

**République Algérienne Démocratique et Populaire**

**Ministère de l'enseignement supérieur et de la recherche scientifique**

**UNIVERSITE Blida 1**

**Faculté des sciences de l'ingénieur**

**Département de génie des procédés**



**Mémoire de fin d'étude**

**En vue de l'obtention du diplôme de master en Technologie des matériaux**

**Modélisation d'un circuit de broyage des matières premières à  
ciment**

**Unité de MEFTA.H.**

**Réalisée par : M<sup>elle</sup> Toubal Amina**

**Devant le jury composé de :**

<b>M<sup>r</sup> El Hadi</b>	<b>Professeur</b>	<b>USD Blida</b>	<b>Président</b>
<b>M<sup>r</sup> S.Soukane</b>	<b>Docteur</b>	<b>USD Blida</b>	<b>Examineur</b>
<b>M<sup>r</sup> S.Ouzane</b>	<b>Docteur</b>	<b>USD Blida</b>	<b>Examineur</b>
<b>M<sup>r</sup> D. TOUIL</b>	<b>Professeur</b>	<b>USD Blida</b>	<b>Rapporteur</b>

**Octobre 2014**

# Remerciement

Je tiens tout d'abord à remercier Dieu le tout puissant, qui m'a donné la force et la patience d'accomplir ce modeste travail.

Aux personnes qui m'ont aidé dans la réalisation de ce mémoire.

En premier lieu, je remercie M<sup>er</sup> D.Touil, professeur à l'université de Saad Dahlab Blida en tant que Directeur de mémoire il m'a guidé dans mon travail et m'a aidé à trouver des solutions pour avancer.

A l'issue de mon stage à la cimenterie de Meftah, je tiens à remercier toutes les personnes qui ont contribué de près ou de loin au bon acheminement de cette formation.

J'exprime toute ma reconnaissance et gratitude à l'administration et à l'ensemble du corps enseignant du département de « génie des procédés » de l'université de « Saad Dahlab Blida » pour leurs efforts à nous garantir la continuité et l'aboutissement de ce programme de Master.

Un grand merci à M<sup>me</sup> Zermane pour l'aide durant cette année autant que responsable de notre master « Technologie des matériaux », sans oublier M<sup>me</sup> Bouchenafa qu'elle a ouvert cette spécialité.

Mes vifs remerciements vont également aux membres du jury pour l'intérêt qu'ils ont porté à mon recherche en acceptant d'examiner mon travail et de l'enrichir par leurs propositions.

A mes chers parents, je les remercie pour m'avoir épaulé moralement tous les jours dans la construction de ce mémoire.

A ma copine Imane qu'elle m'a aidée dans la résolution des équations du modèle en programme Matlab.

Il me soit enfin permis de remercier tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à la réalisation de cette thèse.

# Dédicace

Je dédie ce modeste travail à tous ceux qui me sont chers, en commençant par celui qui m'a tout donné et guidé dans le bon sens, mon très cher père qui est la source de mon courage

A celle qui a fait de moi une femme, mon adorable mère qui m'a toujours aidée et encouragée dans mes moments les plus durs.

A tous mes frères et sœurs.

A mon fiançais, et toute ma belle famille.

A tous mes enseignants et mes collègues sans exception du Technologie des matériaux master 2 promotion 2014.

## Sommaire

Liste des illustrations, graphiques et tableaux.

Nomenclature.

Annexe

Résumé.

Introduction générale.

### **Chapitre I : le broyage des matières premières dans la cimenterie de Meftah**

Introduction

I.1	Présentation de la cimenterie de MEFTAH .....	1
I.2	Procédé de fabrication de l'unité.....	1
I.3	Broyage des matières premières.....	2
I.3.1	Réception et contrôle des matières premières.....	2
I.3.2	Extraction, concassage, préhomogénéisation et stockage des matières premières....	2
I.3.3	Dosage, broyage, séchage et homogénéisation du mélange cru .....	4
I.4	Cuisson de clinker.....	8
I.5	Broyage du clinker et production du ciment.....	9
I.6	Consommation spécifique d'énergie .....	10

Conclusion

### **Chapitre II : Approche du processus de broyage par le modèle de bilan de population**

Introduction

II.6	Types de fragmentation .....	11
II.1.1	Fragmentation grossière .....	11
II.1.2	Fragmentation fine.....	11
II.1.3	Fragmentation ultra fine.....	12
II.2	Description d'un broyeur à boulets.....	12
II.3	Modes de broyage .....	15
II.4	Approche mathématique du procédé de broyage d'un matériau homogène.....	15
II.4.1	Fonction de sélection.....	16

II.4.2	Fonction de broyage.....	16
II.4.3	Description mathématique du procédé de broyage discontinu en milieu sec.....	17
II.4.4	Le bilan de population.....	18
II.4.5	Détermination des fonctions de sélection et de broyage.....	18
II.5	Extrapolation du modèle de bilan de population au broyage continu.....	22
II.5.1	Distribution du temps de séjour des particules.....	22
II.5.2	Procédure d'extrapolation du modèle discontinu à un circuit fermé de broyage.....	23
III.5.2	Synthèse bibliographique sur la modélisation d'un circuit de broyage continu.....	26
	Conclusion	

### **Chapitre III : Description et données opératoires du circuit de broyage des matières premières à ciment dans l'unité.**

#### Introduction

III.1	Description du circuit de broyage.....	28
III.1.1	Dimensions géométriques du broyeur.....	28
III.1.2	Paramètres opératoires du séparateur et du broyeur .....	30
III.2	Analyse granulométrique des échantillons de matière du circuit de broyage .....	31
III.2.1	Analyse granulométrique par tamisage.....	31
III.2.2	Analyse granulométrique par diffraction laser .....	32

#### Conclusion

### **Chapitre IV : Modélisation du circuit de broyage.**

#### Introduction

IV.1	Description du modèle.....	35
IV.1.1	Le broyeur.....	35
IV.1.2	Charge du broyeur et temps de séjour .....	36
IV.1.3	Expression de la distribution de taille du produit à la sortie des étages.....	37
IV.1.4	Les paramètres cinétiques de broyage $S_j$ et $b_i$ .....	39
IV.1.5	Les paramètre de la classification interne.....	41
IV.1.6	La sélectivité du séparateur.....	41
IV.1.6	Le calcul des distributions granulométriques et des débits du circuit.....	42

IV.2 Résolution des équations du modèle .....43

IV.3 Résultats et interprétations.....43

Conclusion

Conclusion générale.

Référence bibliographique.

## **LISTE DES ILLUSTRATIONS, GRAPHIQUES ET TABLEAUX**

### **LISTE DES TABLEAUX**

Tableau I.1 : Teneurs des oxydes dans le cru .....	6
Tableau I.2 : Teneurs moyennes des composants secondaires d'une farine crue.....	7
Tableau III.1. Dimension géométriques du broyeur à boulets.....	29
Tableau III.2. Paramètres opératoires du séparateur dynamique.....	30
Tableau III.3. Paramètres opératoires de broyeur de l'unité.....	30
Tableau VI. 1. Comparaison des débits mesurés et calculés.....	44

### **LISTE DES ILLUSTRATIONS**

Figure I.1.Procédé de fabrication de ciment par voie sèche.....	1
Figure I.2 : Le calcaire, l'argile, le minerai de fer, et le sable d'une cimenterie.....	3
Figure I.3.La carrière de calcaire et d'argile de la Cimenterie .....	3
Figure I.4.Extraction des matières premières de leurs carrières.....	3
Figure I.5 : Atelier de concassage.....	4
Figure I.6. Préhomogénéisation et stockage des matières premières .....	4
Figure I.7. Broyeur à boulets de la cimenterie.....	5
Figure I.8. Séparateur aéraulique de classification du produit de broyage .....	5
Figure I.9. Homogénéisation du mélange cru.....	6
Figure I.10. Le clinker.....	8
Figure I.11. Ligne de cuisson de la cimenterie de Meftah.....	9
Figure II.1: Concasseur à mâchoires.....	11
Figure II.2: Schéma d'un broyeur à boulets.....	12

Figure II.3. Mode de fonctionnement d'un broyeur à boulets.....	13
Figure II.4. Circuit ouvert.....	15
Figure II.5. Circuit fermé .....	15
Figure II.6 : Fonction de sélection en fonction de la taille des particules.....	21
Figure. II.7 Distribution des temps de séjour dans un broyeur à boulets.....	23
Figure II.8 Représentation et notation des flux de matière d'un circuit fermé.....	23
de broyage.	
Figure.III.1. Le circuit de broyage.....	28
Figure III.2. Broyeur à deux compartiments boulets-boulets.....	29
Figure III.3. Tamiseuse.....	31
Figure III.4. Distributions de taille de particules des matières premières.....	32
Figure III.5. Granulomètre laser Mastersizer 2000.....	33
Figure III.6 : Principe de l'analyse granulométrique à laser.....	33
Figure III.7 Distributions de taille de particules des différentes charges du séparateur .....	34
Figure IV.1. Représentation du broyeur par une série de réacteurs parfaitement agités.....	35
Figure IV.2. Classification interne pour le 2 <sup>ème</sup> étage.....	38
Figure IV.3. Classification interne pour les m étages.....	39
Figure IV.4: Organigramme de résolution .....	45
Figure IV.5. Distributions granulométriques de l'alimentation F du circuit.....	46
Figure IV.6. Distributions granulométriques du gruaux T recyclé.....	46
Figure IV.8. Distributions granulométriques produit fini Q.....	46

## Nomenclature

### Lettres latines

<b>a</b>	Constante cinétique du 1 <sup>er</sup> ordre.
<b>a'</b>	Fraction de matière qui passe par le classificateur pour rejoindre le gruau.
<b>B<sub>i,j</sub></b>	Fonction cumulé de broyage.
<b>b<sub>i,j</sub></b>	Fonction individuelle de broyage représentant la fraction massique de la classe j qui étant broyée donne des particules dans la classe i.
<b>B(x,y)</b>	Fonction de broyage.
<b>B</b>	Matrice de distribution de broyage.
<b><math>\bar{b}_{i,j}</math></b>	Fonction de broyage dans un mélange de boulets.
<b>C</b>	Taux de recyclage.
<b>c<sub>i</sub></b>	Fonction de classification pour la classe i.
<b>c(x)</b>	Fonction de classification.
<b>c(t)</b>	Concentration du traceur à la sortie du broyeur à l'instant t.
<b>d<sub>50</sub></b>	Taille des particules pour laquelle 50% passent dans le gruau.
<b>d<sub>25</sub></b>	Taille des particules pour laquelle 25% passent dans le gruau.
<b>d<sub>75</sub></b>	Taille des particules pour laquelle 75% passent dans le gruau.
<b>d<sub>ij</sub></b>	La fraction de particule de taille j dans l'alimentation qui prend la taille i à la sortie du broyeur.
<b>d</b>	Diamètre des boulets.
<b>D</b>	Diamètre interne de broyeur.

$d_{i,j}$	Fraction massique de matière de la classe $j$ à l'alimentation. qui apparaît dans la classe $i$ dans la produit.
$E(t)$	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 (II.24).
$F$	Débit de l'alimentation du broyeur .
$f_i$	Fraction massique des particules de la classe $i$ entrant dans le broyeur.
$G$	Débit de l'alimentation du circuit de broyage.
$g_i$	fraction massique des particules de la classe $i$ à l'alimentation du circuit de broyage.
$I$	Matrice identité.
$J$	Fraction du volume de broyeur occupée par la charge des boulets.
$L$	Longueur de broyeur.
$M_1$	Débit de la farine expédié vers le stockage.
$M_2$	Débit de fines particules de la farine rejeté vers l'atmosphère.
$m$	Nombre de réacteurs en série.
$m_i$	Fraction massique de la matière dans la classe $i$ .
$N$	Vitesse de rotation du broyeur.
$N_c$	Vitesse critique de broyeur.
$P_i$	Fraction massique des particules de la classe $i$ à la sortie du broyeur.
$p_i$	Fraction massique des particules de la classe $i$ à la sortie du broyeur.
$p'_i$	Fraction cumulée des particules de taille $i$ à la sortie du broyeur.
$P$	Débit de la production de broyeur.

$q_i$	Fraction massique des particules de la classe $i$ à la sortie de classificateur (produit fin).
$q'_i$	Fraction cumulée des particules de taille $i$ à la sortie du classificateur.
$Q$	Débit de la production du circuit (produit fin).
$T$	Débit du refus (Gruau).
$t_i$	Fraction massique des particules de la classe $i$ dans le refus (gruau).
$t'_i$	Fraction cumulée des particules de taille $i$ dans le refus (gruau).
$U$	Fraction du vide entre les boulets.
$V$	Débit de la matière emportée par l'air.
$W$	Charge totale du broyeur.
$w_j(0)$	Vecteur de distribution granulométrique de la charge $F$ d'alimentation.
$x$	Taille de particule.
$x_0$	Dimension standard de 1mm.
$x_m$	Taille pour laquelle la fonction de sélection est maximale.
$y$	Taille de particule supérieure à $x$ .
$Y$	Fraction massique cumulée de taille inférieur à $x$ .
$y_z$	Fraction massique des boulets.
$z$	Taille des boulets.

### **Lettres grecques**

$\alpha_1$	Paramètres d'ajustement de l'équation (II.26).
$\alpha_2$	Paramètres d'ajustement de l'équation (II.26).
$\alpha_3$	Paramètres d'ajustement de l'équation (II.26).

$\xi$	Paramètres d'ajustement de l'équation (II.27).
$\Lambda$	Indice dépendant du matériau.
$\xi_i$	Sélectivité du classificateur.
$\psi$	Rendement du classificateur.
$\omega$	Nombre de révolution du broyeur.
$\tau$	Temps de séjour.
$\rho_b$	Densité des boulets.

## **Annexe**

**Annexe 1** : Analyse granulométrique des matières premières à ciment.

**Annexe 2** : Analyse granulométrique de l'alimentation du séparateur, gruaux recyclés et de la farine crue par Diffraction laser.

**Annexe 3** : Fonction spécifique de sélection  $S_i$  « 1<sup>er</sup> compartiment ».

**Annexe 4** : Fonction spécifique de sélection  $S_i$  « 2<sup>ème</sup> compartiment ».

**Annexe 5** : Fonction spécifique de sélection  $S_i$  « sortie du circuit de broyage ».

**Annexe 6** : Fonction de broyage  $B_{ij}$ .

**Annexe 7** : Rendement du classificateur.

**Annexe 8** : Fonction de classification  $C_i$  expérimentale et calculée, et la sélectivité  $\xi_i$ .

**Annexe 9** : Distribution granulométriques de l'alimentation du circuit de broyage, de gruaux, et de la farine crue expérimentales et calculées.

**Annexe 10** : Programme de calcul par « Matlab ».

**Chapitre I :**  
**Le broyage des matières premières dans**  
**la cimenterie de Meftah**

*la cimenterie de Meftah*  
*Le broyage des matières premières dans*  
*Chapitre I :*

## **Chapitre II :**

# **Aproche du processus de broyage par le modèle cinétique de bilan de population**

*Chapitre II :*

**Chapitre III :**  
**Description et données opératoires du circuit de broyage**  
**des matières premières à ciment dans l'unité**

*Description et données opératoires du circuit de broyage  
des matières premières à ciment dans l'unité  
Chapitre III :*

# **Chapitre IV : Modélisation du circuit de broyage**



## Annexe 1

Echantillon	Ouverture de tamis (mm)	Quantité retenue en % massique				
		Calcaire	Argile	Sable	Minerais de fer	Alimentation broyeur
1	>6.3	16.67	26.73	0	69.2	7.34
2	[6.3-5]	4.47	14.46	0	2.47	6.84
3	[5-4]	5.16	7.36	0	0.92	5.46
4	[4-2.5]	8.07	16.33	0	2.19	14.12
5	[2.5-2]	3.91	6.62	0	0.84	7.62
6	[2-1.8]	0.1	4.7	0	0.73	3.65
7	[1.8 -1.6]	3.1	3.3	0.9	0.44	2.96
8	[1.6-1.18]	5.34	5.6	0.5	0.11	6.71
9	[1.18-1]	3.9	3.1	0.18	0.62	3.8
10	[1-0.8]	4.4	3.2	0.15	1.22	4.92
11	[0.8-0.5]	8.5	4.1	1.5	2.1	9.51
12	[0.5-0.4]	5.7	2.1	4.6	1.8	5.3
13	[0.4-0.2]	15.1	2.2	55	3.9	12.9
14	[0.2-0.1]	13.5	1.7	32.2	1.5	4.5
15	<0.1	1.3	0.3	4.2	2.7	4.05

## Annexe 2

<b>Tailles des particules (<math>\mu\text{m}</math>)</b>	<b>Alimentation séparateur</b>	<b>Sortie séparateur (Gruau)</b>	<b>Sortie séparateur (produit finie)</b>
[0.182-0.209]	0.06	0	0.07
[0.209-0.240]	0.19	0	0.25
[0.240-0.275]	0.31	0	0.41
[0.275-0.316]	0.45	0	0.6
[0.316-0.363]	0.62	0	0.83
[0.363-0.417]	0.80	0	1.07
[0.417-0.479]	0.93	0	1.25
[0.479-0.550]	1	0	1.35
[0.550-0.631]	1.02	0	1.38
[0.631-0.724]	0.99	0	1.36
[0.724-0.832]	0.95	0	1.31
[0.832-0.955]	0.92	0	1.28
[0.955-1.096]	0.92	0.1	1.28
[1.096-1.259]	0.98	0.59	1.36
[1.259-1.445]	1.12	0.87	1.54
[1.445-1.660]	1.34	1.15	1.81
[1.660-1.905]	1.63	1.34	2.17
[1.905-2.188]	1.97	1.46	2.59
[2.188-2.512]	2.32	1.52	3.01
[2.512-2.884]	2.63	1.51	3.39
[2.884-3.311]	2.86	1.47	3.67
[3.311-3.802]	2.98	1.39	3.81
[3.802-4.365]	2.94	1.29	3.81

[4.365-5.012]	2.76	1.17	3.65
[5.012-5.754]	2.47	1.08	3.38
[5.754-6.607]	2.11	0.94	3.04
[6.607-7.586]	1.76	0.83	2.69
[7.586-8.710]	1.47	0.75	2.39
[8.710-10.00]	1.3	0.70	2.17
[10.00-11.482]	1.28	0.67	2.05
[11.482-13.183]	1.38	0.67	2.01
[13.183-15.136]	1.54	0.68	2.01
[15.136-17.378]	1.68	0.68	2.00
[17.378-19.963]	1.75	0.67	1.95
[19.963-22.909]	1.71	0.66	1.88
[22.909-26.303]	1.6	0.64	1.78
[26.303-30.200]	1.47	0.66	1.67
[30.200-34.674]	1.39	0.72	1.64
[34.674-39.811]	1.41	0.82	1.68
[39.811-45.709]	1.51	0.96	1.78
[45.709-52.481]	1.68	1.11	1.86
[52.481-60.256]	1.87	1.25	1.93
[60.256-69.183]	2.07	1.37	1.96
[69.183-79.433]	2.24	1.47	1.94
[79.433-91.201]	2.4	1.57	1.90
[91.201-104.713]	2.54	1.73	1.88
[104.713-120.226]	2.69	2.02	1.85
[120.266-138.038]	2.82	2.49	1.87
[138.038-158.489]	2.93	3.23	1.88
[158.489-181.970]	3.01	4.22	1.84

[181.970-208.930]	3.04	5.48	1.65
[208.930-239.883]	3.00	6.84	1.31
[239.883-275.423]	2.88	8.12	0.8
[275.423-316.228]	2.66	8.95	0.02
[316.228-363.078]	2.33	9.05	0
[363.078-416.889]	1.83	7.86	0
[416.889-478.630]	1.31	6.05	0
[478.630-549.541]	0.26	1.23	0

### Annexe 3

Taille des boulets Fonction de Sélection	60		50		40		mélange
	S	S*yl	S	S*yl	S	S*yl	
s1	0.1522	0.06088	0.1329	0.0397	0.1118	0.03354	0.13429
2s	0.1644	0.06576	0.145	0.0435	0.123	0.0369	0.14616
s3	0.1774	0.07096	0.16	0.048	0.1386	0.04158	0.16054
s4	0.1793	0.07172	0.1686	0.05058	0.1519	0.04557	0.16787
s5	0.1738	0.06952	0.1675	0.05025	0.1548	0.04644	0.16621
s6	0.1678	0.06712	0.1646	0.04938	0.1551	0.04653	0.16303
s7	0.1526	0.06104	0.155	0.0465	0.1518	0.04554	0.15308
s8	0.1291	0.05164	0.1366	0.04098	0.1407	0.04221	0.13483
s9	0.1089	0.04356	0.1188	0.03564	0.1273	0.03819	0.11739
s10	0.0766	0.03064	0.0871	0.02613	0.099	0.0297	0.08647
s11	0.0482	0.01928	0.0564	0.01692	0.0672	0.02016	0.05636
s12	0.0275	0.011	0.0328	0.00984	0.0403	0.01209	0.03293
s13	0.01	0.004	0.0121	0.00363	0.0151	0.00453	0.01216

### Annexe 4

Taille des boulets Fonction de Sélection	40		30		25		Mélange
	S	S*yl	S	S*yl	S	S*yl	
S1	0.1118	0.03354	0.0887	0.02661	0.0764	0.03056	0.09071
S2	0.123	0.0369	0.0983	0.02949	0.084	0.0336	0.09999
S3	0.1386	0.04158	0.1128	0.03384	0.0981	0.03924	0.11466
S4	0.1519	0.04557	0.1281	0.03843	0.1132	0.04528	0.12928
S5	0.1548	0.04644	0.1337	0.04011	0.1195	0.0478	0.13435
S6	0.1551	0.04653	0.1365	0.04095	0.1231	0.04924	0.13672
S7	0.1518	0.04554	0.1392	0.04176	0.1281	0.05124	0.13854
S8	0.1407	0.04221	0.1370	0.0411	0.13	0.052	0.13531
S9	0.1273	0.03819	0.1304	0.03912	0.1275	0.051	0.12831
S10	0.099	0.0297	0.1105	0.03315	0.1142	0.04568	0.10853
S11	0.0672	0.02016	0.0812	0.02436	0.089	0.0356	0.08012
S12	0.0403	0.01209	0.0514	0.01542	0.0591	0.02364	0.05115
S13	0.0151	0.00453	0.0202	0.00606	0.0241	0.0096	0.02019

## Annexe 5

Taille des particules (mm)	Fonction de sélection (min <sup>-1</sup> )
5.65	0.225
4.5	0.24615
3.25	0.2752
2.25	0.29715
1.9	0.30056
1.7	0.29975
1.39	0.29162
1.09	0.27014
0.9	0.2457
0.65	0.195
0.45	0.13648
0.3	0.08408
0.15	0.03235





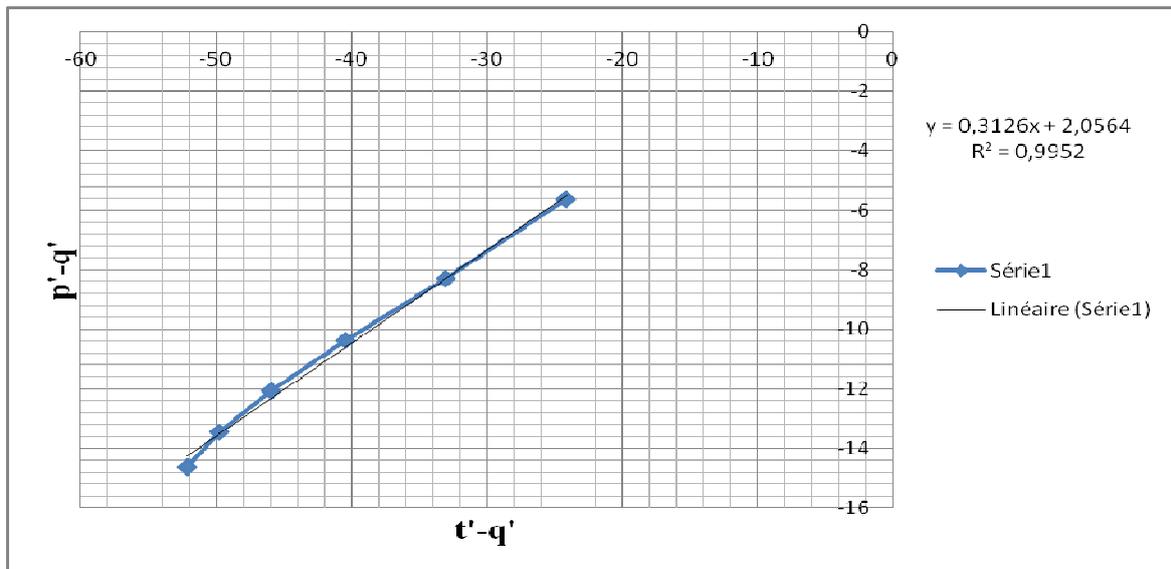
## Annexe 7

Ti-qi	-0.07	-0.32	-0.73	-1.33	-2.16	-3.23	-4.48	-5.83	-7.21	-8.57	-9.88	-11.16	-12.34
Pi-qi	-0.01	-0.07	-0.17	-0.32	-0.53	-0.8	-1.12	-1.47	-1.83	-2.2	-2.56	-2.92	-3.28

Ti-qi	13.11	-13.78	-14.44	-15.27	-16.4	-17.89	-19.77	-21.97	-24.39	-26.91	-29.39	-31.71	-33.81
Pi-qi	-3.66	-4.08	-4.55	-5.09	-5.71	-6.4	-7.16	-7.97	-8.81	-9.68	-10.57	-11.48	-12.41

Ti-qi	-35.67	-37.31	-38.78	-40.16	-41.5	-42.83	-44.15	-45.44	-46.64	-47.76	-48.77	-49.69	-50.55
Pi-qi	-13.34	-14.26	-15.13	-15.9	-16.53	-17	-17.32	-17.53	-17.68	-17.84	-18.04	-18.29	-18.56

Ti-qi	-51.35	-52.1	-52.78	-53.37	-53.84	-54.3	-54.13	-53.51	-52.16	-49.78	-45.95	-45.95	-40.42
Pi-qi	-18.81	-18.99	-19.05	-18.94	-18.64	-18.14	-17.46	-16.62	-15.67	-14.62	-13.45	-12.06	-10.37



## Annexe 8

<b>C<sub>i</sub> Calculé</b>	0	0	0	0	0.01	0.01 2	0.01 1	0.02	0.009	0.01 2	0.01 9	0.021	0.028
<b>C<sub>i</sub> Expéri mentale</b>	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.033696
<b>ξ<sub>i</sub></b>	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.154429 35

<b>C<sub>i</sub> Calculé</b>	0.19	0.25	0.3	0.32	0.28	0.24	0.19	0.18 7	0.164	0.145	0.12 9	0.152	0.158
<b>C<sub>i</sub> Expéri mentale</b>	0.18 6 63	0.24 08 03	0.26 6 04	0.25 4 84	0.22 9 74	0.203 1 03	0.17 79 84	0.15 9 33	0.1450 84	0.136 02	0.13 14 13	0.13303 64	0.1381 04
<b>ξ<sub>i</sub></b>	0.26 5308	0.30 458	0.32 2882	0.31 476	0.29 656	0.277 25	0.25 9038	0.24 5518	0.2351 86	0.2286 14	0.23 0125	0.23599	0.24466 83

<b>C<sub>i</sub> Calculé</b>	0.16 2	0.16 7	0.16 4	0.158	0.09	0.02	0.04 5	0.05 2	0.072	0.118	0.19 7	0.221	0.245
<b>C<sub>i</sub> Expéri mentale</b>	0.14 6 193	0.15 8 163	0.16 6 923	0.162 265	0.15 0 507	0.13 6 883	0.12 5 476	0.11 8 685	0.119 649	0.124	0.13 9 183	0.160 575	0.1802 836
<b>ξ<sub>i</sub></b>	0.25 1019	0.24 7642	0.23 9117	0.229 2406	0.22 097	0.21 6047	0.21 67	0.21 99	0.2309 0816	0.2464 172	0.26 0705	0.27288 7	0.27849 55

<b>C<sub>i</sub> Calculé</b>	0.25 9	0.243	0.2 26	0.21 9	0.22 5	0.24 8	0 .256	0.30 2	0.384	0.487	0.62	0.7371	0.7495
<b>C<sub>i</sub> Expéri mentale</b>	0.19 70 860	0.204 821	0.2 072 19	0.20 3 437	0.20 27 91	0.21 11 1417	0.23 2 2788	0.27 3 724	0.341 7406	0.4346 1794	0.55 88 1579	0.7068	0.7012 24
<b>ξ<sub>i</sub></b>	0.28 0233	0.2787 47	0.2 770	0.28 3077	0.29 8771	0.32 8449	0.37 7761	0.44 5098	0.5351 4145	0.6424	0.76 367	0.88620 771	1.00295 601

## Annexe 10

« Modèle de bilan de population »

```
n=14;  
x(1)=6.3;  
x(2)=5;  
x(3)=4;  
x(4)=2.5;  
x(5)=2;  
x(6)=1.8;  
x(7)=1.6;  
x(8)=1.18;  
x(9)=1;  
x(10)=0.8;  
x(11)=0.5;  
x(12)=0.4;  
x(13)=0.2;  
x(14)=0.1;
```

```
xm=0;  
for i=1:n-1  
xm=(x(i)+x(i+1))/2;  
disp(xm);
```

« Fonction de sélection »

« Premier compartiment »

```
n=3;  
for i=1:n  
db(1)=60;  
db(2)=50;  
db(3)=40;  
sj1=(1/(db(i)^1.05))*xm^1.5*(1/(1+(xm/(0.0305*(db(i))^0.95))^2))*1.5*(1275)^0.3;  
disp(sj1);
```

```
n=3;  
for i=1:n  
yl1(1)=0.4;  
yl1(2)=0.3;  
yl1(3)=0.3;  
s1=sj1*yl1(i);  
disp(s1);  
end  
end
```

«Deuxieme compartiment»

```
n=3;  
for i=1:n  
db(1)=40;  
db(2)=30;  
db(3)=25;  
sj2=(1/(db(i)^1.05))*xm^1.5*(1/(1+(xm/(0.0305*(db(i))^0.95))^2))*1.5*(1275)^0.3;  
disp(sj2);
```

```

n=3;
for i=1:n
    yl2(1)=0.3;
    yl2(2)=0.3;
    yl2(3)=0.4;
    s2=sj2*yl2(i);
    disp(s2);
end
end;

```

« Fonction de broyage »

```

for i=1:14
    for j=1:14
        if i==j
            B(i,j)=1;
        end
        if j>i
            B(i,j)=1;
        end
        if j<i
            B(i,j)=0.44*(xm(i)/xm(j+1))^0.223+((1-0.44)*(xm(i)/xm(j+1))^0.71);
            disp(B(i,j));
        end
    end
end
end
end
end

```

« Modèle d'une série de mélangeur parfaitement agitées »

```

n=58;
x(1)=0.182; x(2)=0.209; x(3)=0.24; x(4)=0.275; x(5)=0.316; x(6)=0.363;
x(7)=0.417; x(8)=0.479; x(9)=0.55; x(10)=0.631;x(11)=0.724;x(12)=0.832;
x(13)=0.955; x(14)=1.096; x(15)=1.259; x(16)=1.445; x(17)=1.66; x(18)=1.905;
x(19)=2.188; x(20)=2.512; x(21)=3.311; x(22)=3.802; x(23)=4.365; x(24)=5.012;
x(25)=5.754; x(26)=6.607; x(27)=7.586; x(28)=8.71; x(29)=10; x(30)=11.482;
x(31)=13.183; x(32)=15.136; x(33)=17.378; x(34)=19.963; x(35)=22.209;
x(36)=26.303; x(37)=30.2; x(38)=34.674; x(39)=39.811; x(40)=45.709;
x(41)=52.481; x(42)=60.256; x(43)=69.183; x(44)=79.433; x(45)=91.201;
x(46)=104.713; x(47)=120.226; x(48)=138.038; x(49)=158.489; x(50)=181.97;
x(51)=208.93; x(52)=239.883;x(53)=275.423; x(54)=316.228; x(55)=363.078;
x(56)=416.889; x(58)=549.541;
xm=0;
for i=1:n-1
    xm=(x(i)+x(i+1))/2;
    disp(xm);

ci=1/(1+(250/xm)^3.46);
disp(ci);
se=((1-0.13)*ci)+0.13;
disp(se);

```

```

G=290;
Q=0; T=0; F=G;
n=15;
g(1)=7.34; g(2)=14.18;g(3)=19.64; g(4)=33.76; g(5)=41.38; g(6)=45.03; g(7)=47.99;
g(8)=54.7; g(9)=58.5; g(10)=63.42; g(11)=72.93; g(12)=78.23; g(13)= 91.13; g(14)=95.63;
g(15)=99.68;
for i=1:n
    f(i)=g(i);
w1=9.98;
tse1=((w1/F)*60)/5;
disp(tse1);
for i=1:n
for j=1:n
    if i<j d(i,j)=0;
end
s(i) = input(['S' num2str(i) ', ' num2str(j) ']=');
b(i,j) = input(['B' num2str(i) ', ' num2str(j) ']=');
    if i==j d1(i,j)=1/(1+s(j)*tse);
end
    if i>j
for k=j:i-1
d1(i,j)=tse1*(b(i,k)*s(k)*d(k,j))/(1+s(i)*tse1);
p1(i)=d1(i,j)*f(i);
disp(p1);
c=30.16;
petoile1=p1(i)*(1+c);
disp(petoile);
end
end
w2=15.6;
tse2=((w2/F)*60)/7;
disp(tse2);
for i=1:n
for j=1:n
    if i<j d(i,j)=0;
end
    if i==j d2(i,j)=1/(1+s(j)*tse2);
end
    if i>j
for k=j:i-1
d2(i,j)=tse2*(b(i,k)*s(k)*d(k,j))/(1+s(i)*tse2);
p2(i)=d2(i,j)*f(i);
disp(p2);
c=30.16;
petoile2=p2(i)*(1+c);
disp(petoile2);
petoile=petoile1+petoile2;
disp(petoile);
end

```

```
end
end
end
w=w1+w2;
disp(w);
tse=tse1+tse2;
disp(tse);
Q=w/((1+c)*tse);
disp(Q);
T=c*Q;
disp(T);
F=G+T;
disp(F);
fi=((se*petoile)-g(i))/(1+c);
disp(fi);
qi=(1-se)*petoile;
disp(qi);
ti=(se*petoile)/c;
disp(ti);
end
end
end
```

## REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- [1] **Touil D., Belaadi S., Chikhi S** : Analyse de la performance exergetique du broyeur sécheur de la cimenterie de Sour El-Ghozlane (Algerie), 3<sup>eme</sup> Confrence Maghrebine de Génie des Procèdes (COMAGEP 3), Tamanrasset, 10 - 13 Mai (1998).
- [2] **Seidel G., Huckauf H., Jochen S** : Technologie des ciments, chaux, plâtre : Processus et installations de cuisson, Septima, Paris (1980).
- [3] **Cordonnier., Flament (1989)** : la fabrication du ciment, ciment français, Edition Eyrolis, paris (1989).
- [4] **Dreizler I., Schafer K**: Fraction analyses for evaluating the heterogeneity of raw meals, translation ZKG No.9/90 (pp.445-451), septembre (1990).
- [5] **Kakali G., Tsivilis S**: The effect of intergrinding and separate grinding of cement raw mix on the burning process, laboratory of inorganic and analytical chemistry, iron polytechniustr, 15773 athenes, Greece (july 1992).
- [6] **Pliskin L** : la fabrication du ciment, ciment français, Edition Eyrolis, paris (1993).
- [7] **Raina K.,Janakiraman L**: Use of mineralizer in black meal process for improved clinkerization and conservation of energy,national concil for cement and building materials P-21,south extension, part II, new delhi,India (may 1998).
- [8] **Kolovos K** : Waste ammunition as secondary mineralizing raw material in Portland cement production, laboratory of inorganic and analytical chemistry, iron polytechniustr,15773 athenes, Greece (september 2005).
- [9] **Seidel, G., Huckouf H. et Jochen S.**, « Technologie des ciments, chaux, plâtre : Processus et installation de cuisson » Septimu, Paris (1980).
- [10] **Papadakis, M. et Venuaut M.** « Industrie de la chaux du ciment et du plâtre » Dunod, Paris (1970).
- [11] **Blazy P., El-aid j**, Fragmentation (généralités,théorie), techniques de l'ingénieur,A5050.
- [12] **Jac ques., Yvon.**,Prpriétés du solide, techniques de l'ingénieur,A5850.

- [13] **Austin L.G et Bahtia V.K.**, Experimental methods for grinding studies in laboratory mills, Powder technology, 5, (1972) 261-266.
- [14] **Epstein B.**, Logarithmico-Normal distribution in breakage of solids. Industrial and Engineering Chemistry, 40, 12, (1948) 2289-2291.
- [15] **Gaudin A.M., Meloy TG.** Model and comminution distribution equation for single fraction, mars (1962) PP 40-43.
- [16] **Reid K.J.**, A solution to the batch grinding equation , Chem.Eng. Sc, 20, (1965) 953 – 963.
- [17] **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.
- [18] **Arbiter N. et Bharny U.N.**, Correlation of product size, capacity and power in tumbling mills, Trans. AIME, 217, (1960) 245.
- [19] **Herbst J.A. et Fuerstenau D.W.**, The zero order production of fine sizes in comminution and its implications in simulation, SME / AIME, 241, (1968) 538-548.
- [20] **Herbst J.A. et Fuerstenau D.W.**, Mathematical simulation of dry ball milling using specific power information, SME/ AIME, 254, (1973) 343-348.
- [21] **Austin L.G et Luckie P.T.**, Methods for determination of breakage distribution parameters,Powder technology, 5, (1971) 215-222.
- [22] **Austin, L. G. Shoji, k ; et Luckie, P. T.** « The effect of ball size on mill performance » Powder Technology, 17 (1976) 109- 113.
- [23] **Austin L.G. et Brame K.**, A comparaison of the Bond method for sizing wet tumbling ball mills with a size-masse balance simulation model, Powder Technology, 34, (1984) 261-274.
- [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] **Prasher, C ,L** « Crushing and grinding proc ess Handbook » John Wilay et sons Limited (1987). Chap 1.
- [26] **Apling. A.C, Ergin H., (1994)**, Validation of grinding model for a full-scale air swept cement mill. Progress in Mineral processing, Balkema, Rotterdam, 527-531.

- [27] **Svarovsky L.** « solid-liquid séparation » Butterworth, Chap.3.
- [28] **Tromp K.F.** «Neue wege für die beurteilung der aufbereitung von steinkohlen » Gluckauf, 11, (1937) 125-131.
- [29] **L. G. Austin, R. R. Klimpel and P. T. Luckie,** Process Engineering of Size Reduction: Ball Milling, SME-AIME, March 1984, chap. 13.
- [30] **L.G. Austin, P.T. Luckie, D. Wightman,** Steady state simulation of a cement milling circuit, Int. J. Miner. Process. 2 (1975) 127–150.
- [31] **L.G. Austin, P.T. Luckie, H.M.V. Seebach,** Optimization of a cement milling circuit with respect to particle size distribution and strength development, by simulation models, Fourth European Symposium Zerkleinern, Dechema Monographie, Verlag Chemie, Weinheim, 1976, pp. 519– 537.
- [32] **L.G. Austin, N.P. Weymont, O. Knobloch,** The simulation of air swept cement mills, Part 1. The simulation model, European Symposium on Particle Technology, 1980, pp. 640–655.
- [33] **L.G. Austin, R.R. Klimpel, P.T. Luckie,** Process Engineering of Size Reduction: Ball Milling, AIME Publ., NY 1984, pp. 260–291, 458–470.
- [34] **Austin L. G., Luckie P. T. and Wightman D:** Steady-state simulation of a cement-milling circuit, International Journal of Mineral Processing, 1975, 2, p. 127-150.
- [35] **Austin L. G., Luckie P. T., Shoji K., Rogers R. S. C. and Brame K.,** A simulation model for an air-swept ball mill grinding coal, 1984, Powder Technology, 38, p. 255-266.
- [36] **Viswanathan K:** Computer based models for grinding and industrial case studies, Aufbereitungs-Technik, 1986, 10, p. 560-572.
- [37] **Viswanathan K., Narang K. C:** Computer simulation and optimization of ball mills/circuits, Worm Cement, 1988, April, p. 143-148.
- [38] **Viswanathan K., Reddy C. S:** Mathematical modelling of the effect of air ventilation on solids recycle rate and ball mill performance, World Cement 1992, October, p.20 - 26.

[39] **Zhang Y. M., Napier-Munn T.J., Kavetsky A:** Application of comminution and classification modelling to grinding of cement clinker, Trans. Inst. Min. Metall, 1988, Sect C, 97,207-213.

[40] **H. Benzar:** Modeling and simulation of a fully air swept ball mill in a raw material grinding circuit, Powder Technology 150 (2005) 145– 154.

[41] **O. Lamia:** Modélisation de la cinétique de broyage du clinker à ciment par l'approche du bilan de population. Blida Juin 2009.

## Résumé

L'approche discontinue de la cinétique du modèle de bilan de population, appliquée au broyage du clinker à ciment est extrapolée à l'échelle du circuit de broyage industriel des matières premières de la cimenterie de Meftah. Sur la base de mesures et d'analyses granulométriques effectuées sur différents échantillons de matière prélevés du circuit, le modèle proposé en continu permet le calcul des débits de farine crue à ciment et leurs distributions de taille de particules. Il peut constituer une procédure d'extrapolation intéressante, pour la simulation et l'optimisation de ce procédé de broyage.

**Mots clés :** Circuit de broyage, Clinker, Cimenterie Meftah, Modélisation, Bilan de population, Matières premières à ciment.

## Abstract

The batch approach to kinetic model of population balance, applied to the grinding of cement clinker is extrapolated across the circuit industrial raw material grinding of cement Meftah. Based on measurements and particle size analysis performed on different samples of material taken from the system, the proposed continuous model allows the calculation of flood flows in cement and flour particle size distributions. It may be an interesting extrapolation procedure for a simulation and optimization of the grinding process.

**Keywords:** grinding circuit, clinker, cementer to Meftah, Modeling, population balance, raw material of cement.

## ملخص

و من استقراء النهج المتقطع للنموذج الحركي للتوازن السكاني المطبق على طحن كلنكر الاسمنت مد لنظام طحن المواد الاولية للاسمنت بمفتاح على المستوى الصناعي. بناء على قياسات و تحليل حجم الجسيمات التي اجريت على عينات مختلفة من المواد الماخوذة من النظام والنموذج المستمر المقترح يسمح بحساب تدفقات و توزيع حجم الجسيمات للدقيق الني للاسمنت . قد يكون قادرا للمد خارجا امرا هاما لدراسة افضل و للتصنع لنظام الطحن هذا.

**المفتاح:** نظام الطحن ، الكلنكر ، مصنع الاسمنت بمفتاح ، النموذجية ، النموذج السكاني ، المواد الاولية للاسمنت.

## Conclusion générale

L'utilisation d'une représentation formelle du procédé d'un circuit de broyage industriel, sous la forme d'un modèle mathématique permettant le calcul des variables de sortie à partir des variables d'entrées est un outil efficace pour le dimensionnement et l'optimisation des conditions opératoires de ces installations.

Le modèle du procédé de type macro phénoménologique, proposé pour le circuit fermé de broyage industriel des matières premières à ciment, basé sur la combinaison de l'approche cinétique discontinue du bilan de population et 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 de la farine crue à ciment en différents points de l'installation. Le programme de calcul ainsi élaboré sous langage Matlab peut se transposer sans difficultés à d'autres circuits de broyage dans l'industrie minérale.

Le modèle mathématique du procédé de broyage servira de base à la simulation statique des broyeurs à boulets, permettant :

- d'obtenir en très peu de temps une configuration quasi-optimisée des circuits de broyage pour la réduction de la consommation spécifique d'énergie.
- de choisir les réglages et les conditions de fonctionnement des broyeurs à boulets afin de limiter les dysfonctionnements et les arrêts fréquents de ces installations.
- ce modèle pourra aussi potentiellement être inclus dans les systèmes de contrôle pour faciliter l'analyse en ligne et le diagnostic du procédé.

Enfin, dans une perspective de valorisation complète de ce travail, il pourrait être intéressant d'inclure dans le modèle les valeurs réelles des paramètres cinétique de broyage homogène et hétérogène du calcaire qui seront déterminés par des essais expérimentaux au laboratoire en mode discontinu.

## **Introduction générale**

Le broyage des matières premières à ciment dans les broyeurs à boulets est incontestablement le type de procédé le plus répandu dans l'industrie du ciment. 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.

L'analyse de la réduction de taille des particules dans les broyeurs à boulets par l'approche cinétique du bilan de population [1] est utilisée actuellement, comme une procédure d'extrapolation pour la conception de ces installations dans l'industrie minérale.

Dans cette approche, les paramètres cinétiques de broyage, sont dépendants de la géométrie du broyeur et des conditions opératoires. Il nous paraît donc intéressant d'approcher le broyage industriel des matières premières à ciment de l'unité de Meftah par ce modèle, qui est capable de fournir à la fois la distribution granulométrique et la prédiction énergétique.

Le modèle en mode continu du circuit fermé de broyage, est une combinaison des résultats de la cinétique de broyage obtenue en mode discontinu avec le modèle d'une série de mélangeurs parfaitement agités représentant le transport des particules dans le broyeur à boulets. Cette combinaison peut constituer une procédure d'extrapolation intéressante, pour la simulation et l'optimisation du procédé de broyage des matières premières à ciment.

Sur la base de mesures et d'analyses granulométriques effectuées sur différents échantillons de matière prélevés du circuit, le modèle en continu proposé dans ce travail, permet le calcul des débits de farine crue à ciment et leurs distributions de taille de particules

## Introduction

Dans ce chapitre, nous présentons les grandes lignes du processus de fabrication du ciment, tout en précisant l'intérêt du procédé de broyage des matières premières (Calcaire, Argile, Sable, Minerais de fer) dans l'industrie de ciment.

### I.1 Présentation de la cimenterie de Meftah

La société des ciments de la Mitidja (S.C.MI) est une entreprise algérienne filiale de groupe industriel des ciments d'Algérie GICA. En partenariat avec Lafarge, depuis juin 2008, la SCMI enregistre d'ailleurs une production historique de 500 000 tonnes du ciment durant l'année 2011. La cimenterie est implantée dans la commune de Meftah, daïra de Meftah, wilaya de Blida. L'unité est située à 27 kilomètres d'Alger, localisée à proximité de la route nationale n° 29 reliant la commune de Meftah à celle de Khemis-El-Khechna à l'Est et l'Arbaa à l'Ouest.

### I.2 Procédé de fabrication de l'unité

Les procédés de fabrication du ciment par voie sèche constituent à ce jour les modes d'élaboration du ciment les plus modernes et les plus performants. La fabrication du ciment par voie sèche passe 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 [1]. Le progrès dans la mouture fine et l'homogénéisation des mélanges secs permet d'obtenir aujourd'hui des ciments de qualité.

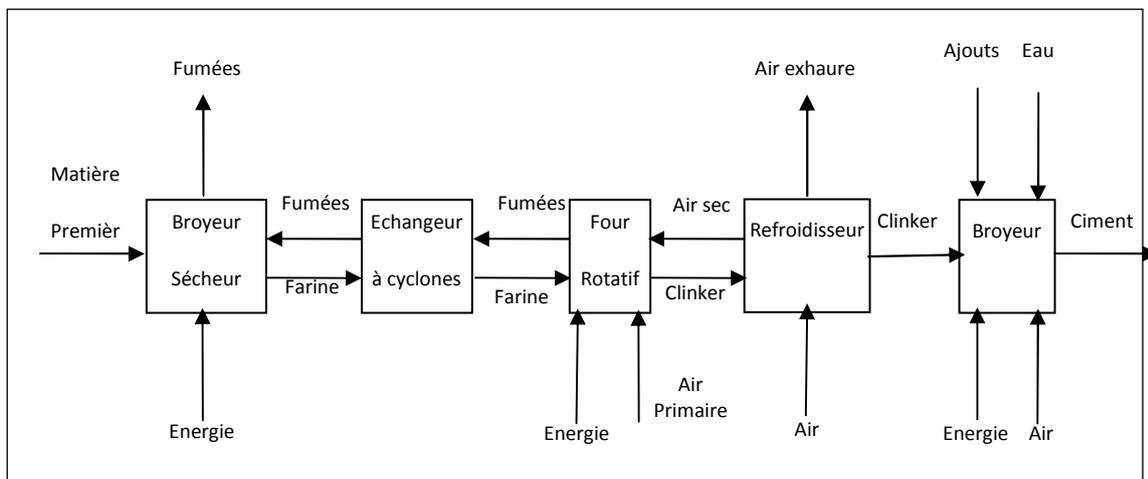


Figure I.1. Procédé de fabrication de ciment par voie sèche

### I.3 Broyage des matières premières

#### I.3.1 Réception et contrôle des matières premières

Les matières premières principales entrant dans la fabrication des ciments portlands sont constituées de calcaire, d'argiles, de sables, et de minerais de fer (figure I.2). D'autres matières premières sont considérées comme principales dans certaines cimenteries telles que le marne, le schiste, le laitier, la pouzzolane, le tuf, etc. Les contrôles de réception des matières premières acceptées sont souvent limités à la détermination d'une ou plusieurs caractéristiques de base du matériau (titre en carbonate d'un calcaire... etc.).

##### 1.1 Le calcaire

Les calcaires sont constitués, principalement, de carbonate de calcium titrant au minimum 90% de  $\text{CaCO}_3$ , qui se présente sous forme de calcite ou d'aragonite. La calcite est la forme cristalline la plus stable et la plus courante de  $\text{CaCO}_3$ .

##### 1.2 L'argile

L'argile occupe la deuxième place dans la composition du clinker après le calcaire ( $\approx 17\%$ ), il est riche en alumine ( $\text{Al}_2\text{O}_3$ ). Les argiles sont formées aussi de silice, et de fer. Leurs teneurs sont variables d'une argile à une autre. Les argiles utilisées sont généralement constituées de plusieurs minéraux en proportions variables. Les plus répandues sont la montmorillonite ( $\text{Al}_2\text{O}_3, 4\text{SiO}_2, \text{H}_2\text{O}.n\text{H}_2\text{O}$ ), l'illite ( $[\text{K}_2\text{O}, \text{H}_2\text{O}], 3\text{Al}_2\text{O}_3, 6\text{SiO}_2$ ), la kaolinite ( $\text{Al}_2\text{O}_3, 2\text{SiO}_2, 2\text{H}_2\text{O}$ ) et le chlorite ( $10[\text{Mg}, \text{Fe}] \text{O}, 2\text{Al}_2\text{O}_3, 6\text{SiO}_2, 8\text{H}_2\text{O}$ ).

##### 1.3 Le sable

Le sable est un ajout ( $\approx 2\%$ ), est très riche en silice, on ajout généralement dans le cas où la teneur en silice du mélange n'est pas suffisante. Dans notre mélange du clinker on a besoin de ce composant parce que l'argile contient de silice mais en petite proportion.

##### 1.4 Le minerai de fer

On l'ajoute en petite proportion ( $\approx 1\%$ ) dans le cas de manque de l'oxyde de fer  $\text{Fe}_2\text{O}_3$ .

#### I.3.2 Extraction, concassage, préhomogénéisation et stockage des matières premières

Les matières premières sont extraites des parois rocheuses d'une carrière à ciel ouvert, La carrière de calcaire (figure I.3) située à 1 km de l'usine, et la carrière d'argile se situe à 4 km de l'usine (cimenterie de Meftah). L'extraction de ces matières premières (figure I.4) se fait par abattage à l'explosif. La roche est reprise par des dumpers vers un atelier de concassage. Pour produire des ciments

de qualités constantes, les matières premières doivent être très soigneusement échantillonnées, dosées et mélangées de façon à obtenir une composition parfaitement régulière.



**Figure I.2 : Le calcaire, l'argile, le minerai de fer, et le sable d'une cimenterie**



**Figure I.3. La carrière de calcaire et d'argile de la Cimenterie**



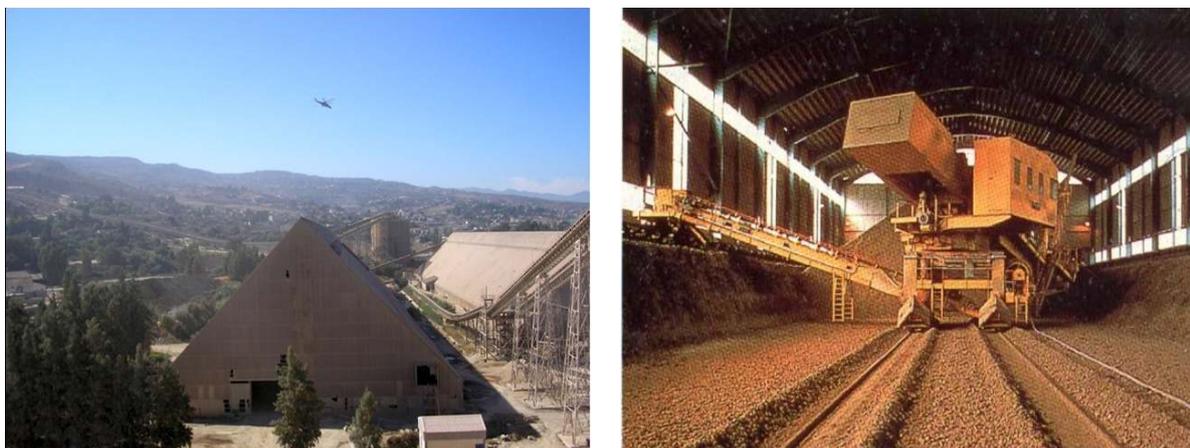
**Figure I.4. Extraction des matières premières de leurs carrières**

Le calcaire abattu à l'explosif subit deux opérations de concassage (figure I.5). Un concassage primaire qui permet de réduire la granulométrie de 1000 mm à l'entrée jusqu'à 100 mm à la sortie et un second concassage qui permet de réduire la granulométrie jusqu'à 30 mm. L'argile subit un concassage unique qui réduit la taille des particules à 30 mm



**Figure I.5 : Atelier de concassage**

Après le concassage, une combinaison intime des différents matériaux préalablement concassés doit être réalisée, de manière à disposer d'un mélange de caractéristiques chimiques et physiques uniformes dans sa masse, cette étape est la préhomogénéisation des matières premières dans des silos de stockage (figure I.6).



**Figure I.6. Préhomogénéisation et stockage des matières premières**

### **I.3.3 Dosage, broyage, séchage et homogénéisation du mélange cru**

Le dosage précis des matériaux introduits dans le broyeur est important car il détermine la constance de la composition chimique du cru, essentielle pour la stabilité de fonctionnement du four et pour l'obtention d'un ciment de qualité. Le mélange (calcaire, argile) et les

additifs sont acheminés respectivement vers la trémie du mélange et les silos d'additifs par des bandes transporteuses. La matière première ainsi dosée, conformément aux analyses du laboratoire, est acheminée au moyen d'une bande transporteuse vers une trémie, pour être ensuite déversée dans un convoyeur d'alimentation du broyeur.

Le mélange cru est broyé dans un broyeur à boulets (figure I.7) à deux compartiments (compartiment de dégrossissage et de finition en poudre fine), et séché simultanément à l'aide des gaz chauds du four et/ou de l'air d'exhaure du refroidisseur. Un four auxiliaire peut être nécessaire pour fournir le complément de chaleur nécessaire si les matières premières contiennent une forte proportion d'humidité. Le réglage des paramètres du séparateur aéraulique (figure I.8), utilisée pour trier le produit à la sortie du broyeur permet d'obtenir la finesse désirée de la farine crue d'un refus de l'ordre de 13 % sur le tamis de 90  $\mu\text{m}$ .

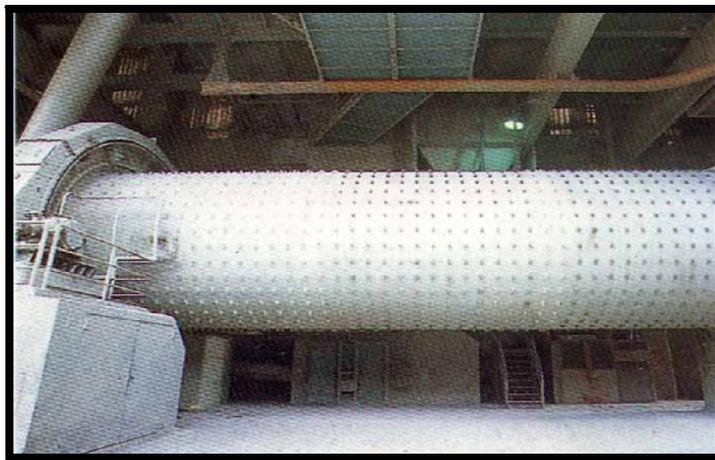


Figure I.7. Broyeur à boulets de la cimenterie

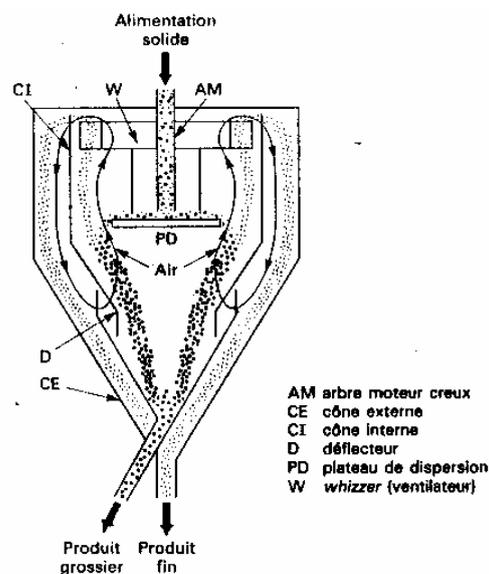


Figure I.8. Séparateur aéraulique de classification du produit de broyage

Après broyage, le cru doit être homogénéisé. L'homogénéisation du mélange cru est réalisée par un brassage intime par l'air dans des silos conçus pour contenir plusieurs heures de production de farine crue (figure I.9)

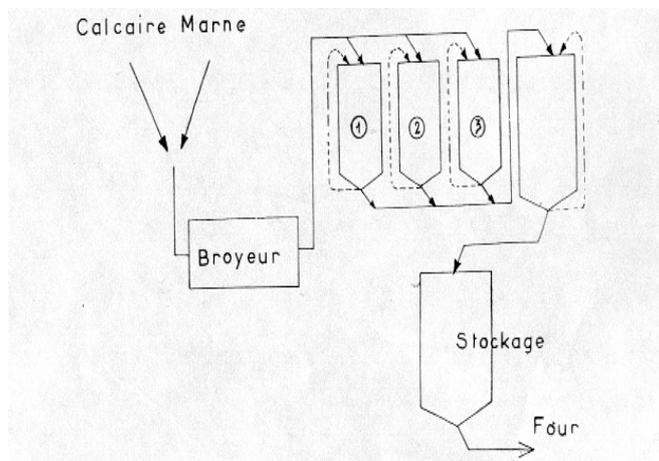


Figure I.9. Homogénéisation du mélange cru

### 3.1.1 Propriétés d'usage du mélange cru

La finesse et la composition chimique du produit issu du broyage des matières premières jouent un rôle important dans la cuisson du clinker.

#### 1.1.1 Composition chimique du mélange cru

La préparation du cru consiste à réaliser un mélange homogène de matières premières dans les proportions permettant d'obtenir un clinker dont la composition chimique respecte les limites précisées par le tableau I.1 suivant:

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

Ce tableau indique les valeurs usuelles dans lesquelles s'inscrit la composition de cru de la cimenterie. Il faut élaborer des mélanges des matières de base, de façon à obtenir la composition chimique voulue. Il est très souvent nécessaire d'affiner cette composition par l'ajout.

La qualité de la constitution de ce mélange cru peut être caractérisée par différents indices ou modules tels que : le standard de chaux et les modules silicique et alumino-ferrique.

- **Le standard de chaux LSF :**

indique le pouvoir liant CaO aux autres composants. Pour obtenir la saturation des oxydes, plusieurs formules ont été proposées, afin de déterminer la teneur en chaux nécessaire et pour obtenir des résultats sensiblement équivalents. Le coefficient de LSF [2] dit facteur de saturation est généralement retenu.

$$LSF = \frac{CaO}{2.8 SiO_2 + 1.18Al_2O_3 + 0.65Fe_2O_3} = 96.5$$

- **Le module silicique MS :**

Pour faciliter les réactions de clinkerisation, une phase liquide doit exister pendant une des étapes de la cuisson. Une relation entre les proportions de SiO<sub>2</sub>, Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> et Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> doit être respectée.

$$MS = \frac{SiO_2}{Al_2O_3 + Fe_2O_3} = 2.40$$

- **Le module alumino ferrique MAF:**

Le module alumino-ferrique conditionne la viscosité de la phase liquide, qui est une caractéristique importante pour les réactions mises en jeu dans le four, en particulier la fusion de la matière. Ce module est donné par :

$$MAF = \frac{Al_2O_3}{Fe_2O_3} = 1.60$$

Les composants secondaires de la farine crue peuvent influencer la qualité du clinker, leur dosage ne doit pas être négligé. De ce fait, les normes de qualité de clinker imposent une limite supérieure de ces constituants. Des exemples de teneurs moyennes d'une farine crue industrielle sont cités dans le tableau I.2.

**Tableau I.2 : Teneurs moyennes des composants secondaires  
D'une farine crue**

Element	K <sub>2</sub> O	Na <sub>2</sub> O	Cl <sup>-</sup>	SO <sub>3</sub>	MgO
Teneur (%)	0,5 – 1,3	0,05 -0,5	0,01- 0,02	0,1 – 0,5	< 2

La composition chimique de la farine crue, ainsi les modules LSF, MS, et MA/F sont déterminés au niveau de laboratoire par Diffraction de rayon X.

### 1.1.2 Finesse du mélange cru

La finesse optimale de broyage de cru se détermine expérimentalement, il convient cependant de noter que les meilleurs clinkers sont obtenus à partir de crus très fins. A l'échelle industrielle, la finesse de la farine crue se caractérise par un refus au tamis 90  $\mu\text{m}$  de l'ordre de 5 à 20 % [2]. Cordonnier et Flament (1989) [3] constatent que le broyage favorise une homogénéisation des produits broyés et proposent, pour une cuisson non perturbée de la farine crue et une bonne qualité du clinker, des refus de 1 et 11 % respectivement sur les tamis 100 et 200 $\mu\text{m}$ . Dreizler et Schäfer (1990) [4] montrent que les propriétés minéralogiques et physiques des différents matériaux influencent de façon déterminante la cuisson du clinker, ils proposent ainsi pour la farine crue un refus au 90  $\mu\text{m}$  une valeur comprise entre 8,3 et 10,4 %. En revanche, lors des opérations de broyage effectuées dans un broyeur à boulets de laboratoire, Kakali et Tsvilis (1992) [5], évaluent la finesse des mélanges crus par le refus au tamis 90  $\mu\text{m}$  et la surface spécifique Blaine (surface extérieure totale en  $\text{cm}^2$  contenue dans un gramme de matière). Ces auteurs montrent que les taux de formation et de croissance des cristaux de la bélite ( $\text{C}_2\text{S}$ ) augmentent avec l'augmentation de la finesse du mélange cru. Pliskin (1993)[6] rapporte que la finesse de la farine crue utilisée dans l'industrie cimentière française, est un refus de l'ordre de 1 à 1.5 % au tamis 160  $\mu\text{m}$ . Raina et Janakirman (1998) [7], lors de l'étude de l'influence des minéralisateurs ( $\text{CaSO}_4$  et la fluorine  $\text{CaF}_2$ ) sur la cuisson du mélange cru, constatent qu'un refus de 10% sur le tamis 170  $\mu\text{m}$  est suffisant pour donner un résultat économique sans affecter la qualité du clinker. Enfin, pour son étude expérimentale d'incorporation de quelques sous produits industriels dans le mélange cru, Kolovos (2005) [8] utilise un refus de 15 % au tamis 90  $\mu\text{m}$ .

### I.4 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 (clinkérisation) conduisant à la formation des principaux composés de ce semi-produit (figure I.10).



Figure I.10. Le clinker

Le procédé de cuisson (figure I.11) comporte un préchauffeur à cyclones, un four rotatif et un refroidisseur à grilles. Le préchauffage de la farine crue s'effectue dans la partie supérieure du préchauffeur à 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 du gaz naturel. Des ventilateurs situés après le préchauffeur et le refroidisseur aspirent 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 (3.5%). 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 tombe dans un refroidisseur où se produisent les échanges.



Figure I.11. Ligne de cuisson de la cimenterie de Meftah

### I.5 Broyage du 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.

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 [9]. Les constituants secondaires ayant une réactivité moindre que le clinker Portland, les ciments composés ont broyés des fines particules, de 3500 à 5000  $\text{cm}^2/\text{g}$ .

### **I.6 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 [10]. Par ailleurs, l'énergie représente 30 à 40% du prix de revient du ciment.

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.

### **Conclusion**

A travers ce chapitre nous pouvons tirer les constatations suivantes:

- Le broyeur à boulets est le type de broyeur le plus répandu dans l'industrie cimentière pour obtenir une bonne réactivité de clinkérisation pour le mélange cru des matières premières.
- La finesse désirée de la farine crue à ciment est toujours approchée par le refus au tamis 90, 100 ou 200 $\mu\text{m}$ . Cette taille caractéristique est ainsi utilisée pour approcher la distribution granulométrique du mélange cru lors du processus de broyage.
- Le circuit de broyage des matières premières consomme 40 % de l'énergie nécessaire à la fabrication du ciment, elle participe fortement à des coûts de production, c'est pour cette raison qu'on cherche à accroître son efficacité.

## Introduction

Dans ce chapitre, nous présentons certaines notions fondamentales dans le domaine du broyage des matériaux, nous intéresserons ensuite, à la description de l'approche moderne de la cinétique de broyage reposant sur le bilan de population. Enfin, nous présentons la procédure d'extrapolation du modèle discontinu de bilan de population à l'échelle industrielle.

## II.1 Types de fragmentation

### II.1.1 Fragmentation grossière

La fragmentation grossière inclut les opérations de concassage. Pour les matériaux rocheux, les technologies des appareils de fragmentation grossière reposent sur la mise en œuvre de forces externes qui peuvent se rattacher à des actions de compression, de cisaillement et d'impacts. La classification des appareils tient compte du mode d'action principal. Il est souvent difficile de faire la part exacte de chaque type de force externe agissant car on observe que le résultat est global. Parmi les appareils de fragmentation, citons les concasseurs à mâchoires (figure II.1), giratoire à cylindre, à percussions et à cône. La consommation énergétique de la fragmentation grossière est de 1 à 4 kWh/t.

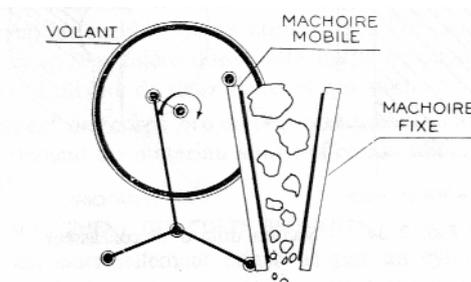


Figure II.1: Concasseur à mâchoires.

### II.1.2 Fragmentation fine

Si le domaine de la fragmentation fine est largement étendu sur le plan des granulométries, les technologies ont été pratiquement restreintes à un seul mode d'action consistant en la mise en œuvre de forces d'impact. Les exemples se limitent préférentiellement à des matériaux tendres. La consommation énergétique de la fragmentation fine est de 5 à 6 kWh/t pour le broyage grossier et peut atteindre 20 à 30 kWh/t pour le broyage fin. Ce dernier peut être assuré dans des broyeurs, constitués de tubes cylindriques ou cylindro-coniques tournant autour de leur axe horizontal et contenant des corps broyants libres, qui peuvent être des boulets, des barres ou d'autres formes en acier, ou en céramique. Ils doivent être plus lourds et plus gros que les particules à broyer. Les principaux critères qui guident le choix des broyeurs sont:

- la qualité et la forme du produit à obtenir, conditionnée par les traitements physiques, chimiques ou métallurgique ultérieurs,
- Les caractéristiques du matériau notamment granulométrie, dureté, plasticité, abrasivité.
- Les impératifs de fonctionnement : capacité, fiabilité, coûts opératoire et d'investissement.

### II.1.3 Fragmentation ultra fine

Dans le domaine de l'ultra fine, les forces de frottement sont largement prépondérantes sur les autres forces, l'énergie réelle dépensée est comprise entre 100 à 1000 kWh/t [11].

### II.2 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). Ils ont fait l'objet de très nombreuses études, visant notamment à préciser l'influence des conditions opératoires sur les propriétés du produit fragmenté. Un broyeur à boulets est un cylindre à axe horizontal rempli partiellement de boulets (figure II.2).

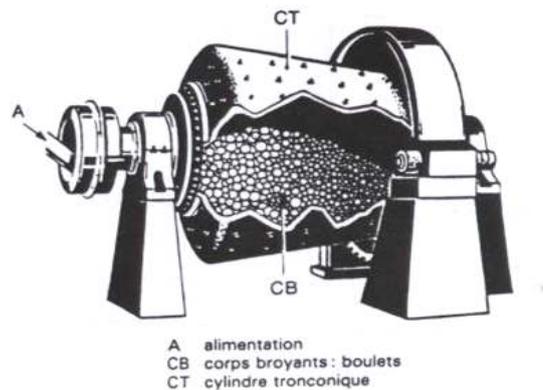


Figure II.2: Schéma d'un broyeur à boulets.

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'apparentent à une abrasion des particules. 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 ( $L/D \leq 2.5$ ), 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 [12].

## II.2.1 Les paramètres opératoires d'un broyeur à boulets

### II .2.1.1 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 sur la base de l'égalité de la force centrifuge et le poids des boulets (figure II.3), soit:

$$\frac{mv^2}{r} = mg \quad (\text{II.1})$$

$$v = N \cdot 2 \cdot \Pi \cdot r = (rg)^{1/2} \quad (\text{II.2})$$

Soit,

$$N_c = \frac{\sqrt{g}}{2\Pi\sqrt{r}} \quad (\text{II.3})$$

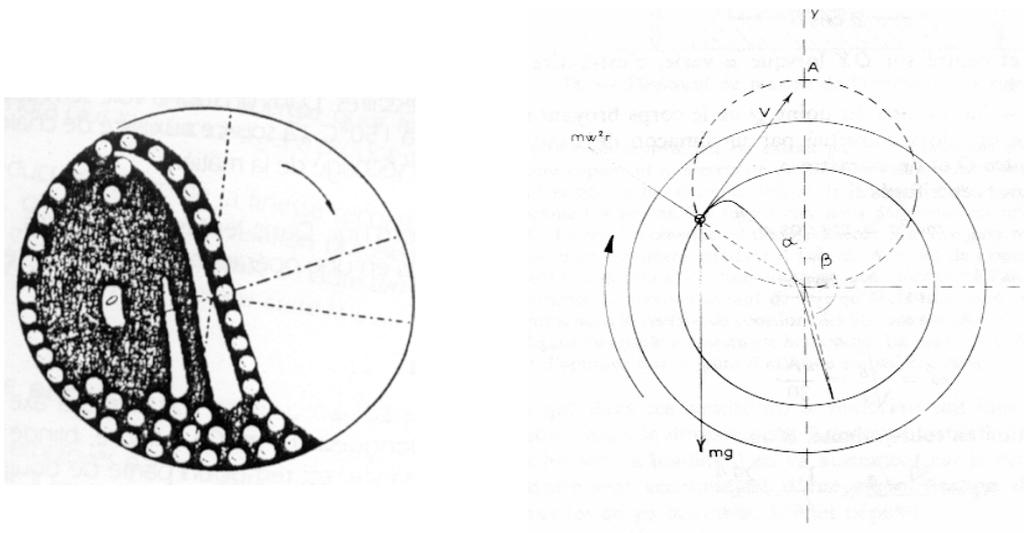


Figure II.3. Mode de fonctionnement d'un broyeur à boulets.

$$N_c = \frac{42,305}{\sqrt{D}} \quad (\text{II.4})$$

D en (m) et  $N_c$  en révolutions par minute.

En tenant compte de la charge des boulets dans le broyeur, la vitesse de rotation peut s'écrire :

$$N_c = \frac{300}{\sqrt{\frac{1}{2}(D-d)}} \quad (\text{II.5})$$

D et d étant respectivement les diamètres internes du broyeur et des boulets en (cm)

Les équations (II.4) et (II.5) sont applicables respectivement pour  $D/d \leq 20$  et  $D/d > 20$ .

Selon la vitesse de rotation des broyeurs on définit deux modes de marches:

- **Marche en cascade:** Obtenue pour une vitesse lente, la charge prend un mouvement général de rotation au tour d'une petite zone centrale presque immobile, les boulets s'élèvent en suivant des trajectoires pseudo circulaires et concentriques et redescendent en roulant les uns sur les autres. 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 ; 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, sous l'effet d'action multiples de compression, de cisaillement et d'impact. 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.

### II.2.1.2 La 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.

### II.2.1.3 Taux de charge des boulets et de matière

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

$$U = \frac{fc}{0,4 J} \quad (\text{II.6})$$

$fc$  : la fraction du volume du broyeur occupée par la charge de matière.

$J$  : la fraction du volume du broyeur occupée par la charge des boulets.

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  $0,6 \leq U \leq 1,1$  [12].

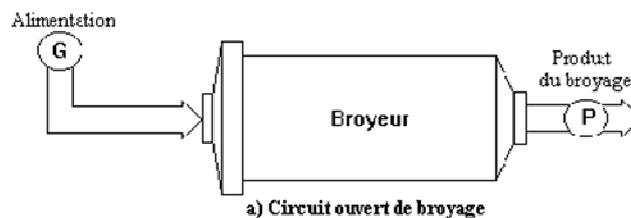
## II.3 Modes de broyage

### II.3.1 Circuits ouvert et fermé de broyage

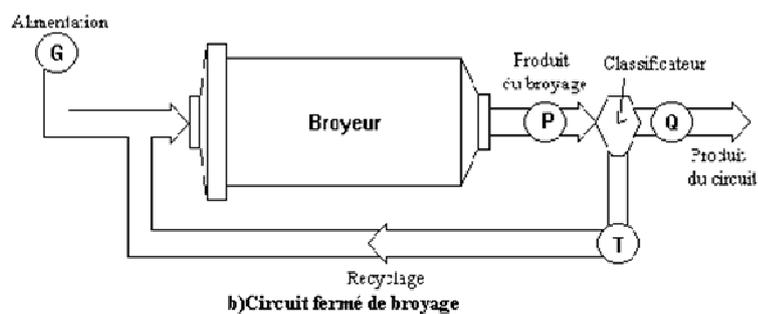
Dans un circuit de broyage ouvert (figure II.4), le réglage de la finesse s'obtient par l'ajustement du débit d'alimentation.

Le broyage en circuit fermé est le procédé le plus répandu [14], il permet de renvoyer à l'entrée du broyeur les particules insuffisamment broyées qui ont été collectées par un séparateur dynamique (figure II.5). 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  $\text{cm}^2/\text{g}$  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 moindres dans ce cas, le séparateur permet la sélection granulométrique du produit à la sortie du broyeur et évacue en conséquence les fines particules.

**Figure II.4.**  
**Circuit ouvert**



**Figure II.5.**  
**Circuit fermé**



## II.4 Approche mathématique du procédé de broyage d'un matériau homogène

Le modèle cinétique du bilan de population est l'approche moderne de la modélisation du processus de fragmentation. Il 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 [14].

### II.4.1 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  $M(x, t)$ .

$$dM(x, t) = -S(x).M(x, t)dt \quad (\text{II.7})$$

$S(x)$  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.4.2 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. 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 :

$$dM_i = -S_i M_i dt \quad (\text{II.8})$$

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  $j$  dont le broyage a donné des particules plus fines de classe  $i$ .

$$b_{i,j} = \frac{dm_{i,j}}{dm_j} = \frac{dm_{i,j}}{S_j m_j dt} \quad (\text{II.9})$$

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

$$\sum_{i=j+1}^n b_{i,j} = 1 \quad (\text{II.10})$$

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 :

$$b_{i,j} = B_{i,j} - B_{i+1,j} \quad (\text{II.11})$$

### II.4.3 Description mathématique du procédé de broyage discontinu en milieu sec

Pour un broyeur fonctionnant en discontinu, le broyage porte sur une quantité de matière parfaitement déterminée, qui a été introduite au temps  $t = 0$ . Gaudin et Meloy (1962) [15] proposent l'équation (II.12), 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 :

$$\frac{\partial M(x,t)}{\partial t} = -S(x) M(x) + \int_x^\infty S(y) \frac{\partial B(x,y)}{\partial x} M(y,t) dy \quad (\text{II.12})$$

En raisonnant en termes de distribution discrète on aura :

$$\frac{dM_i}{dt} = -S_i M_i(t) + \sum_{\substack{j=1 \\ j \geq i}}^{i-1} S_j b_{i,j} M_j(t) \quad (\text{II.13})$$

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 granulométriques est représenté sous forme matricielle par l'équation suivante :

$$\frac{d}{dt} [m(t)] = [(B - I)S] [m(t)] \quad (\text{II.14})$$

Avec

$$B = \begin{bmatrix} 0 & & & & \\ b_{2,1} & 0 & & & \mathbf{0} \\ \cdot & \cdot & 0 & & \\ \cdot & \cdot & \cdot & 0 & \\ b_{n,1} & \cdot & \cdot & b_{n,n-1} & 0 \end{bmatrix} \quad (\text{II.15})$$

et

$$S = \begin{bmatrix} S_1 & 0 & \cdot & \cdot & 0 \\ 0 & S_2 & \cdot & 0 & \cdot \\ 0 & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ \cdot & \cdot & \cdot & S_{N-1} & 0 \\ 0 & \cdot & \cdot & 0 & S_N \end{bmatrix} \quad (\text{II.16})$$

$I$  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.4.4 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 une instants  $t$ , est obtenue soit par une solution analytique, soit par intégration numérique ou par calcul matriciel, selon le type de formulation utilisé. Nous ne présenterons ici que la solution analytique proposée par Reid (1965) [16]. Cet auteur 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 :

$$m_1(t) = m_1(0) \exp(-s_1 t) \quad (\text{II.17})$$

$$m_2(t) = \frac{b_{2,1} S_1 m_2(0)}{S_2 - S_1} \exp(-S_1 t) + \left[ m_2(0) - \frac{b_{2,1} S_1 m_1(0)}{S_2 - S_1} \right] \exp(-S_2 t) \quad (\text{II.18})$$

$$m_i(t) = \sum_{j=1}^i h_{i,j} \exp(-S_j t) \quad (\text{II.19})$$

avec

$$h_{i,j} = \begin{cases} 0 & \text{pour } i < j \\ m_i(0) - \sum_{k=1}^{i-1} h_{i,k} & \text{pour } i = j \\ \frac{1}{S_i - S_j} \sum_{k=j}^{i-1} S_k b_{i,k} h_{k,j} & \text{pour } i > j \end{cases} \quad (\text{II.20})$$

L'équation (II.17) correspond à la fraction de taille la plus grossière, en particulier, la taille initiale des particules. La solution matricielle du bilan de population a été développée par [17] pour les mêmes conditions.

$$M(t) = (I + S'B - S')M(0) \quad (\text{II.21})$$

Avec

$$S' = S\Delta t \quad (\text{II.22})$$

#### II.4.5 Détermination des fonctions de sélection et de broyage

L'utilisation des différentes solutions proposées 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 en 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  $t$ . L'hypothèse, la plus utilisée dans la littérature, est celle de la normalisation des fonctions de broyage, qui permet de réduire considérablement le nombre de paramètres, puisqu'elle consiste à supposer que les éléments appartenant à une même diagonale de la matrice de broyage sont égaux. Cette hypothèse restreint donc le nombre d'inconnues de la distribution  $b_{ij}$ , chaque colonne de la matrice  $B$  se déduisant de la précédente par décalage d'une ligne, il suffit de connaître la première colonne.

$$B_{i,j} = b_{(i+k) \leq n, (j+k) \leq n} \quad (II.23)$$

Cette hypothèse revient à supposer que deux particules ayant des tailles différentes vont donner après broyage des distributions de taille relatives aux particules mères identiques; ceci ne peut être considéré comme une hypothèse générale. Sur la base des travaux de Arbiter et Bharny (1960) [18], Herbst et Fuersteneau (1968) [19] constatent que la production des fines au-dessous d'une taille donnée  $k$ , 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.

$$\frac{dP_i}{dt} = F_i \quad (II.24)$$

$F_i$  : La pente de la droite  $P_i(t) = f(t)$

Cette équation, ne peut être valable évidemment que pour les temps courts (début de broyage) revient à linéariser la fonction  $P_i(t)$  au voisinage de zéro.

Autrement dit, quel que soit la tranche mère considérée, le nombre de particules broyées, se retrouvent au-dessous du tamis  $i$ , est constant. Ainsi, on aura

$$B_{i,j} = \frac{F_i}{S_j} \quad (II.25)$$

Sur la base des valeurs expérimentales de  $S_1$  et  $B_{i,1}$  d'un certain nombre de matériaux et en supposant l'hypothèse de normalité vérifiée, ces auteurs (Herbst et Fuersteneau, 1973) [20] proposent l'ajustement des paramètres cinétiques ( $S$  et  $B$ ) par les équations suivantes :

$$B_{i,j} = \alpha_1 \left( \frac{X_i}{X_{j+1}} \right)^{\alpha_2} + (1 - \alpha_2) \left( \frac{X_i}{X_{j+1}} \right)^{\alpha_3} \quad (II.26)$$

$$S_i = S_1 \left( \sqrt{\frac{X_i X_{i+1}}{X_1 X_2}} \right)^{\xi} \quad (II.27)$$

$\alpha_1, \alpha_2, \alpha_3$  et  $\xi$  : Paramètres d'ajustement spécifiques pour chaque matériau.

Austin et Luckie (1971) [21] montrent que les valeurs de  $B_{i,j}$ , pour une fraction unique  $j$  d'un matériau donné, peuvent être estimées à partir d'une analyse de taille du produit par l'équation :

$$B_{i,j} = \frac{\log[(1 - P_i(0))/(1 - P_i(t))]}{\log[(1 - P_{j+1}(0))/(1 - P_{j+1}(t))]} \quad (\text{II.28})$$

$P_i(t)$  : Fraction massique du cumulé passant le tamis  $i$  au temps  $t$ .

De même, en vérifiant l'hypothèse de normalité pour quelques matériaux, ils proposent pour  $B_{i,j}$  l'équation empirique suivante :

$$B_{i,j} = \phi \left( \frac{x_i}{x_{j+1}} \right)^{\alpha_1} + (1 - \phi) \left( \frac{x_i}{x_{j+1}} \right)^{\alpha_2} \quad (\text{II.29})$$

$\alpha_1, \alpha_2$  et  $\phi$  : Paramètres d'ajustement du matériau broyé.

La fonction de sélection de la taille des particules, est ajustée par une équation de type cinétique du premier ordre :

$$S_i = a \left( \frac{x_i}{x_0} \right)^\alpha \quad (\text{II.30})$$

$x_0$  : Dimension standard de 1mm.

$a$  : Constante cinétique du 1<sup>er</sup> ordre.

Dans une deuxième étude relative au broyage de deux différents types de matériaux dans un même broyeur, [22] 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 (graphique II.1).

[23] proposent alors d'ajuster l'équation (II.30) par l'équation suivante:

$$S_i = a \left( \frac{x_i}{x_0} \right)^\alpha Q(z)$$

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

$$Q_i = \frac{1}{1 + \left( \frac{x_i}{\mu} \right)^\Lambda} \quad (\text{II.31})$$

$\Lambda$  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 :

$$\mu = x_m \left[ \frac{\Lambda - \alpha}{\alpha} \right]^{\frac{1}{\Lambda}} \quad (\text{II.32})$$

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

$$a = \frac{k_1 D^{0.6}}{d^{1.5}} \quad (\text{II.33})$$

$$x_m = k_2 D^{0.1} d^2 \quad (\text{II.34})$$

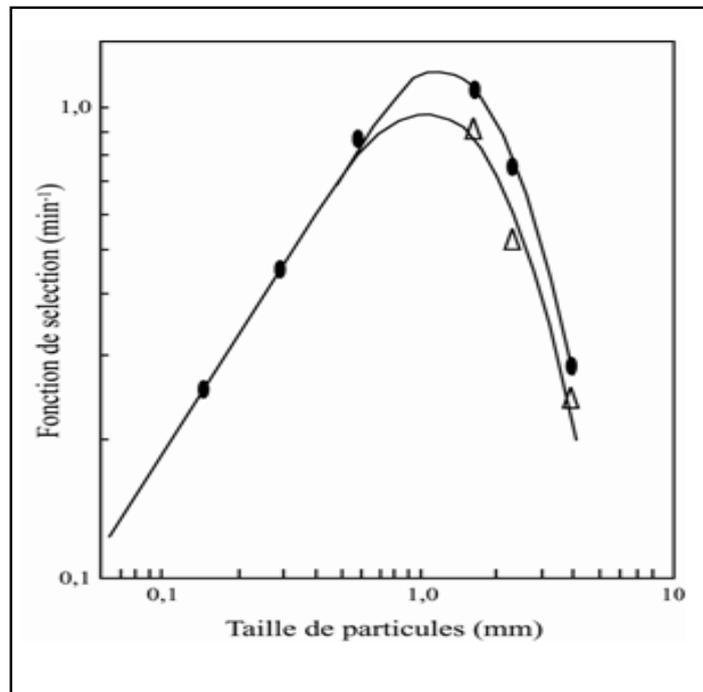


Figure II.6 : Fonction de sélection en fonction de la taille des particules

Par ailleurs, les dépendances entre les paramètres cinétiques de broyage ( $S_i$  et  $b_{ij}$ ) et les conditions opératoires (la charge des boulets, la vitesse de rotation, la charge de la matière, la taille des boulets et le diamètre du broyeur) faisant l'objet de plusieurs études sont résumées par Austin et al (1984) [23]. Elles doivent être décrites dans la structure du modèle du bilan de population.

## II.5 Extrapolation du modèle de bilan de population au broyage continu

### II.5.1 Distribution du temps de séjour des particules

Contrairement au fonctionnement discontinu, le fonctionnement continu du broyeur (figure II.5) 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 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 :

$$p_i W = \int_0^{\infty} m_i(t) \cdot \mathcal{E}(t) \cdot Q \cdot dt \Leftrightarrow p_i = \int_0^{\infty} m_i(t) \cdot \mathcal{E}(t) \cdot dt \quad (\text{II.31})$$

$W$  : La charge totale du broyeur.

$p_i$  : la fraction des particules de taille  $i$

$m_i$  : 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.

En injectant un traceur inerte à l'entrée du broyeur, et en suivant sa concentration à la sortie (figure II.7), [24] 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.32).

$$\mathcal{E}(t) = \frac{c(t)}{\int_0^{\infty} c(t)} \quad (\text{II.32})$$

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

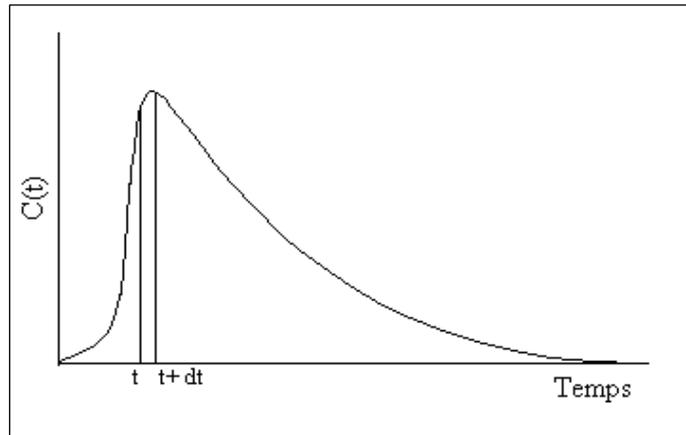


Figure. II.7 Distribution des temps de séjour dans un broyeur à boulets

**II.5.2 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.8. 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.

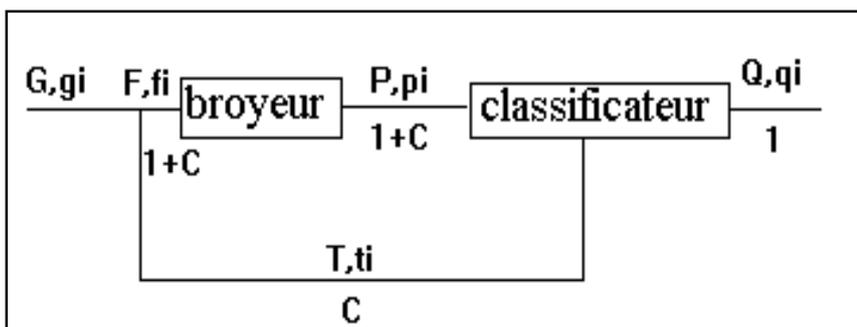


Figure II.8 Représentation et notation des flux de matière d'un circuit fermé de broyage

- **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

$$p_i = \int_0^{\infty} [p_i]_{batch} \mathcal{E}(t) dt \quad (II.33)$$

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 :

$$\tau = \frac{\int_0^{\infty} t c(t) dt}{\int_0^{\infty} c(t) dt} \quad (II.34)$$

Soit

$$\tau = \frac{W}{F} \quad (II.35)$$

**W** : 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 [25] par l'équation suivante :

$$p_i(t) = \sum_{j=1}^i d_{ij} w_j(0) \quad (II.36)$$

$w_j(0)$  : Le vecteur de distribution granulométrique de la charge  $F$  d'alimentation.

$d_{ij}$  : La fraction de particule de taille  $j$  dans l'alimentation qui prend la taille  $i$  à la sortie du broyeur après avoir passé un temps  $t$ . Elle dépend de la fonction de sélection ( $S_i$ ) et la fonction de broyage ( $B_{ij}$ ).

$$d_{ij} = \begin{cases} e_j & i = j \\ d_{ij} = 0 & i < j \\ \sum_{k=j}^{i-1} C_{ik} C_{jk} (e_k - e_i) & i > j \end{cases} \quad (II.37)$$

$$C_{ij} = \begin{cases} -\sum_{k=1}^{j-1} C_{ik} & i < j \\ 1 & i = j \\ \frac{1}{S_i - S_j} \sum_{k=j}^{i-1} S_k b_{ik} C_{kj} & i > j \end{cases} \quad (II.38)$$

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

$$e_j = \int_0^{\infty} e^{-s_j t} \mathcal{E}(t) dt \quad (II.39)$$

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

$$e_j = e^{-s_j \tau} \quad (\text{II.40})$$

$$e_j = \frac{1}{1 + s_j \tau} \quad (\text{II.41})$$

- **Le classificateur**

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

$$q_i = (1 - \xi_i) p_i (1 + C) \quad (\text{II.42})$$

$$t_i = \xi_i p_i \frac{(1 + C)}{C} \quad (\text{II.43})$$

$C$  le taux de recyclage du classificateur, donné par :

$$C = \frac{Q}{T} \quad (\text{II.44})$$

La sélectivité du classificateur  $\xi_i$  peut s'écrire selon [26] par :

$$\xi_i = (1 - a') c_i + a' \quad (\text{II.45})$$

$a'$  : La fraction de matière qui passe par le classificateur pour rejoindre le grua.

$c_i$  : 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 [27, 28]

$$c_i = \Psi \frac{t_i}{p_i} \quad (\text{II.46})$$

Avec

$$\Psi = \frac{p'_i - q'_i}{t'_i - q'_i} \quad (\text{II.47})$$

$\Psi$  : Le rendement du classificateur dépendant des conditions opératoires.

$p'_i$ ,  $t'_i$  et  $q'_i$  : Les fractions cumulées des particules de taille  $i$  de l'alimentation, du grua et du produit fin.

Par ailleurs,  $c_i$  peut être approché par la corrélation empirique [29] suivante :

$$c_i = \frac{1}{1 + \left(\frac{d_{50}}{d_i}\right)^\beta} \quad (\text{II.48})$$

$\beta$  : Indice de forme calculé par :

$$\beta = \frac{-2.2972}{\ln \frac{d_{25}}{d_{75}}} \quad (\text{II.49})$$

$d_{50}$ ,  $d_{75}$  et  $d_{25}$  : Tailles de particules pour lesquelles  $c_i$  est égale à 50, 75 et 25%.

## II.6 Synthèse bibliographique sur la modélisation d'un circuit de broyage continu

Les modèles mathématiques de l'opération de broyage dans un broyeur à boulets ont été mis au point par de nombreux chercheurs [30-33]. Ces auteurs ont considéré le broyeur comme équivalent à une série de plusieurs étages de broyage et de classification interne. Certaines études de modélisation des circuits de broyage de ciment, rapportés par la littérature. [34-39] ont été développés pour des broyeurs à boulets à deux compartiments. Elles utilisent un prélèvement d'échantillons de matière le long du broyeur pour une éventuelle analyse granulométrique par diffraction laser et tamisage.

Benzer et ses collaborateurs [40] ont modélisé le circuit de broyage des matières premières à ciment d'une unité turque. Dans leur approche et pour une simplification de calcul, ils supposent une même fonction de sélection et de classification pour les différents matériaux.

**Conclusion**

Le modèle développé est 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 est largement utilisée, aujourd'hui comme procédure d'extrapolation pour la conception de ces installations dans l'industrie minérale.

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.

## Introduction

Dans ce chapitre, nous décrivons le circuit de broyage des matières premières de la cimenterie de Meftah et nous donnons les paramètres opératoires de son fonctionnement. De plus, nous présentons les résultats d'analyse granulométrique par tamisage et par diffraction laser des différents courants de matière à l'entrée et à la sortie du circuit de broyage.

### III.1 Description du circuit de broyage

Les différents courants de matière du circuit de broyage sont représentés en figure.III.1. La farine crue à ciment produit de débit P sortant du broyeur est divisée dans le séparateur en gruaux recyclés T et en produit fin Q. Le débit G étant l'alimentation du broyeur, composé du mélange de matières premières (Tableau III.3) et M<sub>1</sub> le débit de farine expédié vers le stockage. M<sub>2</sub> est le débit de fines particules de farine rejeté vers l'atmosphère après dépoussiérage de l'air de ventilation V du broyeur. Le débit d'alimentation F et le taux de recyclage C sont exprimés par :

$$F = G + T \quad (III.1)$$

$$C = Q / T \quad (III.2)$$

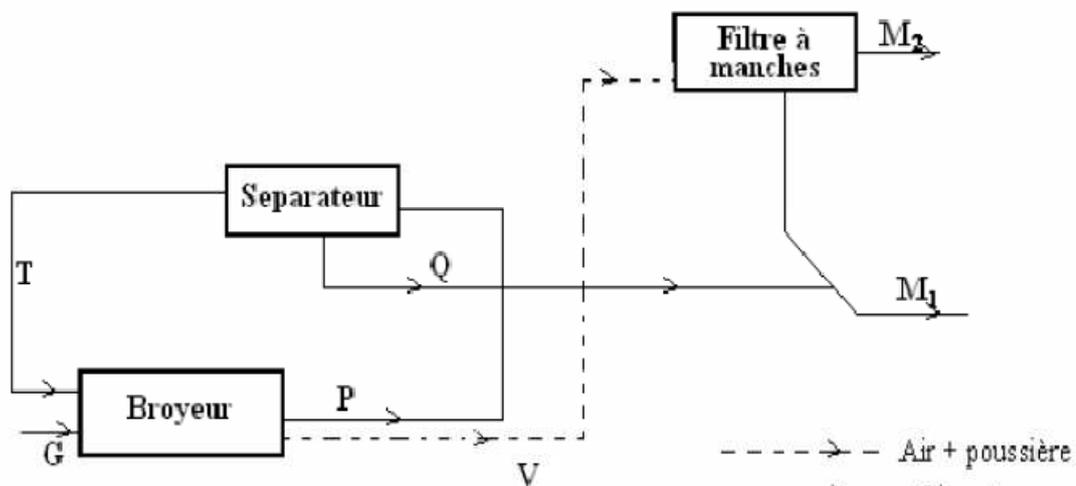


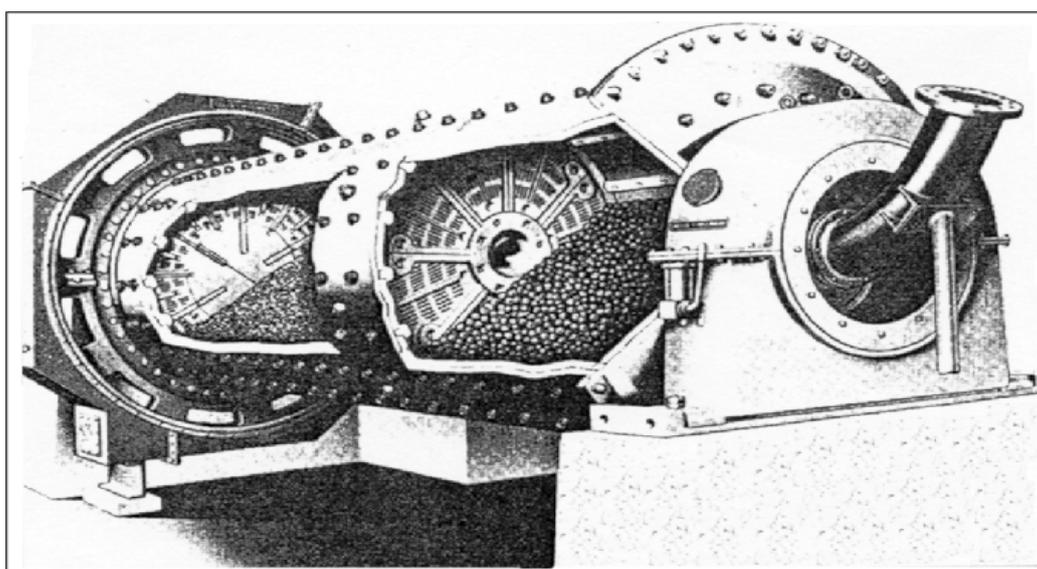
Figure.III.1. Le circuit de broyage

#### III.1.1 Dimensions géométriques du broyeur

Les dimensions géométriques du broyeur à boulets (figure III.2) telles que communiquées par le service Process de l'unité sont rassemblées dans le tableau III.1 ci-après.

**Tableau III.1. Dimension géométriques du broyeur à boulets**

Longueur (m)	1 er compartiment	5.56
	2eme compartiment	7.01
Diamètre (m)		4.4
Cloison	Longueur (cm)	50
	Ouverture grille (mm)	8
Virole (mm)	Longueur	12500
	Diamètre	4600
	Epaisseur	50
Masse des boulets (tonne)		265
Dimension des boulets (mm)	1 er compartiment	60 40%
		50 30%
		40 30%
	2eme compartiment	40 30%
		30 30%
		25 40%



**Figure III.2 : Broyeur à deux compartiments boulets-boulets**

### III.1.2 Paramètres opératoires du séparateur et du broyeur

Le relevé sur site des paramètres opératoires de fonctionnement du séparateur et du broyeur à boulets donne les tableaux III.2 et III.3 respectivement. Le gaz chaud à l'entrée du broyeur permet le séchage du mélange de matières premières et la ventilation de l'installation.

**Tableau III.2. Paramètres opératoires du séparateur dynamique**

Débit (tonne/h)	Entrée	203
	Rejet (grauau)	89
	Sortie (produit fini)	290
Vitesse de moteur (tour/min)		579
Puissance (kW)		200

**Tableau III.3. Paramètres opératoires de broyeur de l'unité**

Débit	Calcaire (t/h)	210
	Argile (th)	65.64
	Sable (t/h)	8.75
	Minerai de fer (t/h)	4.66
	Entrée broyeur (t/h)	290
	Gaz (m <sup>3</sup> /h)	3238
Vitesse de rotation (tour/min)		14.5
Puissance spécifique consommé (kW/tonne)		3205
Température gaz (°C)	Entrée	287
	Sortie	89
Humidité matière crue (%)	Entrée	2.4
	Sortie	0.8

### **III.2 Analyse granulométrique des échantillons de matière du circuit de broyage**

Des échantillons de matière sont prélevés en différents points du circuit de broyage pour la détermination de leur distribution de taille de particules. Les matières premières, la charge d'alimentation du broyeur et l'alimentation du séparateur sont analysés par tamisage au laboratoire. Quant à la charge sortante du broyeur, les charges fine et grossière de la farine sortante du séparateur, elles sont analysées par diffraction laser à l'université UMBB (Université M'hamed Bouguera Boumerdes).

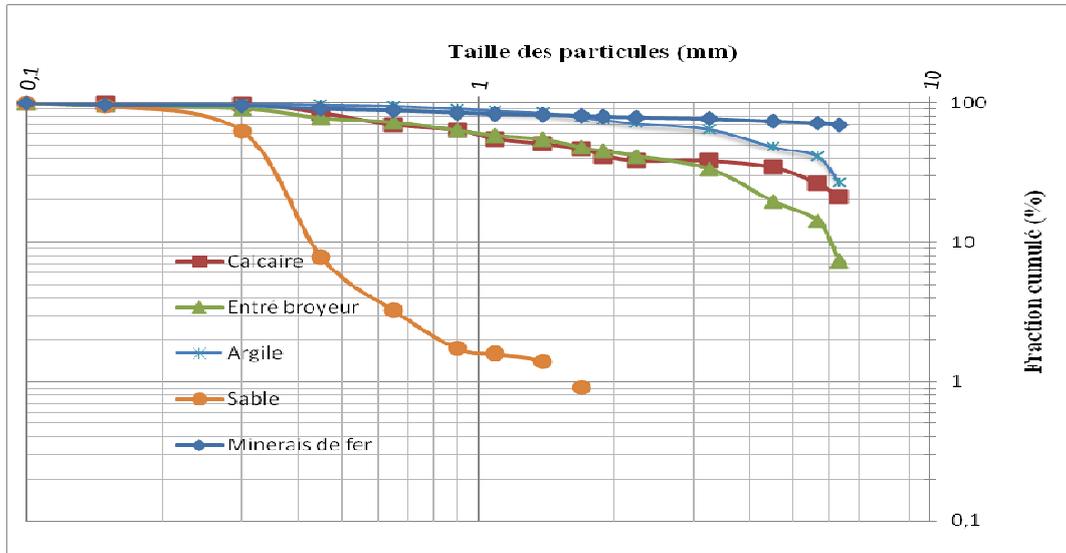
#### **III.2.1 Analyse granulométrique par tamisage**

Le tamisage de chaque matière première ainsi que leur mélange qui constitue la charge d'alimentation du broyeur est effectué, durant 15 minutes sur une colonne de tamis (Figure III.3) de progression géométrique de raison  $\sqrt{2}$ , entre 6.3 et 0.1mm.



**Figure III.3. Tamiseuse**

Les distributions de taille de particules du calcaire, de l'argile, du minerai de fer, du sable et de la charge, constituant leur mélange à l'entrée du broyeur sont représentées simultanément en figure III.4. On constate que la distribution de taille de la charge à l'entrée du broyeur est presque identique à celle du calcaire, surtout pour les tailles inférieure à 3.5mm. La comparaison de leurs diamètres médians ( $d_{50}$ ) donne 1.8 mm pour le mélange et 1.7 mm pour le calcaire. Rappelons que le calcaire est le principal matériau du mélange, sa fraction est de 80%. D'autre part, cette représentation montre que le sable est l'élément le plus fin,  $d_{50}= 0.23$  mm par contre le minerai de fer constitue le matériau le plus grossier,  $d_{50}= 6.3$  mm



**Figure III.4. Distributions de taille de particules des matières premières**

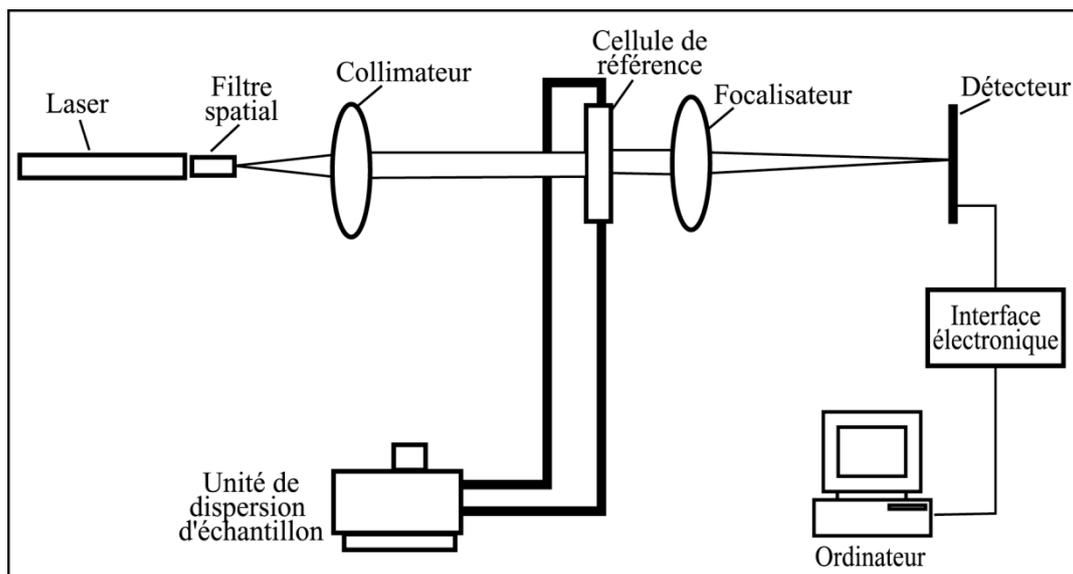
### III.2.2 Analyse granulométrique par diffraction laser

Le granulomètre laser utilisé est de type Mastersizer 2000 (figure. III.5). 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.III.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. 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 0,01 à 3000  $\mu\text{m}$ .



**Figure III.5. Granulomètre laser Mastersizer 2000**

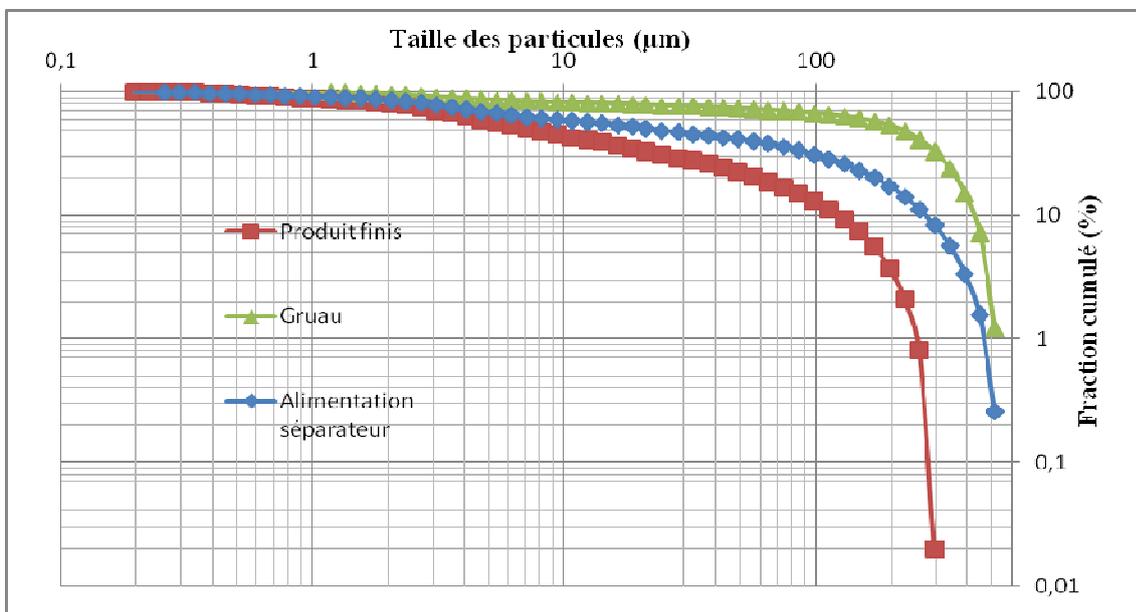


**Figure III.6 : Principe de l'analyse granulométrique à laser**

Les distributions de taille des particules des échantillons de matière prélevées à l'entrée et à la sortie du séparateur sont représentées simultanément en figure III.7. On constate que les distributions de taille de particules sont confondues pour l'intervalle de taille inférieur à  $2 \mu\text{m}$ , ce qui dénote l'absence de classification granulométrique et l'inefficacité de la séparation des particules. Par contre, pour l'intervalle de tailles de particules supérieures à  $2 \mu\text{m}$ , on constate une nette amélioration de la classification granulométrique effectuée par le séparateur

dynamique. En effet, la représentation met en évidence la séparation des particules de la charge du séparateur en particules plus grossières constituant le produit gruau,  $d_{50}=230\ \mu\text{m}$ , recyclé dans le broyeur et le produit fin,  $d_{50}=10\ \mu\text{m}$ , transféré vers le stockage du produit fini.

Par ailleurs, la caractérisation granulométrique du produit fin représentant la farine crue, destinée à la cuisson donne des refus respectifs sur les tamis  $90\ \mu\text{m}$  et  $200\ \mu\text{m}$  de 15 % et 2%. Ceci est en accord avec les normes de finesses industrielles de la farine crue à ciment proposées par la littérature [2, 3].



**Figure III.7 Distributions de taille de particules des différentes charges du séparateur**

### Conclusion

Les données opératoires de fonctionnement du circuit de broyage des matières premières de la cimenterie de Meftah ont été mesurées et relevées. De plus, les distributions de taille de particules de différents échantillons de farine crue, prélevés en différents points de ce circuit ont été déterminées. Ces données seront utilisées dans la modélisation de ce circuit, qui sera présenté au chapitre suivant.

## Introduction

Se basant sur les mesures et les analyses granulométriques présentées au chapitre précédent, nous proposons dans ce présent chapitre l'extrapolation de l'approche discontinue du modèle cinétique du modèle de bilan de population au circuit de broyage des matières premières de la cimenterie de Meftah. Le modèle permet le calcul des distributions granulométriques et les débits de matière en différents points de ce circuit fermé de broyage, en utilisant un programme sous langage Matlab.

### IV.1 Description du modèle

#### IV.1.1 Le broyeur

Pour une représentation macroscopique du broyage continu de clinker industrielle, Austin et al [35] ont déterminé la distribution du temps de séjour de ce matériau dans le broyeur. Le broyeur industriel utilisé d'une longueur  $L= 10,4$  m, fonctionne en circuit fermé et de production 79 tonnes/h. Les résultats de ces auteurs montrent que la DTS dans ce broyeur, mesuré par la technique du traceur fluorescent est équivalente à 10 réacteurs parfaitement agités en série ; 3 réacteurs pour le premier compartiment de longueur 3,5m et 7 pour le second (Figure IV.1). Se basant sur cette configuration, nous proposons pour le broyeur de l'unité de Meftah de longueur  $L= 12.57$ m une représentation par 12 réacteurs parfaitement agités, 5 pour le premier compartiment et 7 pour le second.

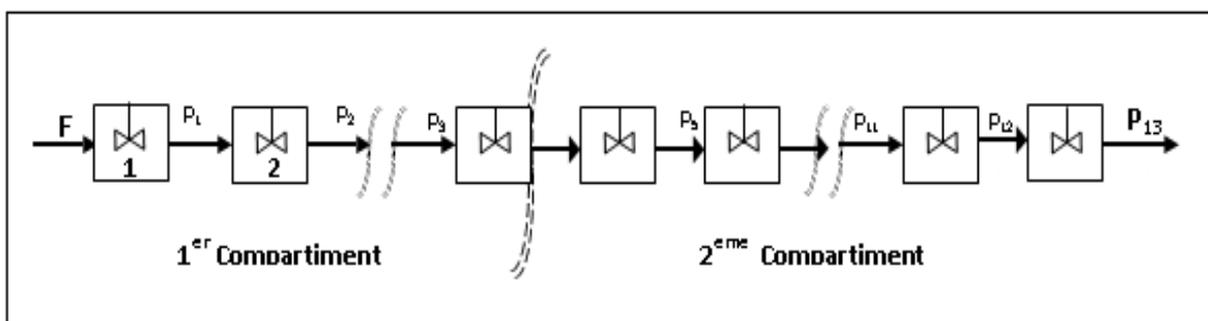


Figure IV.1. Représentation du broyeur par une série de réacteurs parfaitement agités

### IV.1.2 Charge du broyeur et temps de séjour

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 :

$$\tau = \frac{W}{F} \quad (\text{IV.1})$$

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

$$W = \rho_{\text{calcaire}} V_{\text{calcaire}} \quad (\text{IV.2})$$

En considérant un taux de charge de la matière  $U=100\%$  (équation II.6, chapitre II), on obtient :

$$W = \frac{0,4 \rho_{\text{calcaire}} V_{\text{boulets}}}{0,6} \quad (\text{IV.3})$$

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

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

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

$$\tau_k = \frac{W_k}{F} \quad (\text{IV.4})$$

Avec 
$$W_k = \frac{W}{m} \quad (\text{IV.5})$$

L'énergie spécifique consommée par chaque étage  $k$  de broyage est :

$$E_k = \frac{P \tau_k}{W_k} \quad (\text{IV.6})$$

P étant la puissance d'entraînement du broyeur, calculée par l'équation suivante:

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

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

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

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

#### IV.1.3 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 :

Le bilan massique de la classe de taille  $i$  pour l'étage 1 est égale à la perte en masse due au broyage des particules de classe  $i$ , augmenté de l'apport en masse dû au broyage des particules des classes supérieures.

L'établissement du bilan de matière donne :

$$v_{i,1} + p_{i,1} (F - V_1) = F f_i - S_{i,1} w_{i,1} W_1 + \sum_{\substack{j=1 \\ j < i}}^{i-1} S_{i,j} b_{i,j} w_{i,1} W_1 \quad (\text{IV.8})$$

Avec :

$f_i$  : Fraction massique de la classe  $i$  de l'alimentation du broyeur.

$v_{i,1}$  : Débit des particules de taille  $i$  susceptible d'être emportée par l'air du 1<sup>er</sup> étage (tonne/h).

$V_1$  : Débit total des particules emportées par l'air du 1<sup>er</sup> étage (tonne/h).

$S_i$  : Fonction de sélection du 1<sup>er</sup> étage ( $\text{min}^{-1}$ ).

$b_{i,j}$  : Fonction de broyage.

$w_{i,1}$  : Fraction des particules de taille  $i$  dans la charge.

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

$$\varepsilon_1 = \tau_1 \omega \eta \sum_{j=1}^n (1 - c'_j) p_j \quad (IV.9)$$

Avec :

$P_j$  : Fraction massique de la classe  $j$  de la sortie du broyeur.

$\eta$  : fraction de la charge  $W$  du débit  $F$  pour chaque révolution du broyeur.

$c'_j$  : fonction de classification interne de la classe  $j$ .

$\omega$  : Nombre de révolutions du broyeur (min)

$\varepsilon$  : Fraction d'alimentation  $F$  emportée par l'air.

La combinaison des équations (IV.5), (IV.6), (IV.8) et (IV.9) donne la distribution de taille des particules à la sortie de l'étage 1 :

$$p_{i,1} = \frac{f_i + E_1 \sum_{j=1}^{i-1} b_{ij} S_{j,1} p_{j,1}}{(1 - \varepsilon_1) + \eta \omega \tau_1 (1 - c'_i) + S_{i,1} E_1} \quad (IV.10)$$

**2<sup>ème</sup> étage :**

Par voie similaire à l'étage précédent, on obtient pour l'étage 2, représenté en figure (IV.2).

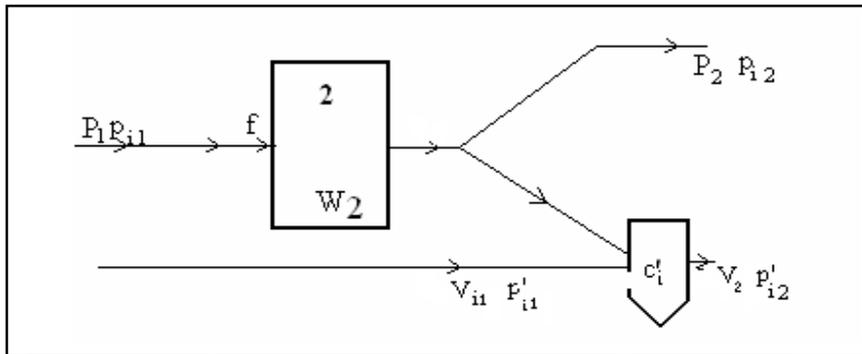


Figure IV.2. Classification interne pour le 2<sup>ème</sup> étage

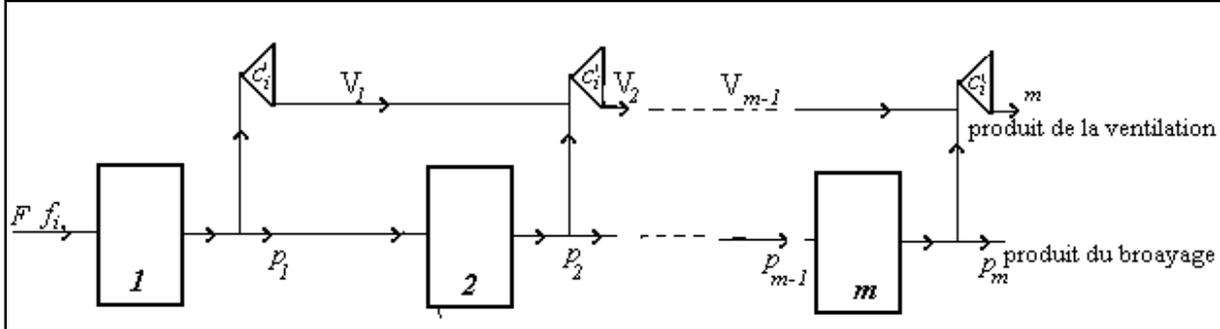
$$p_{i,2} = \frac{p_{i,1} + E_2 \sum_{j=1}^{i-1} b_{ij} S_{j,2} p_{j,2}}{(1 - \varepsilon_2) + \eta \omega \tau_2 (1 - c'_i) + S_{i,2} E_2} \quad (IV.11)$$

$$\varepsilon_2 = \tau_2 \omega \eta \sum_{j=1}^n (1 - c'_j) p_j \quad (IV.12)$$

Avec 
$$\tau_2 = \frac{\tau_1}{(1 - \varepsilon_1)} \quad (IV.13)$$

**Etage k**

D'une manière générale, on obtient pour l'étage k ( $1 \leq k \leq m$ ), représenté en figure (IV.3)



**Figure IV.3. Classification interne pour les m étages**

$$p_{i,k} = \frac{p_{i,k-1} + E_k \sum_{j=1}^{i-1} b_{ij} S_{j,k} p_{j,k}}{(1 - \varepsilon_k) + \eta \omega \tau_k (1 - c'_i) + S_{i,k} E_k} \quad (IV.14)$$

$$\varepsilon_k = \tau_k \omega \eta \sum_{j=1}^n (1 - c'_j) p_j \quad (IV.15)$$

$$\tau_k = \frac{\tau_1}{(1 - \varepsilon_1)(1 - \varepsilon_2) \dots (1 - \varepsilon_{k-1})} \quad (IV.16)$$

La distribution granulométrique des particules emportées par la ventilation est égale

$$p'_{i,k} = \eta \tau_k \omega (1 - c'_i) \sum_1^k p_{i,k} \quad (IV.17)$$

$P_i'$  : Fraction cumulée des particules de taille i à la sortie du broyeur.

$c'_i$  : Fonction de classification interne.

**IV.1.4 Les paramètres cinétiques de broyage  $S_j$  et  $b_{ij}$**

Le calcul de la distribution de taille de particules  $p_{i,k}$ , à partir des équations précédentes nécessite la connaissance de la fonction spécifique de sélection  $S_j$  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.

Les paramètres cinétiques de broyage du calcaire sont supposés ceux du clinker, déterminés par une étude expérimentale au laboratoire de la cinétique discontinu de ce matériau [40]. De plus, leurs équations d'ajustement en fonction du diamètre de boulets et de la taille des particules, réalisées par [41] sont décrites ci-après :

- L'expression de la fonction spécifique de sélection en fonction de la taille des particules ( $x_i$ ) et des boulets ( $d_B$ ) est

$$S_i = \frac{l}{d_B^{1.05}} (x_i^{1.5}) \left[ \frac{l}{l + \left( \frac{x_i}{0.0305 d_B^{0.95}} \right)^2} \right] \quad (\text{IV.18})$$

Pour le mélange composite de boulets : 
$$\bar{S}_j = \sum_{z=1}^l S_j(z) y_z \quad (\text{IV.19})$$

Pour une dimension industrielle du diamètre de broyeur,  $D > 3.81\text{m}$ , Austin et al [39] proposent de multiplier la fonction de sélection par un facteur de correction  $K_s$  proportionnel à  $D^{0.3}$ . Nous prenons dans notre cas  $K_s = 1.5$ .

- L'expression de la fonction de broyage en fonction de la taille de particules est :

$$B_{ij} = 0,44 \left( \frac{x_i}{x_{j+1}} \right)^{0,223} + (1 - 0,44) \left( \frac{x_i}{x_{j+1}} \right)^{0,71} \quad (\text{IV.20})$$

$$\phi_j = \phi_1 \left( \frac{x_j}{x_1} \right)^{0,88} \quad (\text{IV.21})$$

Pour le mélange composite de boulets : 
$$\bar{B}_{ij} = \frac{\sum_{z=1}^l y_z S_{j,z} B_{i,j,z}}{\bar{S}_j} \quad (\text{IV.22})$$

$z$  : Taille des boulets.

$y_z$  : fraction massique des boulets.

#### IV.1.5 Les paramètres de la classification interne

La fonction de classification interne  $c'_i$  est exprimée par les équations (II.45) et (II.46) que nous rappelons

$$c'_{ii} = \frac{1}{1 + \left( \frac{d'_{50}}{d_i} \right)^{\beta'}}$$

$$\beta' = \frac{-2.2972}{\ln \frac{d_{25}}{d_{75}}}$$

L'ajustement de ces équations aux distributions granulométriques réelles de la farine crue, déterminées à partir d'échantillons prélevés à la sortie du broyeur et du dépoussiéreur (filtre à manches) donne  $\beta' = -1,54$  et  $d'_{50} = 0.85 \mu\text{m}$ .

La fraction  $\eta$  de la charge matérielle exposé à la ventilation est supposée égale à 10% [39].

#### IV.1.6 La sélectivité du séparateur

Se basant sur les valeurs expérimentales des fractions cumulées des particules de taille  $i$  de l'alimentation du classificateur, du gruau et du produit fin ( $p'_i$ ,  $t'_i$  et  $q'_i$ ), la représentation de ( $p'_i - q'_i$ ) en fonction de ( $t'_i - q'_i$ ), comme nous l'avons souligné au paragraphe (II.5.3.2) donne une droite (voir annexe 7) dont la pente est le rendement du classificateur  $\psi$  égal dans notre cas à 0.31. Ainsi, la fonction de classification expérimentale se déduit des distributions de tailles de particules expérimentales  $t_i$  et  $p_i$  par :

$$c_i = 0.31 \frac{t_i}{p_i} \quad (\text{IV.23})$$

D'autre part, la fonction de classification  $c_i$  peut s'exprimer de manière générale par l'équation semi-empirique (II.48) que nous rappelons encore une fois :

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

L'ajustement de cette équation aux valeurs expérimentales de  $c_i$  donne un indice de forme  $\beta = 3.46$  et une dimension médiane  $d_{50} = 250 \mu\text{m}$ .

Par ailleurs, rappelons que la sélectivité du séparateur peut s'écrire en fonction de  $C_i$  par l'équation (II.45) sous la forme :

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

$a$  étant la fraction de matière qui passe par le classificateur pour rejoindre le gruaau.

L'ajustement de cette équation aux valeurs expérimentales donne une valeur pour  $a$  de 13%, soit

$$\xi_i = 0.87 c_i + 0.13$$

Le détail de calcul de cette partie est donné en annexe 8.

#### IV.1.6 Le calcul des distributions granulométriques et des débits du circuit

La combinaison des équations de sélectivité  $\xi_i$  du séparateur et le taux de recyclage  $C$ , donne

$$t_i = \frac{\xi_i p_i (1 + C)}{C} \quad (\text{IV.24})$$

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 :

$$(1 - \xi_i) = \frac{q_i Q}{p_i P} \quad (\text{IV.25})$$

En posant  $p_i(1 + C) = p_i^*$  les équations (VI.24) et (VI.25) deviennent :

$$t_i = \frac{\xi_i p_i^*}{C} \quad (\text{IV.26})$$

$$q_i = (1 - \xi_i) p_i^* \quad (\text{IV.27})$$

La distribution granulométrique  $f_i$  après recyclage du gruaau est :

$$f_i = \frac{\xi_i p_i^* - g_i}{(1 + C)} \quad (\text{IV.28})$$

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

$$Q = \frac{W}{(1 + C)\tau} \quad (\text{IV.29})$$

### IV.2 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 en Matlab a été établi (voir Annexe 10) permettant le calcul des différents débits de matière du circuit et leurs distributions de taille dans chaque étage. 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 de farine 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 (IV.4).

### IV.3 Résultats et interprétations

Afin de tester la validité du modèle, nous comparons au tableau IV.1, les valeurs des débits calculées et mesurés du produit fin  $Q$ , du gruaux recyclé  $T$ , et de l'alimentation de circuit de broyage  $F$  (détail de calcul en annexe 9) et nous représentons en figures (VI. 5), (VI.6) et (VI.7) leurs distributions granulométriques.

Compte tenu du faible % d'erreur constaté entre les débits mesurés et calculés et au vu de la précision de la représentativité de la prise d'échantillon de la matière en différents points du circuit de broyage, nous pouvons dire que l'approche est assez valable. Toutefois, une différence est constatée entre les distributions granulométriques calculées et mesurées pour l'alimentation du circuit de broyage  $F$ . Ceci peut être attribué fortement aux suppositions faites pour le calcul des paramètres cinétiques de broyage du calcaire, qui utilise des équations d'ajustement pour le clinker.

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

Paramètre	Débit Q (t/h)	Débit T (t/h)	Débit F (t/h)
mesurée	290	89	379
calculée	288	87	381

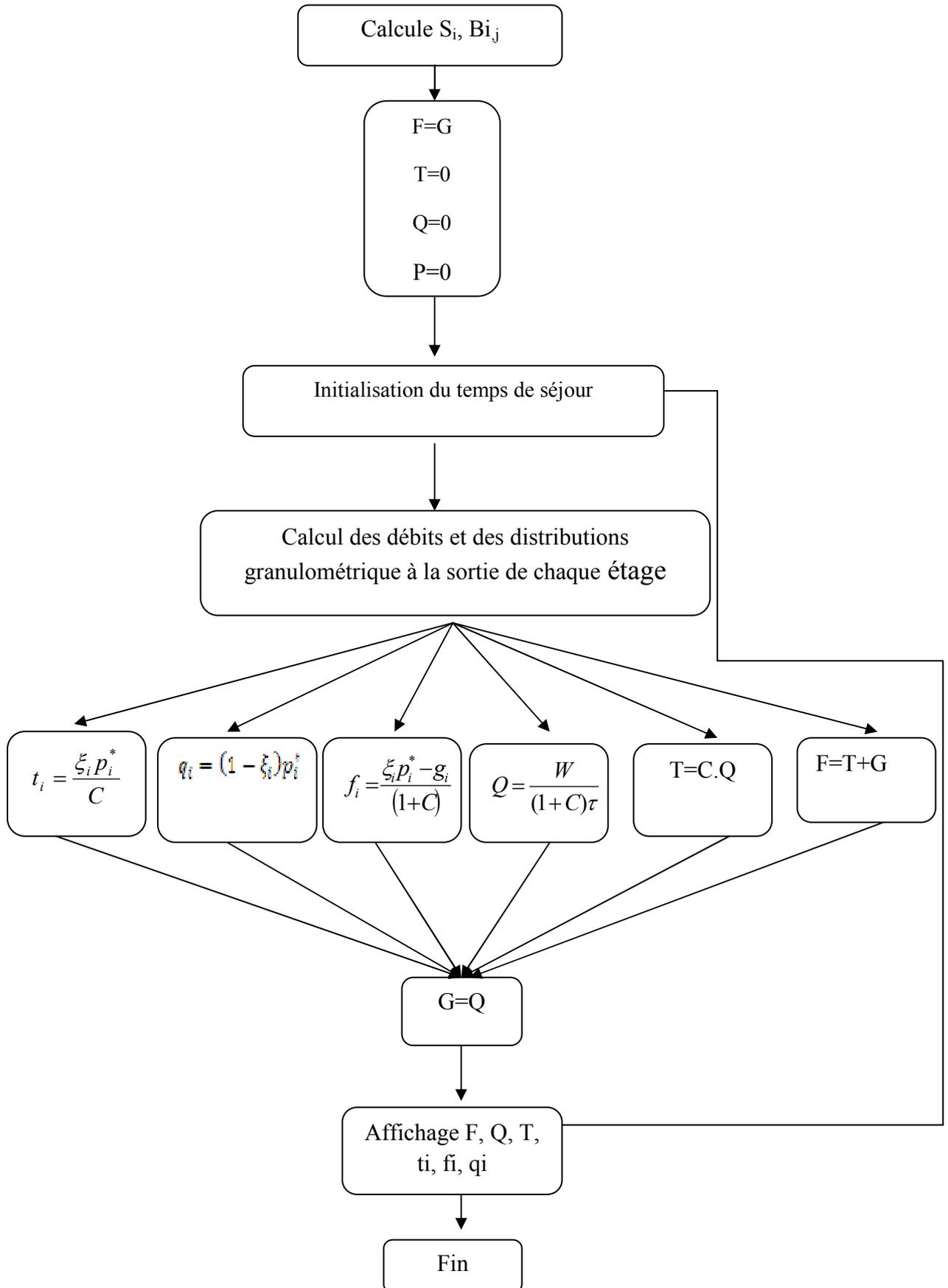
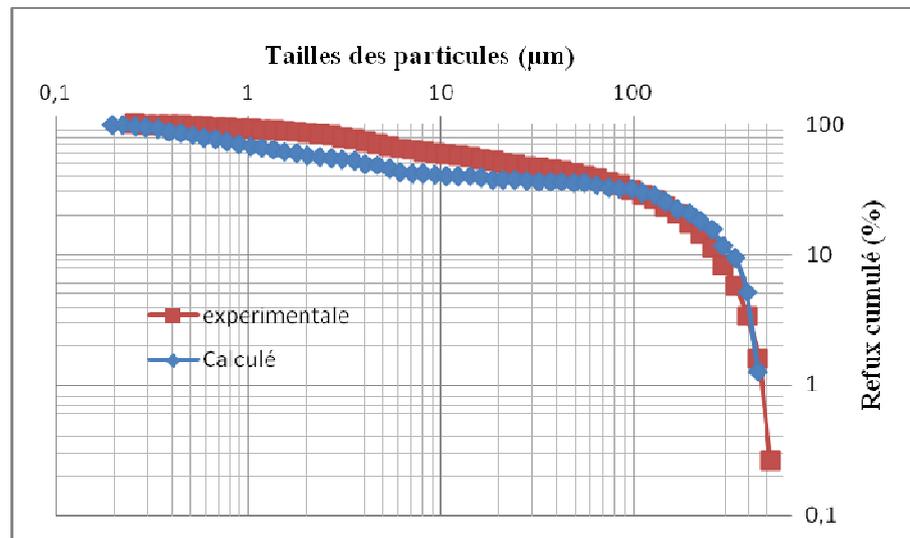
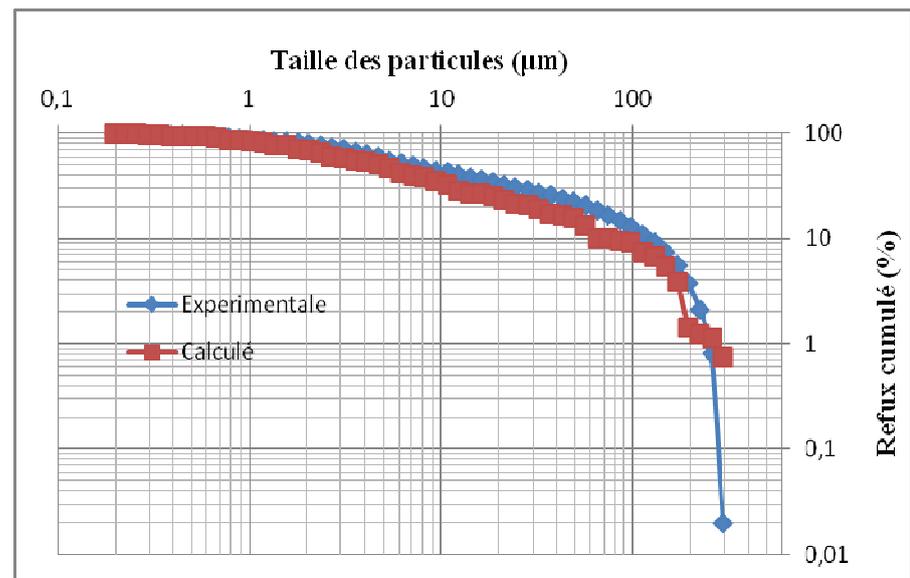


Figure IV.4 : Organigramme de résolution

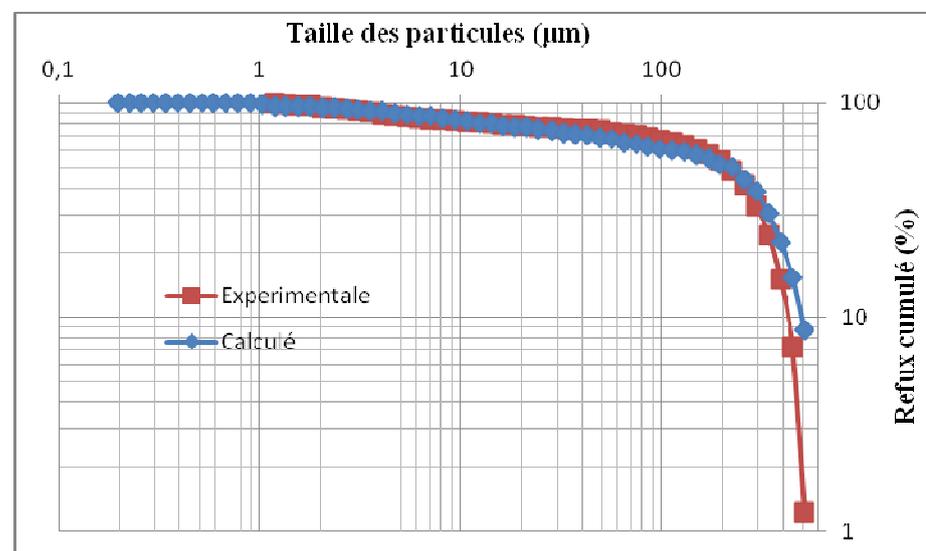
**Figure IV.5.**  
Distributions granulométriques de l'alimentation F du circuit



**Figure IV.6.**  
Distributions granulométriques du gruaux T recyclé



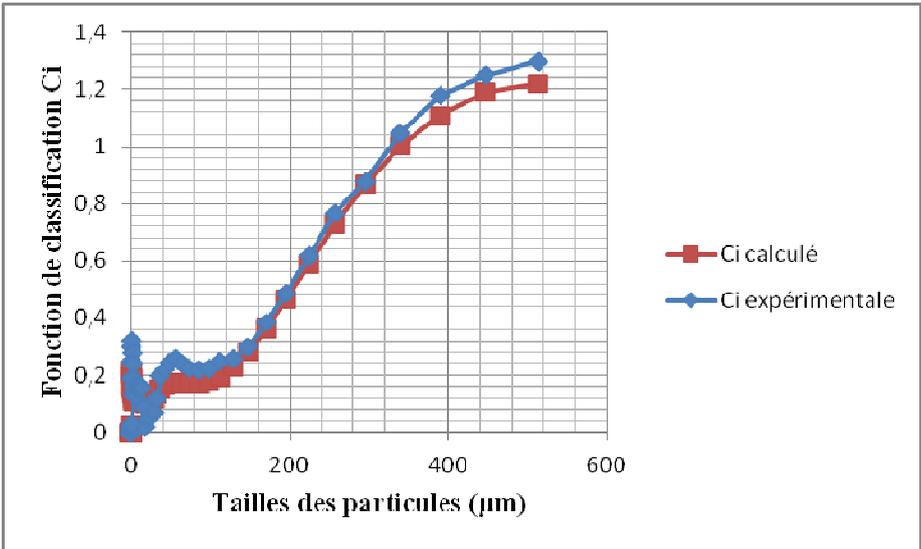
**Figure IV.8.**  
Distributions granulométriques produit fini Q



**Conclusion**

Le modèle proposé pour le procédé du circuit fermé de broyage des matières premières de la cimenterie de Meftah , basé sur la combinaison de l'approche cinétique discontinue du bilan de population et 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 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.

<b>C<sub>i</sub> Calculé</b>	0.768	0.88	1.05	1.18	1.25	1.3
<b>C<sub>i</sub> Expérimentale</b>	0.8740277	1.043045	1.204077	1.3314754	1.431679	1.466538
<b>ξ<sub>i</sub></b>	1.032547	1.05213	1.04487	1.09531967	1.167967	1.193240



## Annexe 9

fi expérimentale	fi calculé	ti expérimentale	ti calculé	qi expérimentale	qi calculé
100,07	99,85	100,01	100	99,99	99,97
100,01	98,23	100,01	100	99,92	99,95
99,82	98,09	100,01	100	99,67	99,92
99,51	95,96	100,01	100	99,26	98,12
99,06	93,89	100,01	100	98,66	97,25
98,44	91,78	100,01	100	97,83	96,23
97,64	87,56	100,01	99,99	96,76	95,14
96,71	85,24	100,01	99,98	95,51	95,095
95,71	81,69	100,01	99,95	94,16	94,78
94,69	78,98	100,01	99,94	92,78	93,48
93,7	76,72	100,01	99,93	91,42	88,45
92,75	73,54	100,01	99,9	90,11	87,15
91,83	70,85	100,01	98,98	88,83	85,45
90,91	67,36	99,91	97,15	87,55	82,11
89,93	65,945	99,32	97,02	86,19	79,23
88,81	64,08	98,45	96,12	84,65	77,78
87,47	61,123	97,3	96,085	82,84	72,36
85,84	59,78	95,96	95,889	80,67	70,45
83,87	57,63	94,5	95,451	78,08	66,23
81,55	56,45	92,98	94,14	75,07	60,39
78,92	55,23	91,47	92,36	71,68	58,56
76,06	53,23	90	92,24	68,01	55,47
73,09	52,635	88,61	91,39	64,2	54,36
70,15	49,78	87,32	89,47	60,39	50,98
67,39	48,265	86,15	88,26	56,74	47,56
64,92	45,23	85,09	87,55	53,36	42,36
62,81	42,782	84,15	86,89	50,32	40,56
61,05	41,995	83,32	85,14	47,63	39,47
59,58	41,36	82,57	83,66	45,24	35,45
58,28	40,856	81,87	83,12	43,07	32,78
57	40,36	81,2	80,187	41,02	28,3
55,62	40,12	80,53	80,078	39,01	27,45
54,08	39,78	79,85	78,45	37	26,78
52,4	38,97	79,17	77,26	35	25,74
50,65	37,56	78,5	77,145	33,04	23,36
48,94	37,44	77,84	75,25	31,18	21,56
47,34	37,39	77,2	74,69	29,42	20,89
45,87	36,669	76,54	72,38	27,75	19,56
44,48	36,084	75,82	71,475	26,11	17,44

43,07	36,036	75	70,25	24,43	16,89
41,56	35,69	74,04	68,45	22,67	15,76
39,88	35,124	72,93	68,12	20,81	13,57
38,01	34,96	71,68	65,63	18,88	10,22
35,94	33,781	70,31	64,25	16,92	10,06
33,7	32,154	68,84	62,89	14,98	9,55
31,3	31,89	67,27	61,25	13,08	9,38
28,76	31,712	65,54	60,745	11,22	7,52
26,07	30,12	63,52	59,23	9,37	6,98
23,25	28,894	61,03	57,154	7,5	5,47
20,32	25,362	57,8	55,23	5,62	3,99
17,31	22,452	53,58	51,47	3,78	1,45
14,27	21,089	48,1	50,148	2,13	1,25
11,27	18,023	41,26	44,36	0,82	1,14
8,39	15,569	33,14	38,63	0,02	0,75
5,73	11,584	24,19	30,58		
3,4	9,365	15,14	22,36		
1,57	5,078	7,28	15,35		
0,26	1,25	1,23	8,69		