient pas avec le degré de broyage. Cette solution s'écrit comme suit :

$$m_1(t) = m_1(0) \exp(-s_1 t) \quad (\text{II.21})$$

$$m_2(t) = \frac{b_{2,1} S_1 m_2(0)}{S_2 - S_1} \exp(-S_1 t) + \left[ m_2(0) - \frac{b_{2,1} S_1 m_1(0)}{S_2 - S_1} \right] \exp(-S_2 t)$$

$$m_3(t) = m_3(0) \exp(-S_3 t) + \frac{b_{3,2} S_2 m_2(0)}{S_3 - S_2} \left[ \exp(-S_2 t) - \exp(-S_3 t) \right] + \frac{b_{3,1} S_1 m_1(0)}{S_3 - S_1} \left[ \exp(-S_1 t) - \exp(-S_3 t) \right] + S_1 S_2 b_{2,1} b_{3,2} m(0) \left[ \frac{\exp(-S_1 t)}{(S_3 - S_1)(S_2 - S_1)} - \frac{\exp(-S_2 t)}{(S_3 - S_2)(S_2 - S_1)} + \frac{\exp(-S_3 t)}{(S_3 - S_1)(S_3 - S_2)} \right], \text{ etc } \dots \dots \dots (\text{II.22})$$

Donc la solution générale pour les n classes granulométriques est :

$$m_i(t) = \sum_{j=1}^i h_{i,j} \exp(-S_j t) \quad (\text{II.23})$$

$$h_{i,j} = \begin{cases} 0 & \text{pour } i < j \\ m_i(0) - \sum_{k=1}^{i-1} h_{i,k} & \text{pour } i = j \\ \frac{1}{S_i - S_j} \sum_{k=j}^{i-1} S_k b_{i,k} h_{k,j} & \text{pour } i > j \end{cases} \quad (\text{II.24})$$

La solution matricielle du bilan de population a été développée par [25] pour les mêmes conditions.

$$M(t) = \mathbf{I} + S'B - S' \overline{M}(0) \quad (\text{II.25})$$

Avec

$$S' = S\Delta t \quad (\text{II.26})$$

### II.6.5 Détermination des fonctions de sélection et de broyage

La résolution de l'équation nécessite la connaissance des valeurs des fonctions de sélection et de broyage. Ces valeurs dépendent de la nature du matériau, du type de la contrainte et de son intensité ainsi que des conditions opératoires. Si ces fonctions ont une forme simple, on peut modéliser le processus de broyage. Lorsque le broyage est non linéaire, c'est-à-dire lorsque le processus de réduction de taille varie avec le temps, alors S est fonction du temps et la modélisation devient plus complexe.

La détermination des fonctions de sélection et de broyage nécessite une estimation de la quantité de matière, qui apparaît dans une classe par broyage des classes supérieures et celle qui disparaît par broyage de cette classe après une durée de broyage t.

[26] montrent que la fonction de sélection  $S_j$  peut être déterminée expérimentalement par le broyage d'une taille unique de particule j.  $S_j$  représente la pente de la droite d'équation :

$$\ln \frac{M_j(t)}{M_j(0)} = f(t) \quad (\text{II.27})$$

$M_j(0)$ ,  $M_j(t)$  les quantités du matériau de taille j au début du broyage ( $t = 0$ ) et à l'instant t.

[27] constatent que la production des fines au-dessous d'une taille donnée, peut être approchée par une cinétique d'ordre zéro. C'est-à-dire, la loi cinétique qui donne la variation du cumulé passant le tamis  $i$  en fonction du temps est constante.

$$\frac{dP_{ij}}{dt} = F_i \quad i \leq j \quad (II.28)$$

Cette équation est valable que pour un broyage primaire, ce qui revient à dire qu'au voisinage de zéro,  $P_{ij} = f(t)$  est linéaire et  $F_i$  étant la pente de la droite.

D'où, la fonction de broyage  $B_{ij}$  peut être déterminée par l'équation suivante :

$$F_i = \frac{dP_{ij}}{dt} = S_j B_{ij} \quad (II.29)$$

En parallèle, [21] montrent que  $B_{i,j}$ , pour une fraction unique  $j$  d'un matériau donné, peut être estimé à partir d'une analyse de taille du produit par l'équation :

$$B_{i,j} = \frac{\log \left[ \frac{1 - p_i(0)}{1 - p_i(t)} \right]}{\log \left[ \frac{1 - p_j(0)}{1 - p_j(t)} \right]} \quad (II.30)$$

$P_i(t)$  est la fraction massique du cumulé passant le tamis  $i$  au temps  $t$ .

### **II.6.6 Approche énergétique de la cinétique de broyage**

Les expériences de broyage sec de la dolomite dans un broyeur à boulets pour différentes conditions opératoires, effectuées par [28], ont permis de mettre en évidence une constance approximative de la valeur du rapport  $S_1 M / P$  (figure II.6). Ainsi, ces auteurs définissent une nouvelle fonction de sélection en terme d'énergie, sous la forme :

$$S_1^E = \left( \frac{S_1 M}{P} \right) \quad (II.31)$$

avec :

$$P = \frac{E M}{t} \quad (II.32)$$

$P$  : puissance fournie à la charge du broyeur (kW)

$S_1^E$  : fonction spécifique de sélection [(kWh/ tonne)]<sup>-1</sup>



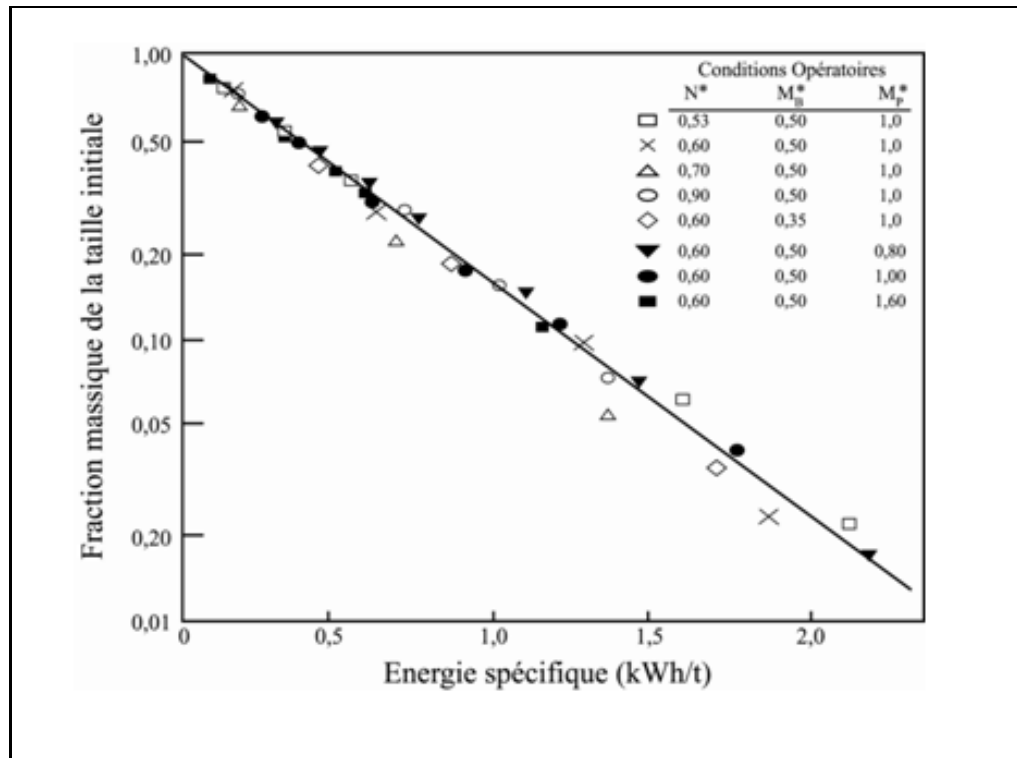
E : énergie spécifique absorbée par la charge du broyeur (kWh/ tonne)

t: temps de broyage ( h)

1: indice de la taille mère des particules

$M_B, M_{Bc}$  : masse des boulets opérationnelle et pour  $J = 100\%$

$M, M_c$  : masse de la matière opérationnelle et pour  $U=100\%$



**Graphique II.3 Disparition de la taille initiale des particules en fonction de l'énergie**

On exprimant la puissance par l'équation (II.31) dans la cinétique d'ordre 1 de la taille mère des particules donne :

$$m_1(t) = m_1(0) \exp \left[ -S_1^E \left( \frac{P}{M} \right) t \right] \quad (\text{II.33})$$

En exprimant la puissance par l'équation (II.32), l'équation (II.33) peut s'écrire sous une forme alternative, par :

$$m_1(E) = m_1(0) \exp \left( -S_1^E E \right) \quad (\text{II.34})$$

Donc, ces auteurs montrent qu'avec une bonne approximation, l'équation (II.19) décrivant la cinétique de broyage, peut se transformer en termes d'énergie en l'équation suivante:

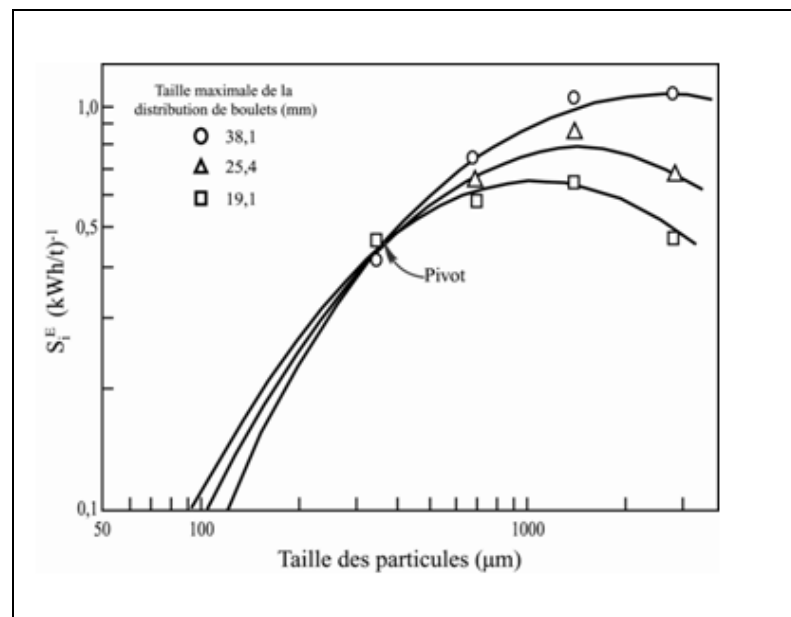
$$\frac{dM_i(E)}{dE} = -S_i^E M_i(E) + \sum_{\substack{j=1 \\ j < i}}^{i-1} S_j^E b_{i,j} M_j(E) \quad (\text{II.35})$$

Les résultats reportés par [29] montrent que  $s_1^E$  est aussi indépendante du diamètre du broyeur.

Par ailleurs, en effectuant des tests de broyage discontinu au laboratoire en voie humide, pour des charges de boulets de différentes distributions de taille de type Gaudin-Shumann, [30] montrent que la variation de la fonction spécifique de sélection avec la taille de particules présente un point pivot (p) (Figure II.7). Ils ajustent ainsi la fonction spécifique de sélection  $s_1^E$  en fonction de celle du point pivot  $s_p^E$  par l'équation :

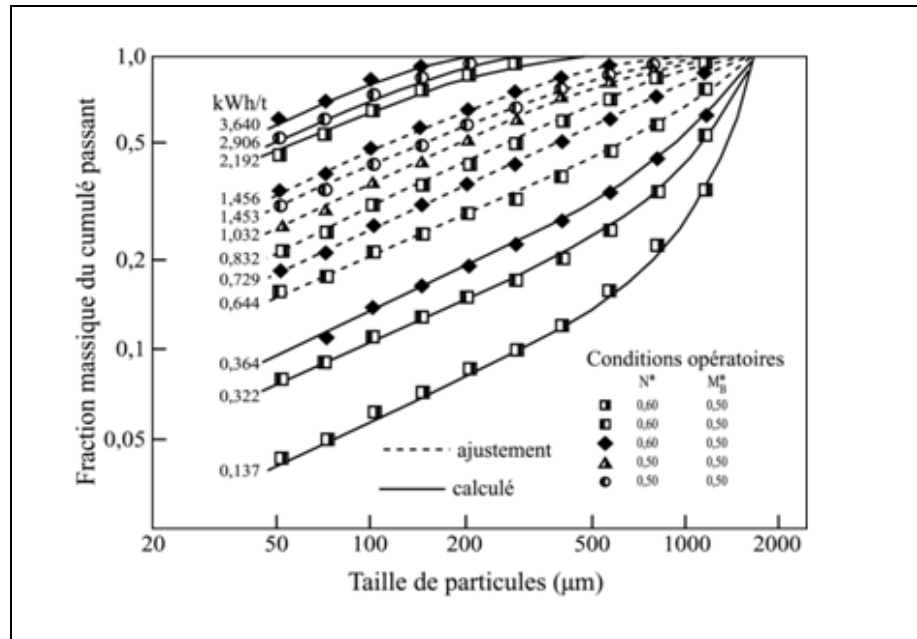
$$S_i^E = k S_p^E \left( \frac{x_i}{x_p} \right)^{\xi_1} \left( \frac{x_i}{x_1} \right)^{\xi_2} \ln \left( \frac{x_i}{x_1} \right) \quad (\text{II.36})$$

k,  $\xi_1$  et  $\xi_2$  sont les paramètres d'ajustement.



**Graphique II.4**  $s_1^E$  en fonction de la taille de particules pour différentes taille des boulets

Ainsi, [31] ont largement utilisé cette approche, dans l'analyse du broyage discontinu de différents matériaux, afin de prédire les distributions de taille des particules en fonction de la consommation spécifique d'énergie. La figure II.8 présente l'exemple du calcaire.



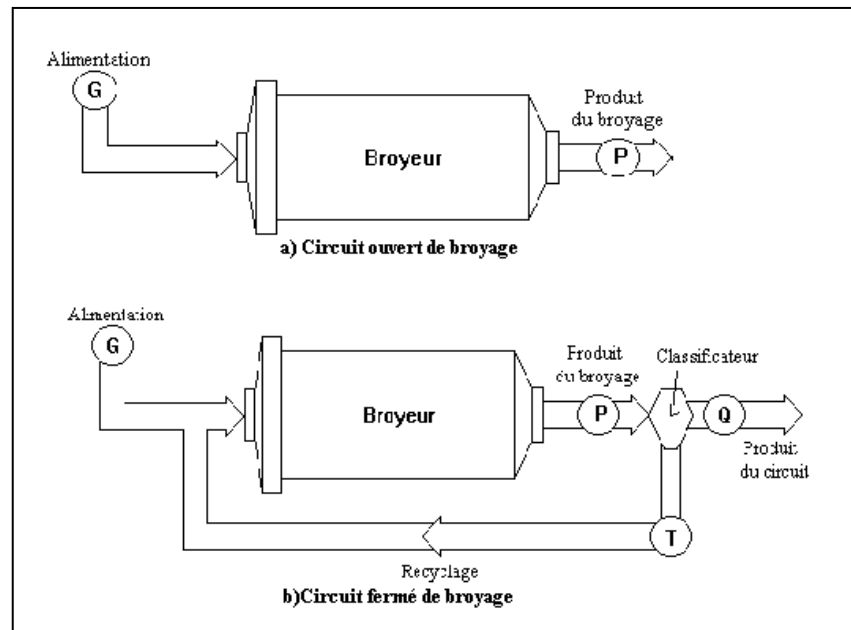
**Graphique II.5. Analyse du broyage discontinu du calcaire par l'approche cinétique énergétique [31].**

## II.6 Extrapolation du modèle de bilan de population au broyage continu

### II.6.1 Modes de broyage en continu

Le procédé de broyage est effectué en circuit ouvert ou fermé (figure II.9). Dans un circuit de broyage ouvert (figure II.9a), le réglage de la finesse s'obtient par l'ajustement du débit d'alimentation. Le broyeur proprement dit est chargé de la fragmentation des particules, il ne fait pas la différence entre les particules suffisamment et insuffisamment broyées. Dans le circuit fermé (figure II.9b), le plus souvent employé, le rôle de l'appareil de classification (séparateur) est de séparer les particules de façon à renvoyer au broyeur celles qui sont insuffisamment broyées pour y être traitées à nouveau. Le broyage en circuit fermé n'est pas supérieur au circuit ouvert lorsqu'il s'agit de broyer à une finesse

moyenne comprise entre (2000- 3000 cm<sup>2</sup>/g de Blaine) un matériau dur, homogène et de nature constante. Le broyage en circuit fermé est plus avantageux lorsqu'il s'agit de broyer à une finesse plus élevée un matériau tendre, hétérogène ou variable. Les risques d'agglomération sont en effet plus grands dans ce cas et le séparateur jouant en même temps le rôle de désagglomérant [32].



**Figure II.4. Circuits ouvert et fermé de broyage**

### II.6.2 Distribution du temps de séjour des particules

Contrairement au fonctionnement discontinu, le fonctionnement continu du broyeur introduit le concept du mouvement de la matière de l'entrée vers la sortie. Si dans le premier cas, les particules séjournent pendant la même durée dans le broyeur et ont par conséquent la même probabilité d'être broyée, dans le second cas, le mouvement de la masse engendre la création d'une distribution du temps de séjour des particules dans le broyeur (DTS). L'équation de distribution de temps de séjour  $\mathcal{E}(t)$  décrit les caractéristiques de l'écoulement et donne le temps de séjour dans le broyeur de chaque fraction à tout instant. Cette fonction dépend de la dispersion hydrodynamique, de l'écoulement, de la géométrie du broyeur. [24] fut le premier à appliquer la notion de DTS sur un procédé de broyage en régime permanent où  $\mathcal{E}(t) \cdot dt$  représente la fraction de masse de particules qui ont

séjourné dans le broyeur pendant une durée  $t$  et qui apparaissent à la sortie du broyeur entre l'instant  $t$  et l'instant  $(t+dt)$ . Il considère que cette fraction va subir le processus de broyage comme si elle était restée pendant une durée  $t$  dans un broyeur discontinu. En régime permanent, la fraction totale qui quitte le broyeur est :

$$p_i W = \int_0^{\infty} m_i(t) \cdot \mathcal{E}(t) \cdot Q \cdot dt \Leftrightarrow p_i = \int m_i(t) \cdot \mathcal{E}(t) \cdot dt \quad (\text{II.37})$$

$W$  est la charge totale du broyeur et  $p_i$ ,  $m_i$  sont la fraction et la masse des particules de taille  $i$

Plusieurs hypothèses doivent être satisfaites afin que ce type de représentation mathématique soit applicable :

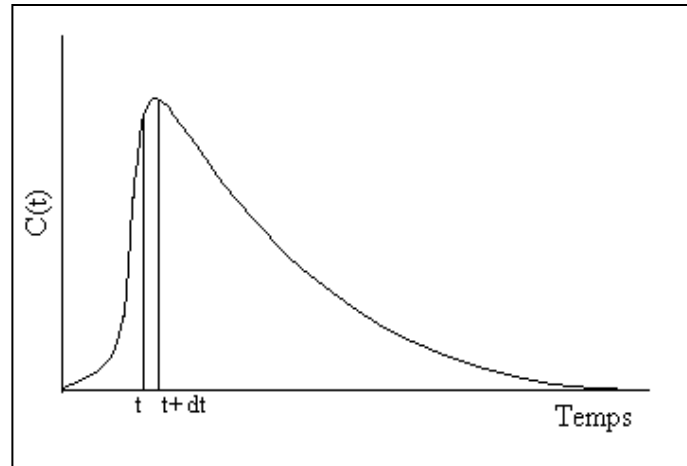
- la distribution de taille de séjour est indépendante de la taille des particules
- absence de classification interne dans le broyeur
- le broyage suit une cinétique du premier ordre.

La technique de mesure de la DTS dans le cas des solides consiste à irradier une fraction massique du solide par un produit radioactif à durée de vie limitée ( $(K^{198}Au(CN))_2$ ). Pour cette méthode le traceur est soit une taille unique ou une classe bien déterminée. Les particules irradiées sont injectées dans le broyeur fonctionnant en régime permanent. La concentration des particules irradiées est détectée en sortie par un compteur de radioactivité. Cette méthode a été utilisée avec succès par de nombreux auteurs [32], [33], [34].

En injectant un traceur inerte à l'entrée du broyeur, et en suivant sa concentration à la sortie (figure II.10), [35] a constaté que l'écoulement n'est pas du type piston (écoulement en masse), il présente un taux de mélange important. Il assimile donc le broyeur à une succession de mélangeurs parfaits et définit ainsi la fonction de distribution du temps de séjour des particules dans un broyeur à boulets par l'équation (II.38).

$$\mathcal{E}(t) = \frac{c(t)}{\int_0^{\infty} c(t)} \quad (\text{II.38})$$

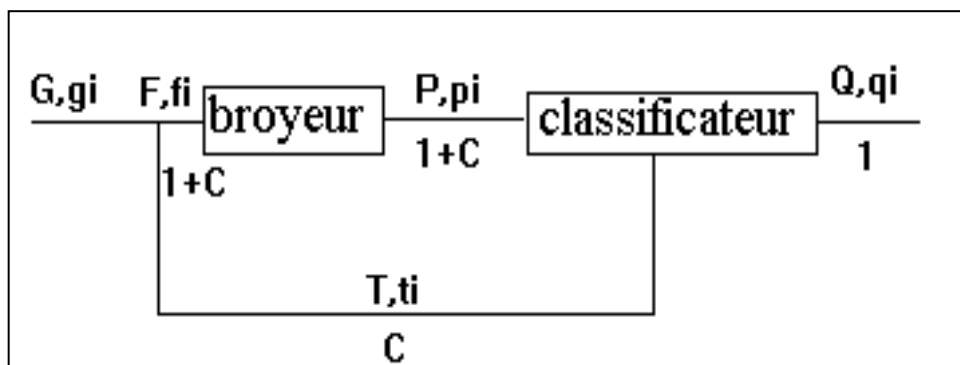
Où  $c(t)$  exprime la concentration du traceur à la sortie du broyeur à l'instant  $t$ .



**Graphique II.6. Distribution des temps de séjour dans un broyeur à boulets**

### **II.6.3 Procédure d'extrapolation du modèle discontinu à un circuit fermé de broyage**

La notation des différents courants de matière d'un circuit fermé de broyage est donnée en figure II.11. Le produit ( $p_i$ ) de débit  $P$  sortant du broyeur est divisé dans le classificateur de sélectivité  $\xi_i$  en gruaux recyclés ( $t_i$ ) de débit  $T$  et en produit final ( $q_i$ ) correspondant  $Q$ . Les produits ( $g_i$ ) et ( $f_i$ ) de débits  $G$  et  $F$  sont les alimentations du broyeur avant et après classification.  $C$  est le taux de recyclage du classificateur.



**Figure II.5. Représentation et notation des flux de matière d'un circuit fermé de broyage**

#### **6.3.1 Le broyeur**

En supposant qu'une fraction de particule  $i$  introduite dans le broyeur continu va subir le processus de broyage comme si elle était restée pendant une durée  $t$  dans

un broyeur discontinu, le broyeur continu peut être représenté par l'équation suivante

$$p_i = \int_0^{\infty} p_{i, \text{batch}}^- \mathcal{E} \mathcal{C} dt \quad (\text{II.39})$$

La fraction totale de produit de taille  $i$  ( $p_i$ ) est la moyenne de toutes les particules de taille  $i$  du produit. L'expression de DTS étant équivalente à celle d'une série de réacteurs parfaitement agités, le temps de séjour moyen des particules peut s'écrire sous la forme :

$$\tau = \frac{\int_0^{\infty} t c(t) dt}{\int_0^{\infty} c(t) dt} \quad (\text{II.40})$$

Soit,

$$\tau = \frac{W}{F} \quad (\text{II.41})$$

$W$  étant la charge du matériau dans le broyeur.

Le produit de broyage  $p_i(t)$  d'une fraction de départ  $w_j(0)$  peut être calculé d'après [36] par l'équation suivante :

$$p_i \mathcal{C}^- = \sum_{j=1}^i d_{ij} w_j \mathcal{C}^- \quad (\text{II.42})$$

$w_j(0)$  est le vecteur de distribution granulométrique de la charge  $F$  d'alimentation.  $d_{ij}$  est la fraction de particule de taille  $j$  dans l'alimentation qui prend la taille  $i$  à la sortie du broyeur après avoir passer un temps  $t$ . Elle dépend de la fonction de sélection ( $S_i$ ) et la fonction de broyage ( $B_{ij}$ ).

$$d_{ij} = \begin{cases} e_j & i = j \\ 0 & i < j \\ \sum_{k=j}^{i-1} C_{ik} C_{jk} \mathcal{C}_k^- - e_{i-j}^- & i > j \end{cases} \quad (\text{II.43})$$

$$(II.44) \quad C_{ij} = \begin{cases} -\sum_{k=1}^{j-1} C_{ik} & i < j \\ 1 & i = j \\ \frac{1}{S_i - S_j} \sum_{k=j}^{i-1} S_k b_{ik} C_{kj} & i > j \end{cases}$$

Définissons le coefficient  $e_j$  représentant l'intégral suivant :

$$e_j = \int_0^{\infty} e^{-s_j t} \mathcal{E} \mathcal{C} dt \quad (II.45)$$

Et après intégration, nous obtenons les équations suivantes pour le broyeur continu et discontinu

$$e_j = e^{-s_j \tau} \quad (\text{broyeur discontinu}) \quad (II.46)$$

$$e_j = \frac{1}{1 + s_j \tau} \quad (\text{broyeur continu}) \quad (II.47)$$

### 6.3.2 Le classificateur

Les produits  $(q_i)$  et  $(t_i)$  peuvent s'écrire en fonction de la sélectivité  $\xi_i$  du classificateur par :

$$q_i = \xi_i P_i \left( \frac{C}{C} \right) \quad (II.48)$$

$$t_i = \xi_i P_i \frac{C}{C} \quad (II.49)$$

C'étant le taux de recyclage du classificateur, donné par :

$$C = \frac{Q}{T}$$

La sélectivité du classificateur  $\xi_i$  peut s'écrire selon [36] par :

$$\xi_i = (1-a)c_i + a \quad (II.50)$$



$a$  est la fraction de matière qui passe par le classificateur pour rejoindre le grua.  $c_i$  est la fonction de classification, représentant la proportion des particules de taille  $i$  de l'alimentation qui se trouve dans le grua.

Se basant sur les données expérimentales du classificateur,  $c_i$  est calculé par les équations suivantes [37] et [38]

$$c_i = \Psi \frac{t_i}{p_i} \quad (II.51)$$

Avec

$$\Psi = \frac{p'_i - q'_i}{t'_i - q'_i} \quad (II.52)$$

$\psi$  est le rendement du classificateur dépendant des conditions opératoires  $p'_i$ ,  $t'_i$  et  $q'_i$  sont les fractions cumulées des particules de taille  $i$  de l'alimentation, du grua et du produit fin.

Par ailleurs,  $c_i$  peut être approché [39] par la corrélation empirique suivante :

$$c_{ii} = \frac{1}{1 + \left( \frac{d_{50}}{d_i} \right)^\beta} \quad (II.53)$$

$\beta$  est un indice de forme [40] , calculé par :

$$\beta = \frac{-2.2972}{\ln \frac{d_{25}}{d_{75}}} \quad (II.54)$$

$d_{50}$ ,  $d_{75}$  et  $d_{25}$  sont les tailles de particules pour lesquelles  $c_i$  est égale à 50, 75 et 25%.

## **Conclusion**

Les modèles de broyeurs opérationnels sont inspirés des théories énergétiques relativement anciennes. Ces théories énergétiques ont tenté de comprendre les liens étroits qui unissent la constitution même de la matière à la quantité d'énergie nécessaire pour la broyer. Elles ont été cependant relativement limitées dans la

justesse de leurs prédictions du fait que la "granulométrie" a été longtemps assimilée à une taille caractéristique d'un lot de particules (taille à laquelle 80% des particules passent ou  $d_{80}$ ). C'est en réalité avec l'apparition des modèles dits "cinétiques" qu'apparaît le traitement mathématique de l'ensemble de la distribution granulométrique. Ainsi, l'analyse de la réduction de taille des particules dans les broyeurs à boulets par l'approche cinétique du bilan de population est largement utilisée, aujourd'hui comme procédure d'extrapolation pour la conception de ces installations dans l'industrie minérale.

Si cette approche cinétique permet de décrire les distributions granulométriques, elle n'a pas intrinsèquement vocation à décrire leurs évolutions en fonction de la consommation énergétique. De plus, les paramètres cinétiques de broyage ( $S_i$  et  $b_{ij}$ ) doivent nécessairement être connus en fonction de : la charge des boulets, la vitesse de rotation, la charge de la matière, la taille des boulets et le diamètre du broyeur. Ces dépendances doivent être décrites dans la structure du modèle du bilan de population.

L'approche mixte cinétique-énergétique de broyage des matériaux, développée par Herbst et ses collaborateurs, débouche sur une fonction de proportionnalité entre la vitesse de broyage et l'énergie consommée, et les paramètres cinétiques sont invariables par rapport à la géométrie du broyeur et aux conditions opératoires. Cette approche est donc capable de fournir à la fois la distribution granulométrique et la prédiction énergétique, tout en simplifiant considérablement les calculs dans la simulation.

## Chapitre III

### SHYNTHESE BIBLIOGRAPHIQUE SUR LA MODELISATION DU PROCEDE DE BROYAGE DE CLINKER A CIMENT

#### Introduction

Cette synthèse bibliographique est consacrée aux travaux antérieurs relatifs à la cinétique de broyage du clinker en modes discontinu et continu.

#### III. 1 Cinétique de broyage discontinu du clinker

##### III.1.1 Fonction de sélection

En 1972, lors du broyage du clinker dans un broyeur de diamètre interne de 19,5 cm, chargé de boulets de taille 2,54 cm, [41] montrent que la fonction de sélection  $S_i$  varie linéairement avec la taille des particules sous la forme :

$$S_i = S_1 \left( \frac{x_i}{x_1} \right)^\alpha \quad (\text{III.1})$$

$S_1$  est la fonction de sélection de la fraction mère des particules,

$\alpha$  est une constante positive, elle dépend du matériau et indépendante des conditions opératoires.

Dans une deuxième étude [42] relative au broyage de deux différents types de clinker dans ce même broyeur, confirment que la fonction de sélection présente un maximum pour une certaine taille des particules. Au delà de cette taille, la fonction de sélection diminue (figure III.1).

Ils proposent alors d'ajuster l'équation (III.1) par l'équation suivante:

$$S_i = a \left( \frac{x_i}{x_0} \right)^\alpha Q(z) \quad (\text{III.2})$$

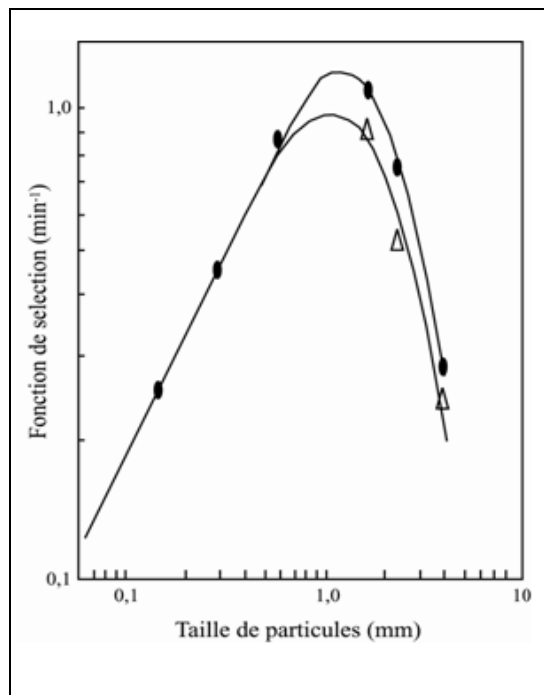
où,  $Q(z)$  représente l'équation de probabilité de Gauss, de forme cloche, elle représente l'allure décroissante de la fonction de sélection et s'exprime par :

$$Q(z) = \left( \frac{1}{\sqrt{\pi}} \right) \int_z^\infty e^{-\xi^2} d\left( \frac{\xi}{\sqrt{2}} \right) \quad (\text{III.3})$$

$$z = \frac{\log\left(\frac{x_i}{\mu}\right)}{\log\sigma} \quad (\text{III.4})$$

$\mu$  est la valeur pour laquelle  $Q(z)=1/2$  ;

$Q(z)$  prend la valeur 1 pour les fines particules, et tend vers 0 pour les grosses.



**Graphique III.1 : Fonction de sélection en fonction de la taille des particules**

[43] propose pour  $Q(z)$  l'équation empirique suivante :

$$Q_i = \frac{1}{1 + \left( \frac{x_i}{\mu} \right)^\Lambda} \quad (\text{III.5})$$

$\Lambda$  est un indice dépendant du matériau

La valeur de  $\mu$  est donnée en fonction de  $x_m$  (la taille pour laquelle la fonction de sélection est maximale) par l'équation :

$$\mu = x_m \left[ \frac{\Lambda - \alpha}{\alpha} \right]^{\frac{1}{\Lambda}} \quad (\text{III.6})$$

$a$  et  $x_m$  sont liées au diamètre des boulets  $d$  et le diamètre du broyeur  $D$  par les équation :

$$a = \frac{k_1 D^{0.6}}{d^{1.5}} \quad (\text{III.7})$$

$$x_m = k_2 D^{0.1} d^2 \quad (\text{III.8})$$

En s'intéressant uniquement à la région croissante de la fonction de sélection, [44] ajustent les valeurs expérimentales de la fonction de sélection de la taille  $i$  des particules du clinker par l'équation :

$$S_i = \frac{a^0 D^\gamma}{1 - d^0} x_i^\alpha \quad (\text{III.9})$$

Les paramètres  $\alpha$ ,  $\beta$ ,  $\gamma$ ,  $d^0$  et  $a^0$  dépendent du matériau et  $\gamma$  se situe dans le domaine

$0,25 < \gamma < 0,61$ . Le tableau III.1 donne pour ce matériau les valeurs de ces paramètres

**Tableau III.1 : Paramètres d'ajustement de l'équation (III.9)**

$\alpha$	$\beta$	$\gamma$	$d^0$	$a^0$
0,52	0,19	0,50	0,67	$2,86 \cdot 10^{-1}$

Afin d'augmenter l'efficacité énergétique de broyage de ce matériau, [45] propose de se placer dans des conditions telles que la fonction de sélection soit maximale. Il établit ainsi, les relations empiriques pour le calcul de la fonction maximale de sélection et la taille optimale des particules à broyer.

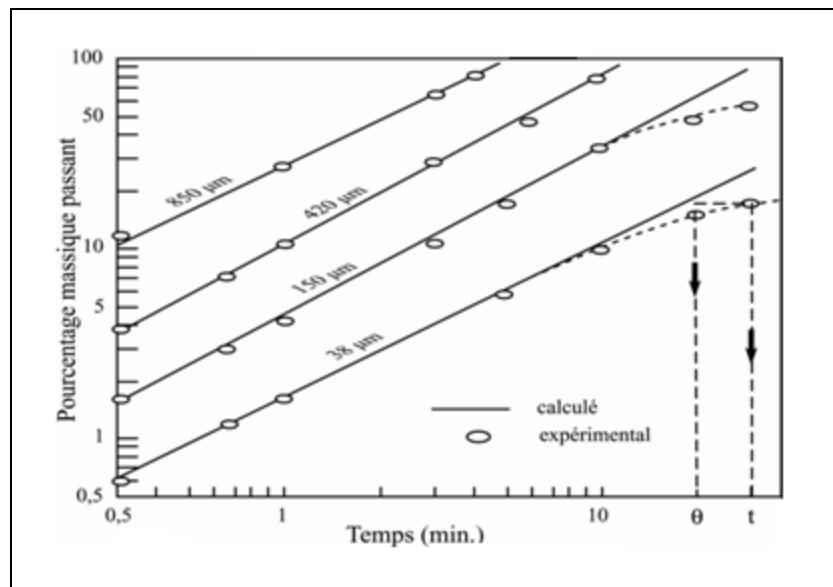
$$S_m = 0,091d_B^{0,493} \quad (\text{III.10})$$

$$x_m = 0,050d_B^{1,217} \quad (\text{III.11})$$

L'effet de l'accumulation des fines sur la cinétique discontinu de broyage de la taille mère des particules a été analysé par [41]. Ainsi, le broyage du clinker dans un broyeur à boulets de laboratoire pour une durée voisine de 40 minutes, montre que l'accumulation d'une large quantité de fines particules dans le procédé ralentit la fonction de sélection (figure III.2). Ainsi, ces auteurs proposent de quantifier le ralentissement de la fonction de sélection  $S_i$  par l'introduction d'un facteur de ralentissement  $\chi(t)$  ( $0 \leq \chi(t) \leq 1$ ), défini par :

$$S_i(t) = \chi(t) S_i(0) \quad (\text{III.12})$$

La figure (III.2) met en évidence l'effet de ralentissement de la taille (0,84 - 1,19mm) après 10 minutes de broyage. Dans cette représentation  $t/\theta$  est une mesure de cet effet.



**Graphique III.2. La fraction massique cumulée passant le tamis i**

### III.1.2 Fonction de broyage

Toutes les études faites sur le broyage d'un matériau quelconque montrent que la fonction de broyage est une caractéristique du matériau et elle est beaucoup

moins affectée par le changement des conditions opératoires de loin par rapport à la fonction de sélection [5]. Ainsi, l'hypothèse la plus utilisée dans la littérature et celle de la normalisation des fonctions de broyage, qui permet de réduire considérablement le nombre de paramètres à optimiser puisqu'elle consiste à supposer que les éléments appartenant à une même diagonale de la matrice de broyage  $B$  sont égaux.

$$b_{ij} = b_{(j+k) \leq n, (j+k) \leq n} \quad (\text{III.13})$$

D'où, la fonction de broyage est proportionnelle au rapport de taille  $x_i$  produit du broyage de la classe mère de taille  $x_j$

$$B_{i,j} \propto \frac{x_i}{x_j} \quad (\text{III.14})$$

Si les tailles des particules suivent une progression géométrique nous avons :

$$\frac{x_i}{x_j} = R^{i-j} \quad (\text{III.15})$$

nous obtenons :

$$B_{i,j} \propto R^{i-j} \quad (\text{III.16})$$

[28] proposent pour  $B_{ij}$  l'équation d'ajustement suivante :

$$B_{i,j} = \phi \left( \frac{x_i}{x_{j+1}} \right)^{\alpha_1} + \left( 1 - \phi \right) \left( \frac{x_i}{x_{j+1}} \right)^{\alpha_2} \quad (\text{III.17})$$

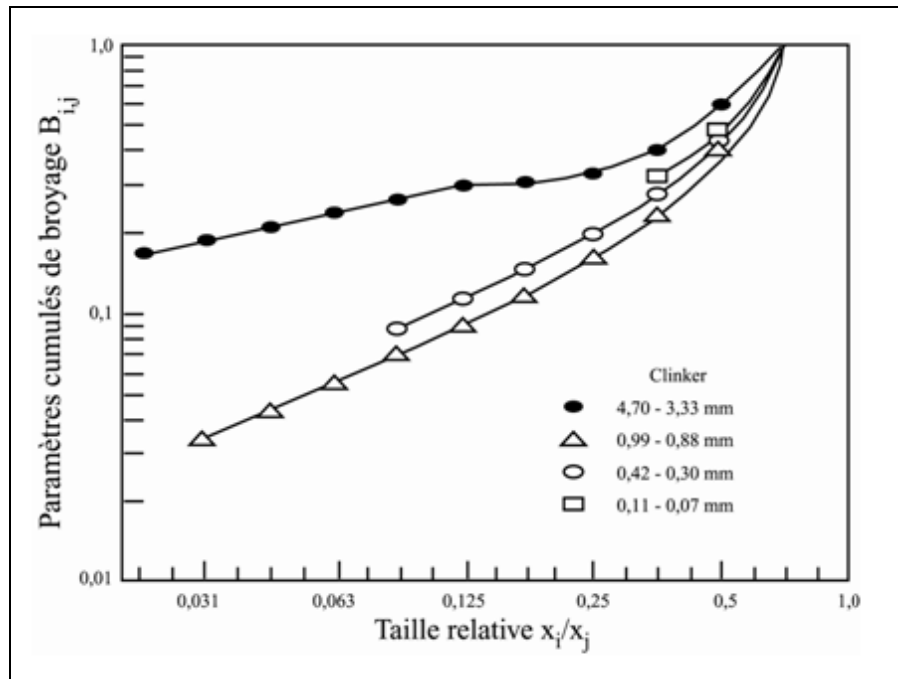
$\phi, \alpha_1, \alpha_2$  sont les paramètres d'ajustement

[46] montrent que l'hypothèse de normalisation ne peut être considérée comme une hypothèse générale et constatent qu'elle n'est pas vérifiée pour le broyage du clinker (figure III.3). Ils proposent ainsi une équation plus générale sous la forme :

$$\phi_j = \phi_1 \left( \frac{x_j}{x_1} \right)^{-\delta} \quad (\text{III.18})$$

$$B_{i,j} = \phi_j \left( \frac{x_i}{x_{j+1}} \right)^{\alpha_1} + \left( 1 - \phi_j \right) \left( \frac{x_i}{x_{j+1}} \right)^{\alpha_2} \quad (\text{III.19})$$

Avec  $0 \leq \phi_j \leq 1$ ;  $1 \leq j < i \leq n$



**Graphique III.3: Fonction de broyage pour différentes tailles de particules du clinker**

### III. 2 Modélisation en mode continu

Concernant la modélisation en mode continu d'un circuit fermé de broyage, [47] proposent un modèle de simulation d'une unité industrielle, basé sur la combinaison des résultats obtenus en mode discontinu avec le modèle des mélangeurs parfaits en série représentant le transport des particules dans le broyeur. Les résultats reportés par ces auteurs, montrent que les ciments obtenus avec un classificateur ayant un rendement très élevé, sont caractérisés par une granulométrie resserrée, un débit de production important et une surface spécifique Blaine faible.



En utilisant les équations modifiées qui tiennent compte de la classification interne, générée par la ventilation du broyeur[48], et en s'appuyant sur des données expérimentales recueillies sur site pour des productions de 100, 110 et 120 t /h de ciment, [49] ont modélisé le circuit ouvert de broyage de la cimenterie de Aslan, situé en Turquie. Les résultats montrent que les distributions de taille des particules de ciment sont assez bien représentées par le modèle.

Auparavant, en utilisant une autre approche de description du séparateur pneumatique, basé sur le concept de la courbe d'efficacité de classification proposée par [50], [51] ont présenté un modèle de simulation d'un broyeur à boulets à deux compartiments d'une unité de ciment situé en Australie. Cette approche d'efficacité de classification, ajustée par les mesures expérimentales industrielles est capable de représenter assez bien le domaine de séparation des fines particules. Pour une surface spécifique Blaine constante du ciment produit, les tests de simulations effectués montrent que la production peut augmenter de 5%, en optimisant la vitesse d'air de classification.

Toujours au moyen de ce même modèle de simulation du circuit fermé de broyage, [52] montrent que la réduction de la dimension des boulets dans le deuxième compartiment permet d'augmenter nettement la capacité de production du ciment.

### **Conclusion**

la cinétique de broyage, développée par les différents auteurs, se concentre uniquement dans l'étape de réduction de taille, et son étude reste restreinte à la taille mère (grossière) des particules, d'une charge supposée de granulométrie resserrée, dans un milieu de boulets de dimensions homogènes. Alors qu'en réalité industrielle, la distribution de la charge du clinker ne répond pas souvent à celle d'une granulométrie resserrée, et sa fragmentation a lieu dans un milieu de boulets hétérogène de différentes dimensions. En conséquence, notre étude visera à clarifier ces différents points.

## **Chapitre IV**

### **DONNEES ET MESURES EXPERIMENTALES DU BROYAGE DU CLINKER**

#### **Introduction**

Ce chapitre est consacré d'une part à une brève description du dispositif et du protocole expérimentaux d'analyse énergétique du broyage discontinu du clinker [53] et d'autre part, à la présentation des paramètres opératoires du circuit de broyage de clinker de la cimenterie de Meftah et des tests d'analyse granulométrique, effectués sur des échantillons de ciment prélevés en différents points du procédé.

#### **IV.1 Données expérimentales de broyage discontinu**

Les données expérimentales de broyage discontinu du clinker en fonction de l'énergie sont celles fournies par [53]. Nous présentons brièvement, ci-après, le dispositif et le protocole expérimentaux de la réalisation de ces mesures.

##### **IV. 1.1 Le clinker**

Le clinker utilisé est une production de la Société Lafarge Ciments (France). Après séchage préalable à une température de 105°C, les coupes granulométriques utilisées sont obtenues par tamisage. Le tableau IV.1 donne leurs proportions dans la charge considérée.

**Tableau IV.1 Données de tamisage du clinker**

Echantillon N°	Ouverture du tamis (mm)	Quantité retenue en % massique
1	[4 -2,8]	10,28
2	[2,8 -2]	9,39
3	[2 -1,4]	7,94
4	[1,4 -1]	6,06
5	[1 -0,71]	3,94
6	[0,71 – 0,5]	3,06
7	[0,50 – 0,355]	9,36
8	[0,355 – 0,25]	21,82
9	[0,250 – 0,180]	4,88
10	[0,180 - 0,12]	11,09
11	[0,120 – 0.090]	5,91
12	<0,090	6,26

#### **IV.1.2 Dispositif expérimental**

Le dispositif expérimental est conçu au laboratoire de Génie chimique de Toulouse. Ce dispositif, schématisé sur la figure IV.1, permet d'effectuer un broyage en mode discontinu dans un broyeur à boulets équipé d'un couplemètre HBM, à arbre de torsion d'un domaine de variation de 0 à 20 Nm pour la mesure de la puissance d'entraînement de la charge du broyeur. Le signal de mesure du couple transmis à un amplificateur Scout 55 avec affichage numérique intégré, est traité par un ordinateur permettant ainsi l'acquisition des valeurs de mesure et leur traitement par le logiciel du Scout 55.

La consommation spécifique d'énergie  $E_m$  est calculée en fonction de la vitesse de rotation  $N$  et du couple  $C$  (t) par l'équation suivante :

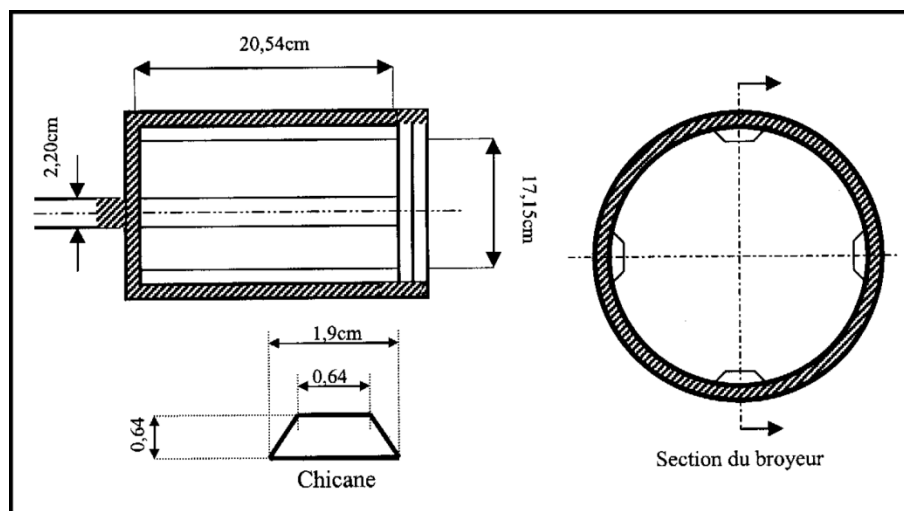
$$E_m = \frac{\int_0^t 2\pi N [C(\tau) - C_0] d\tau}{m_p} \quad (\text{IV.1})$$



**Figure IV.1: Dispositif expérimental de broyage**

$m_p$ ,  $C_0$  sont la masse de produit introduite dans le broyeur et le couple à vide

Le broyeur est une cuve cylindrique en acier inoxydable, d'un diamètre interne 17,15 cm et longueur 20,54cm, équipée de 4 chicanes de forme trapézoïdale (figure IV.2), permettant le relevage de la charge des boulets. Elle est mise en rotation à différentes vitesses, à l'aide d'une unité d'entraînement Leroy-Somer d'une puissance de 0,75 kW et d'une vitesse de sortie comprise entre 0 et 100 rpm. L'unité d'entraînement comprend un moteur asynchrone triphasé, un réducteur, un arbre avec accouplements et un variateur de fréquence pour le réglage de la vitesse de rotation.



**Figure IV.2 : Dimensions du broyeur et des chicanes**

### **IV.1.3 Protocole expérimental**

En fixant les conditions opératoires aux valeurs optimales de broyage ( $N=65$  rpm,  $J=0,45$  et  $U=0,80$ ) (Touil et al, 2006), le broyeur en position vertical est rempli par la charge de boulets (la dimension des boulets est soit 10, 20, 30mm, ou soit une dimension composite). La masse nécessaire de clinker, prètamisée et appartenant à une classe granulométrique donnée, est alors introduite dans le broyeur. La cuve est ensuite fermée et mise en position horizontale pour être mise en rotation. A intervalles de temps fixés, relativement courts, le couple est enregistré et le broyeur arrêté pour permettre la récupération de la charge des boulets et de la matière. Les boulets sont alors nettoyés un par un et remis dans le broyeur. Par contre, la masse récupérée du clinker broyée est analysée par tamisage pour la détermination de sa distribution de taille.

Le tamisage à sec est réalisé en plaçant une colonne de tamis, dont les ouvertures suivent une progression géométrique de raison  $\sqrt{2}$  entre 4 et 0,09 mm (tableau VI.1) sur une tamiseuse automatique de fréquence et d'amplitude réglables. La quantité et le temps de tamisage requis pour les tests varient en fonction de la taille supérieure des particules, tout en évitant l'abrasion du produit.

## **IV.2 Données expérimentales de broyage industriel**

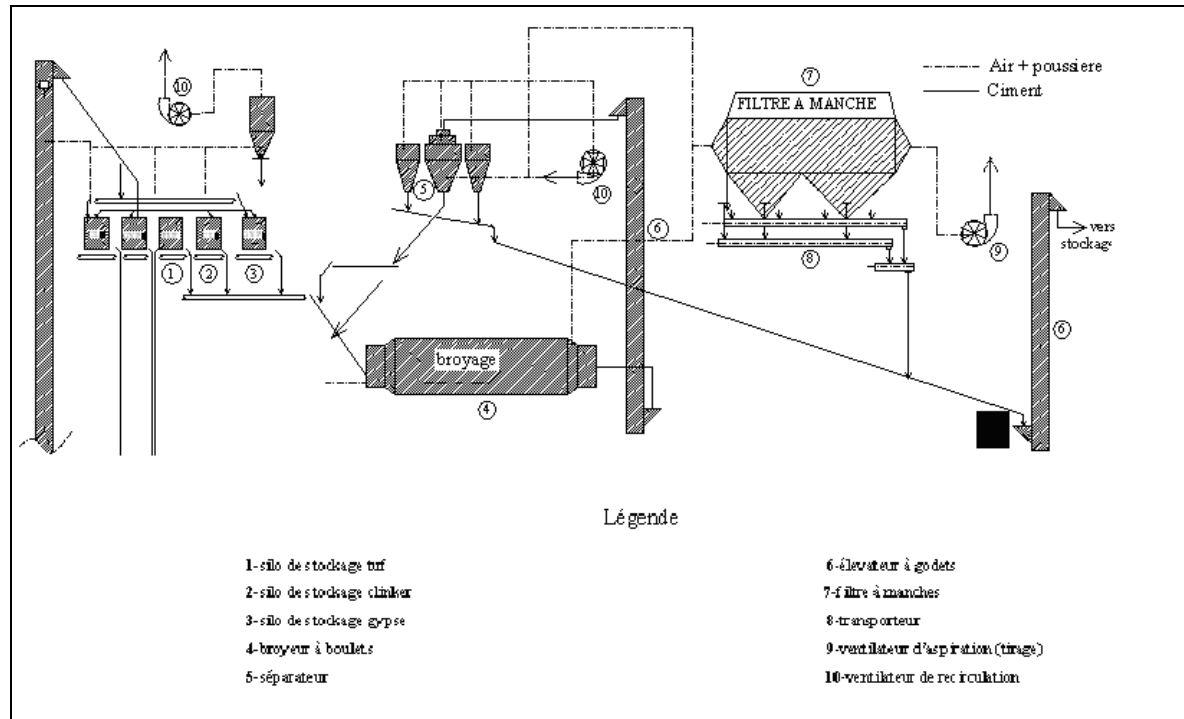
Dans le but d'extrapoler le modèle du broyage discontinu à un broyage industriel en circuit fermé, des paramètres opératoires sont relevés et des tests d'analyse granulométrique sont effectués en différents points du circuit de broyage de clinker de la cimenterie de Meftah.

### **IV.2.1 Présentation de l'Unité de Meftah**

La société des ciments de la Mitidja (SCMI) est une filiale de l'entreprise des ciments et dérivés du centre (ERCC). Elle est située à 27 kilomètres d'Alger, elle est localisée à proximité de la route nationale N°29 reliant la commune de Meftah à celle de Khemis-el- khechna. La cimenterie de Meftah fonctionne avec une ligne de production en voie sèche. Le ciment produit est le ciment composé avec ajout tuf d'une résistance de 45 MPa, minimale à la compression après 28 jours (CPJ45).

## IV. 2.2 Description du circuit de broyage

Le circuit fermé de broyage de l'unité est représenté en figure IV.3, il se compose de différentes installations.



**Figure IV.3 Circuit de broyage de la cimenterie de Meftah**

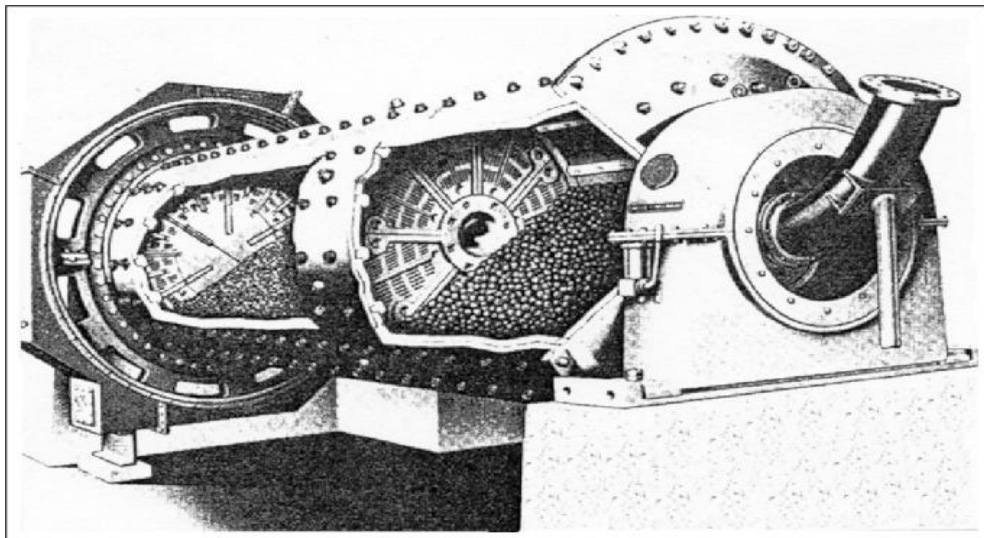
### 2.2.1 Le broyeur

Le broyeur à boulets comporte un compartiment de dégrossissage à l'entrée et un compartiment de finissage à la sortie, respectivement équipés de blindages releveurs et classant. Ces compartiments sont séparés par une cloison releveuse permettant le passage des particules broyées (figure IV.4). Ce broyeur conçu pour une vitesse de rotation de 70 à 80% de la vitesse critique, avec un volume de boulets de 30% du volume du broyeur. Dans le premier compartiment, les tailles des boulets sont telles que leur porosité au repos soit minimale et leur granulométrie soit bien représentée par une loi de type Gaudin Schumann. Dans le compartiment de finissage, la granulométrie des boulets est définie par des méthodes basées sur le coefficient d'aptitude à l'agglomération [10].

Le tableau IV.2 donne les dimensions géométriques, la taille des boulets et les paramètres opératoires de ce broyeur.

**Tableau IV.2 .Dimensions géométriques et paramètres opératoires du broyeur [10]**

Longueur (mm)			Diamètre (mm)	Puissance absorbée (kW)	Masse des boulets (tonne)	Dimensions des boulets (mm)		Vitesse de rotation (tr/min)		
1 <sup>er</sup> Compartiment	Grille	2 <sup>ème</sup> Compartiment				1 <sup>er</sup> Comp	2 <sup>ème</sup> Comp			
4500	200	8530	4200	2800	225	90	32%	15,2		
						80	24,36%		60	22,31%
						70	24,36%		50	49,59%
						60	19,28%		40	28,10%



**Figure IV.4 broyeur à deux compartiments boulets-boulets**

### 2.2.2 Le séparateur

La séparation air -particules de ciment se fait dans un séparateur de 2<sup>ème</sup> génération (figure IV.5). Ce séparateur est considéré comme performant et permet aussi le refroidissement du ciment.

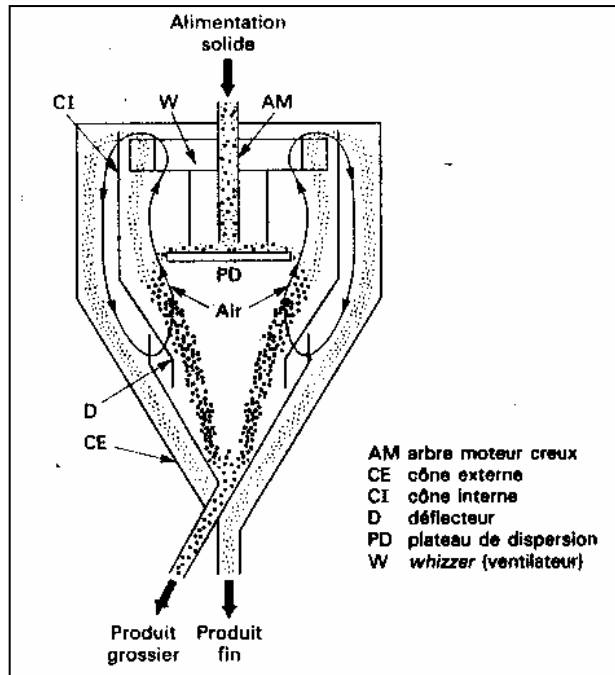


Figure IV. 5 le séparateur des particules de ciment

### 2.2.3 Le filtre à manches

Le Filtre à manches sert à l'épuration de l'air poussiéreux émanant d'un ou de plusieurs points de dépoussiérage. Le filtre est modulaire et peut être livré avec une surface de filtration comprise entre 322 et 866 mm<sup>2</sup>. Les manches du filtre sont décolmatés par un fort jet d'air qui les traverse en sens contraire du passage de l'air poussiéreux. La poussière à l'instant de décolmatage des manches est asservie à la chute de pression dans le système. Une vis et un sas rotatif, commandés par un même moto-réducteur, évacuent la poussière accumulée dans la trémie de fond du filtre. Le tableau IV.3 donne les spécifications de ce filtre.



**Tableau IV.3 : Spécifications du filtre à manches**

Surface filtrante (m <sup>2</sup> )	644x2
Nombre de manches	560x2
Milieu de filtration	tissu filtrant, feutre polyester
Dimension manches (mmxmm)	120x3020
Mode de nettoyage	air comprimé a 7 bars

### **2.2.4 Les ventilateurs**

Deux ventilateurs sont utilisés pour la ventilation du broyeur à boulets (ventilateur de tirage ou d'aspiration) et la recirculation de l'air chargé de ciment dans le séparateur (ventilateur de recirculation). Le tableau IV.4 donne les caractéristiques de ces ventilateurs. L'élévateur à godets et les aéroglissières flux assurent le transport et la circulation du ciment.

**Tableau IV.4. Caractéristiques des ventilateurs**

	Ventilateur de tirage	Ventilateur de recirculation
Débit (m <sup>3</sup> /min)	1370	2900
Pression statique (mm C.E)	400	300
Température (°C)	100	120
Puissance ventilateur (kW)	115	400

### **IV.2.3 Données opératoires**

La charge d'alimentation du broyeur est composée du clinker, du tuf et du gypse. Le tableau IV. 5 donne les débits de ces matériaux et leur humidité.

**Tableau IV.5 Débits et humidités des matériaux**

Matériau	Débit (tonne/h)	Humidité (%)	% dans la charge charge sèche
Clinker	85	-	85
Tuf	10	11,7	10
Gypse	5	3,7	5

#### **IV.2.4 Analyse granulométrique et finesse Blaine du ciment**

Différents échantillons de matière sont prélevés en différents points du circuit de broyage afin de déterminer leurs distributions de taille de particules. La charge d'alimentation du broyeur est analysée par tamisage, par contre le ciment à la sortie du broyeur et du séparateur dynamique (le gruaux recyclé et le fin produit) est analysé par le granulomètre à diffraction laser. Sa surface spécifique est aussi mesurée par le perméabilimètre de Blaine.

##### **2.4.1 Tamisage des matériaux**

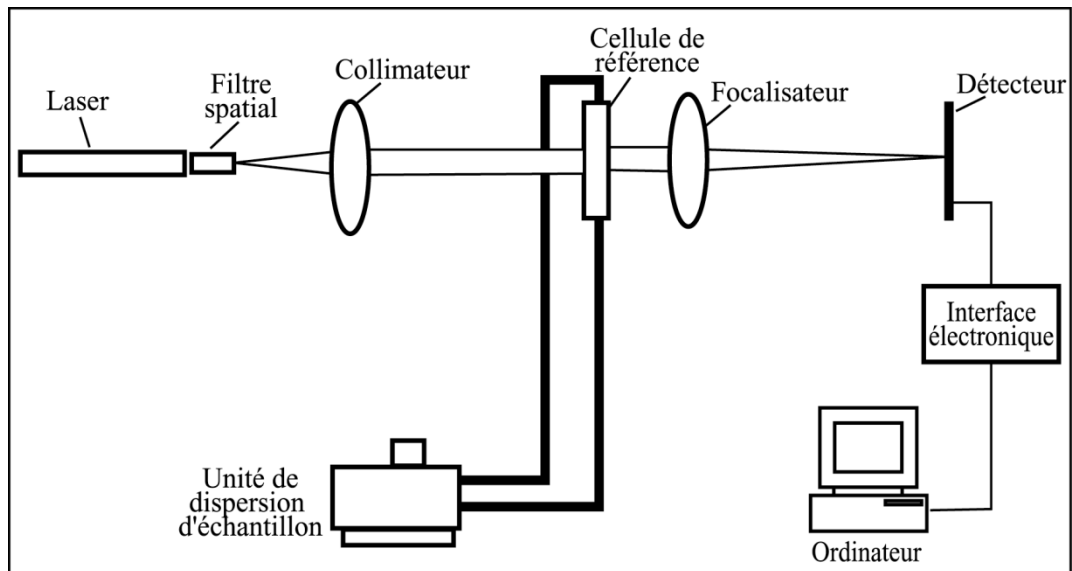
La distribution de taille de particules du clinker, du gypse, du tuf et de leur mélange est obtenue par tamisage, suivant une progression géométrique de raison  $\sqrt{2}$  entre 40 et 0,09. Les résultats de cette analyse sont donnés au tableau IV.6.

##### **2.4.2 Analyse granulométrique du ciment par diffraction laser**

Le granulomètre laser utilisé est de type Malvern Mastersizer S, disponible au Centre d'études et de services technologiques de l'industrie des matériaux de construction de Boumerdes. La mesure de la granulométrie par diffraction laser consiste à faire traverser l'échantillon de produit par un faisceau, de lumière monochromatique, émis par un laser (figure IV.6). La connaissance de la répartition de la lumière diffractée permet de déterminer la courbe granulométrique. Un faisceau laser de 18 mm de diamètre est obtenu en collimatant un faisceau issu d'un tube à gaz Hélium Néon. Ce faisceau est envoyé sur une cellule de mesure, à travers laquelle circulent les particules en suspension dans l'air.

**Tableau IV.6. Distribution granulométrique des matériaux**

Echantillon N°	Ouverture du tamis (mm)	Quantité retenue en % massique			
		Clinker	Tuf	Gypse	Mélange
1	[40-27]	4,015	0.790	3.640	3.6
2	[27 -22]	9,29	0.560	6.460	8.6
3	[22-16]	10,245	5.295	15.595	10.5
4	[16 -10]	14,245	4.590	7.105	13
5	[10 -6,3]	36,995	11.400	18.045	33.8
6	[6,3 – 5]	0,785	1.406	0.145	0.75
7	[5 –4]	16,22	7.096	6.730	14.8
8	[4 – 2,8]	5,16	8.289	4.785	5.2
9	[2,8 – 2]	0,59	4.396	2.160	0.93
10	[2 – 1,4]	0,064	3.656	0.605	0.3
11	[1,4 – 1]	0,087	8.396	2.530	0.74
12	[1-0,71]	0,007	9.560	4.155	0.9
13	[0,71-0,5]	0,006	11.053	5.205	1.1
14	[0,5-0,355]	0,002	3.629	2.050	0.4
15	[0,355-0,25]	0,006	10.554	7.030	1.2
16	[0,25-0,18]	0,008	3.444	5.246	0.7
17	[0,18-0,12]	0,007	1.079	2.070	0.3
18	[0,12-0,09]	0,007	0.938	1.265	0.18
19	<0,09	0,161	1.762	3.865	0.6



**Figure IV.6. Schéma de principe du granulomètre laser**

Cette suspension étant acheminée d'une cellule de dispersion, les particules diffractent la lumière selon un angle particulier. Un faisceau laser de 18 mm de diamètre est obtenu en collimatant un faisceau issu d'un tube à gaz Hélium Néon. Ce faisceau est envoyé sur une cellule de mesure, à travers laquelle circulent les particules en suspension dans l'air. Cette suspension étant acheminée d'une cellule de dispersion, les particules diffractent la lumière selon un angle particulier. Une lentille de Fourier permet de ramener dans un plan optique unique chacune des sources diffractantes. L'image résultant de la diffraction d'un faisceau lumineux par des particules est un ensemble d'anneaux concentriques. La quantité de lumière déviée et l'importance de l'angle de déviation permettent de mesurer la taille des particules. C'est la surface projetée de la particule qui entre en ligne de compte.

L'analyse de cette image est faite par un détecteur multiéléments, comprenant 44 photodiodes en silicium représentant 45 classes granulométriques. La localisation du compteur éclairé donne des informations sur l'angle de diffraction. A partir de celles-ci, le calculateur, par un traitement mathématique, déduit la surface projetée des particules, donc leur dimension et leur nombre dans chaque classe granulométrique. La gamme de tailles accessible s'étend de 0,05 à 900  $\mu\text{m}$ .

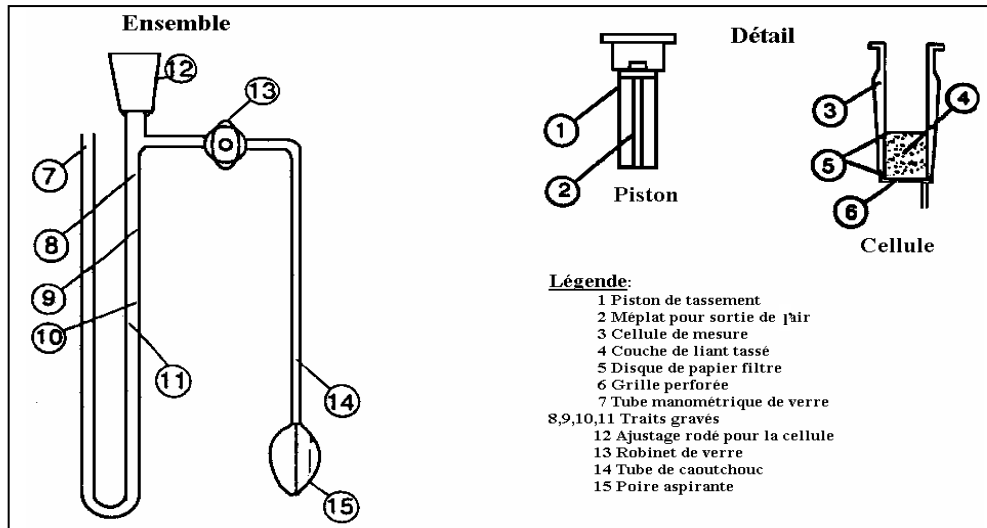
Les distributions de taille des particules de ciments à la sortie du broyeur et du séparateur (Fin et Gruau) sont données au tableau IV.7.

**Tableau IV.7. Analyse granulométrique du ciment par diffraction laser**

Sortie Broyeur		Sortie séparateur Fin (2)		Sortie séparateur Gruau (1)	
Taille (µm)	Refus cumulé %	Taille (µm)	Refus cumulé %	Taille (µm)	Refus cumulé %
212	2.39	212	0.1	212	8.41
90	19.04	90	3.7	90	51.38
45	32.48	45	22.18	45	62.22
40	35.02	40	26.80	40	63.36
32	39.96	32	35.93	32	65.46
25	45.43	25	45.73	25	67.80
20	50.08	20	53.64	20	69.87
15	55.37	15	62.07	15	72.41
10	61.58	10	70.98	10	75.90
5	71.76	5	82.12	5	82.68
4	75.39	4	85.21	4	85.10
3	80.06	3	88.80	3	88.14
-3	100	-3	100	-3	100

### **2.4.3 Mesure de la surface spécifique Blaine du ciment**

L'état de division d'un produit peut aussi être quantifié par la valeur de sa surface spécifique, c'est-à-dire par la valeur de la surface totale des grains contenus dans l'unité de masse de l'ensemble. Elle est déterminée en utilisant la relation de Darcy-Kozeny qui exprime la perméabilité à l'air de la couche tassée de ciment. Le perméabilimètre de Blaine utilisé est un appareil de norme ASTM C204 - AFNOR NF P15442 (figure IV.7) d'un maintien simple et rapide, très répandu dans l'industrie cimentière, permet d'accéder à cette grandeur. Le principe de mesure de la surface spécifique Blaine repose sur le fait que le temps, nécessaire pour faire traverser une couche de poudre par un volume d'air donné, à la pression atmosphérique et à température connue. La détermination de la constante du perméabilimètre, nous a conduit à effectuer des essais préliminaires sur un échantillon de ciment étalon, de surface spécifique 3200 cm<sup>2</sup>/g.



**Figure IV.7 Schéma du perméabilimètre de Blaine**

Les surfaces spécifiques Blaine des différents échantillons de ciment mesurés sont données au tableau IV.8. La surface spécifique du ciment gruaux reste toujours inférieure à celles du ciment sortant du broyeur et le produit fini, soit 2562 cm<sup>2</sup>/g contre 3095 et 4374 cm<sup>2</sup>/g. Ceci est complètement en accord avec leur distribution de taille de particules (tableau IV.7).

**Tableau IV.8 : Surface spécifique Blaine du ciment**

Ciment	Surface spécifique Blaine (cm <sup>2</sup> /g)
Sortie broyeur	3095
Sortie séparateur 1 (Gruau)	2562
Sortie séparateur 2 (fin)	4374

### **Conclusion**

Les données expérimentales du broyage discontinu du clinker présentent l'avantage de mesurer la consommation d'énergie de la fragmentation de ce matériau.

Parmi diverses méthodes de caractérisation des échantillons de ciment d'un circuit de broyage industriel, nous avons choisis celles qui sont les mieux adaptées à la

cinétique du bilan de population. La granulométrie a été étudiée par tamisage et par diffraction laser, la surface spécifique par le perméabilimètre de Blaine.

## Chapitre V

### MODELISATION DE LA CINETIQUE DE BROYAGE DISCONTINU

#### Introduction

Dans ce chapitre nous allons présenter les résultats d'exploitation des données expérimentales de broyage discontinu du clinker. Dans un premier temps nous allons déterminer la cinétique de broyage, par l'approche cinétique-énergétique du modèle de bilan de population durant les premières dépenses d'énergie, tout en précisant les effets de la dimension et de l'hétérogénéité des boulets et de la matière. Ensuite, en introduisant le facteur de ralentissement, nous transposons cette approche cinétique à la représentation du processus de broyage pour des dépenses importantes d'énergie.

#### V.1 Détermination de la fonction spécifique de sélection et de broyage

L'utilisation du bilan de population dans l'approche cinétique-énergétique nécessite la connaissance de la fonction spécifique de sélection  $S_j^E$ , et de la fonction de broyage  $B_{i,j}$  des différentes tailles de particules. Pour tout ce qui suit, nous noterons la classe à broyée par l'indice j et le produit de broyage par l'indice i.

##### V.1.1 Fonction spécifique de sélection

###### 1.1.1 Boulets de taille unique

La représentation de la fraction massique de la taille initiale des particules j, en fonction de l'énergie spécifique et pour différents diamètres de boulets (figure V.1),

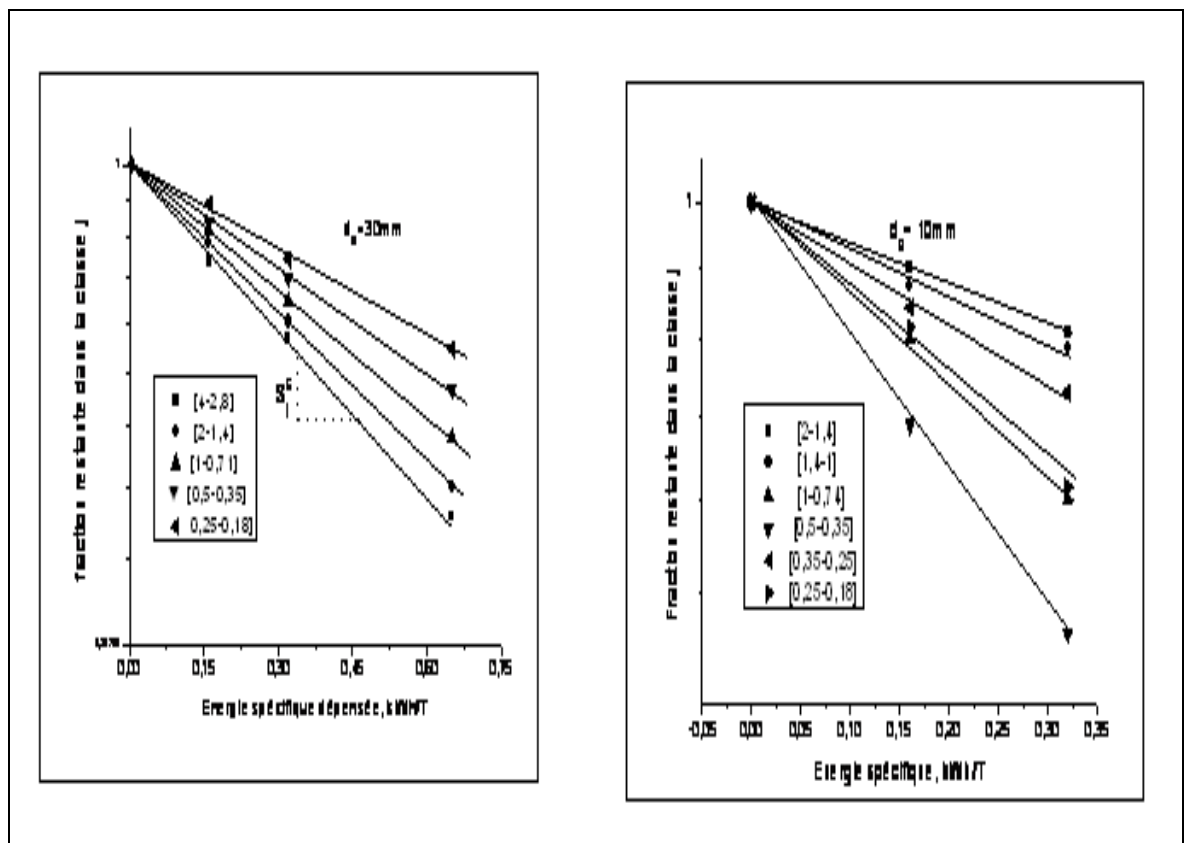


montre que la vitesse de disparition de la classe mère de taille, normalisée par rapport à l'énergie admet effectivement une cinétique d'ordre 1, d'équation :

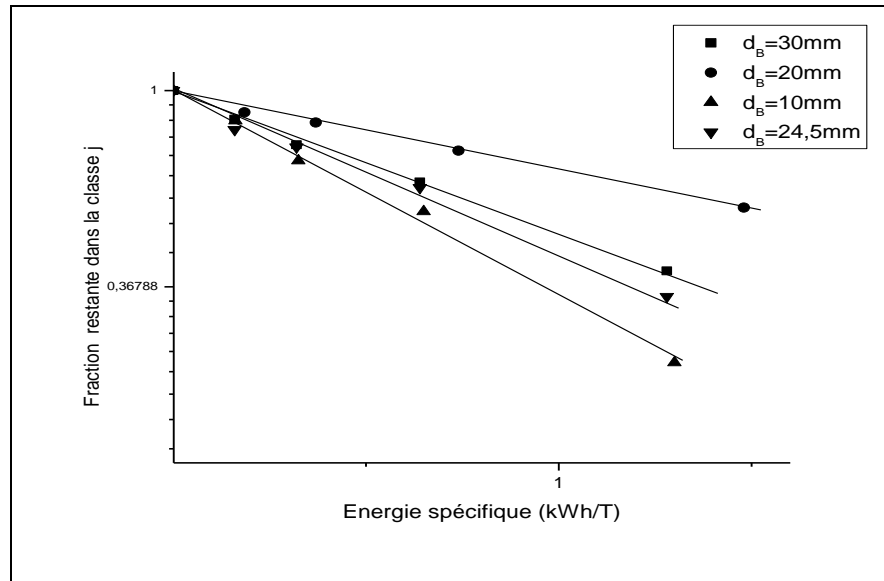
$$m_j(E) = m_j(0) \exp(-S_j^E E) \quad (V.1)$$

Ces courbes permettent de déterminer la fonction spécifique de sélection  $S_j^E$  pour les différents diamètres des boulets (10, 20 et 30mm).

En parallèle, la figure V.2 montre très clairement que la fonction spécifique de sélection de la taille [0,25-0,18] de particules dépend fortement de la dimension des boulets. En effet, elle est plus importante en présence d'un diamètre de boulets de 10 mm. Ainsi, la dépense spécifique d'énergie pendant les premiers instants du broyage est nettement plus faible en utilisant ce type d'éléments

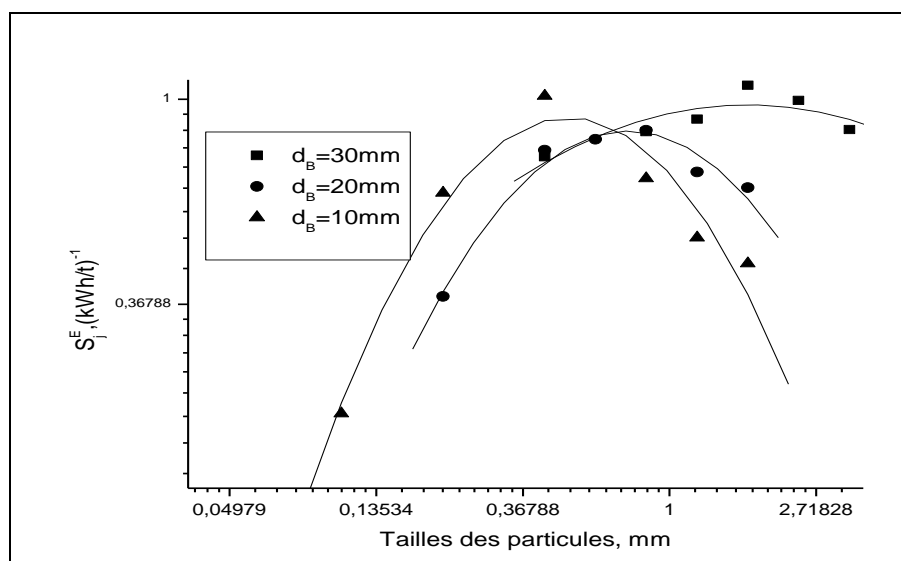


Graphique V. 1 Cinétique d'ordre 1 de disparition de la taille des particules



**Graphique V.2 Cinétique de disparition des particules de la classe [0,25-0,18] pour différent diamètre de boulets**

L'évolution de la fonction spécifique de sélection en fonction de la taille moyenne des particules (moyenne arithmétique) des différentes coupes granulométriques, pour les diamètres de boulets (10, 20 et 30 mm), est donnée par la figure V.3. Ces courbes, présentant une allure similaire pour les différentes tailles des boulets, montrent que la fonction spécifique de sélection passe par un maximum pour une certaine taille des particules : ce maximum est spécifique pour chaque dimension de boulets. D'une manière générale, dans le cas de la fonction de sélection, cette évolution a été déjà observée et traitée par [42] puis [44].



**Graphique V.3. Variation de la fonction spécifique de sélection en fonction de la taille initiale des particules**

Nous proposons pour l'ajustement de la variation de la fonction spécifique de sélection en fonction de la taille des particules, une équation similaire à celle de [42], décrite au chapitre III, dans laquelle le temps est substitué par l'énergie spécifique :

$$S_j^E = a_E \left( x_j \right)^\alpha Q(x_j) \quad (\text{V.2})$$

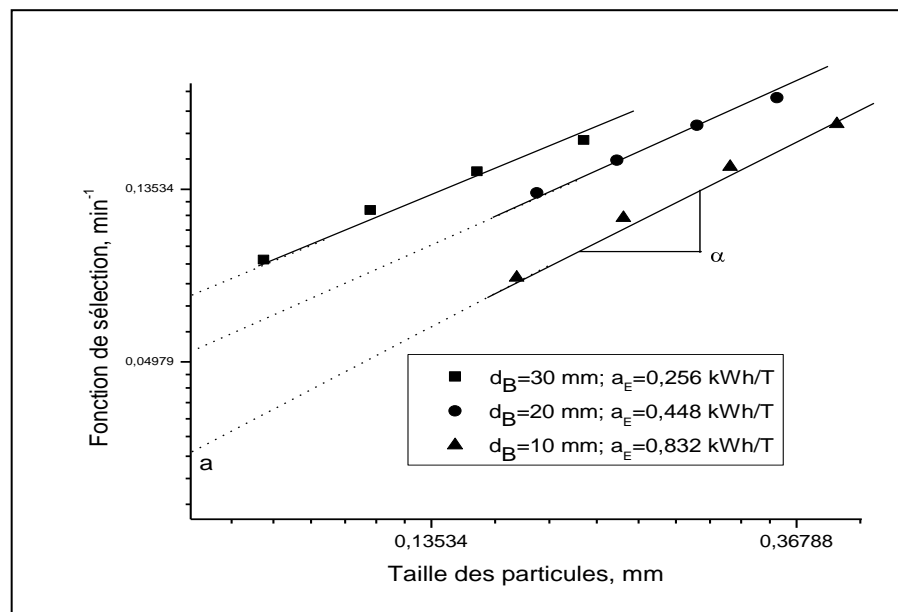
$$Q(x_j) = \frac{1}{1 + \left( \frac{x_j}{\mu} \right)^\Lambda} \quad (\text{V.3})$$

$$Q(x_j) \rightarrow 0 \quad \text{pour } x_j > x_{\max}$$

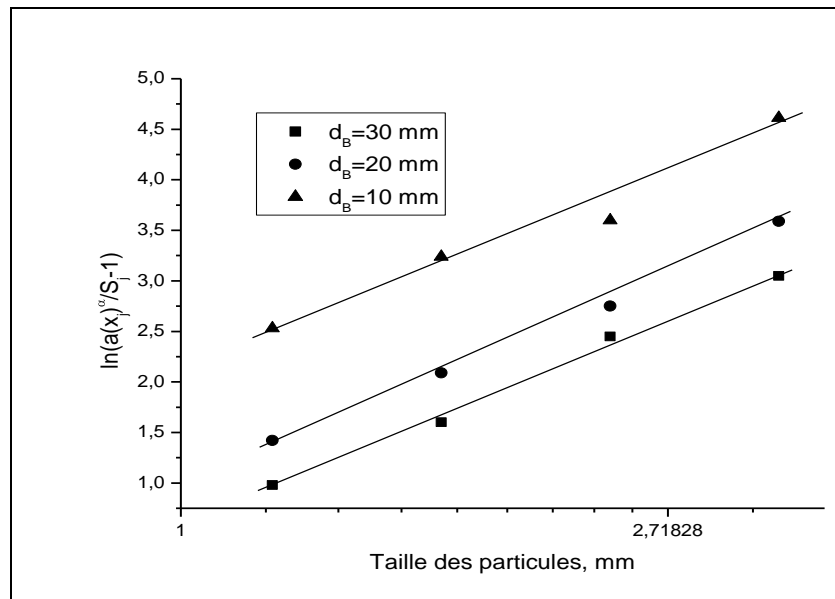
$$Q(x_j) \rightarrow 1 \quad \text{pour } x_j < x_{\max}$$

Les paramètres  $a_E$ ,  $\alpha$ ,  $\mu$  et  $\Lambda$  sont déterminés pour chaque taille de boulets (tableau V.1).

- $\alpha$  et  $a_E$  sont la pente et l'ordonnée pour  $x < x_m$  de la droite d'équation  $S_j^E = a_E \left( x_j \right)^\alpha$ , représenté dans un plan log-log (figure V.4).
- $\Lambda$  et  $\mu$  sont la pente et l'ordonnée pour  $x > x_m$  de la droite d'équation  $\ln \left( \frac{a_E \left( x_j \right)^\alpha}{S_j^E} - 1 \right) = f(x_j)$  (figure V.5).



Graphique V.4 : Détermination des paramètres  $a_E$  et  $\alpha$



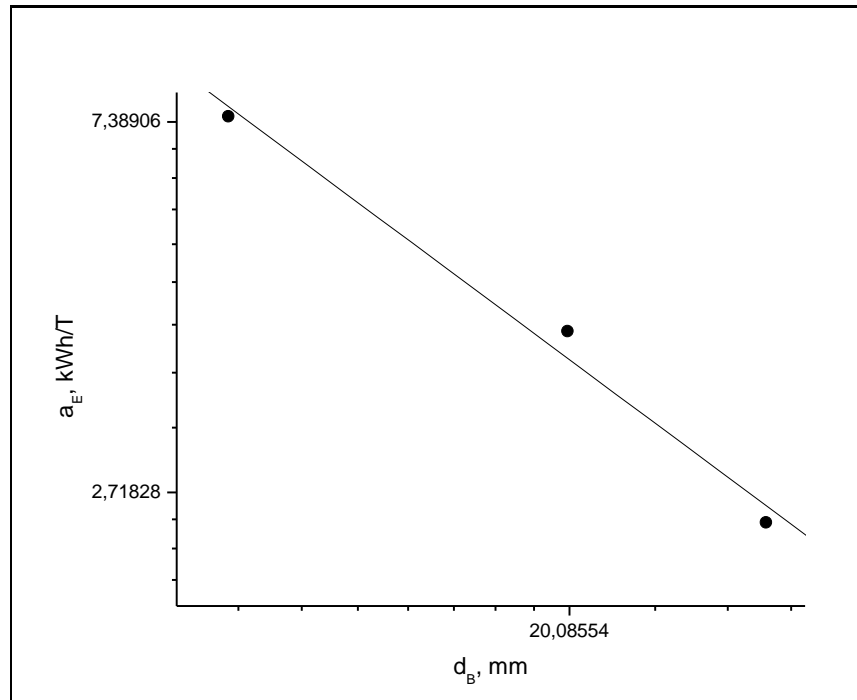
**Graphique V. 5 : Détermination des paramètres  $\Lambda$  et  $\mu$**

**Tableau V.1 Paramètres d'équation de la fonction spécifique de sélection.**

Tailles de boulets (mm)	$\alpha$	$a_E$ (kWh/T) <sup>-1</sup>	$\Lambda$	$\mu$ (mm)
30	1,500	0,256	2,00	0.742
20	1,475	0,448	2.08	0.593
10	1,520	0,832	1.95	0.340

Le tableau montre que  $\alpha$  et  $\Lambda$  restent inchangés quelque soit la taille des boulets ( $d_B$ ). Ainsi, ces paramètres restent liés uniquement au matériau et sont indépendants des conditions opératoires. Leurs valeurs seront prises par la suite à 1,5 et 2 respectivement. Quant à  $a_E$ , il diminue avec l'augmentation de  $d_B$  (figure V.6) et il peut s'écrire sous la forme :

$$a_E = \frac{1}{d_B^{1.05}} \quad (\text{V.4})$$

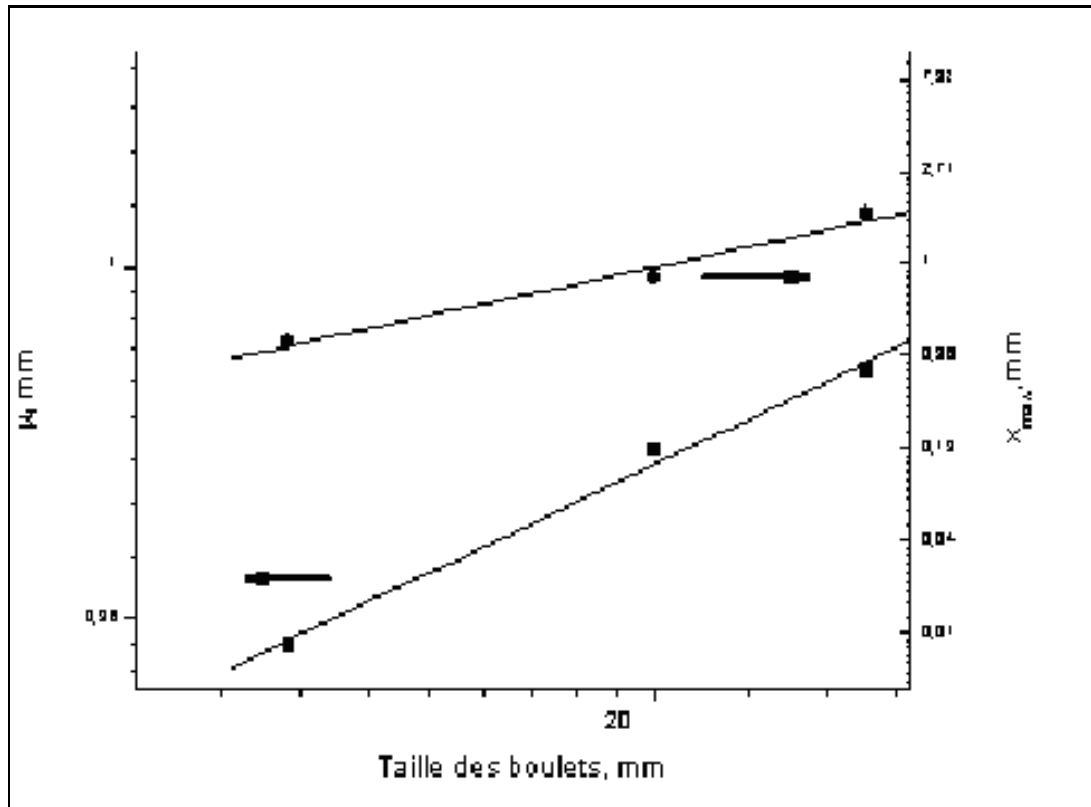


**Graphique V.6 Variation de  $a_E$  en fonction de la dimension de boulets**

La figure V.7 représente la variation de  $\mu$  et  $x_{\max}$  (taille de particules pour laquelle  $S_j^E$  est maximale) en fonction de  $d_B$ . Elle montre que ces deux paramètres peuvent être ajustés par les équations suivantes :

$$\mu = x_{\max} \left( \frac{\Lambda - \alpha}{\alpha} \right)^{\frac{1}{\Lambda}} \quad (\text{V.5})$$

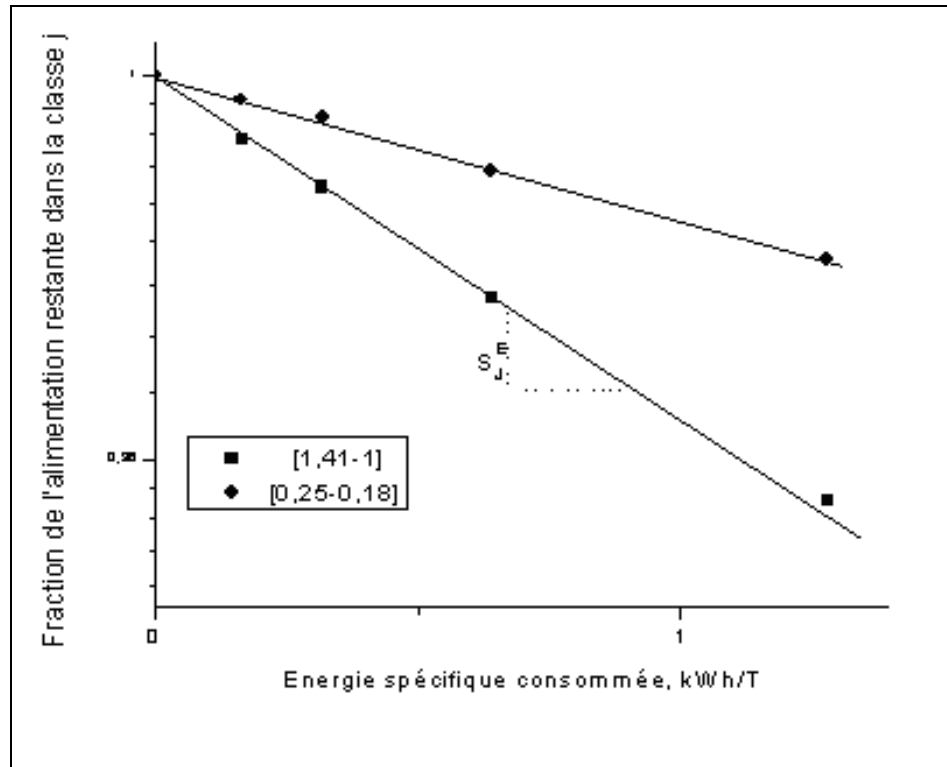
$$x_{\max} = 0,053d_B^{0,95} \quad (\text{V.6})$$



**Graphique IV.7** Variation de  $\mu$  et  $x_{\max}$  en fonction de la taille de boulets.

### 1.1.2 Mélange composite de boulets

La représentation de la fraction massique de la taille initiale des particules [1,41-1] et [0,25-0,18] en fonction de l'énergie spécifique (figure V.8) et pour une charge composite (50% de 30mm, 45% de 20mm et 5% de 10mm) d'un diamètre moyen 24,5 mm montre que cette cinétique reste vérifiée pour le mélange de boulets.



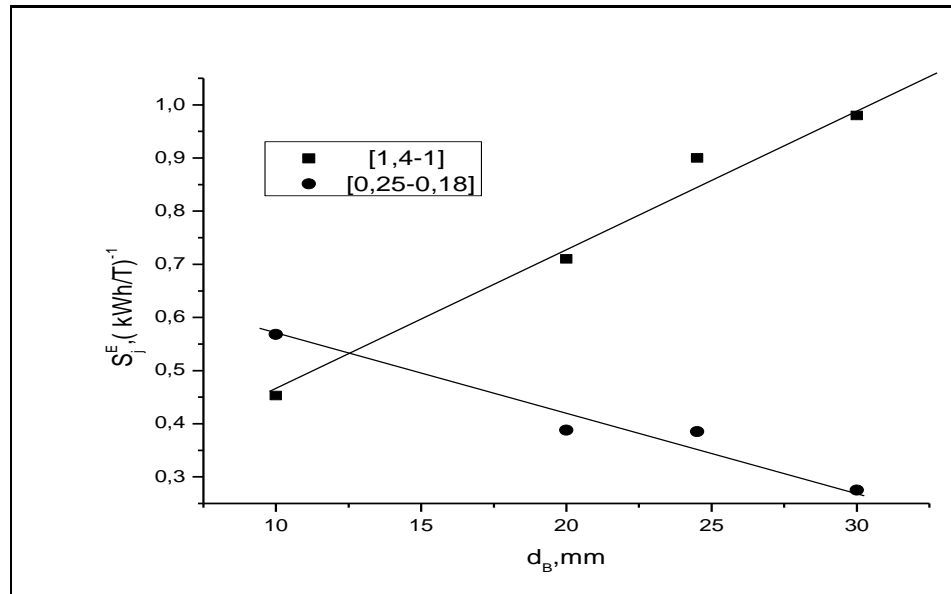
**Graphique V. 8. Cinétique d'ordre 1 de disparition de la taille des particules [1,41-1] et [0,25-0,18] pour  $\bar{d}_B = 24.5\text{mm}$ .**

La figure V.9 donne la variation de la fonction spécifique de sélection de ces deux intervalles de taille en fonction de la dimension des boulets. Les courbes peuvent très bien être lissées par des équations linéaires simples. La fonction spécifique de sélection, étant la probabilité pour qu'une particule de taille donnée se trouve dans le volume de contact avec les corps broyants, sa variation en fonction de la dimension de boulets est croissante pour la taille (1 -1,4mm) et décroissante pour (0,25 – 0,18 mm).

Par ailleurs, ce résultat montre que la fonction spécifique de sélection d'une taille  $i$  de particules ( $\bar{S}_j^E$ ), pour ce mélange de boulets, peut être exprimée par :

$$\bar{S}_j^E = \sum_{k=1}^m S_j^E \bar{y}_k \quad (\text{V.7})$$

$y_k$  étant la fraction massique de la taille  $k$  des boulets.



**Graphique V.9 : Evolution de la fonction spécifique de sélection en fonction de la taille des boulets pour les classes (0,25 – 0,18mm) et (1 – 1,4 mm)**

Nous confirmons ici le résultat obtenu précédemment par [43], qui avaient proposés une expression similaire pour le calcul de la fonction de sélection, en supposant l'absence d'interaction entre les boulets.

De plus, ce résultat confirme que la fonction de sélection d'une taille de particules broyées dans un contexte industriel, c'est-à-dire en utilisant une charge de boulets de différentes tailles, peut être approchée par des tests de broyage pratiqués en laboratoire avec des boulets de taille unique.

Rappelons que l'équation (II.36) décrite au chapitre II, proposée par [30] pour le calcul de la fonction spécifique de sélection en fonction de la dimension de boulets, nécessite des expériences avec des distributions de différentes tailles de boulets.

### **V.1.2 Détermination de la fonction de broyage**

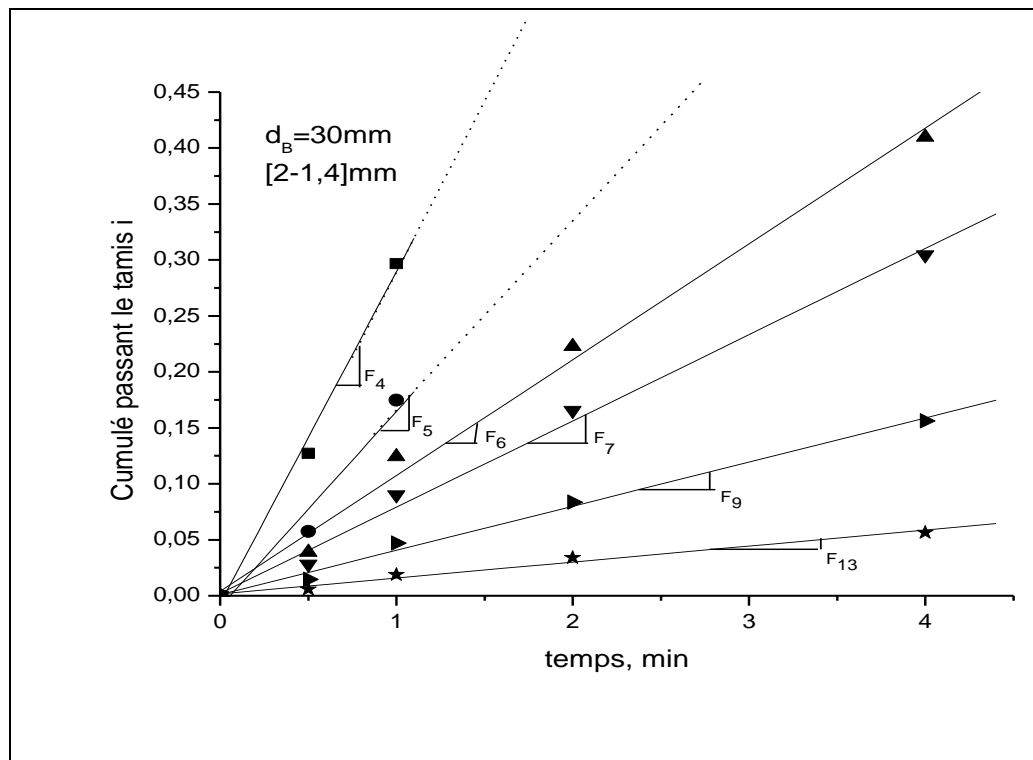
L'hypothèse de la production des fines d'ordre zéro, proposée par [27], décrite par l'équation (II.28) et rappelée ci-dessous, permet de déterminer les fonctions  $B_{ij}$  pour le broyage du clinker.

$$B_{ij} = \frac{F_i}{S_j} \quad (\text{V.8})$$

$S_j$  étant la fonction de sélection de la taille  $j$  exprimée en  $\text{mn}^{-1}$  et  $F_i$  la pente de la droite représentant le cumulé passant la taille  $i$  en fonction du temps. A titre

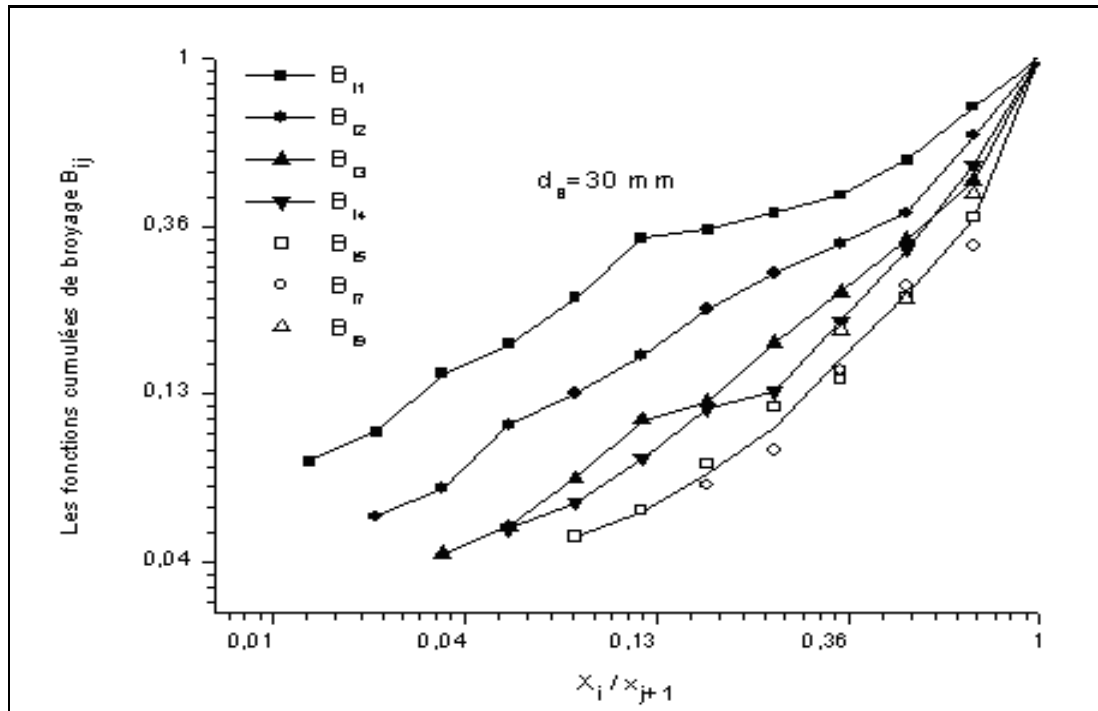


d'exemple, la détermination de  $F_i$ , pour le broyage de la classe de taille (2 – 1,4mm) est représentée en figure (V.10).



**Graphique V.10: Variation du cumulé passant le tamis  $i$  en fonction du temps de broyage de la taille (2 – 1,4 mm)**

Quant à l'évolution de la fonction  $B_{ij}$ , en fonction de la taille relative des particules ( $x_i/x_{j+1}$ ) pour le broyage de différentes tailles mères de particules, elle est représentée sur la figure V.11. On constate que la fonction de broyage n'est pas complètement normalisable. Pour les classes de particules supérieures ou égales à (1 – 0,70mm), le broyage ne donne pas des distributions de taille, relatives aux particules mères, identiques. Ce résultat conforte celui de [41], qui avaient constaté que cette fonction n'est pas normalisable pour un large domaine de tailles de particules mères. Ainsi, l'équation (III.17), proposée par [28] dans le cas de la normalisation de la fonction de broyage, ne peut être applicable pour l'ensemble des classes granulométriques de ce matériau.



**Graphique V.11. Fonctions de distribution broyage  $B_{ij}$  de différentes tailles de particules pour un diamètre de boulets de 30 mm.**

L'équation de la fonction de broyage s'écrira donc :

$$B_{ij} = \phi \cdot \left( \frac{x_i}{x_{j+1}} \right)^{\alpha_1} + \left( 1 - \phi \right) \cdot \left( \frac{x_i}{x_{j+1}} \right)^{\alpha_2} \quad \text{pour } 3 \leq j < i \leq n \quad (\text{V.9})$$

$$B_{ij} = \phi_j \left( \frac{x_i}{x_{j+1}} \right)^{\alpha_1} + \left( 1 - \phi_j \right) \left( \frac{x_i}{x_{j+1}} \right)^{\alpha_2} \quad \text{pour } 1 \leq j \leq 3, j < i \leq n \quad (\text{V.10})$$

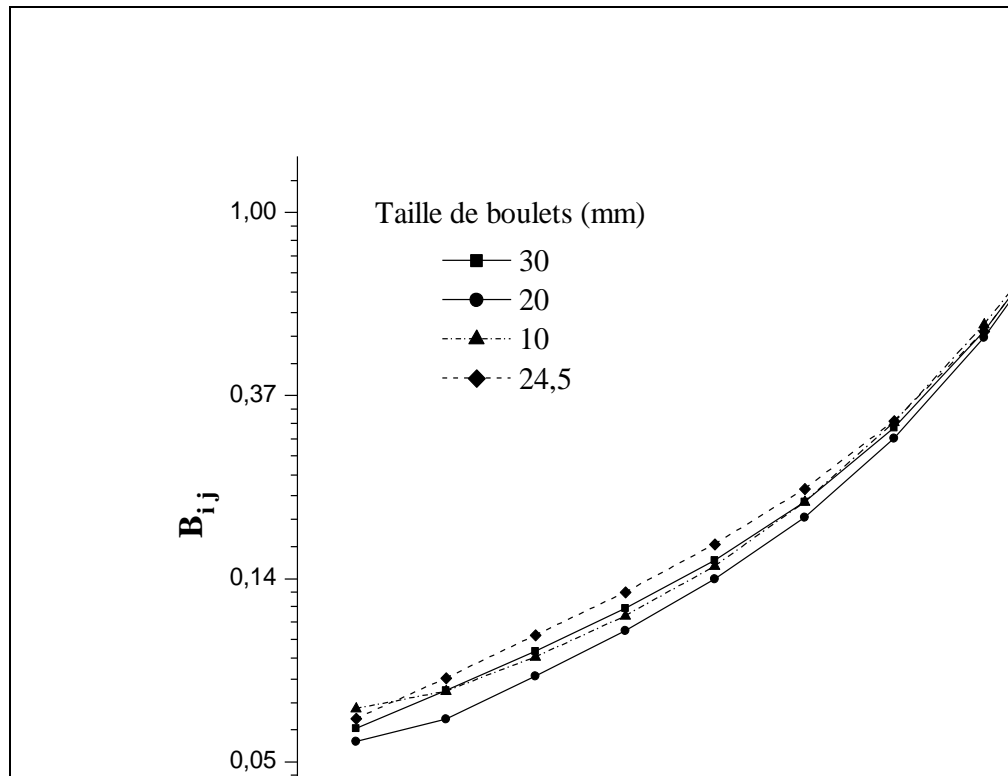
$$\phi_j = \phi_1 \left( \frac{x_j}{x_1} \right)^{\delta} \quad (\text{V.11})$$

Nous posons l'indice "j" pour la classe pour laquelle la fonction de broyage  $B_{ij}$  est normalisable.

La figure V.12 représente la variation de la fonction de broyage  $B_{ij}$  de la taille (1,4 - 1mm) pour les diamètres de boulets 10, 20, 24,5 et 30mm. Cette représentation met en évidence la normalisation de la fonction de broyage  $B_{ij}$  par rapport aux différentes tailles de boulets. Cette hypothèse reste aussi vérifiée pour un mélange de différentes tailles de boulets, d'un diamètre moyen de 24,5 mm. Ainsi, la distribution de taille des

particules de la famille mère, lors du broyage primaire, est indépendante de la dimension et l'hétérogénéité de ces corps broyants. D'où la fonction de broyage  $B_{ij}$  pour un mélange de boulets peut s'écrire aussi :

$$\bar{B}_{ij} = \frac{\sum_{k=1}^M y_k S_{j,k}^E B_{i,j,k}}{\bar{S}_j^E} \quad (V.12)$$



**Graphique V.12: Fonctions de distribution de broyage  $B_{ij}$  de la taille (1,4 – 1mm) pour différents diamètres de boulets**

Les paramètres d'ajustement de la fonction de broyage sont déterminés comme suit [21]. Pour les fines particules ( $x_i/x_{j+1} \rightarrow 0$ ) l'équation (V.9) se transforme en équation (V.13), qui donne dans un plan log-log une droite de pente  $\alpha_1$  et  $\phi$  l'ordonnée pour ( $x_i/x_{j+1} = 1$ ).

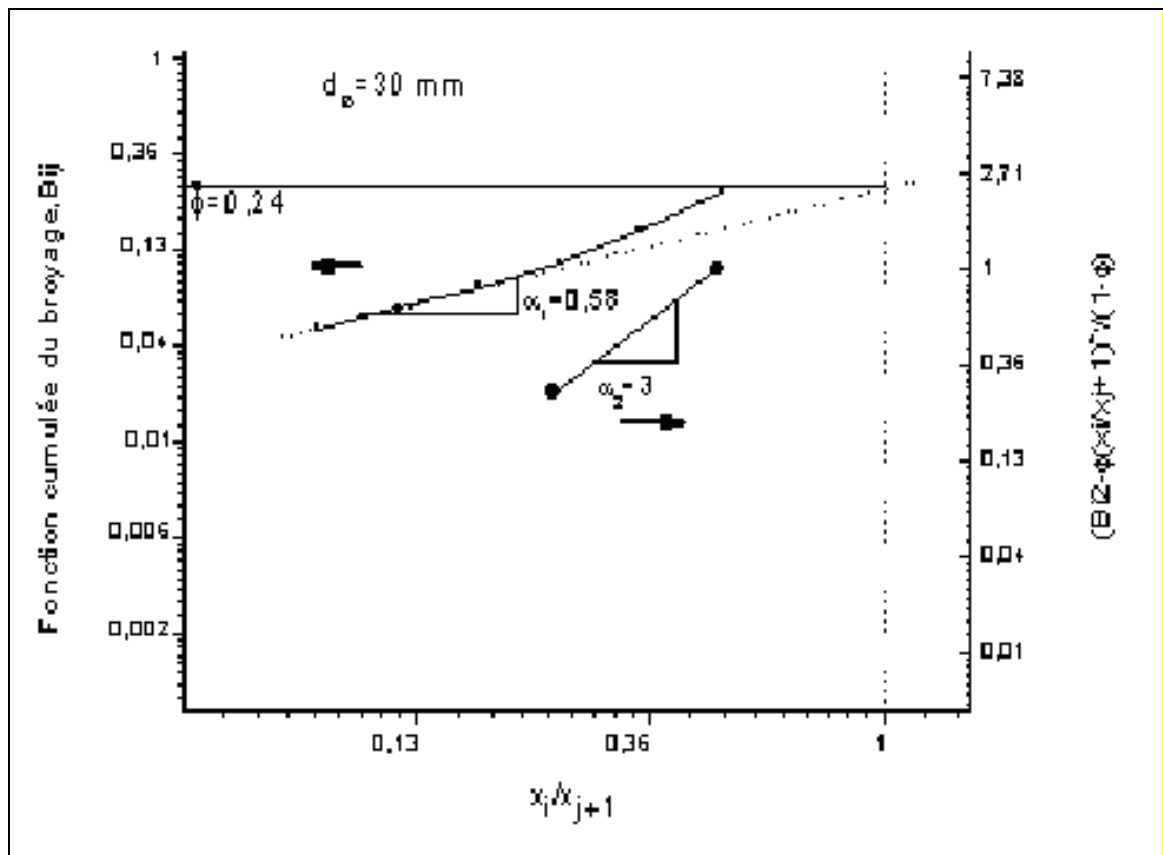
$$B_{ij} = \phi \left( \frac{x_i}{x_{j+1}} \right)^{\alpha_1} \quad (V.13)$$

La représentation de l'équation suivante pour les grosses particules donne aussi dans un plan log-log une droite de pente  $\alpha_2$ .

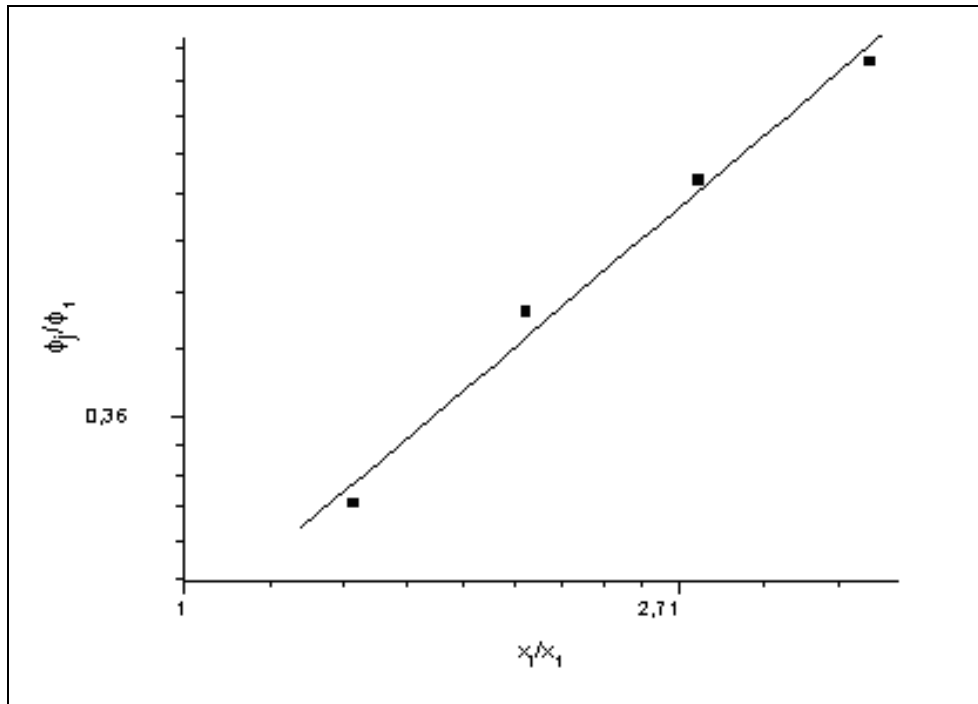
$$\frac{B_{ij} - \phi \left( \frac{x_i}{x_{j+1}} \right)^{\alpha_1}}{1 - \phi} = \left( \frac{x_i}{x_{j+1}} \right)^{\alpha_2} \quad (\text{V.14})$$

La représentation de l'équation (V.14) donne dans un plan log-log une droite de pente  $\delta$ :

$$\frac{\phi_j}{\phi_1} = f \left( \frac{x_j}{x_1} \right) \quad (\text{V.15})$$



Graphique V.13. Détermination des paramètres  $\alpha_1$ ,  $\phi$  et  $\alpha_2$



**Graphique V.14. Détermination du paramètre  $\delta$**

Le tableau V.2 donne les valeurs de ces paramètres pour différentes dimensions de boulets. Les valeurs de  $\alpha_1$ ,  $\alpha_2$ ,  $\phi$  et  $\delta$  seront prises égales par la suite à 0,59, 2,92, 0.281 et 0.88.

**Tableau V.2. Paramètres d'ajustement de la fonction de broyage.**

$d_B$ (mm)	$\phi$	$\alpha_1$	$\alpha_2$	$\delta$
30	0,240	0,580	3,000	0,910
20	0,283	0,600	2,820	0,925
10	0,291	0,560	2,650	0,850
24,5	0,310	0,620	3,200	0,842

## **V.2. Résolution de la cinétique du bilan de population**

Le bilan sur les  $n$  classes de taille granulométriques, exprimé sous la forme matricielle

par l'équation (V.16) peut s'écrire en terme d'énergie sous la forme :

$$\frac{d[m(E)]}{dE} = (B - I) S^E m(E) \quad (V.16)$$

avec:

$$B = \begin{bmatrix} 0 & & & & \\ b_{2,1} & 0 & & & \\ \cdot & \cdot & 0 & & \\ \cdot & \cdot & \cdot & 0 & \\ b_{n,1} & \cdot & \cdot & b_{n,n-1} & 0 \end{bmatrix} \text{ et } S^E = \begin{bmatrix} S_1^E & 0 & \cdot & \cdot & 0 \\ 0 & S_2^E & \cdot & 0 & \cdot \\ 0 & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ \cdot & \cdot & \cdot & S_{N-1}^E & 0 \\ 0 & \cdot & \cdot & 0 & S_N^E \end{bmatrix} \quad (V.17)$$

$I$  est la matrice identité,  $B$  la matrice de distribution de broyage,  $S^E$  la matrice de la fonction spécifique de sélection et  $m(E)$  le vecteur exprimant les fractions massiques.

En utilisant la solution développée par [24], décrite au paragraphe (II.6.4), les auteurs dans [28] ont exprimé cette solution en calcul matriciel par l'équation suivante, où le temps ( $t$ ) est substitué par l'énergie spécifique ( $E$ ).

Soit :

$$m(E) = T J(E) T^{-1} m(0) \quad (V.18)$$

$m(E)$  est un vecteur de taille ( $n \times 1$ ) qui représente les fractions massiques de chaque classe pour une dépense d'énergie  $E$  ;  $T$  est la matrice propre de réponse de taille ( $n \times n$ ) dont les éléments sont donnés par :

$$T_{i,j} = \begin{cases} 0 & \text{pour } i < j \\ 1 & \text{pour } i = j \\ \sum_{k=j}^{i-1} \frac{b_{i,k} S_k^E}{S_i^E - S_j^E} - T_{k,j} & \text{pour } i > j \end{cases} \quad (V.19)$$

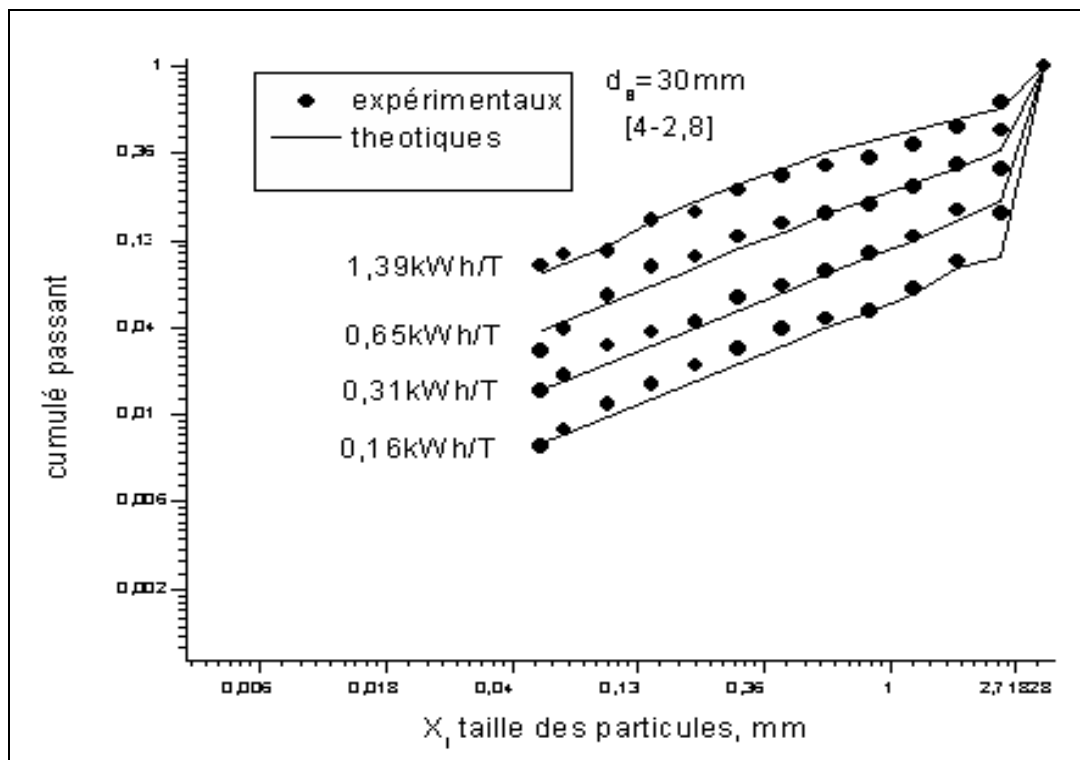
et  $J(E)$  est une matrice diagonale de taille ( $n \times n$ ) dont les éléments sont :

$$J_{i,j}(E) = \begin{cases} 0 & \text{pour } i \neq j \\ e^{-S_i^E \cdot E} & \text{pour } i = j \end{cases} \quad (V.20)$$

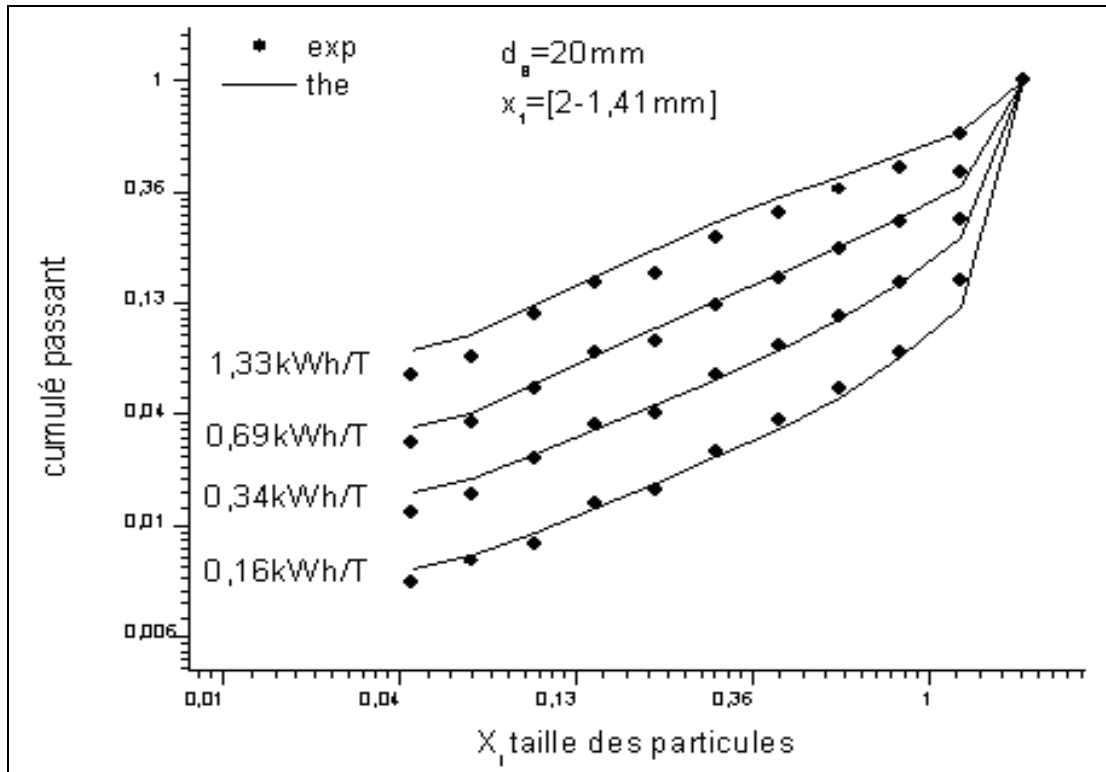
Compte tenu du nombre important d'itérations à effectuer pour le calcul des matrices  $T$  et  $T^{-1}$  et le calcul des distributions granulométriques à chaque niveau d'énergie, un programme informatique sous langage Pascal a été élaboré.

### V.2.1 Broyage d'une classe granulométrique pour une dimension unique de boulets

Une comparaison des distributions granulométriques obtenues expérimentalement et par le calcul matriciel, pour le broyage des tailles [4-2,8] et [2-1,4], utilisant respectivement des charges de boulets de diamètre 30 et 20 mm est présentée par les figures V.15 et V.16.



**Graphique V.15. Distributions granulométriques expérimentales est calculées de la classe [4-2,8] pour  $d_B=30\text{mm}$ .**

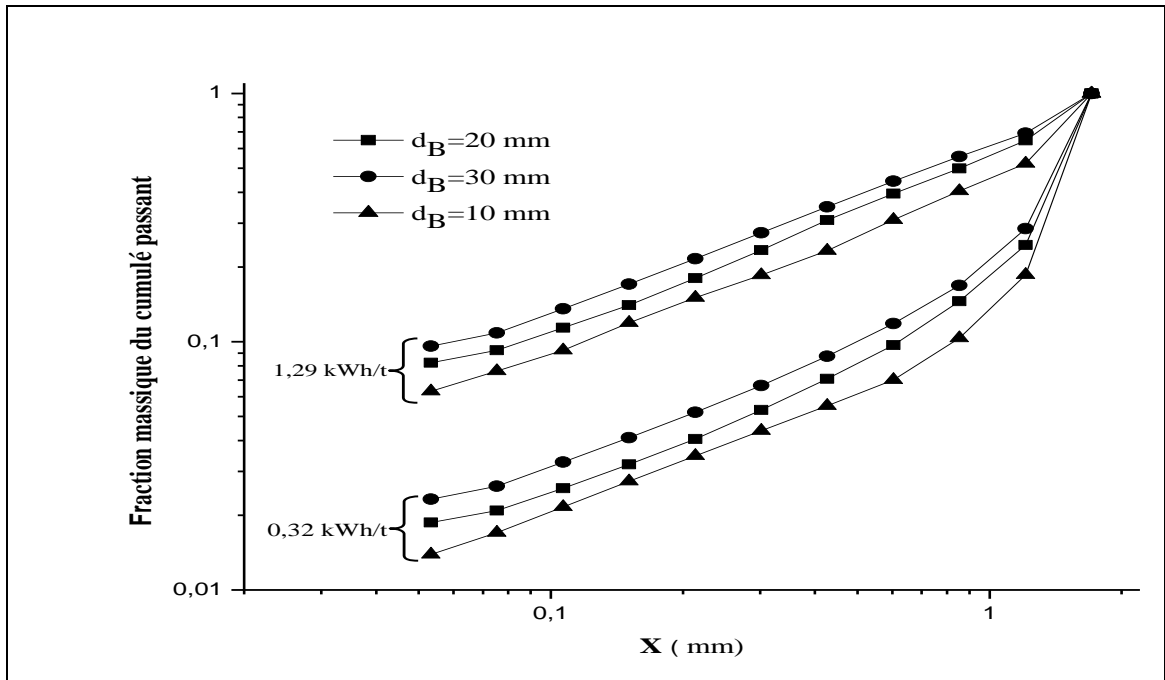


**Graphique V.16 Distributions granulométriques expérimentales et calculées de la classe [2-1,4] pour  $d_B=20\text{mm}$**

Nous observons une bonne concordance entre les deux distributions granulométriques, quelque soit la dépense spécifique d'énergie. Ceci permet d'utiliser cette approche pour la détermination des distributions granulométriques du clinker dans les premiers instants de broyage, avec la prédiction de leurs consommations spécifiques d'énergie.

Les distributions de taille calculées pour différents diamètres de boulets, lors du broyage de la classe de taille (2 – 1,4 mm), sont présentées sur la figure V.17. Dans les premiers instants de broyage, la fonction spécifique de sélection intervient par le choix de la dimension des corps broyants pour une meilleure finesse et une faible consommation énergétique. En effet, la fonction spécifique de sélection pour la taille (2 - 1,4 mm) avec des boulets de 30 mm étant importante devant celles obtenues avec des boulets de 10 et 20 mm (voir figure V. 3), elle permet d'atteindre une finesse donnée avec un minimum de consommation spécifique d'énergie.

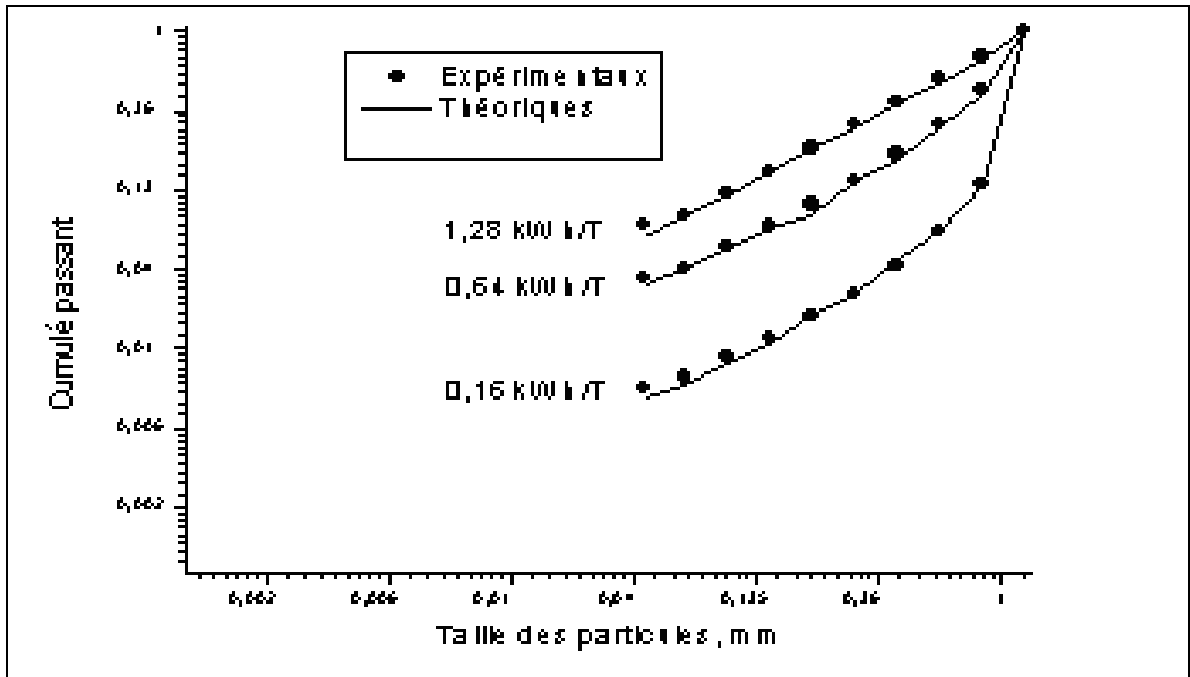




**Graphique V.17 Distributions granulométriques de la taille [2-1,4] pour différent  $d_B$**

### **V.2.2 Broyage d'une classe granulométrique dans un mélange composite de boulets**

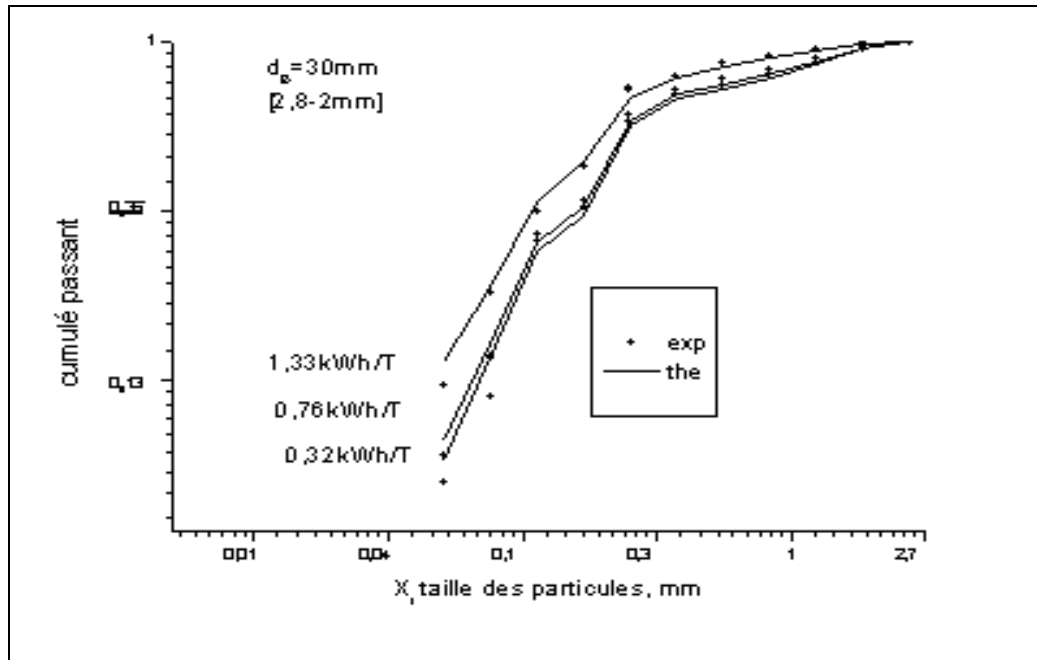
Rappelons qu'en réalité industrielle le broyage du clinker a lieu dans un milieu de boulets hétérogène de différentes dimensions, la figure V.18 représente les distributions de taille de particules expérimentales et calculées pour le broyage de la classe [1.4-1] dans le mélange composite de boulets de diamètre moyen 24,5 mm. Cette représentation met en évidence la bonne concordance entre les distributions de taille mesurées et calculées. Ce qui confirme encore une fois la validité des équations (V.7 et V.12) du modèle, pour l'estimation des paramètres cinétiques de broyage d'une taille de particule  $i$  dans un mélange hétérogène de boulets.



**Graphique V.18 Distributions granulométriques des particules du broyage de la classe [1.4 -1] pour  $\bar{d}_B = 24.5\text{mm}$ .**

### V.2.3 Broyage d'une charge brute de clinker pour une dimension unique de boulets

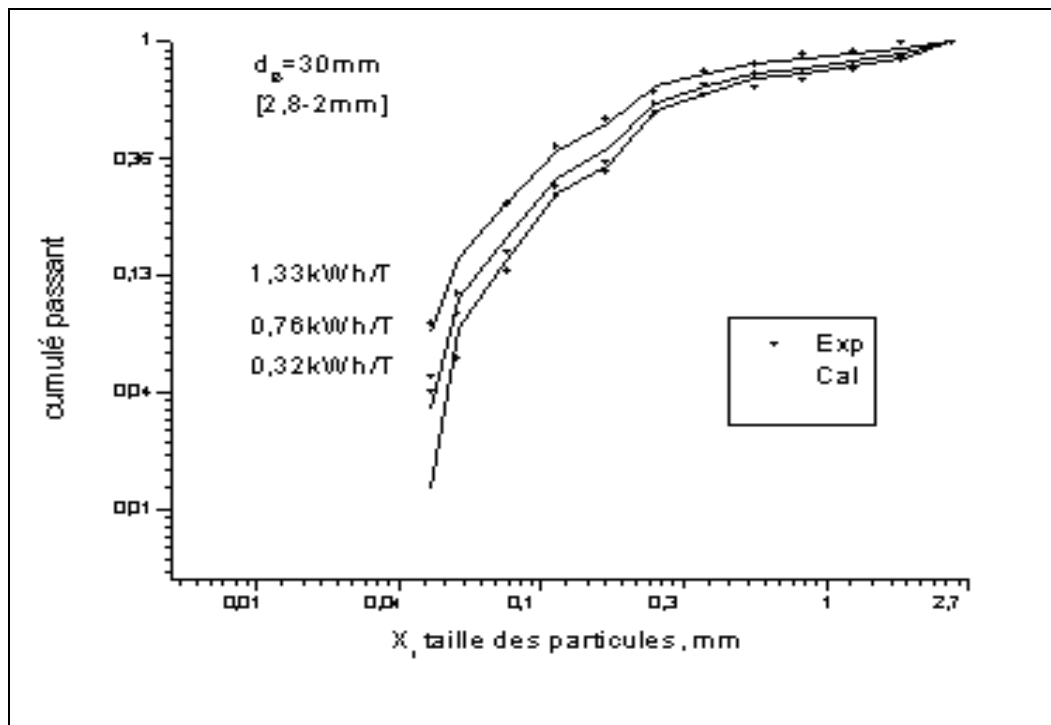
Notons que dans un contexte industriel, la charge brute de clinker est une distribution de plusieurs classes granulométriques et non pas une taille unique de particules. Ainsi, nous représentons en figures V.19 et V.20, les distributions granulométriques calculées et mesurées du broyage de deux différentes charges brutes de clinker (tableau V.3) pour une dimension de boulets de 30 mm. On constate pour différents niveaux de consommation spécifique d'énergie une assez bonne concordance entre les valeurs mesurées et calculées. Ces résultats montrent que l'environnement de la charge du clinker n'influe pas sur les paramètres cinétiques de broyage de la taille  $i$  de particules. Le modèle permet de prédire au début les distributions de taille produites du broyage d'une charge réelle, utilisée dans la réalité industrielle.



**Graphique V.19 Distributions de taille des particules Pour le broyage de la charge I**

**Tableau V.3 Distributions de taille des charges brutes de clinker**

Echantillon N°	Ouverture du tamis (mm)	Quantité retenue en % massique Charge I	Quantité retenue en % massique Charge II
1	[4 -2,8]	0	0
2	[2,8 -2]	20	5
3	[2 -1,4]	7,91	9,39
4	[1,4 -1]	6,02	7,15
5	[1 -0,71]	3,92	4,66
6	[0,71 - 0,5]	6,98	3,63
7	[0,50 - 0,355]	9,32	11,07
8	[0,355 - 0,25]	21,73	25,81
9	[0,250 - 0,180]	4,86	5,77
10	[0,180 - 0,12]	11,05	13,16
11	[0,120 - 0,090]	5,91	6,95
12	<0,090	6,25	7,41



**Graphique V.20. Distributions de taille des particules pour le broyage de la charge II**

### V.3 Ralentissement de la cinétique de broyage

Comme nous l'avons souligné au chapitre III, l'accumulation des fines particules dans le broyeur, après un certain temps de broyage discontinu du clinker provoque un ralentissement de la cinétique d'ordre 1 de la taille mère des particules. Un exemple de cet effet est illustré en figure (V.21) pour le broyage de la classe [1 -0,71mm]. Le pourcentage massique cumulé passant la taille 90 $\mu$ m croît linéairement aux faibles dépenses spécifiques d'énergie jusqu'à 0.65kWh/t, puis son évolution prend un ralentissement. Il traduit donc, qu'au-delà d'une intensité énergétique de 0.65kWh/t,, la cinétique de broyage du premier ordre perd sa validité. Plus l'énergie dépensée est importante, plus la déviation de la cinétique est grande.

L'équation de ralentissement de la fonction de sélection  $S_i$ , introduite par [41] que nous rappelons ci-après, permet de mesurer cet effet :

$$S_i(t) = \chi(t) S_i(0) \quad (V.21)$$

$\chi(t)$  ( $0 \leq \chi(t) \leq 1$ ) est le facteur de ralentissement

En substituant le temps par l'énergie spécifique, l'équation de ralentissement peut s'écrire :

$$S_j^E(E) = k(E) S_j^E(0) \quad (V.22)$$

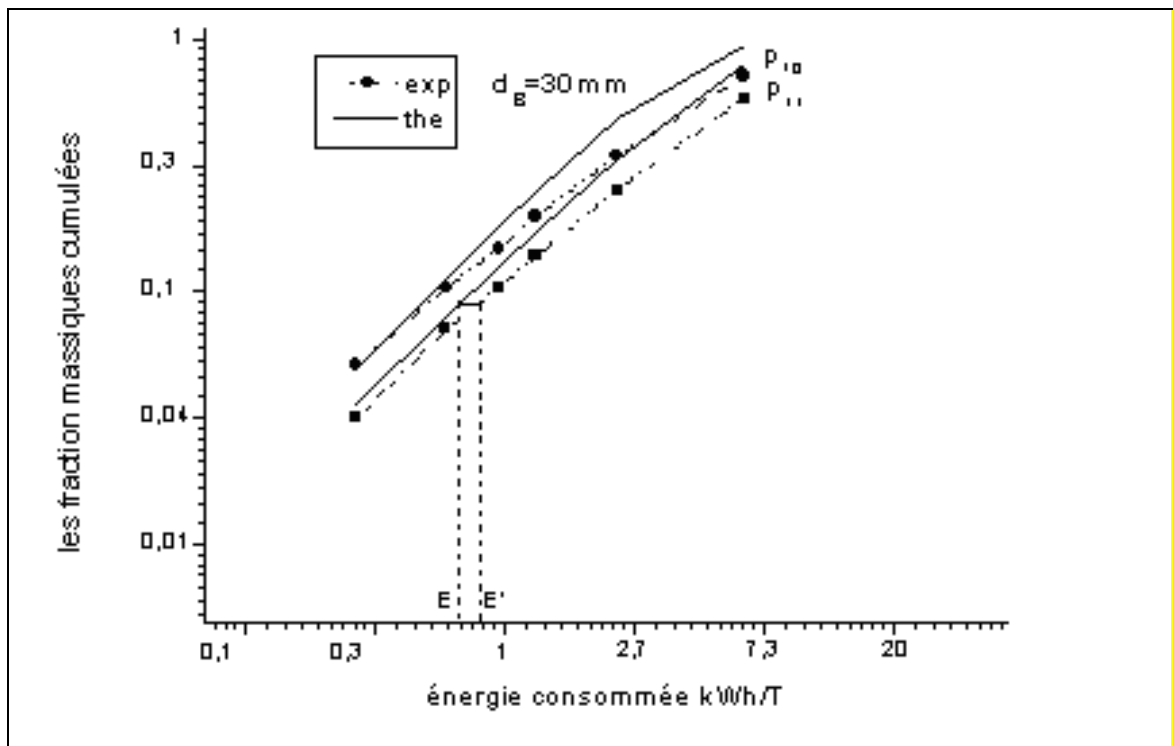
La relation entre l'énergie réelle de broyage (E) et l'énergie E' théorique correspondante à un broyage de premier ordre (figure V.21) est définie comme suit :

$$E' = k(E) E \quad (V.23)$$

Si  $k(E) = 1$ , la fonction spécifique de sélection  $S_j^E$  est égale à celle du premier ordre  $S_j^E(0)$ .

La représentation en figure (V.22) du rapport  $E'/E$  en fonction de l'énergie (E) dans un plan log-log donne une droite d'équation

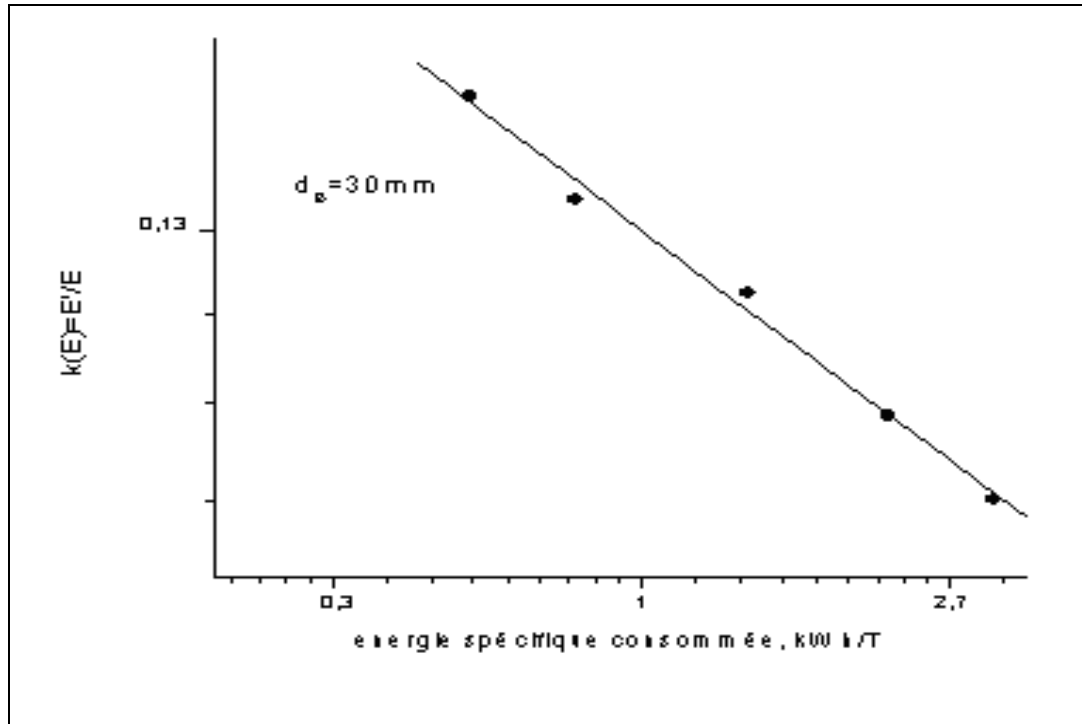
$$k(E) = a - bE \quad (V.24)$$



**Graphique V.21 : Evolution de la fraction massique du cumulé passant la taille 90 µm en fonction de l'énergie spécifique.**

Le ralentissement se fait suivant l'équation suivante avec la variation de l'énergie spécifique :

$$k(E) = k_1 \cdot E^{-k_2} \quad (V.25)$$



**Graphique V.22 Relation entre le facteur de ralentissement et l'énergie de broyage**

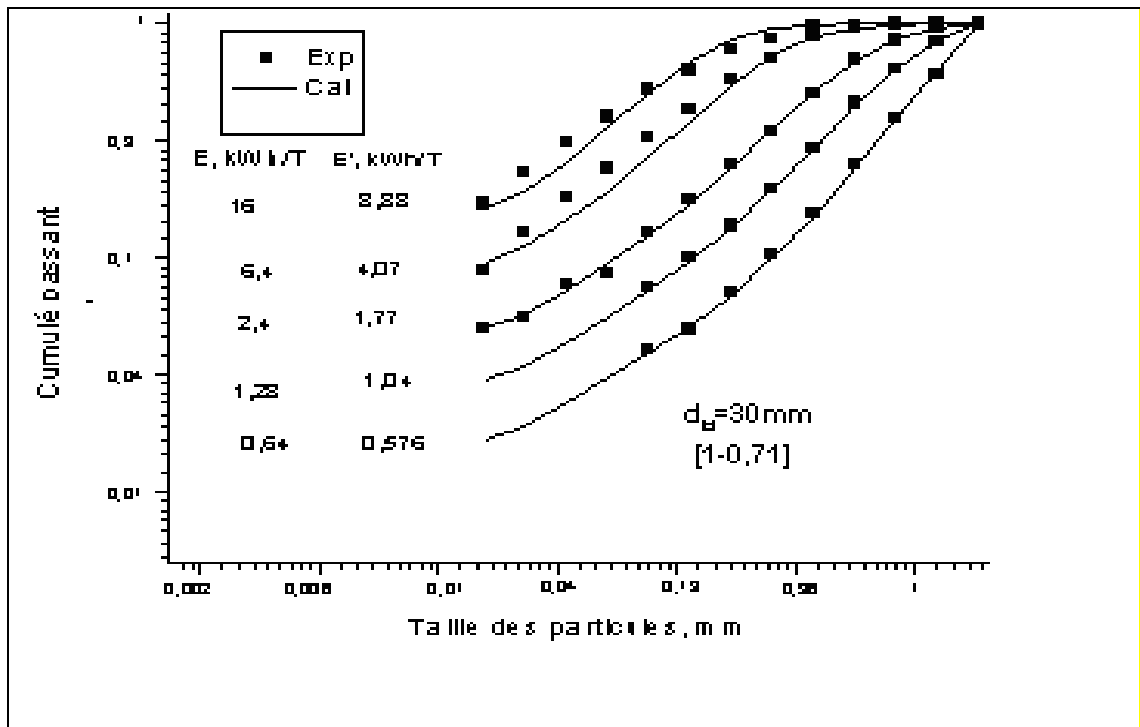
La représentation de la fraction massique cumulée passant la taille 90  $\mu\text{m}$  pour le broyage des différentes classes granulométriques, dans une charge de boulets de diamètre 20mm met en évidence que ce facteur de ralentissement est indépendant par rapport à la taille des particules. Par contre, pour la dimension de boulets, il varie sensiblement, comme le montre le tableau suivant :

**Tableau V.4. Les paramètres  $k_1$  et  $k_2$  pour différents diamètres de boulets**

Diamètre de boulets (mm)	$k_1$	$k_2$
30	0,13	0,19
20	0,18	0,16
10	0,18	0,2

Les distributions granulométriques calculées et mesurées pour le broyage de la classe [1 -0,71mm] en fonction des dépenses importantes d'énergie sont

représentées en figures (V.23) et (V.24). La déviation de la cinétique de broyage par rapport à celle du 1<sup>er</sup> ordre, conséquence de l'accumulation de fines particules implique le grand écart constaté entre les distributions mesurées et calculées par le modèle du bilan de population (figure V.23). L'introduction du facteur de ralentissement  $k(E)$  et la correction de la fonction spécifique de sélection par l'équation (V.23) conduit à un assez bon rapprochement entre les valeurs mesurées et calculées (figure V.24). Ainsi, se basant sur cette approche développée par [41], le modèle du bilan de population est capable de prédire les distributions granulométriques du clinker quelque soit le niveau de consommation spécifique d'énergie.



**Graphique V.23. Comparaison entre les distributions granulométriques mesurées et calculées pour des dépenses réelles d'énergie (E)**

### Conclusion

Dans ce chapitre nous avons analysé le broyage discontinu du clinker en fonction de la consommation spécifique d'énergie.

Sur un plan cinétique, en se basant sur le modèle du bilan de population, nous avons constaté que la vitesse de disparition de taille des particules de ce matériau est normalisable en énergie et admet une cinétique d'ordre 1. De même, la fonction

spécifique de sélection est dépendante de la dimension des boulets, et présente un maximum spécifique pour une certaine taille de particules; alors que la fonction de distribution de broyage de ce matériau n'est pas complètement normalisable. De ce fait, elle est ajustée par l'ensemble des équations proposées par Austin et ses collaborateurs

L'utilisation de la solution de Reid, sous forme de calcul matriciel, est satisfaisante pour prédire durant les premières dépenses d'énergie les distributions granulométriques obtenues pour différentes conditions de broyage de ce matériau.

Enfin, pour des dépenses importantes d'énergie, le broyage discontinu peut être représenté par le modèle du bilan de population à condition d'introduire un facteur de ralentissement pour la fonction spécifique de sélection.



## **Chapitre VI**

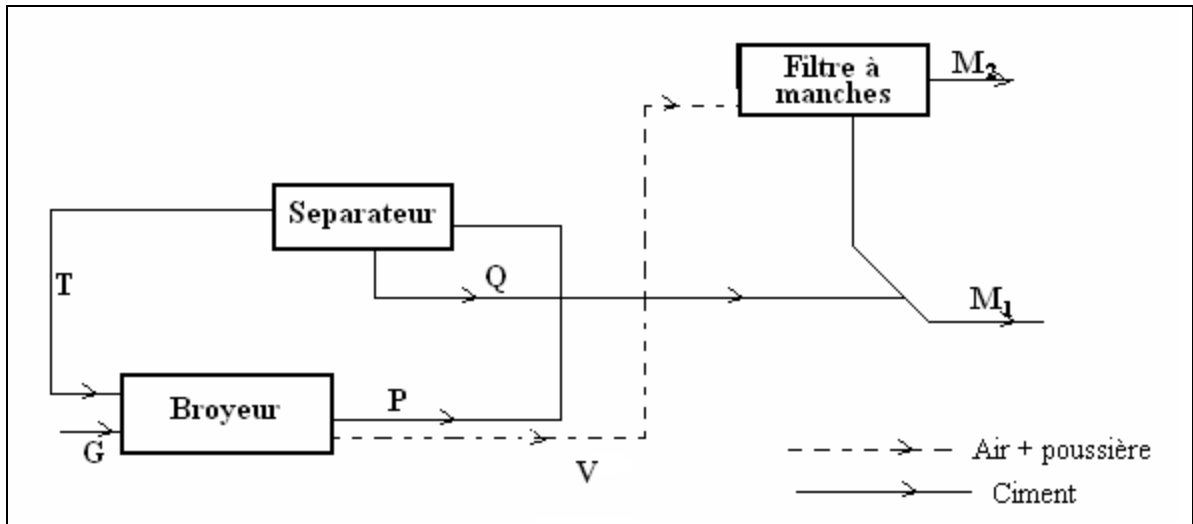
### **EXTRAPOLATION DU MODELE DISCONTINU AU CIRCUIT DE BROYAGE INDUSTRIEL**

#### **Introduction**

Ce chapitre est consacré à la modélisation du circuit de broyage de l'unité de Meftah. Le modèle se base sur la combinaison des résultats obtenus en mode discontinu avec un modèle représentant le transport des particules dans le broyeur continu. Le broyage du clinker dans cette unité s'opère en circuit fermé, qui permet de renvoyer à l'entrée du broyeur les particules insuffisamment réduites et collectées par le séparateur dynamique. De plus, le broyeur est traversé par un courant d'air, dont le rôle est d'emporter les fines particules au fur et à mesure de leur formation. Ces conditions de fonctionnement nous conduit à considérer que le ralentissement de la cinétique de broyage, provoqué par l'accumulation des fines particules, observé dans le cas discontinu, n'affecte guère le procédé en mode continu.

#### **VI.1 Représentation et notation du circuit de broyage de l'unité**

Les différents courants de matière du circuit de broyage de l'unité sont représentés en figure (VI.1). Le produit de débit  $P$  sortant du broyeur est divisé dans le classificateur en gruaux recyclés  $T$  et en produit fin  $Q$ . Le débit  $G$  étant l'alimentation du broyeur avant classification et  $V$  le débit des particules emportées par l'air de ventilation.  $M_1$  et  $M_2$  sont les débits du ciment expédié vers le stockage et rejeté vers l'atmosphère après dépoussiérage.



**Figure VI.1 Notation des flux de ciment du circuit de broyage**

Les distributions granulométriques des différents courants de matière sont représentées en figure (VI.2). Le débit d'alimentation F et le taux de recyclage C sont exprimés par les équations suivantes :

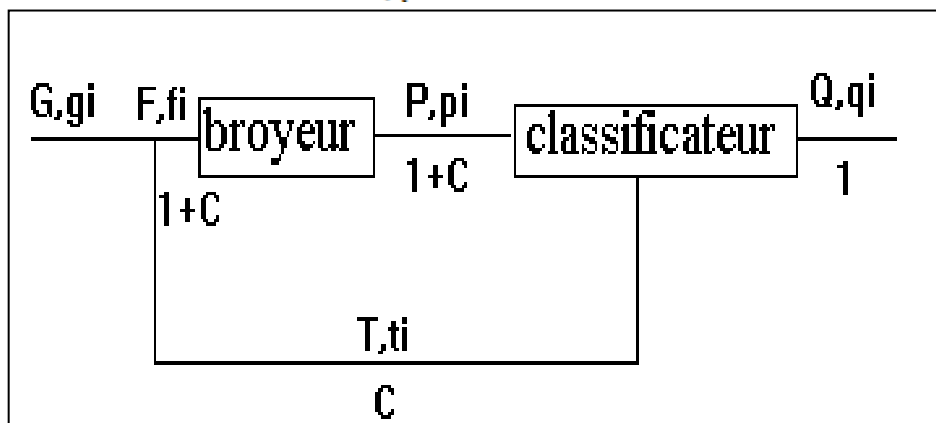
$$F = G + T \tag{VI.1}$$

et

$$C = \frac{T}{Q} \tag{VI.2}$$

La sélectivité du classificateur  $\xi_i$  décrite au paragraphe II.6 peut s'exprimer par :

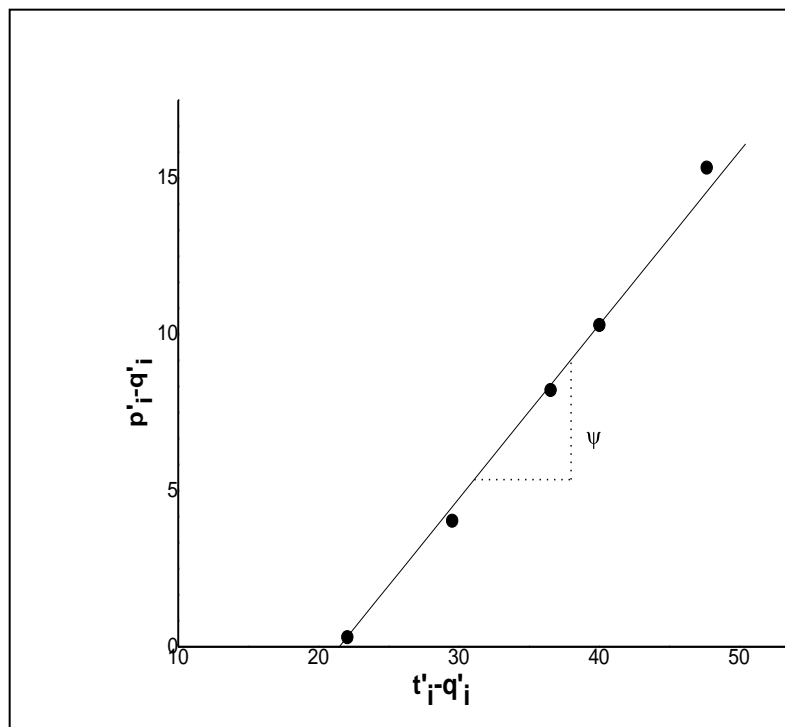
$$\xi_i = \frac{t_i T}{p_i P} \tag{VI.3}$$



**Figure VI.2. Taux de recyclage et distributions granulométriques**

## VI.2 Détermination de la sélectivité du classificateur

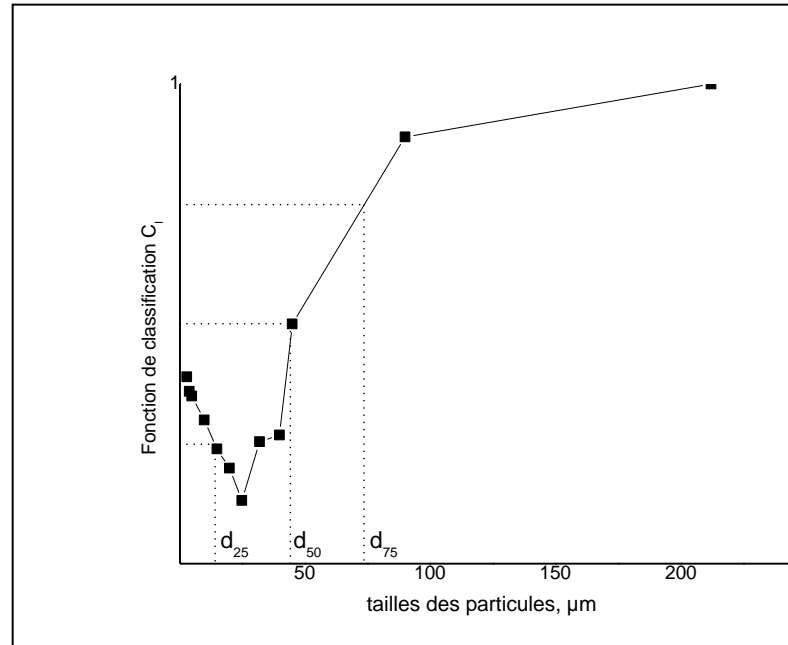
Se basant sur les valeurs expérimentales de  $p'_i$ ,  $t'_i$  et  $q'_i$  (fractions cumulées des particules de taille  $i$  de l'alimentation du classificateur, du grau et du produit fin) données au chapitre précédent (tableau IV.7), la représentation de  $(p'_i - q'_i)$  en fonction de  $(t'_i - q'_i)$ , comme nous l'avons souligné au chapitre II, donne une droite (figure VI.3) dont la pente est le rendement du classificateur  $\psi$ , égal à 52%.



**Graphique VI.1. Détermination du rendement du classificateur.**

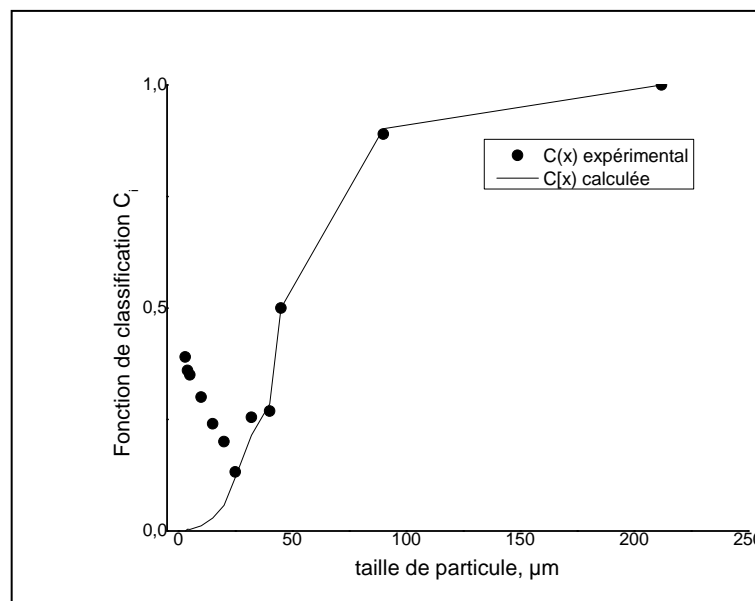
Connaissant la valeur du rendement du classificateur ainsi que les distributions de taille expérimentales  $t_i$  et  $p_i$ , nous représentons en figure (VI.4) la fonction de classification  $c_i$  expérimentale déduite de l'équation (II. 51) que nous rappelons :

$$c_i = \Psi \frac{t_i}{p_i}$$



**Graphique VI. 2 Représentation de la fonction de classification  $c_i$  expérimentale**

Les valeurs de  $c_i$  expérimentales et calculées par l'équation empirique (II.53), décrite au chapitre II sont représentées en figure (IV.5). Le calcul de  $c_i$  par la relation empirique utilise un indice de forme  $\beta$  égal à 5,22 et une dimension médiane  $d_{50}$  égale à 46.66  $\mu\text{m}$ .



**Graphique VI. 3. Comparaison de  $c_i$  expérimentale et calculée**

Pour les particules de taille supérieures à 25 $\mu\text{m}$ , les valeurs expérimentales de  $c_i$  sont bien ajustées par la corrélation empirique. Par contre, pour les particules inférieures à cette taille, une grande divergence est constatée. A cet effet, nous introduisons dans l'équation empirique un terme correctif  $\Omega_i$ , soit :

$$C_I = \frac{1}{1 + \left(\frac{d_{50}}{d_i}\right)^\beta} \Omega_i \quad (\text{VI.4})$$

Le terme  $\Omega_i$  est exprimé en fonction de la taille des particules  $d_i$  sous la forme :

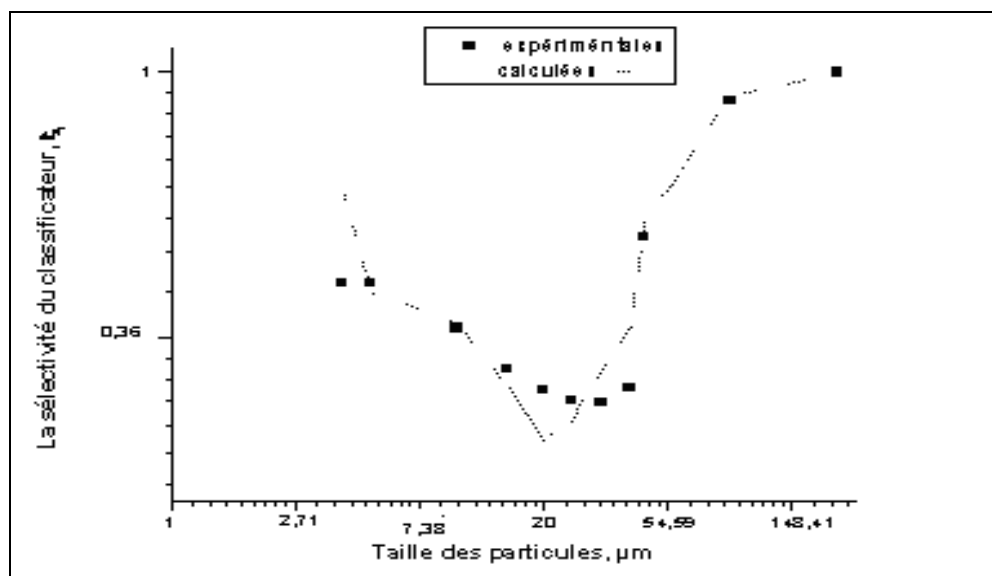
$$\Omega_i = a_1 e^{-a_2 d_i} + 1 \quad (\text{VI.5})$$

Un assez bon ajustement entre les valeurs de  $c_i$  expérimentales et calculées par l'équation (VI.4) donne pour les constantes  $a_1$  et  $a_2$  des valeurs respectives de 470 et 0.29.

Par ailleurs, rappelons que la fonction de classification peut s'écrire en fonction de la sélectivité  $c_i$  sous la forme :

$$\xi_i = (1 - a)c_i + a$$

L'ajustement des valeurs expérimentales de  $\xi_i$  par l'équation ci-dessus est représenté en figure IV.6. Cet ajustement donne pour la fraction de matière ( $a$ ) qui passe dans le classificateur pour rejoindre le gruaux une valeur de 13%.



Graphique VI. 4. Sélectivité expérimentale et calculée

### VI.3 Extrapolation des paramètres cinétiques de broyage

Les paramètres cinétiques  $S_j^E$  et  $B_{ij}$  pour ce broyage industriel sont exprimés par les mêmes relations que celles du broyage discontinu, que nous rappelons ci-après,

*Fonction spécifique de sélection*

$$S_j^E = a \left( \frac{x_j}{\mu} \right)^{1,5} \frac{1}{1 + \left( \frac{x_j}{\mu} \right)^2}$$

$$a = \frac{1}{d_B^{1,05}}$$

$$\mu = 0,577x_{\max}$$

$$x_{\max} = 0,053d_B^{0,95}$$

$$\bar{S}_j^E = \sum_{k=1}^m S_j^E y_k$$

Pour une dimension industrielle du diamètre de broyeur,  $D > 3.81\text{m}$ , [36] proposent de multiplier la fonction de sélection par un facteur de correction  $K_s \propto D^{0.3}$ . Ainsi, nous prenons  $K_s = 1,5$ , comme facteur de correction de  $S_j^E$ .

*Fonction de broyage*

$$B_{ij} = 0,28 \left( \frac{x_i}{x_{j+1}} \right)^{0,59} + (-0,281) \left( \frac{x_i}{x_{j+1}} \right)^{2,92}$$

$$\phi_j = \phi_1 \left( \frac{x_j}{x_1} \right)^{0,88}$$

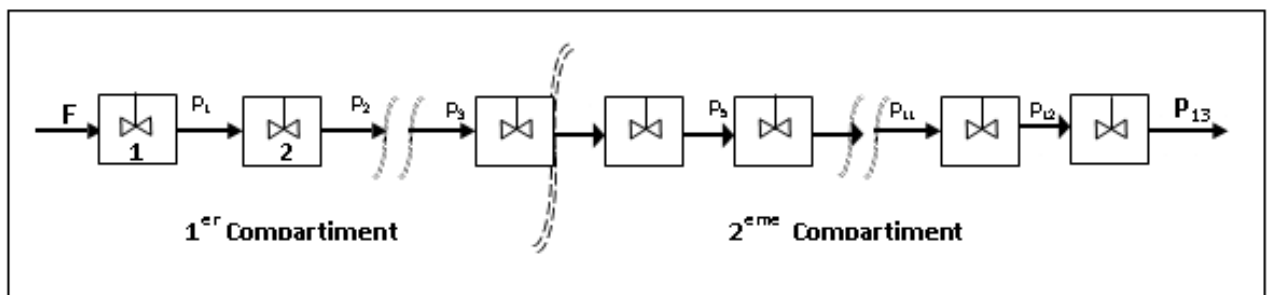
$$\bar{B}_{ij} = \frac{\sum_{k=1}^m y_k S_{j,k}^E B_{i,j,k}}{\bar{S}_j^E}$$

Afin de simplifier le calcul, les paramètres cinétiques de broyage des ajouts, tuf et gypse sont supposés ceux du clinker.

#### VI.4 Modèle d'écoulement du solide dans le broyeur

Pour une représentation macroscopique du broyage continu du clinker, [47] ont déterminé la distribution du temps de séjour d'un broyeur industriel fonctionnant en circuit fermé, de production 79 tonnes/h et de dimensions géométriques  $L=10,4$  et  $\Phi=4$  m. Les résultats de ces auteurs montrent que la DTS de ce broyeur, mesuré par la technique du traceur fluorescent [54] est équivalente à 10 réacteurs parfaitement agités en série; 3 réacteurs pour le premier compartiment de longueur 3,5m et 7 pour le second.

Se basant sur cette configuration, le broyeur de l'unité de Meftah de dimensions  $L=13,5$  et  $\Phi=4,5$ m est représenté par 13 réacteurs parfaitement agités, 5 pour le premier compartiment et 8 pour le second (figure VI7).



**Figure VI.3. Représentation du broyeur par une série de réacteurs parfaitement agités**

#### VI.5 Charge du broyeur, temps de séjour et énergie consommée

Le temps de séjour moyen ( $\tau$ ) représentatif de l'écoulement des particules de la charge dans les deux compartiments du broyeur peut être défini par l'équation suivante :

$$\tau = \frac{W}{F} \quad (VI.6)$$

La charge matérielle  $W$  dans le compartiment du broyeur, supposée celle du clinker est donnée par :

$$W = \rho_{ck} V_{ck} \quad (\text{VI.7})$$

En considérant un taux de charge de la matière  $U=100\%$  (équation II.2), on obtient :

$$W = \frac{0,4\rho_{ck} V_{\text{boulets}}}{0,6} \quad (\text{VI.8})$$

$V_{\text{boulets}}$ , volume des boulets du compartiment ( $\text{m}^3$ )

$\rho_{ck}$  : masse volumique apparente du clinker [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ]

Le temps de séjour moyen d'un étage  $k$  du compartiment peut s'exprimer en fonction du nombre d'étages  $m$  par :

$$\text{avec} \quad \tau_k = \frac{W_k}{F} \quad (\text{VI.9})$$

$$W = \frac{W}{m} \quad (\text{VI.10})$$

Soit pour la consommation spécifique d'énergie pour chaque étage :

$$E_k = \frac{P \tau_k}{W_k} \quad (\text{VI.11})$$

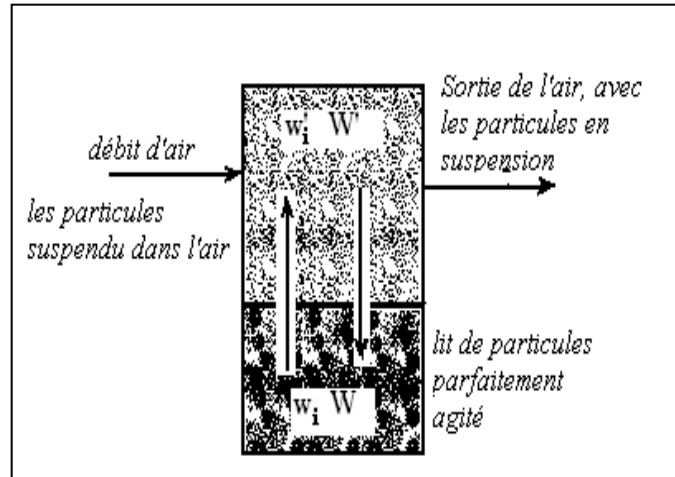
$P$  étant la puissance d'entraînement du broyeur, calculée par l'équation (II.11), que nous rappelons :

$$P = 7,33J N^* \left( -0,937J \right) \left[ 1 - \left( \frac{0,1}{2^{9-10N^*}} \right) \right] \rho_b LD^{2,3}$$

## **VI.6 Ventilation du broyeur et classification interne**

Notons que le broyeur de l'unité est traversé par un courant d'air suffisamment élevé afin d'assurer le refroidissement du clinker. Cet air emporte les fines particules au fur et à mesure de leur formation et donne ainsi naissance à un système de classification à l'intérieur du broyeur (figure VI.8).

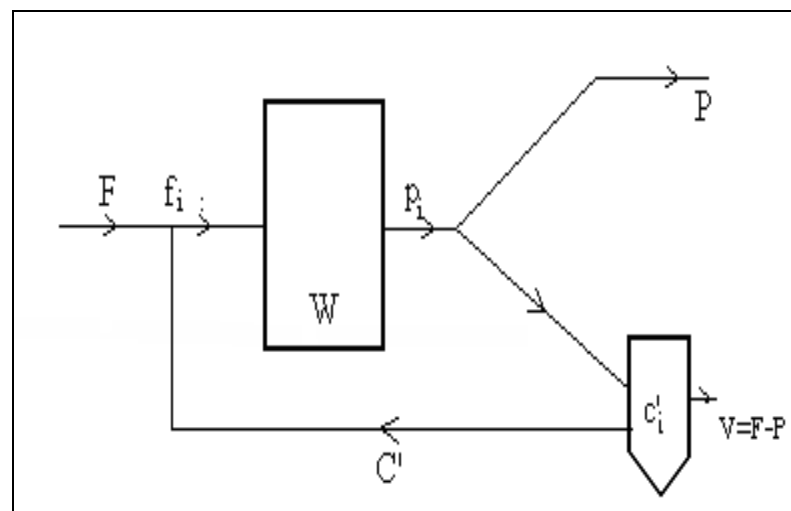




**Figure VI.4. Ventilation du broyeur**

En considérant pour chaque révolution du broyeur, une fraction  $\eta$  de la charge  $W$  d'un débit  $F$  de distribution  $f_i$  est exposée au débit d'air et muni d'un classificateur interne ayant pour fonction de classification interne  $c'_i$  (figure VI.9), le débit  $v_i$  des particules de taille  $i$  susceptible d'être emportée par l'air [48] s'écrit alors:

$$v_i = w_i \cdot \eta \cdot \omega \cdot W \left( - c'_i \right) \quad (VI.12)$$



**Figure VI.5. Classification interne du broyeur**

$\omega$  est le nombre de révolutions du broyeur par minute et  $w_i$  la fraction des particules de taille  $i$  dans la charge.  $\eta$ ,  $W$  et  $c'_i$  sont supposés constants et le produit  $C'F$  est considéré comme étant la charge circulante après classification.

En négligeant  $C'$  [5] et en définissant la fraction  $\varepsilon$  d'alimentation  $F$  emportée par l'air, comme étant égale à :

$$\varepsilon = \frac{V}{F} \quad (\text{VI.13})$$

Où  $V$  est le débit total des particules emportées par l'air

$$V = \sum_i^n v_i \quad (\text{VI.14})$$

On obtient :

$$\varepsilon = \tau \omega \eta \sum_{j=1}^n (1 - c'_j) p_j \quad (\text{VI.15})$$

### VI.7 Expression de la distribution de taille du produit à la sortie des étages

Le broyeur étant représenté par une succession d'étages de broyage, la distribution de taille des particules du produit à la sortie de l'étage  $k$  est déterminée par la combinaison du bilan de matière du au processus de fragmentation, suivie de la classification interne générée par l'effet de ventilation. Nous développons ces équations pour les étages ci-après :

1<sup>er</sup> étage :

L'établissement du bilan de matière donne:

$$v_{i,1} + p_{i,1}(F - V_1) = Ff_i - S_{i,1}w_{i,1}W_1 + \sum_{\substack{j=1 \\ j < i}}^{i-1} S_{i,1}b_{i,j}w_{i,1}W_1 \quad (\text{VI.16})$$

La classification interne donne pour cet étage l'équation suivante:

$$\varepsilon_1 = \tau_1 \omega \eta \sum_{j=1}^n (1 - c'_j) p_j \quad (\text{VI.17})$$

En substituant  $S_i$  par  $S_i^E$ , la combinaison des équations (VI.9), (VI.11), (VI.16-VI.17) donnent la distribution de taille des particules à la sortie de l'étage 1 :

$$p_{i,1} = \frac{f_i + E_1 \sum_{j=1}^{i-1} b_{ij} S_{j,1}^E p_{j,1}}{(1 - \varepsilon_1) + \eta \omega \tau_1 (1 - c'_i) S_{i,1}^E E_1} \quad (\text{VI.18})$$

2<sup>ème</sup> étage :

Par voie similaire à l'étage précédent, on obtient pour l'étage 2, représenté en figure VI.10,

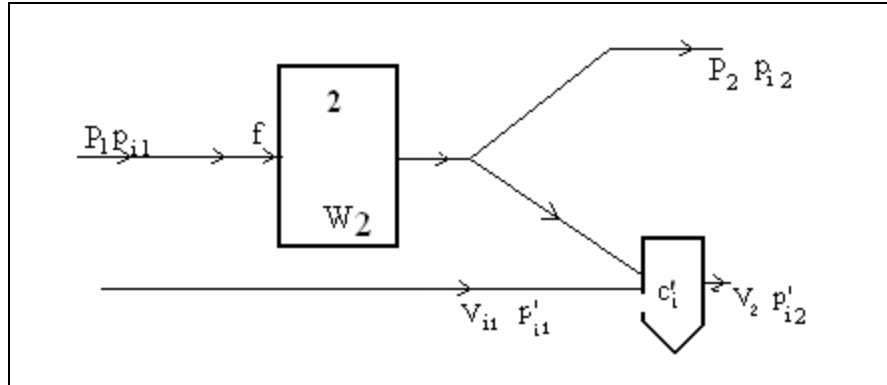


Figure VI.6. Classification interne pour le 2<sup>ème</sup> étage

$$P_{i,2} = \frac{P_{i,1} + E_2 \sum_{j=1}^{i-1} b_{ij} S_{j,2}^E P_{j,2}}{(1 - \varepsilon_2) + \eta \omega \tau_2 \left( -c'_i \right) \left[ S_{i,2}^E E_2 \right]} \quad (\text{VI.19})$$

$$\varepsilon_2 = \tau_2 \omega \eta \sum_{j=1}^n (1 - c'_j) p_j \quad (\text{VI.20})$$

avec

$$\tau_2 = \frac{\tau_1}{\left( -\varepsilon_1 \right)} \quad (\text{VI.21})$$

Etage k

D'une manière générale, on obtient pour l'étage k ( $1 \leq k \leq m$ ), représenté en figure (VI.11)

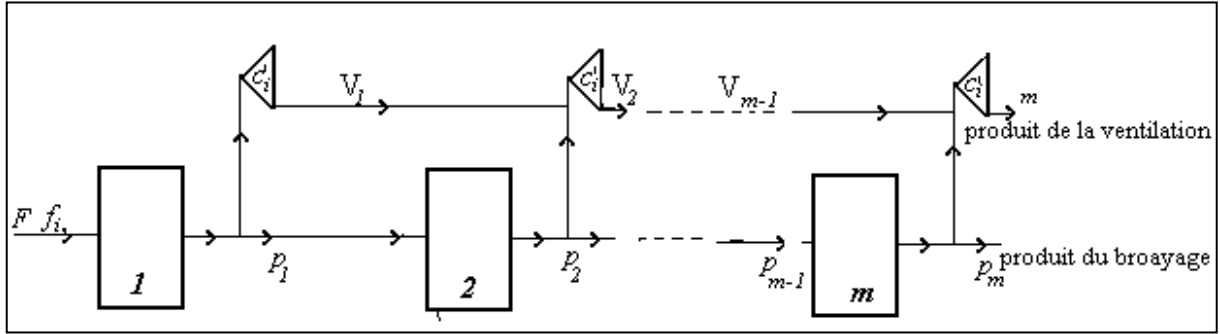


Figure VI.7. Classification interne pour les m étages

$$P_{i,k} = \frac{P_{i,k-1} + E_k \sum_{j=1}^{i-1} b_{ij} S_{j,k}^E P_{j,k}}{(1 - \varepsilon_k) + \eta \omega \tau_k \left( -c'_i \right) S_{i,k}^E E_k} \quad (\text{VI.22})$$

$$\varepsilon_k = \tau_k \omega \eta \sum_{j=1}^n (1 - c'_j) p_j \quad (\text{VI.23})$$

$$\tau_k = \frac{\tau_1}{(1 - \varepsilon_1)(1 - \varepsilon_2) \dots (1 - \varepsilon_{k-1})} \quad (\text{VI.24})$$

La distribution granulométrique des particules emportées par l'air est égale à :

$$P'_{i,k} = \eta \tau_k \omega \left( -c'_i \right) \sum_1^k P_{i,k} \quad (\text{VI.25})$$

Les expressions du débit  $P_k$  et  $V_k$  sont calculés par :

$$V_k = \frac{P_{k-1} \tau_k \omega \eta \sum_{i=1}^n \left( -c'_i \right) \bar{p}_i}{1 + \tau_k \omega \eta \sum_{i=1}^n \left( -c'_i \right) \bar{p}_i} \quad (\text{VI.26})$$

$$P_k = P_{k-1} - V_k \quad (\text{VI.27})$$

### VI.7.1 Estimation des paramètres de la classification interne

La fonction de classification interne  $c'_i$  est exprimée par l'équation (II.53),

Pour laquelle l'indice de forme  $\beta$  ( $\beta = -1,54$ ) et la dimension médiane  $d_{50}$  ( $d_{50} = 0.85\mu\text{m}$ ) ces valeurs sont estimées à partir des distributions granulométriques du ciment, mesurées à la sortie du broyeur et du filtre à manches [55]. La fraction  $\eta$  de la charge matérielle exposé à l'air est supposée égale à 10% [49].

## VI.8 Distributions granulométriques du circuit de broyage et surface spécifique Blaine du ciment

### VI. 8.1 Distributions granulométriques

La combinaison des équations (VI.2) et (VI.3) données en page 73 donne :

$$t_i = \frac{\xi_i P_i (1 + C)}{C} \quad (\text{VI.28})$$

La proportion  $(1 - \xi_i)$  représentant la fraction de particules de taille  $i$  d'alimentation qui se retrouve dans le débit des fines particules est :

$$(1 - \xi_i) = \frac{q_i Q}{p_i P} \quad (\text{VI.29})$$

En posant  $(1 + C')P_i = P_i^*$ , les équation (VI.28) et (VI.29) deviennent ;

$$t_i = \frac{\xi_i P_i^*}{C} \quad (\text{VI.30})$$

$$q_i = (1 - \xi_i) p_i^* \quad (\text{VI.31})$$

La distribution granulométrique  $f_i$ , après recyclage du grua est :

$$f_i = \frac{\xi_i P_i^* - g_i}{(1 + C)} \quad (\text{VI.32})$$

Le débit du produit fin est calculé par l'équation suivante :

$$Q = \frac{W}{(1 + C)\tau} \quad (\text{VI.33})$$

### VI.8.2 Surface spécifique Blaine

L'objectif du procédé de broyage du clinker est de produire un ciment d'une surface spécifique Blaine donnée et non pas une distribution spécifique de taille de particules. A cet effet, les auteurs [56] ont développé une corrélation (équation VI.33) entre la surface spécifique Blaine  $SSB$  ( $m^2/kg$ ) et la distribution granulométrique, permettant d'ajuster les données expérimentales de 150 échantillons de ciment.

$$SSB = \frac{6}{\rho} \sum_{i=1}^n \left( \frac{w_i}{x_i} \right) \quad (VI.33)$$

$$x_i = \left[ \frac{\left( x_{i-1}^2 + x_{i+1}^2 \right) \left( x_{i-1} + x_{i+1} \right)}{4} \right]^{\frac{1}{3}} \quad (VI.34)$$

$w_i$  est la fraction massique de la taille  $i$  et  $\rho$  est la masse volumique du ciment ( $kg/m^3$ ).

### VI.9 Résolution des équations du modèle

La résolution rapide et précise des équations du modèle et celles du calcul de différentes distributions granulométriques nécessite l'élaboration d'un programme de calcul. Ainsi, un programme a été établi et permet le calcul des différents débits de matière du circuit et leurs distributions de taille dans chaque étage, et de plus, peut être transposé sans difficultés à d'autres installations similaires. La distribution granulométrique de l'alimentation du broyeur étant connue, la méthode adoptée consiste à initialiser le temps de séjour pour  $F=G$  et résoudre ainsi les équations combinées de bilan de population et de classification interne étage par étage, depuis l'entrée jusqu'à la sortie. La distribution granulométrique du produit à la sortie du broyeur est déterminée, ceci permet de calculer le taux de recyclage du circuit ainsi que les différents débits du ciment et leurs distributions de taille de particules. Cette étape de calcul sera reconduite jusqu'à l'égalité des débits  $Q$  et  $G$ , condition d'établissement du régime permanent du circuit de broyage. L'organigramme de résolution est illustré en figure (VI.12).

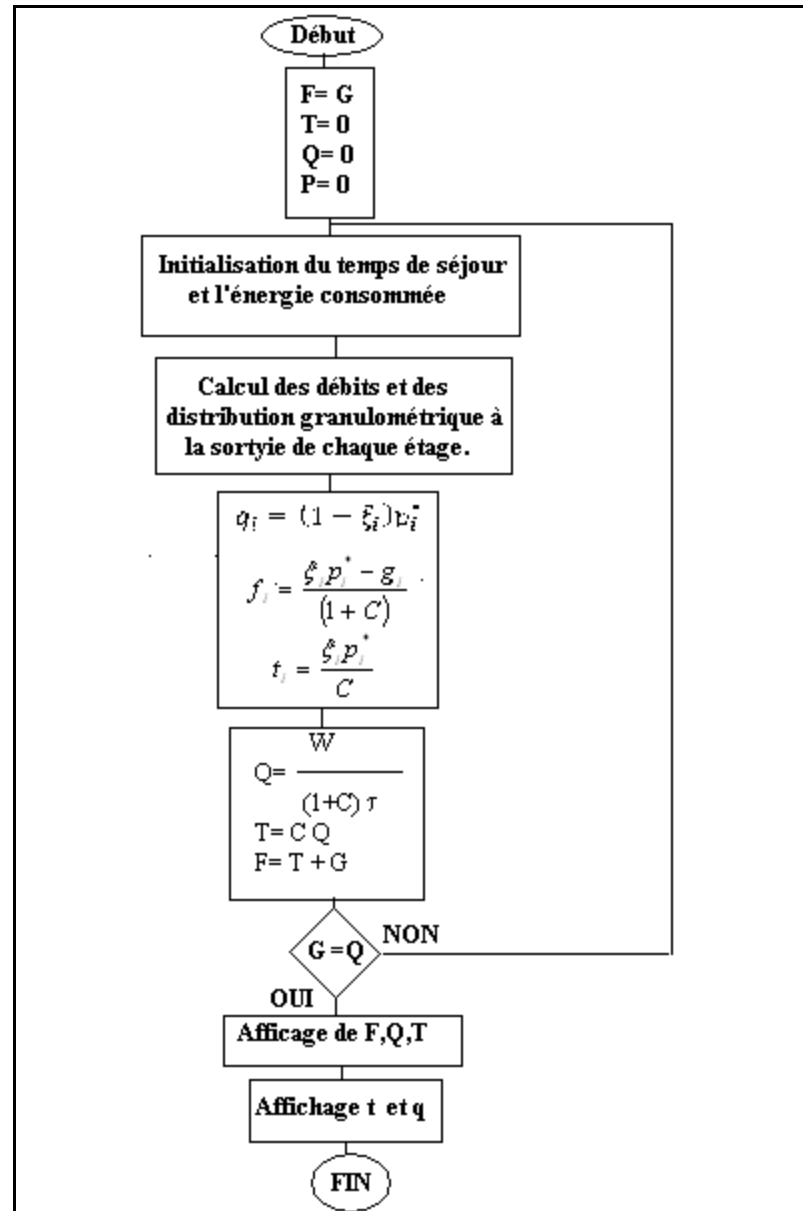


Figure VI.8. Organigramme de résolution

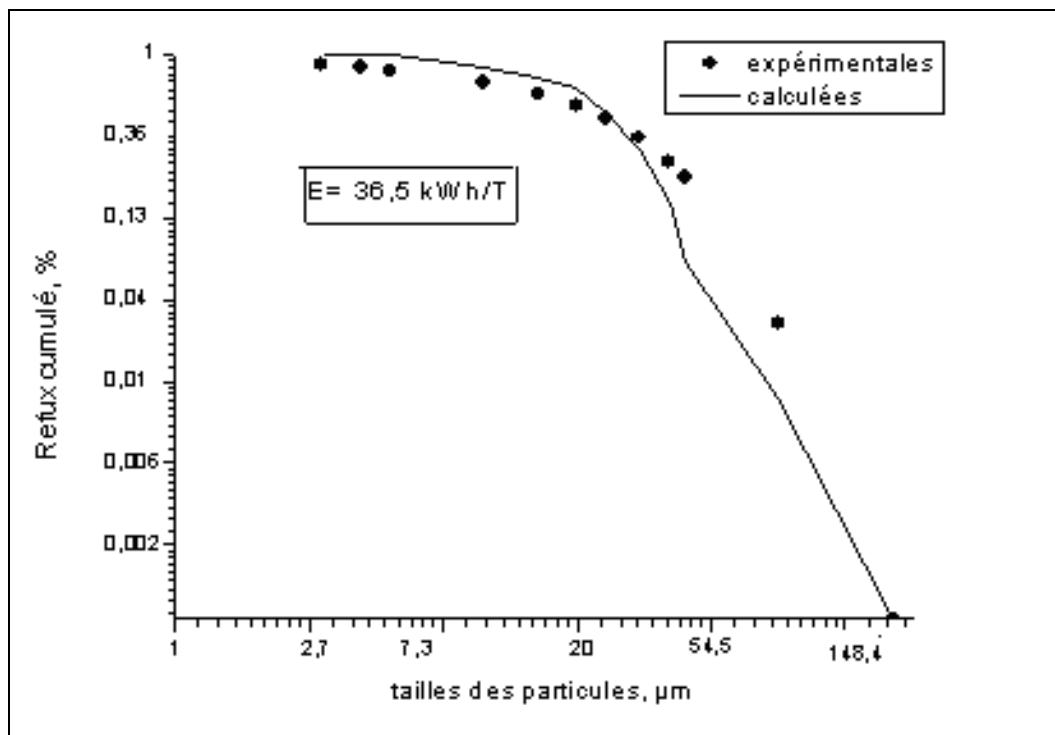
### VI.10 Résultats et interprétations

Afin de tester la validité de notre modèle, nous avons jugé bon de comparer les valeurs des paramètres opératoires calculées et mesurée sur l'installation. La comparaison des débits du produit fin  $Q$ , du gruaux recyclé  $T$  et du taux de recyclage  $C$  est donnée au tableau (VI.1). Quant aux distributions de taille des particules de ciment calculées et mesurées, elles sont représentées en figures (VI.13), (VI.14) et (VI.15).

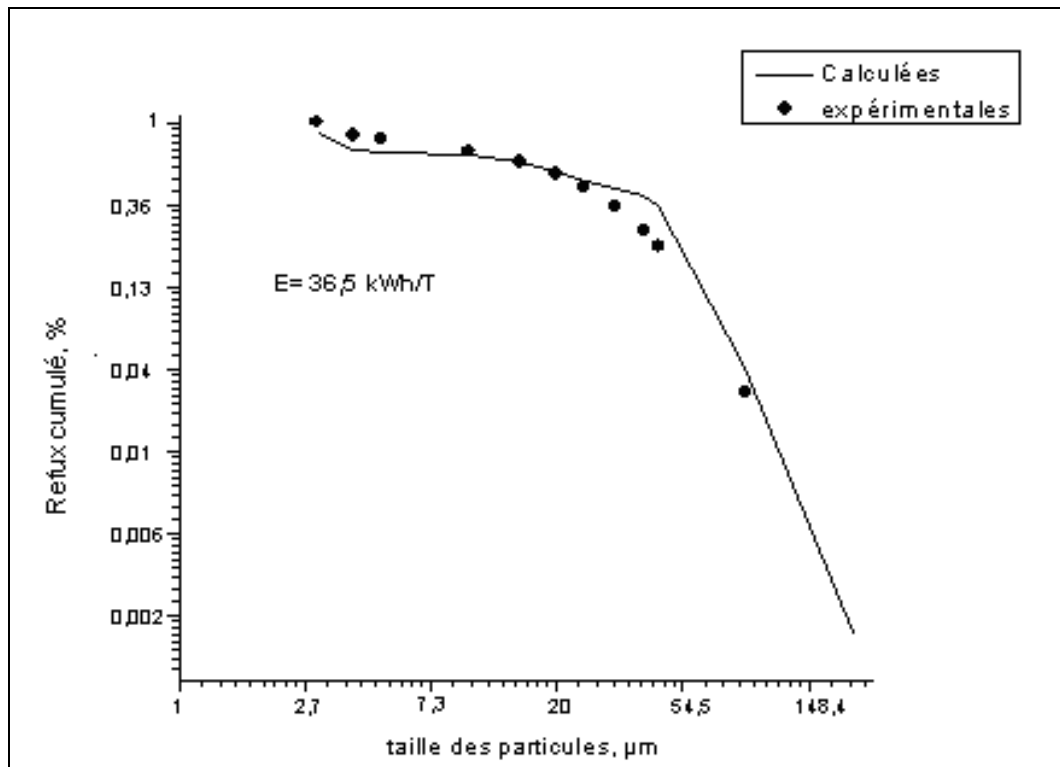
**Tableau VI. 1. Comparaison des paramètres mesurés et calculés**

Paramètre	Débit Q (t/h)	Débit T (t/h)	Débit F (t/h)	Taux de recyclage (%)
mesurée	98,65	276,22	374,87	230
calculée	96,9	236,25	334,96	243

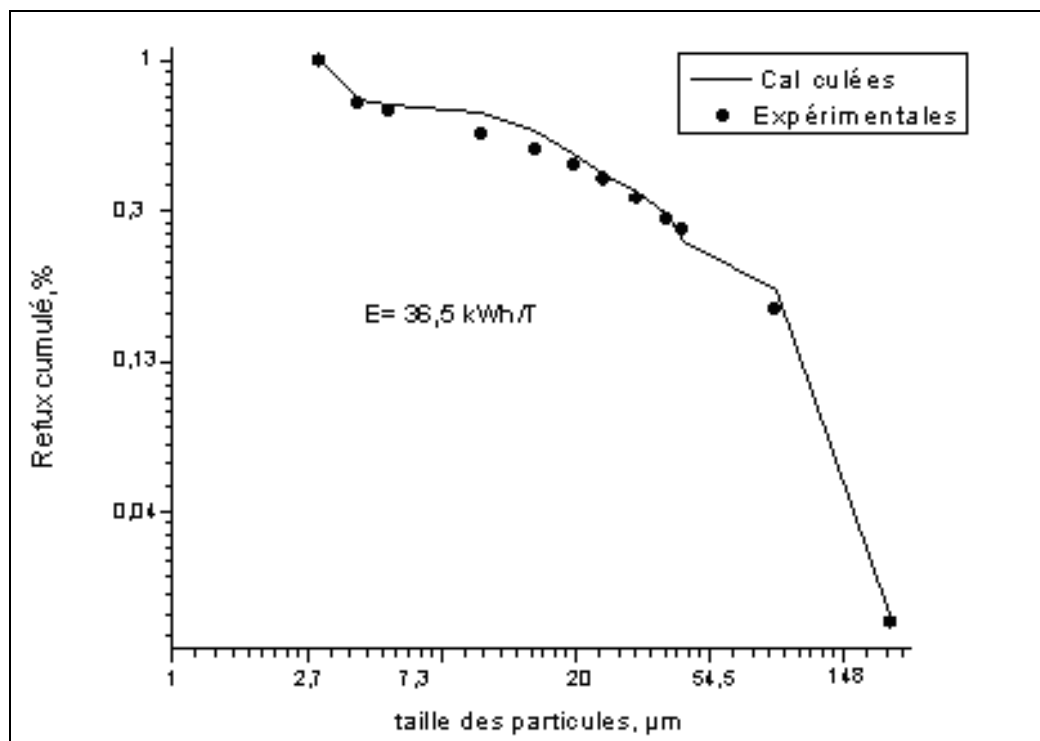
Au vu de cette comparaison, nous pouvons dire que l'approche est satisfaisante, compte tenu de la précision de la représentativité de la prise d'échantillon du ciment en différents points du circuit de broyage. Les écarts moyens de 6% et 13% observés, pour le taux de recyclage et les débits montrent le processus de fragmentation de ce circuit de broyage est assez bien représenté par le modèle. Le modèle permet ainsi de prévoir le broyage industriel du ciment et sa consommation énergétique dans des conditions très variées. Il met en évidence la forte imbrication entre les l'opération de broyage, la ventilation et l'écoulement de la matière. Cependant, les bilans étant effectués en régime permanent, le modèle ne permet pas donc de prévoir le fonctionnement en régime dynamique.

**Graphique VI.5. Distributions granulométriques du ciment grau.**





Graphique VI.6. Distributions granulométriques du ciment fini.



Graphique VI.7 : Distribution granulométriques du ciment sortie broyeur.

De plus, l'utilisation des équations (VI.33-VI.34) dans le modèle permet d'estimer les surfaces spécifiques Blaine des ciments. Le tableau (VI.2) donne la comparaison des surfaces spécifiques Blaine mesurées et calculées. De même, on constate un assez bon rapprochement entre ces valeurs.

**Tableau VI.2 : Surfaces spécifique Blaine du ciment mesurées et calculées**

Ciment	SSB mesurée (cm <sup>2</sup> /g)	SSB calculée (cm <sup>2</sup> /g)
Sortie broyeur	3095	2902
Gruau	2562	2476
Produit fin	4374	4445

### **Conclusion**

Le modèle développé pour le procédé d'un circuit fermé de broyage industriel du clinker, basé sur la combinaison de l'approche cinétique discontinue du bilan de population avec le modèle d'écoulement d'une série de mélangeurs parfaitement agitées représentant le transport des particules, est validé par les mesures expérimentales. Il a permis le calcul des débits, des distributions de taille de particules ainsi que la surface spécifique Blaine du ciment en différents points de l'installation. Il peut constituer une procédure d'extrapolation intéressante, pour la simulation et l'optimisation de la consommation spécifique d'énergie de broyage de ce matériau.

## CONCLUSION GENERALE

L'analyse des aspects cinétique et énergétique de broyage discontinu du clinker, par le modèle du bilan de population a permis de tirer les conclusions suivantes.

- ✓ La vitesse de disparition de taille des particules de ce matériau est normalisable en énergie et admet une cinétique d'ordre 1. De même, la fonction spécifique de sélection est dépendante de la dimension des boulets, et présente un maximum spécifique pour une certaine taille de particules; alors que la fonction de distribution de broyage de ce matériau n'est pas complètement normalisable.
- ✓ L'utilisation de la solution de Reid, sous forme de calcul matriciel, est satisfaisante pour prédire durant les premières dépenses d'énergie les distributions granulométriques obtenues pour différentes conditions de broyage de ce matériau.
- ✓ Dans les premiers instants de broyage, la fonction spécifique de sélection intervient par le choix de la dimension des corps broyants pour une meilleure finesse et une faible consommation énergétique.
- ✓ Pour des dépenses importantes d'énergie, le broyage discontinu peut être représenté par le modèle du bilan de population en introduisant un facteur de ralentissement de la fonction spécifique de sélection

Parmi diverses méthodes de caractérisation des échantillons de ciment d'un circuit de broyage industriel, nous avons choisis celles qui sont les mieux adaptées à la cinétique du bilan de population. La granulométrie a été déterminée par tamisage et par diffraction laser, la surface spécifique par le perméabilimètre de Blaine.

Le modèle développé pour le circuit fermé de broyage de la cimenterie de Meftah, basé sur la combinaison de l'approche cinétique discontinue du bilan de population avec l'écoulement des particules dans une série de mélangeurs parfaitement agitées, est validé par les mesures expérimentales. Il a permis le

calcul des débits, des distributions de taille de particules ainsi que la surface spécifique Blaine du ciment en différents points de l'installation. Le programme de calcul ainsi élaboré peut se transposer sans difficultés à d'autres circuits de broyage dans l'industrie minérale et permet la simulation et l'optimisation des aspects énergétique et productif.

## REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- [1] **Seidel, G., Huckouf H. et Jochen S.** , « Technologie des ciments, chaux, plâtre : Processus et installation de cuisson » Septimu, Paris (1980).
- [2] **Morsly, Y.**, « Influence des ajouts minéraux actifs sur les propriétés des CPJ » Mémoire de fin d'études, Institut des matériaux de construction, Boumerdes (1988).
- [3] **Papadakis, M. et Venuaut M.** « Industrie de la chaux du ciment et du plâtre » Dunod, Paris (1970).
- [4] **Hamed, O. A. et Abdellah W. E.** « Energy analysis and conservation prospect in the U.A.E cement industrie » International Journal of Energy Research, 16 (1992) 75-83.
- [5] **Prasher, C. L.**, « Crushing and grinding Process Handbook, » John Wiley et Sons Limited.. (1987). Chap 1
- [6] **Lawn, B. R. et Marshall, D. B.** « Hardness: an indentation analysis » J. AM, Ceram, Soc., 62 (1979) 347-350.
- [8] **Delubac, G.** « Coordinateur : Aspects théoriques du broyage » Mines et carrières les techniques, III- IV (1996) 15-33.
- [9] **Lawrisson, G. C.** « Crushing and grinding, the size reduction of solids materials » Buherwarth (1974).
- [10] **Pliskin, L.** « La fabrication du ciment français » Eyrolles, Paris (1993). [5]
- [11] **Shoji, K., Austin, L. G., Smaila F., Brame K., Luckie, P. T.** « Further studies of ball and powder filling effects in ball and milling » Powder technology 31 (1982) 121-126.
- [12] **Shoji, K. Austin, L. G. Smaila, F. Brame, K. et Luckie, P. T.** « Further studie of ball and powder filling effect in ball milling » Powder Technology, 31 (1982) 121- 126.
- [13] **Rumpf, H.** « Physical aspect of comminution end new formulation of a law of comminution » Powder Technology 7 (1973) 145-159.
- [15] **Austin, L. G. et Brame, K..** « A comparaison of the Bond method for sizing wet tumbling ball mill with a size mass balance models » Powder technology, 34 (1983) 261– 274.

- [16] **Herbst, J. A. Fuerstenau, D. W.** « Scale-up procedure for continuous grinding mill design using population balance models » *Int. Journal. Min. Processing*, 7 (1980) 1-31.
- [17] **Herbst, J. A. et Fuerstinau, D. W.** « Scale-up procedure for continuous grinding mill design using population balance models » *International Journal Mining Processing*, 7 (1980) 1- 31.
- [18] **Epstein, B.** « Logarithmico-Normal distribution in breakage of solide » *Industrial And Engineering Chemistry*, 40, 12 (1948) 2289-2291.
- [19] **Austin, L. G. et Luckie, P. T.** « Methods for determination of breakage distribution parameters » *Powder Tchnology*, 5 (1971) 215- 226.
- [20] **Austin, L. G. et Luckie, P. T.** « The estimation of non- normalized breakage distribution parameters from batch grinding tests » *Powder Tchnology*, 5 (1971) 267- 271.
- [21] **Gaudin, A. M. et Meloy, T. G.** « Model and comminution distribution equation for sising fracture » *AIME Trans.* (1962) 40 – 43.
- [22] **Austin, L. G.** « A review introduction to the mathematical distribution of grinding as a rate process » *Powder Technology*, 5 (1971/1972) 1- 17.
- [23] **Reid, K. J.** « A solution to the batch grinding equation » *Chem Ing Sci*, 2 (1965) 953- 963.
- [24] **Herbst J. A. et Fuerstenau, D. W.** « Mathematical simulation of dry ball milling using specific power information » *SME/AIME*, 254 (1973) 434-348.
- [25] **Malghan, S. G. et Fuerstenau, D. W.** « Th escale-up of ball mills using population models and specific power input » *Dechma, Mongraph, Zerkleinern*, 79(I), 1589 (1976) 613- 630.
- [26] **Herbst, J. A. et Lo, Y. C.** « Consideration of ball size effect in the populcation balance approach to mill scale-up » *Advanced In Mineral Processing. SME press. Chap2* (1986) 33-47.
- [27] **Rajamani, K. Herbst, J. A.** « Simultanuoues estimation of selection and breakage functions from batch and continuous grincding data » *Trans. Inst. Min. Ing. Metall.* 93 (1984) 74- 85.
- [28] **Rajamani, K. et Herbst, J. A.** « Simultaneous estimation of selection and breakage functions from batch and continuous grinding data » *Trans. Inter. Min. Metal.* 93 (1984) 74- 85.

**[29] Gupta, V. K. Zouit, H. et Hadouin, D.** « The effect of ball mill diameters on grinding rate parameters in dry grinding operation » Powder Technology, 42 (1985) 199- 208.

**[40] Deniz, V.** « A study on the specific rate of breakage of cement materials in a laboratory ball mill » Cem & Concr. Res. 33 (2003) 439-445.

**[41] Austin, L. G. et Bagga, P.** « An analysis of fine dry grinding in ball mills » Powder Technology, 28 (1981) 83- 90.

**[42] Touil, D.** « Modélisation des dégradations d'énergie dans l'industrie de ciment, Approche industrielle et de laboratoire » these de doctorat, USTHB 2006.

**[43] Austin, L. G. Shoji, K ; et Luckie, P. T.** « The effect of ball size on mill performance » Powder Technology, 17 (1976) 109- 113.