



République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique
Université A.MIRA-BEJAIA
Faculté des Sciences de la Nature et de la Vie
Département du Tronc Commun
Laboratoire de Biomathématiques, Biophysique, Biochimie et de Scientométrie

Polycopié du cours

Génie Industriel Alimentaire

Présenté par

NABET Nacim

DOCTEUR EN SCIENCES

Filière : Biologie

Option : Sciences Alimentaires

Cours destiné pour les étudiants :

Master 1 en Qualité des Produits et Sécurité Alimentaire

Et

Master 1 en Production et Transformation Laitière

Année Universitaire : 2017-2018.

TABLE DES MATIERES

Liste des figures	I
-------------------------	---

Introduction

Introduction	1
--------------------	---

Chapitre I : Fragmentation

1. Approche générale du broyage (fragmentation)	3
1.1. Définition	3
1.2. But.....	3
1.3. Mécanismes	3
1.4. Déplacement de la courbe granulométrique	4
1.5. Vitesse de déformation	4
1.6. Origine du broyage	5
1.7. Point de vue énergétique.....	6
1.8. Notion de dureté et de ténacité	7
1.8.1. Dureté.....	7
1.8.2. Ténacité.....	8
2. Différents stades de fragmentation	8
3. Appareils de fragmentation	8
3.1. Fragmentation grossière	8
3.1.1. Concasseurs à mâchoires.....	8
3.1.2. Concasseurs à cylindres	9
3.1.3. Concasseurs à percussion	11
3.1.3.1. Concasseurs à impact.....	11
3.1.3.2. Concasseurs à marteaux articulés.....	12
3.2. Fragmentation fine	12
3.2.1. Broyeurs à corps broyant libres	12
3.2.1.1. Broyeurs à boulets	13
3.2.2. Broyeurs à corps broyant guidés	14
3.2.2.1. Broyeurs à meules	14
3.2.2.2. Broyeurs à cylindres	14
3.2.2.3. Broyeurs à percussion	14
3.3. Fragmentation ultrafine	14

Chapitre II : Classement volumétrique

1. Criblage	17
1.1. Définition.....	17
1.2. But	17
1.3. Surface de criblage	17
1.4. Désignation des dimensions	18
1.5. Capacité de criblage	19
1.5.1. Définitions.....	19
1.6. Courbe de partage.....	20

2. Granulométrie	21
2.1. Granulométrie par tamisage	21
2.2. Principe de la granulométrie par tamisage	21
2.3. Méthodes d'analyse granulométrique.....	22
3. Tamisage	23
3.1. Mouvement des particules sur les tamis vibrants.....	24
3.2. Différents types de tamis.....	24
3.2.1. Tamis vibrants	24
3.2.1.1. Tamis rectangulaires	24
3.2.1.2. Tamis ronds	24
3.2.2. Bluteries ou blutoirs.....	25
3.2.3. Gyro-cribles et planschisters.....	25

Chapitre III : Décantation par gravité et centrifuge

1. Décantation (sédimentation)	26
1.1. Vitesse de décantation	26
1.2. Sédimentation entravée	28
2. Lit fluidisé	29
3. Débit limite des décanteurs	30
3.1. Débit limite d'un Décanteur vertical	30
3.2. Débit limite d'un Décanteur horizontal	30
4. Technologie des décanteurs gravitaires	31
4.1. Décantation solide / liquide	31
4.2. Décantation liquide /liquide	32
5. Décantation centrifuge	33
5.1. Centrifugation	33
5.1.1. Accélération centrifuge	33
5.1.2. Expression de l'accélération centrifuge en nombre de g (Ng).....	33
5.2. Débit limite	34
5.3. Principaux types de centrifugeuses	34
5.3.1. Bol tubulaire.....	34
5.3.2. Bols à assiettes	35
5.3.2.1. Débourage	35

Chapitre IV : Filtration

1. Débit de filtration	37
2. Equation générale de fonctionnement d'un filtre sur support	37
2.1. Filtration à débit constant.....	38
2.2. Filtration à pression constante.....	38
3. Compressibilité du gâteau	39
4. Adjuvants de filtration	39
5. Technologie des filtres	40
5.1. Filtres discontinus.....	40
5.1.1. Filtres à sable.....	40
5.1.2. Filtres à cartouches	40
5.1.3. Filtres – presses	40
5.2. Filtres continus	42

5.2.1. Filtres rotatifs à tambour sous vide	42
5.2.2. Filtres rotatifs à tambour sous pressions	43
6. Essorage	43
6.1. Mécanisme	43
6.2. Essoreuses continues	44
6.2.1. Essoreuses à glissement naturel.....	44
6.2.2. Essoreuses à convoyeur	44
6.3. Essoreuses discontinues	45
6.3.1. Essoreuses à bal supporté	45
6.3.2. Essoreuses à suspension pendulaire.....	45

Chapitre V : Extraction

1. Extraction par pression	46
2. Extraction liquide –liquide	46
2.1. Notions d'extraction liquide - liquide	47
2.2. Coefficient de partage	47
2.3. Transferts de matière	49
2.4. Diagramme ternaire	49
2.4.1. Règles du diagramme ternaire	49
2.4.2. Différents systèmes de liquides partiellement miscibles	50
2.5. Unité ou étage d'extraction	51
2.6. Extraction à un étage	51
2.7. Technologie des extracteurs liquide – liquide.....	52
3. Extraction solide – liquide	53
3.1. Définition.....	53
3.2. Mécanisme.....	53
3.3. Températures	54
4. Technologies de l'extraction solide – liquide	54
4.1. Diffuseur Robert.....	54
4.2. Montage en batterie, dispositif Shanks	54
4.3. Extracteurs à cellules.....	55
4.3.1. Extracteurs à cellules ou à paniers rotatifs Rotocel	55
4.3.2. Extracteur Carrousel	55
4.3.3. Extracteur à compartiments fixes French	55
5. Extracteurs à paniers mobiles	55
6. Extracteur à vis	56
6.1. Extracteurs Bukau-Wolf, BMA	57

Liste des figures

Figure 1 : Déplacement de la courbe granulométrique entre entrée (1) et sortie (2)	4
Figure 2 : Concasseurs à mâchoires	9
Figure 3 : Différents types de concasseurs à cylindre	10
Figure 4 : Concasseurs à percussion	11
Figure 5 : Concasseurs à marteaux articulés	12
Figure 6 : Fonctionnement des broyeurs à boulets	13
Figure 7 : Broyeur à boulets Harding	14
Figure 8 : Broyeur à jets d'air en spirale	16
Figure 9 : Surfaces de criblage	18
Figure 10 : Courbe de partage	20
Figure 11 : Analyse granulométrique avant et après criblage	21
Figure 12 : Schéma d'une colonne de tamis	22
Figure 13 : Représentation des cumulés de passage (T%) et de refus (R%) en fonction des ouvertures des tamis	22
Figure 15 : Déplacement d'une sphère dans un fluide	26
Figure 16 : Evolution de l'aspect d'une suspension en sédimentation entravée	28
Figure 17 : Décanteur vertical	30
Figure 18 : Décanteur horizontal	30
Figure 19 : Décanteur - épaisseur en traitement d'effluents	31
Figure 20 : Décanteur à étages	32
Figure 21 : Décanteur liquide-liquide avec élimination de solides	32
Figure 22 : Force centrifuge d'une particule M	33
Figure 23 : Evolution de la pression à débit constant	38
Figure 24 : Filtration à pression constante	38
Figure 25 : Filtre presse : (a) à plateaux et cadres et (b) à plateaux chambrés	41
Figure 26 : Filtre rotatif à tambour sous vide	42
Figure 27 : Essoreuse continue à glissement naturel	44
Figure 28 : Essoreuse à convoyeur conique	45
Figure 29 : Diagramme ternaire	49
Figure 30 : Diagramme ternaire, système I	50
Figure 31 : Extraction à un étage	51
Figure 32 : Diagramme d'une extraction à un étage	51
Figure 33 : Colonne à pulvérisation	53
Figure 34 : Colonne à plateaux perforés	53

Figure 35 : Diffuseur Robert	57
Figure 36 : Batterie de diffuseurs Robert	57
Figure 37 : Extracteur Rotocel	57
Figure 38 : Extracteur Bollman	57
Figure 39 : Extracteur à vis BMA	57

Introduction

Introduction

Nous appelons procédé l'association d'actions (mélange, transferts de matière, traitements thermiques, traitements mécaniques, les réactions biochimiques et / ou biologiques et emballage) appliquées à des produits pour leurs conférer des propriétés, telles que organoleptiques (aspect, goût, arôme), l'innocuité, l'aptitude à la conservation, la conformité aux règlements.

L'industrie met au point de nouveaux procédés pour s'adapter à de nouvelles matières premières et répondre aux besoins commerciaux. Cette mise au point est le plus souvent effectuée à petite échelle (pilote, laboratoire), on parle alors de formulation. Le génie industriel intervient pour transposer ce procédé au niveau industriel.

Le génie industriel alimentaire (GIA) est une science vivante, synthétique, toujours en mouvement qui se nourrit des avancées incessantes des disciplines voisines. En général, le GIA est l'ensemble des sciences, des méthodes et des outils utilisés pour la mise en œuvre industrielle des procédés.

Le GIA, est issu du génie chimique qui est à l'origine de cette science. Au début du 20^{ème} siècle, avait été conçu pour les besoins de l'industrie chimique et pétrolière. La dénomination « génie des procédés » a été adoptée en France dans les années 1980 pour signifier que ces mêmes méthodes avaient un domaine d'application bien plus large que les seules industries chimiques et aux autres industries biologiques (biotechnologiques, pharmaceutiques et cosmétiques) aux industries d'élaboration de matériaux de constructions, au traitement des eaux.

Pour la fabrication d'un produit, ce dernier nécessite plusieurs opérations unitaires. On note que si beaucoup d'entre elles sont communes à bien d'autres secteurs industriels, certaines comme la pasteurisation ou la stérilisation sont particulières aux industries agro-alimentaires et à certaines autres industries biologiques.

Dans les années 1960 les industries agro-alimentaires ont défini leurs opérations unitaires et il s'est avéré que la plupart des opérations unitaires consistaient en des transferts de chaleur, de matière et de quantité de mouvement.

Ce document comporte cinq chapitres, dans le premier chapitre : fragmentation est

développé l'approche générale du broyage, les différents stades de fragmentation et leurs appareils. Le chapitre 2 : classement volumétrique comporte le criblage, la granulométrie par tamisage, les méthodes d'analyse granulométrique et les différents types de tamis. Le chapitre 3 aborde la décantation par gravité et la décantation centrifuge. Au niveau de chapitre 4 qui est consacré à la filtration ; la filtration à débit constant, la filtration à pression constante ainsi que la technologie des filtres ont été développés. Et dans le dernier chapitre ont été développées les différents types d'extraction et leurs appareillages.

A la fin de chaque chapitre une partie est réservée pour l'appareillage qui est utilisé dans les industries agro-alimentaire.

Chapitre I : Fragmentation

Chapitre I : Fragmentation

Les procédés de réduction de taille occupent une place importante dans les opérations unitaires du génie chimique. En effet, la comminution intervient partout où des solides se présentent avec des dimensions trop importantes pour être utilisés directement. Dans l'industrie chimique, dans le secteur agro-alimentaire ou dans le secteur pharmaceutique l'utilisation des techniques de broyage prend de plus en plus d'importance. Les besoins énergétiques sont alors très importants, d'autant plus que les procédés industriels nécessitent de plus en plus l'emploi de particules très fines (Lecoq, 1994).

1. Approche générale du broyage (fragmentation)

1.1. Définition

La fragmentation est l'ensemble des opérations ayant pour but de réaliser, grâce à l'application de contraintes mécaniques externe la division d'une masse solide en fragments plus petits.

1.2. But

Le but technologique du broyage est de :

- Réduire les composants de la graine (ou d'un ensemble de matières premières) en particules de la granulométrie désirée afin de permettre un mélange plus homogène et plus stable et une mise en forme plus aisée.
- Augmenter la surface d'échange entre le solide et le milieu extérieur, liquide ou gaz.
- Faciliter le mélange avec un autre solide.
- Augmenter les transferts dans des opérations de : séchage, refroidissement ou chauffage, extraction (Bimbenet *et al.*, 2002).

1.3. Mécanismes

Les forces de contact appliquées à un grain de matière créent un champ tri-dimensionnel de contraintes réparti de manière non uniforme dans le volume du matériau. Ces contraintes entraînent des déformations, élastiques et inélastiques, liées à la taille et/ou à la

masse du grain initial. Ces déformations sont à l'origine de la fissuration.

Schématiquement, l'énergie communiquée au grain est soit absorbée par le matériau et dissipée dans le milieu (chaleur, sons), soit restituée sous forme de surfaces nouvelles. Les surfaces créées se caractérisent par :

- une quantité de surface liée à la distribution des fissures, elle-même reliée à la présence de défauts ou micro-fissures dans le matériau ;
- un état de surface lié à la dislocation de réseaux cristallins (amidon), à l'amorphisation, à l'évaporation, etc.

1.4. Déplacement de la courbe granulométrique

On peut représenter l'effet du broyage comme le déplacement de courbe granulométrique (**Figure 1**) passant du produit initial dit (grossier) ou produit final dit (broyé).

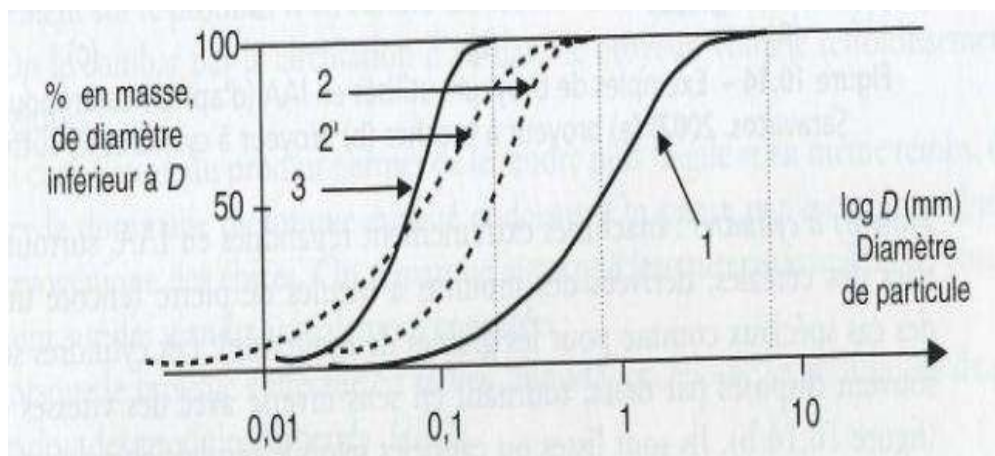


Figure1: Déplacement de la courbe granulométrique entre entrée (1) et sortie (2).

La courbe de sortie varie avec les réglages (2 et 2') et avec le type de broyeur utilisé (2 et 3) (Bimbenet *et al.*, 2002).

1.5. Vitesse de déformation

D'après Blazy et Jdid (1991) les vitesses de mise en contrainte développées dans un appareil doivent être adaptées au but recherché : fragmentation fine, grossière ou ultrafine.

Exemples :

- Compression, nécessite une vitesse de 0,1 à 1 m/s,
- Cisaillement, nécessite une vitesse de 4 à 8 m/s,
- Attrition, nécessite une vitesse comprise entre 4 et 8 m/s,
- Impact dû à des corps broyant, nécessite une vitesse entre 10 et 300 m/s.

1.6. Origine du broyage

Rumpf (1965) décrit quatre types de sollicitation mécaniques pouvant être à l'origine de la comminution de particules solides.

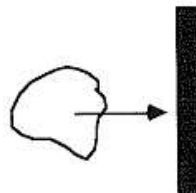
a) Par compression ou compression- friction



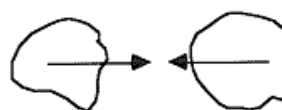
b) Par cisaillement



c) Par choc contre une paroi



d) Par choc mutuel entre deux particules



La compression ou l'écrasement sont généralement utilisés pour la fragmentation de solides durs en gros morceaux. L'attrition par frottement sur surface rugueuse donne par contre généralement des produits fins.

Le découpage et le cisaillement permettent d'obtenir en général des domaines de dimension définie.

La réduction par impact fournit selon le cas des tailles très différentes allant des tailles relativement grossières aux poudres.

Il faut noter que la fragmentation peut subvenir suite à des interactions avec le fluide environnant, ou par introduction d'énergie électromagnétique, sonore ou thermique (Lecoq, 1994).

1.7. Point de vue énergétique

Bien que l'on connaisse les raisons occasionnant la comminution, on est bien malheureusement incapable de déterminer avec précision l'énergie nécessaire à une fragmentation donnée. Il existe néanmoins différentes théories qui permettent de relier l'énergie consommée par le matériau et la réduction de dimension au cours de la fragmentation. Il faut citer les lois de Rittinger (1867), de kick (1885) et de bond (1952) qui reposent toutes sur la même relation différentielle reliant l'énergie E nécessaire à la fracturation d'une particule de taille Y , à deux constantes près, C et n (Lecoq, 1994).

$$\frac{dE}{dy} = -\frac{C}{y^n}$$

➤ Loi de Rittinger

$$\text{Si } n = 2, \quad E = C \left(\frac{1}{y} - \frac{1}{y_0} \right)$$

Rittinger a supposé que les particules étaient parfaitement fragiles et qu'elles ne se déformaient pas avant de se rompre. Dans ce cas l'énergie est proportionnelle à la surface créée.

➤ Loi de kick

$$\text{Si } n = 1, \quad E = C \ln \frac{y}{y_0}$$

Kick a supposé que E était uniquement due à l'énergie de déformation des particules et qu'au bout d'une certaine déformation critique supposée parfaitement élastique, le matériau se

rompait sans dépense supplémentaire d'énergie. Donc l'énergie de rupture ne dépend que du volume du matériau.

➤ **Loi de Bond**

$$\text{Si } n = 1,5 \quad , \quad E = C \left(\frac{1}{\sqrt{y}} - \frac{1}{\sqrt{y_0}} \right)$$

Bond quand à lui pense que E est proportionnelle à la racine carrée de la surface spécifique de la particule.

➤ **Hukki (1961)**

D'après Hukki les relations citées au paravent sont utilisés en fonction de la taille des particules.

- Entre 10 et 1000 μm : il faudrait utiliser la loi de Rittinger ;
- Entre 1mm et 5 mm : il faudrait utiliser la loi de Bond ;
- Entre 5mm et 10 cm : il faudrait utiliser la loi de kick.

Mais ces approches ne sont valables que pour des cas particuliers et ne prennent pas en compte la complexité du problème. En particulier, citons l'existence de déformations plastiques avant fragmentation, et le fait que le matériau est rarement homogène et possède toujours des imperfections (Lecoq, 1994).

Par ailleurs, l'énergie réellement nécessaire pour l'opération de broyage est nettement inférieure à celle qui peut être déterminée par ces lois empiriques. En effet, il faut en outre de la fragmentation, vaincre les forces de frottement, fournir de l'énergie pour les déformations élastiques et surtout pour mettre en fonctionnement la machinerie du broyeur. En fin de compte, moins de 10 % de l'énergie totale consommée par un broyeur sera effectivement utilisée pour la fragmentation des particules (Lecoq, 1994).

1.8. Notion de dureté et de ténacité

1.8.1. Dureté

La dureté est une propriété en directe relation avec la consommation d'énergie et avec l'usure du matériel. Mais elle n'influe pas vraiment sur la broyabilité. Par exemple les polyamides ont une dureté comprise entre 1 et 3 : ce sont des matériaux tendres et pourtant difficile à broyer. Au contraire, le diamant très dur est relativement fragile. Il faut donc

utiliser une autre notion pour parfaire la caractérisation (Lecoq, 1994).

1.8.2. Ténacité

La ténacité est la résistance qu'un matériau offre à la propagation des fissures. Dans les matériaux tenaces, une tension trop forte peut entraîner des déformations plastiques plutôt que la propagation de nouvelles fissures (Lecoq, 1994).

2. Différents stades de fragmentation

Selon Blazy et Jdid (1991) ils existent différentes familles de broyage qui sont les suivantes :

- Préconcassage (débitage ou concassage primaire) : réduction des particules de 0 -120 mm ou de 0 - 250 mm de diamètre.
- Concassage (concassage secondaire) : délivre des particules de 0 - 40 mm ou de 0 - 80 mm de diamètre.
- Concassage tertiaire : il délivre des particules de 0 – 15 mm ou de 0 – 25 mm de diamètre.
- Broyage grossier : formation de particules de 0 – 3 mm ou de 0 -5 mm de diamètre.
- Broyage fin : produits inférieurs à 500 µm de diamètre.
- Broyage ultrafin : produits inférieurs à quelques 10 µm de diamètre.

3. Appareils de fragmentation

3.1. Fragmentation grossière

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'impact. La classification des appareils tient compte du mode d'action principal (Blazy et Jdid, 1991).

Industriellement, la consommation énergétique de la fragmentation grossière est de l'ordre de 1 à 4 kWh/t (Blazy et Jdid, 1991), et un coefficient de réduction entre 4/1 et 6/1. Ces appareils ont une utilisation courante en industrie minière mais peu en industrie agroalimentaire (IAA) (Bimbenet *et al.*, 2002).

3.1.1. Concasseurs à mâchoires

La chambre de concassage est constituée par deux mâchoires disposées en V dont l'une est fixe et l'autre mobile. Cette dernière est articulée autour d'un axe horizontal qui peut

être placé à la partie supérieure de l'appareil ou à la partie inférieure. Les mâchoires opèrent entre deux plaques latérales. Les matériaux sont concassés par compression et s'évacuent par gravité (Blazy et Jdid, 1991).

Selon le mode de transformation d'un mouvement vertical, créé par un système excentrique ou bielle, en un mouvement de battement périodique communiqué à la mâchoire mobile on distingue deux types de concasseurs :

- **Concasseurs à simple effet ou simple bielle :** dans ce type de concasseur les battements sont obtenus par l'action d'un arbre à excentrique actionnant une mâchoire mobile dont la partie inférieure est rendue solidaire d'un volet (**Fig 2a**).
- **Concasseurs à double bielle :** ces types de concasseurs possèdent deux volets ou plaques d'articulation, communiquent le mouvement à la partie inférieure de la mâchoire suspendue (**Fig 2b**).

Dans les deux types de concasseurs, l'angle de prise est de 20 à 27°. La cohésion volets-mâchoires est assurée par une barre de liaison munie d'un ressort placé à l'extérieur du bâti. L'énergie est conservée grâce à un volant rotatif solidaire de l'arbre horizontal (Blazy et Jdid, 1991).

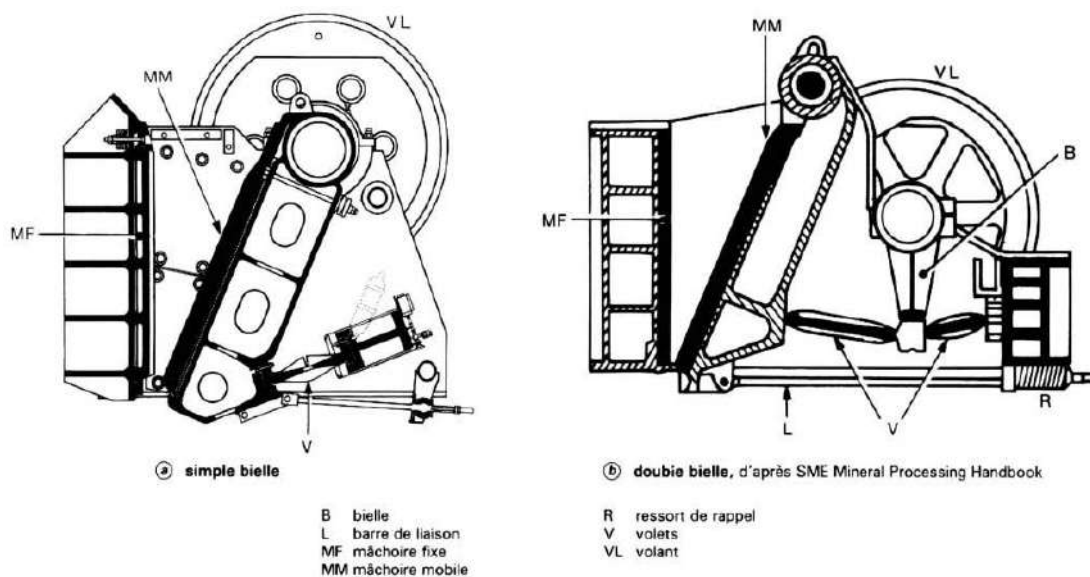


Figure 2 : Concasseurs à mâchoires (Blazy et Jdid, 1991).

3.1.2. Concasseurs à cylindres

Ils sont constitués de deux cylindres tournant en sens inverse autour de deux axes parallèles. Tous ces appareils ne diffèrent que par leur surface de travail.

Selon la structure du cylindre ont distingués 03 types qui sont les concasseurs à cylindres

lisses, revêtus de cannelures et dentés représentés au niveau de la **Figure 3** (Blazy et Jdid, 1991).

- **Concasseurs à cylindres lisses** : le concassage se fait par l'action d'écrasement avec la présence de la force d'attrition- frottement.
- **Concasseurs à cylindres revêtus de cannelures** : la force d'attrition- cisaillement est responsable de ce type de broyage.
- **Concasseurs à cylindres dentés** : les dents sont de tailles et de formes diverses selon la nature des matériaux. Ces concasseurs agissent par cisaillement, éclatement, percussion et, accessoirement, par compression. Ils existent aussi en une autre variante qui est le concasseur à cylindre denté unique et mâchoire concave fixe (**Fig 3c**). Dans cet appareil, la position de la partie inférieure de la mâchoire est réglable par rapport au cylindre ce qui détermine le rapport de réduction (Blazy et Jdid, 1991).

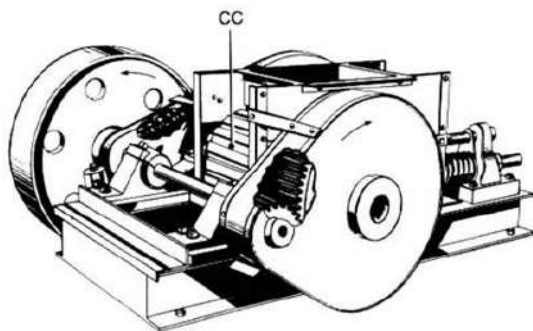


Fig 3a : Concasseurs à cylindres cannelés

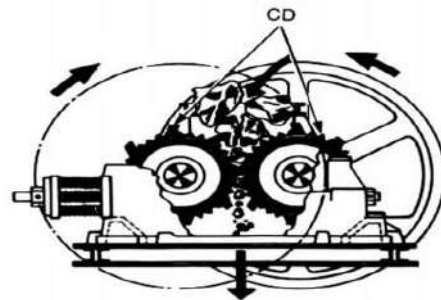


Fig 3b : Concasseurs à cylindres dentés

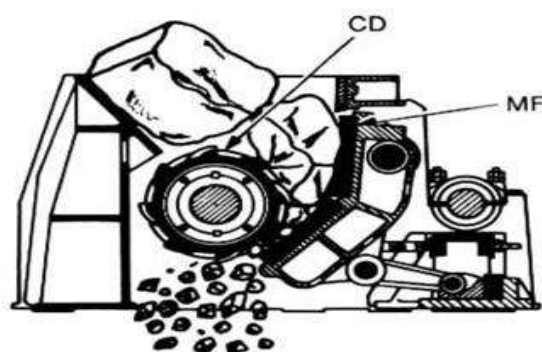


Fig 3c : Concasseurs à cylindre unique et mâchoire

CC cylindre cannelé
CD cylindre denté
MF mâchoire fixe

Figure 3 : Différents types de concasseurs à cylindre (Blazy et Jdid, 1991).

3.1.3. Concasseurs à percussion

Le mode d'action principal de ces concasseurs est la percussion. Celle-ci peut être soit directe sous l'action d'outils métalliques tournant à grande vitesse, soit indirecte par projection des matériaux à très grande vitesse contre des plaques de choc formant des enclumes fixes. Ces types d'appareils sont munis d'un rotor horizontal qui tourne à grande vitesse, ce dernier est équipé d'outils de choc. La sortie de la chambre de concassage peut être équipée d'une grille au niveau de sa sortie. On distingue les concasseurs à impact (percussion indirecte) et les concasseurs à marteaux articulés (percussion directe).

3.1.3.1. Concasseurs à impact

Ils sont munis de percuteurs rigides (batoirs) et de plaques de choc servant de cibles aux matériaux projetés par les percuteurs, parmi ces concasseurs on distingue trois types qui sont : les concasseurs à plaques de choc réglables (**Fig 4a**), les concasseurs à grande chambre d'expansion (**Fig 4b**), ou se produit une action d'auto fragmentation entre les fragments de matière et les concasseurs birotors (**Fig 4c**). Ces derniers constitués, par deux rotors parallèles, permettant d'atteindre des rapports de réduction plus élevés.

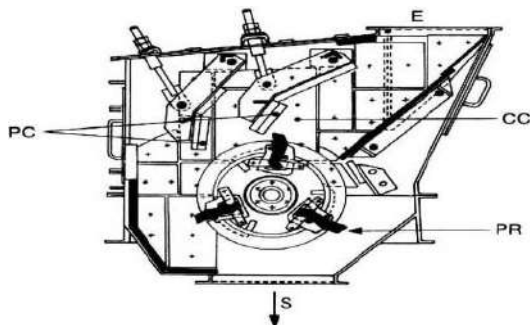


Fig 4a : à plaques de choc réglables

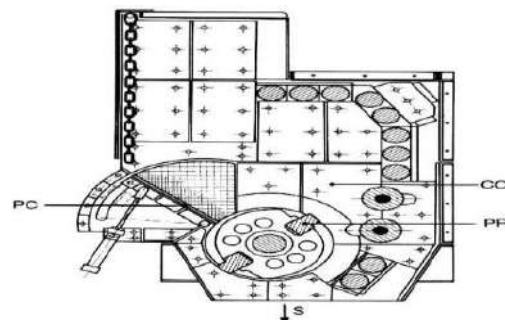


Fig 4b : à grande chambre d'expansion

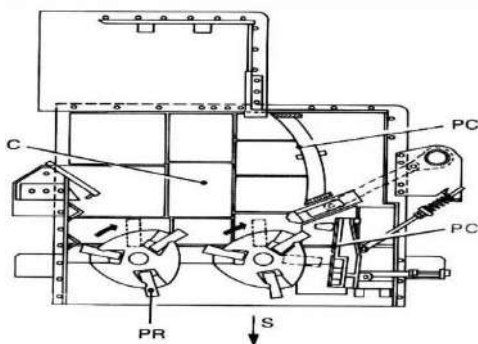


Fig 4c : Birotors

CC : chambre de concassage
 E : entrée
 PC : plaques de choc
 PR : percuteurs rigides
 S : sortie

Figure 4 : Concasseurs à percussion (Blazy et Jdid, 1991).

3.1.3.2. Concasseurs à marteaux articulés

Ce type de concasseur et le résultat d'évolution des concasseurs à percussions, dont le principe consiste à l'utilisation d'un rotor, sous vide partiel. Ce dernier projette des matériaux sur des cibles statiques afin d'obtenir des solides de dimensions millimétriques. Les différents types de concasseurs à marteaux articulés sont représentés au niveau de la **Figure 5** (Blazy et Jdid, 1991).

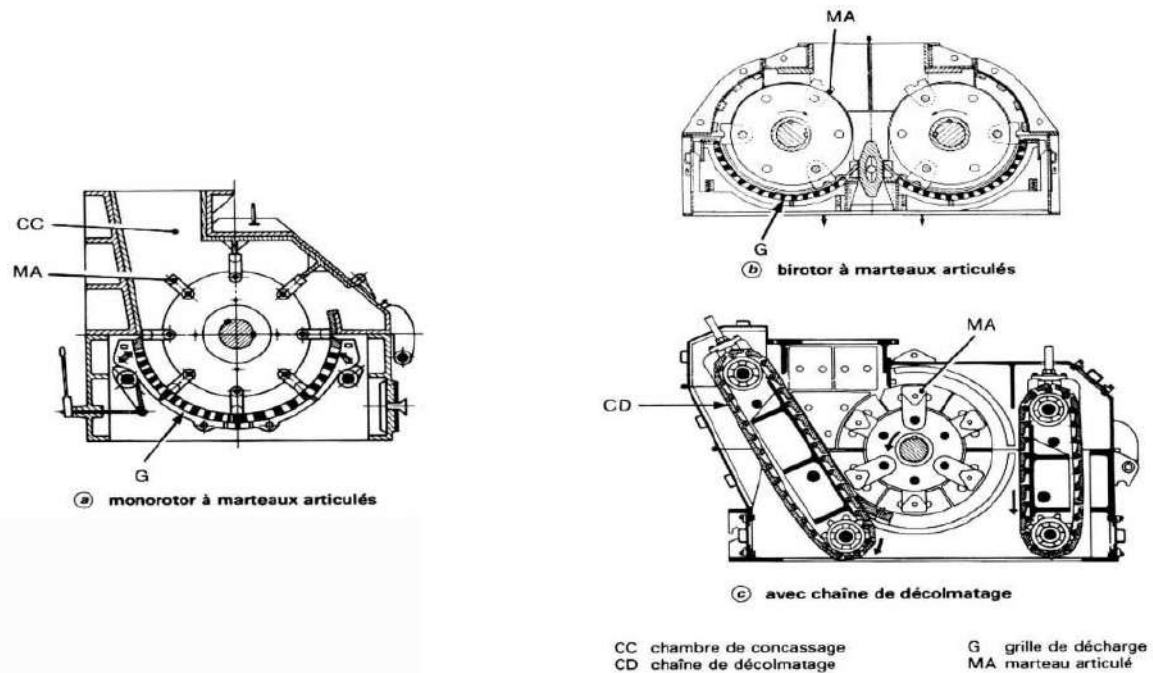


Figure 5 : Concasseurs à marteaux articulés (Blazy et Jdid, 1991).

3.2. Fragmentation fine

Les technologies de fragmentation ont été pratiquement restreintes à un seul mode d'action consistant en la mise en œuvre de forces d'impact. Récemment un regain de faveur est apparu pour des procédés utilisant la compression; les exemples se limitent préférentiellement à des matériaux tendres. On est à présent amené à distinguer un domaine fin d'un domaine ultrafin (Blazy et Jdid, 1991). Cette fragmentation nécessite une énergie comprise entre 20 à 30 kwh/t (Bimbenet *et al.*, 2002).

3.2.1. Broyeurs à corps broyant libres

Ce sont des appareils cylindriques ou cylindroconiques tournant autour de leur axe horizontal et contenant des corps broyant qui peuvent être des boulets, des barres ou des

galets. Les corps broyant sont en fonte, en acier, en silex ou en céramique. Ils doivent être plus lourds et plus gros que les particules à broyer.

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

- **Marche en cascade** : obtenue pour une vitesse lente. La charge prend un mouvement général de rotation autour d'une petite zone centrale presque immobile. Ces broyeurs opèrent alors par attrition et cisaillement. Ce type de marche ne permet pas de broyer des grains de dimensions supérieures à quelques millimètres (**Figure 6**).
- **Marche en cataracte** : obtenue pour une vitesse relativement plus élevée. Cette marche en cataracte est la plus utilisée. Elle convient au traitement des matériaux durs et produit le maximum de surfaces nouvelles sous l'effet d'actions multiples de compression, de cisaillement et d'impact (**Figure 6**).

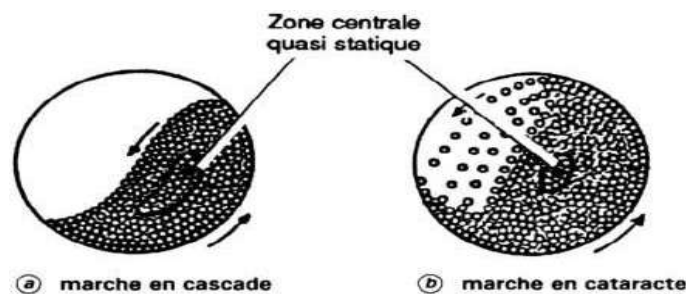


Figure 6 : Fonctionnement des broyeurs à boulets (Blazy et Jdid, 1991).

Les broyeurs à corps broyant libres sont classés en fonction du type des corps broyant qu'ils utilisent et du rapport de la longueur au diamètre (L/D) de l'appareil.

3.2.1.1. Broyeurs à boulets

Les corps broyant sont donc des boulets dont le diamètre peut varier de 12,7 à 2,2 cm. Les broyeurs à boulets ont un rapport L/D de 1,5 (**Figure 7**). Lorsque ce rapport est supérieur à 1,5 on les appelle **tubes broyeurs**. Ils peuvent être utilisés en continu ou en discontinu, en voie humide ou en voie sèche. La décharge des produits broyés est effectuée soit par débordement soit par grille à niveau bas ou intermédiaire (Blazy et Jdid, 1991).

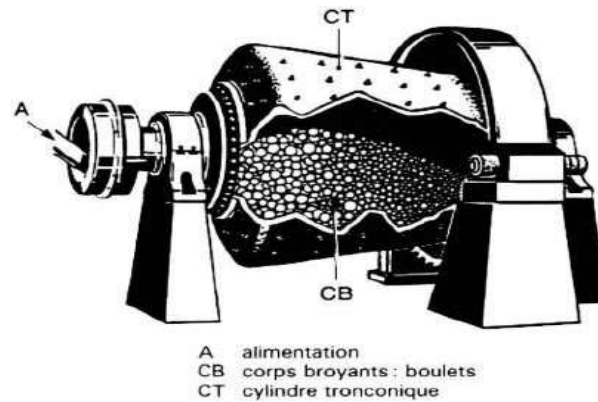


Figure 7 : Broyeur à boulets Harding (Blazy et Jdid, 1991).

3.2.2. Broyeurs à corps broyant guidés

On peut distinguer les :

3.2.2.1. Broyeurs à meules

Le mode de broyage se fait par écrasement et frottement, avec un taux de réduction très élevé de l'ordre de 20/1 à 50/1. Ils sont utilisés en amidonnerie et dans la mouture du café.

3.2.2.2. Broyeurs à cylindres

Sont utilisés particulièrement en meunerie ou ils permettent d'obtenir des farines avec des caractéristiques bien précises, sans briser les sons et donnant un amidon peu fissuré.

3.2.2.3. Broyeurs à percussion

Le broyage s'effectue par impact du produit à broyer avec les masses articulées, tournant à grande vitesse (120 m/s). L'intérêt de ce type de broyage est l'utilisation des débits très importants, pour les matières élastiques, fibreuses et très friables (Bimbenet *et al.*, 2002).

- Les cutters à lames rapides et tranchantes

Utilisés en IAA pour hacher les produits mous ou fibreux comme les viandes, les chairs à saucisse.

- Le broyage en milieu liquide de légumes ou de fruits (Bimbenet *et al.*, 2002).

3.3. Fragmentation ultrafine

L'énergie théorique nécessaire pour la réduction ultrafine des grains est toujours inférieure à 1 % de l'énergie réelle dépensée. Celle-ci est comprise entre 100 et 1 000 kWh/t.

cette fragmentation nécessite une forte recirculation du produit dans l'air, et un dispositif de sélection centrifuge (Blazy et Jdid, 1991 ; Bimbenet *et al.*, 2002).

Parmi les cas où on applique ce mode de broyage on a :

- Solides polycristallins dont les éléments minéralogiques ne sont pas libérés ;
- Solides non cristallisés pour lesquels interviennent surtout la dureté, la plasticité, l'élasticité, etc (Blazy et Jdid, 1991).
- Pigments, principes actifs, cellules de levures, épicerie et confiserie (Bimbenet *et al.*, 2002).

3.3.1. Broyeurs à billes

Ces broyeurs s'apparentent aux broyeurs classiques à boulets et sont constitués par des cuves cylindriques à axe horizontal et à revêtement spécial. Ils travaillent en discontinu, à sec ou en milieu humide. Selon la matière à broyer et la pureté recherchée, on utilise des matériaux tels que la porcelaine, le silex, l'acier au manganèse, la stéatite, le caoutchouc, le corindon. Le volume de la chambre s'échelonne de 500 à 30 000 litres. La matière à broyer représente environ 25 % du volume de la chambre lorsqu'on travaille à sec et 50 à 60 % lorsqu'on travaille en milieu humide.

La granulométrie obtenue avec le broyeur à billes à cuve et rotor coniques est inférieure à 50 μm . Les billes utilisées peuvent être en verre, en acier ou en oxyde d'aluminium.

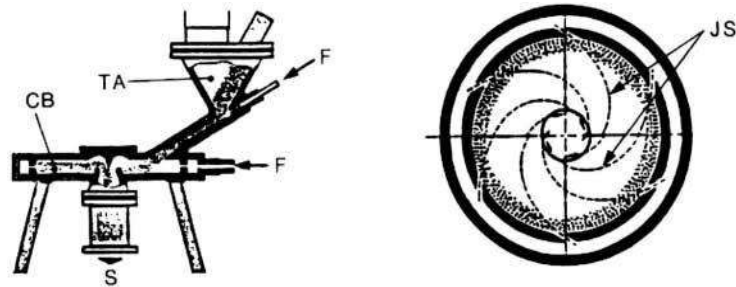
3.3.2. Broyeurs à jets d'air ou broyage pneumatique

Dans ces appareils, le broyage résulte d'une action particulière d'éclatement ou d'impact. Son principe consiste à accélérer des particules solides en les injectant par des buses afin de concentrer une très grande quantité d'énergie dans le petit volume représenté par la chambre de broyage. Ce système permet d'éviter, entre autres, une augmentation de la température par échauffement. Ces appareils sont munis d'un classificateur ou sélecteur qui permet de classer les produits au dessous de 40 μm .

3.3.2.1. Broyeurs à jets d'air en spirale

Ils utilisent des buses d'injection multiples pouvant aller jusqu'à 45 dans les plus gros appareils (**Figure 8**). Les granulométries d'entrée sont de l'ordre du millimètre, Par contre celles de sortie sont de 2 à 100 μm et d'une masse volumique de 2,7 g/cm³. Ces broyeurs

travaillent à une pression comprise entre 7 à 10,5 bar. Les débits solides sont faibles et varient de quelques kilogrammes par heure à la centaine de kilogrammes par heure. Il est possible de broyer des matériaux de toute dureté.



- CB chambre de broyage
- F fluide
- JS jets en spirales
- S sortie
- TA trémie d'alimentation

Figure 8 : Broyeur à jets d'air en spirale (Blazy et Jdid, 1991).

Chapitre II : Classement volumétrique

Chapitre II : Classement volumétrique

1. Criblage

1.1. Définition

Le criblage est une opération de classement dimensionnel de grains de matière de formes et de dimensions variées, par présentation de ces grains sur des surfaces perforées qui laissent passer les grains de dimensions inférieures aux dimensions de perforation, tandis que les grains de dimensions supérieures sont retenus et évacués séparément (Blanc, 1980).

Le criblage est réservé aux opérations portant sur des dimensions de séparation comprises entre 1 et 100 mm, ces opérations sont effectuées au moyen de cribles rotatifs (trommels), de cribles plans à secousses, ou de cribles vibrants (Blanc, 1980).

1.2. But

Le criblage à différents buts qui sont les suivants :

- Séparer les plus gros fragments (ou refus) contenus dans un mélange, soit en vue de les éliminer, soit en vue de leur faire subir une réduction par concassage ou broyage ;
- Séparer les plus petits fragments, soit pour les agglomérer, soit pour les éliminer comme déchets ;
- Classer les produits fragmentés en dimensions commerciales (matériaux de voirie, abrasifs, charbons, etc.) ;
- Classer les produits en vue d'opérations de traitement mécanique ou physico-chimique devant porter sur des dimensions homogènes (concentration de minerais, lavage des charbons, etc.) (Blanc, 1980).

1.3. Surface de criblage

Les surfaces de criblage se classent, du point de vue de leur constitution en grilles, tôles perforées, grillages ou tissus. Les dispositions les plus courantes sont rassemblées sur la **(Figure 9)** (Blanc, 1980).

1.4. Désignation des dimensions

La dimension de passage des :

- Grilles et tôles est en Cm ou mm
- Toile métalliques : par le nombre de mailles au centimètre carré.

Ces dénominations tendent à disparaître et conformément à la norme NF X 11-501, on utilise plutôt la dimension métrique des ouvertures réelles des mailles (Blanc, 1980).

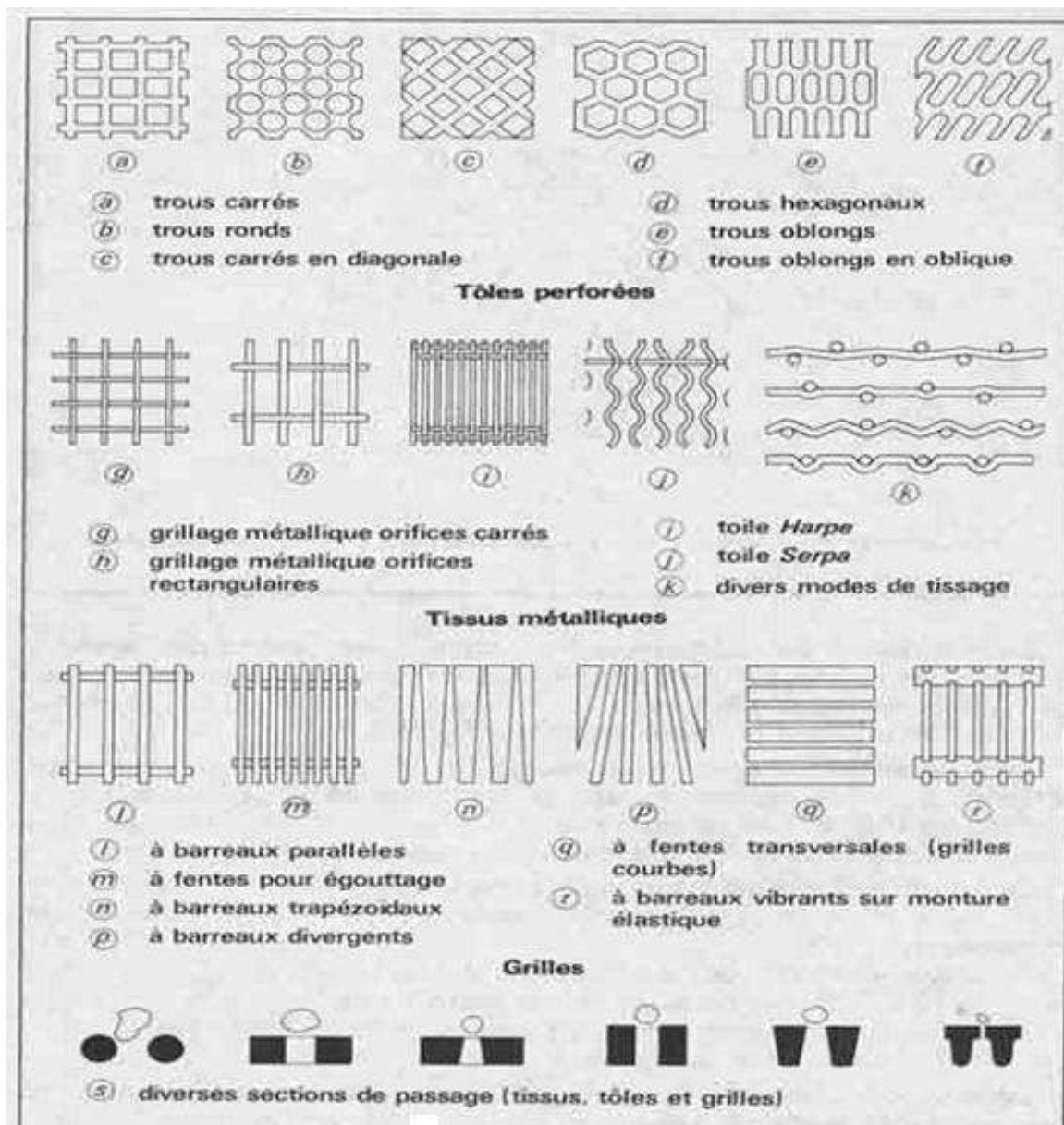


Figure 9 : Surfaces de criblage (Blanc, 1980)

Les gammes d'ouvertures admissibles sont :

- 40 à 300 mm pour les grilles ordinaires fixes ou à mouvement mécanique,
- 0,3 à 150 mm pour les tôles perforées,
- 0,10 à 125 mm pour les tissus métalliques,
- 0,038 à 0,100 mm pour les tissus en soie ou en Nylon,
- 0,3 à 3 mm pour les grilles à fentes (Blanc, 1980).

1.5. Capacité de criblage

Le criblage mécanique repose sur les chances de passage du grain à travers la surface criblante. Ces chances sont fonction de la trajectoire des grains (vitesse, direction), de la forme et de l'épaisseur de l'orifice, du nombre d'orifices successifs que peut rencontrer un grain donné.

Les grains nettement plus petits que l'orifice passent sans difficulté. Par contre, les grains dont la dimension tend de plus en plus vers celle de l'orifice ont de moins en moins de chances de passer (Blanc, 1980).

1.5.1. Définitions

- **Capacité de transport** : elle est fonction de l'épaisseur de la couche à traiter et de la vitesse d'avancement.

- **Capacité de passage** : elle-même fonction, d'une part, de la nature de la surface criblante (dimension, forme et disposition des ouvertures, surface libre totale), d'autre part, de la nature du mouvement du crible et en dernier lieu, de l'analyse granulométrique, de la nature et de la forme des grains entrant dans la masse à cribler.

Du compromis entre la capacité de transport et la capacité de passage découle la capacité de criblage.

- **Capacité de criblage** : c'est le débit d'alimentation pour lequel le crible effectue de façon satisfaisante la séparation pour laquelle il est prévu (Blanc, 1980).

- **Grains difficiles** : on appelle grains difficiles ceux dont la dimension est comprise entre 0,75 et 1,5 fois celle de l'ouverture, cette notion est extrêmement utile pour

l'appréciation de la capacité de criblage (Blanc, 1980).

1.6. Courbe de partage

Une séparation parfaite est représentée par une courbe de partage constituée d'une droite verticale dont l'abscisse est la dimension des grains correspondant à la maille de coupure. Une séparation industrielle courante est représentée par une courbe en forme de S plus au moins inclinée (**Figure 10**) (Blanc, 1980).

Des anomalies peuvent apparaître sur la courbe, en particulier lorsque le crible altère la granularité des particules, en les faisant éclater par exemple (Blanc, 1980).

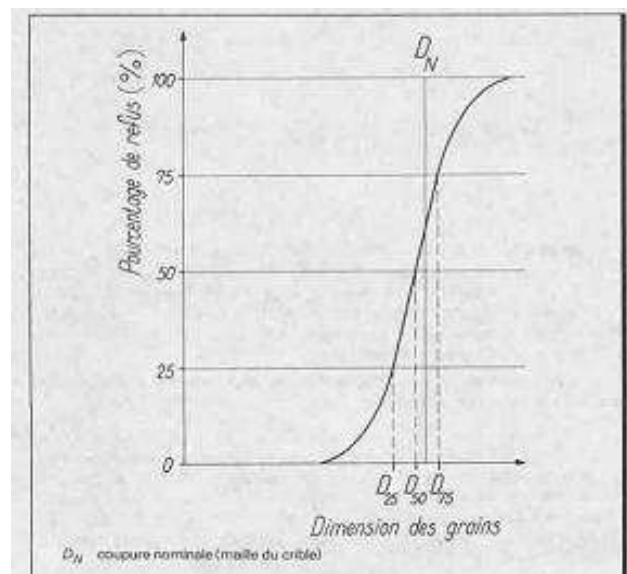


Figure 10 : Courbe de partage (Blanc, 1980).

- **Maille théorique de coupure (notée D₅₀) :**

C'est la dimension de la tranche qui se sépare également entre le passant et le refus, on peut encore la définir comme la dimension des grains qui ont autant de chance d'aller dans le passant que dans le refus. En général, cette maille n'est pas égale à la maille du tamis (maille nominale) que l'on a montré sur le crible (**Figure 11**) (Blanc, 1980).

- **Coefficient d'imperfection :** souvent appelé tout simplement imperfection « I », c'est le rapport de l'écart probable moyen (demi différence entre les abscisses des points d'ordonnées 75 et 25 de la courbe de partage) à la maille théorique de coupure (**Figure 10**).

$$I = \frac{D_{75} - D_{25}}{2 D_{50}}$$

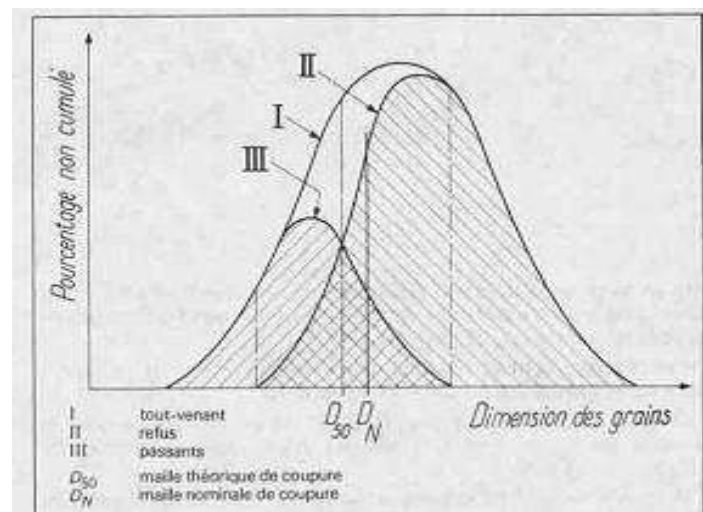


Figure 11 : Analyse granulométrique avant et après criblage (Blanc, 1980).

L'imperfection rend tout simplement compte de pente de la courbe de partage en son milieu. Plus l'imperfection est faible, meilleur est le partage. A la limite, si $D_{75} = D_{50} = D_{25}$, on a une séparation parfaite ($I = 0$) (Blanc, 1980).

2. Granulométrie

La granulométrie est une caractérisation fondamentale d'un produit pulvérulent. Elle est en rapport direct avec toutes les opérations unitaires de broyage, séparation, mélange et transferts. L'analyse granulométrique a pour objet l'étude de la taille des particules, donc le mot granulométrie désigne l'expression de l'état granulaire d'une poudre.

2.1. Granulométrie par tamisage

Le tamisage est l'une des plus anciennes méthodes d'analyse granulométrique et aussi l'une des plus largement utilisées lorsqu'il s'agit d'analyser la taille de particules supérieures à $45 \mu\text{m}$: c'est en effet une technique peu coûteuse. La technique consiste à diviser en fractions, à l'aide d'une colonne de tamis, la matière ou une partie adéquate de celle-ci constituant un échantillon parfaitement représentatif.

2.2. Principe de la granulométrie par tamisage

Un échantillon de 50 à 200 g de poudre est déposé au sommet d'un empilement de 7 à 16 tamis, dont la dimension des mailles est décroissante, et auquel on applique un mouvement

vibratoire manuel ou mécanique durant 5 à 30 minutes. Les particules dont les dimensions sont inférieures aux dimensions des ouvertures traversent le tamis lorsqu'il est mis en vibration (le passant), alors que les particules les plus grosses sont retenues (le refus).

Les fractions retenues sur chacun des tamis sont ensuite pesées pour déterminer la distribution granulométrique.

x : Ouverture du tamis en (mm),

Δx : intervalle granulométrique en (mm),

M_i (%) : Pourcentage de la matière retenue pour chaque tamis,

$$M_{\text{totale}} = \sum M_i$$

$$M_i (\%) = \frac{M_i}{M_{\text{totale}}} \times 100$$

M_i : Masse totale initiale en (g)

R (%) : Pourcentage de refus

T (%) : Pourcentage de tamisat

$$R (\%) + T (\%) \text{ cumulé} = 100 \%$$

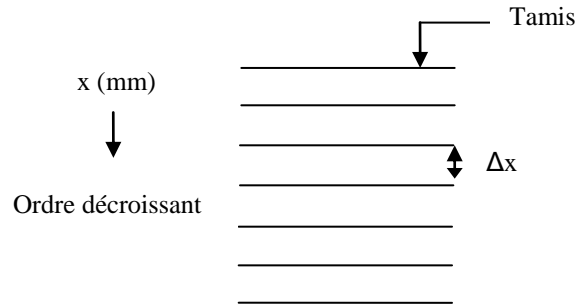


Figure 12 : Schéma d'une colonne de tamis

2.3. Méthodes d'analyse granulométrique

Afin de réaliser une analyse granulométrique il existe différentes méthodes

a)- La représentation des cumulés de passage (T %) et de refus (R %) en fonction de l'ouverture des tamis (x), permet de déterminer la maille de partage.

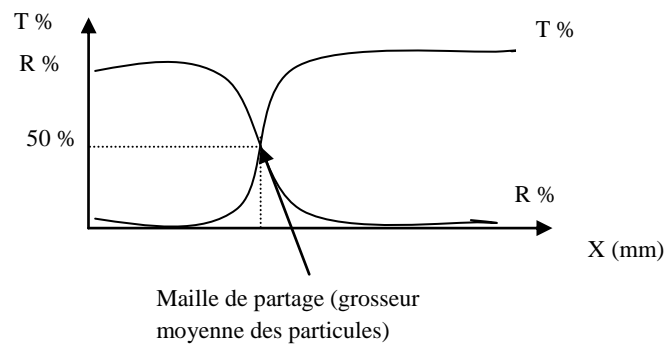


Figure 13 : Représentation des cumulés de passage (T %) et de refus (R %) en fonction des ouvertures des tamis

b)- Courbe de répartition granulométrique

Le rapport $M_i/\Delta x$ en fonction de l'ouverture des tamis (x) représente la courbe de répartition granulométrique. Cette représentation est meilleure par rapport à la précédente car elle évite la mauvaise appréciation des intervalles car ils ne sont pas les mêmes.

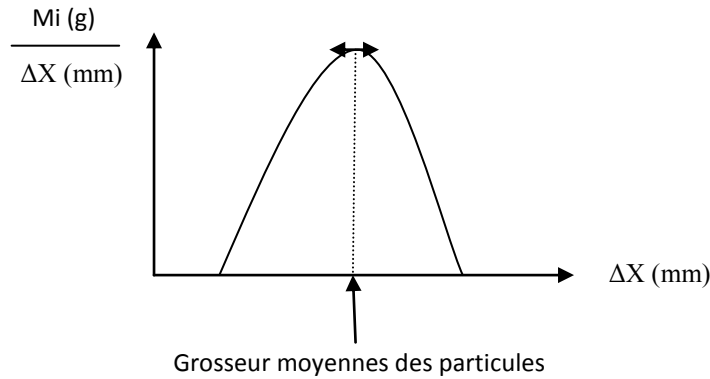


Figure 14 : Courbe de répartition granulométrique

c)- Il existe d'autres méthodes pour la caractérisation d'une matière fragmentée et la plus utilisée c'est la répartition de Rosin-Rambine-Sperling (Méthode RRS), qui est représentée avec l'équation suivante :

$$R(\%) = 100 e^{-\left(\frac{d}{\bar{d}}\right)^n}$$

Ou :

\bar{d} : Grosseur moyenne des grains

n : Indice d'homogénéité d'une granulation.

On trace la courbe $\ln [100/R (\%)]$ en fonction de $\ln \bar{d}$, qui est une droite avec une pente qui est égale à (n) . \bar{d} est déterminé sur le diagramme RRS lorsque $d = \bar{d}$ et $y = 0$.

3. Tamisage

Le tamisage désigne plus spécialement les opérations effectuées sur toiles fines (vide

de mailles compris entre 0,04 et 1mm) mises en œuvre dans des blutoirs rotatifs, des planschisters ou des tamiseurs vibratoires (Blanc, 1980).

3.1. Mouvement des particules sur les tamis vibrants

Pour une vitesse imposée par le moteur, l'amplitude de la vibration, et donc l'accélération du cadre, ne dépendent que du rapport masse balourd/masse cadre, conduisant à des accélérations de 3 à 10 g. Cette accélération permet à la fois la mise en marche du produit sur la toile, l'annulation momentanée du contact entre grains et la percolation des fines particules entre les grossières (Bimbenet *et al.*, 2002). La vibration de la masse provoque une stratification amenant les gros morceaux en surface et les plus fins à la base de la couche, ce qui est éminemment favorable au tamisage (Blanc, 1980).

3.2. Différents types de tamis

3.2.1. Tamis vibrants

Constitués d'un cadre, portant une toile de tamisage en fils plastiques ou métalliques, tendue sur le cadre et formant un fond horizontal. La vibration du cadre est assurée par un moteur à balourd, le cadre étant supporté par des liaisons élastiques, permettant ces déplacements. Ce type de tamis fonctionne soit à sec (poudres sèches) ou en milieu humide (Bimbenet *et al.*, 2002).

3.2.1.1. Tamis rectangulaires

La vibration est dans un plan vertical orthogonal à la toile et de trajectoire sensiblement ronde. Le produit progresse par sauts successifs de l'arrivée jusqu'à la sortie. L'amplitude des sauts et la longueur du trajet fixent la durée du séjour du produit sur la toile (Bimbenet *et al.*, 2002).

3.2.1.2. Tamis ronds

L'amplitude de vibration est alors dans les trois directions : la composante verticale crée des sauts et les composantes parallèles à la toile faisant avancer le produit qui est alimenté au centre du tamis. La trajectoire du refus est proche de spirale et avance jusqu'à atteindre l'orifice de sortie à la périphérie. L'accélération verticale est moins importante par rapport au type rectangulaire mais l'accélération horizontale permet la séparation des

particules fines et le décolmatage de la toile (Bimbenet *et al.*, 2002).

3.2.2. Bluteries ou blutoirs

Utilisés pour le tamisage des farines et poudres diverses, ont des sections hexagonale, dont chacun des plans longitudinaux était représenté par un ou plusieurs cadres, généralement en bois, sur lesquels étaient tendues des toiles tamisantes. Ces engins sont maintenant périmés et remplacés par des cribles vibrants (Blanc, 1980).

3.2.3. Gyro-cribles et planschisters

Ces cribles, utilisés surtout pour le tamisage fin, ou blutage, mettent en œuvre des toiles criblantes tendues sur des cadres plans, rectangulaires carrés ou circulaires, horizontaux ou légèrement inclinés, et animés d'un mouvement de roulis dans le plan horizontal. Ce mouvement est communiqué soit par un arbre à manivelle, soit par une masse tournante balourdée, à axe vertical. La vitesse de rotation est de l'ordre de 1000 tr/min (Blanc, 1980).

Les planschisters, très utilisés en meunerie et dans les industries alimentaires, se rattachent à cette catégorie d'appareils. Les cadres porte-tamis sont généralement en bois ou, dans les appareils les plus récents, en moulages thermoplastiques. Le profil en est déterminé en vue de rendre les nettoyages faciles (Blanc, 1980).

Ces appareils, conviennent pour le blutage fin (entre 50 μm et 5mm) de tous produits alimentaires, pharmaceutiques, abrasifs, explosifs, pigments et charges pour peintures, etc (Blanc, 1980).

***Chapitre III : Décantation par gravité
et centrifuge***

Chapitre III : Décantation par gravité et centrifuge

La décantation par gravité concerne la séparation de mélanges de deux ou trois phases non miscibles mais initialement dispersées (solide/liquide, liquide/liquide ou solide/liquide/liquide) (Bimbenet *et al.*, 2002).

1. Décantation (sédimentation)

La sédimentation peut jouer trois rôles différents, selon la phase récupérée et rejetée on distingue : la séparation, la clarification et la concentration.

On parle de séparation par sédimentation lorsque les deux phases sont récupérées (exemple : écrémage du lait). Lorsque la phase mineure est rejetée et la phase majeure (milieu de dispersion) est récupérée, la sédimentation joue un rôle de clarification (exemple jus de fruit). Par contre lorsque la phase mineure est récupérée et la phase majeure est jetée on parle de concentration (exemple : levurerie) (Mafart et Béliard, 2004).

1.1. Vitesse de décantation

Considérons un liquide de suspension de masse volumique ρ_1 et de viscosité η . Une sphère de diamètre D , de masse volumique ρ_2 , se déplace dans ce liquide avec une vitesse v comme le montre la **Figure 15** (Mafart et Béliard, 2004).

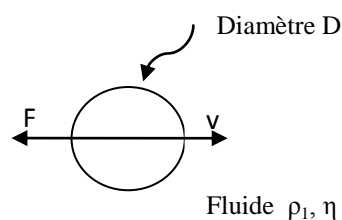


Figure 15 : Déplacement d'une sphère dans un fluide

La particule est soumise à une force F_1 qui est la résultante du poids de la particule et la poussée d'Archimède.

$$\begin{array}{ccc} \rightarrow & & \rightarrow \\ F_1 = V(\rho_2 - \rho_1) \cdot g & & \end{array}$$

Cette particule est soumise aussi à la force F_2 qui est la résultante des forces de frottement qui tendent à s'opposer au déplacement de la particule. Cette force appelée trainée.

Lorsque La vitesse de la particule augmente, la force de résistance F_2 augmente jusqu'à une limite telle que $\vec{F}_1 + \vec{F}_2 = 0$. A cette limite de F_2 , correspond une vitesse v_s , qui est la vitesse de sédimentation de la particule (Mafart et Béliard, 2004).

La vitesse de sédimentation dépend du régime d'écoulement de la particule dans le milieu de dispersion. Ce régime est caractérisé par le nombre de Reynolds (Re)

$$Re = \frac{Dv \rho_1}{\eta} \quad \text{Ou } D : \text{Diamètre de la particule.}$$

- Le nombre de newton (Ne)

$$Ne = \frac{F_2}{\frac{\pi D^2}{4} \rho_1 \frac{v^2}{2}}$$

Cette loi permet de déterminer la v_s , mais les particules doivent être sphériques et la suspension est diluée de telle manière à éviter les interactions entre les particules.

Quand $v = v_s$, on a $F_2 = F_1$ et $F_2 = \frac{\pi}{6} D^3 (\rho_2 - \rho_1) \cdot g$

Donc on aura

$$Ne = \frac{4}{3} D \frac{(\rho_2 - \rho_1) \cdot g}{v_s^2 \rho_1} \quad \dots\dots (I)$$

- Le nombre d'Archimède

$$Ar = \frac{4}{3} D^3 \frac{(\rho_2 - \rho_1) \cdot \rho_1 g}{\eta}$$

à) Régime laminaire

$$2,5 \cdot 10^{-3} \leq Ar < 50$$

$$10^{-4} \leq Re < 2$$

$$Ne = 24/Re \quad \text{d'où} \quad Ne = \frac{24 \eta}{Dv_s \rho_1} \quad \dots\dots (II)$$

Donc $v_s = D^2 \frac{(\rho_2 - \rho_1) \cdot g}{18 \eta}$ Loi de stokes

b) Régime intermédiaire

$$50 \leq Ar < 10^5$$

$$2 \leq Re < 500$$

$$Ne = 18,5 Re^{-0,6} \quad \text{d'où} \quad v_s = \frac{Re \eta}{D \rho_1}$$

c) Régime turbulent

$$Ar > 10^5$$

$$Re \geq 500$$

$$Ne = 0,45 \quad \text{d'où} \quad v_s = \left(\frac{3(\rho_2 - \rho_1) \cdot D \cdot g}{\rho_1} \right)^{1/2}$$

1.2. Sédimentation entravée

Les relations citées au paravent sont valables, juste à des concentrations volumétriques inférieures à 0,5 % de la dispersion, de manière à ce qu'il n'y ait pas d'interaction entre particules. Dans le cas contraire c'est-à-dire présence d'interactions entre les particules, la sédimentation est freinée on parle alors de sédimentation entravée (Mafart et Béliard, 2004).

L'observation de la décantation dans une éprouvette d'une suspension de granulométrie à peu près homogène (**Figure 16**) montre trois zones assez distinctes, dans le cas de solide plus dense que le liquide : zone A, en haut du liquide clarifié, zone C, au fond, forme une couche de sédiment et la zone intermédiaire B, de composition homogène, où les particules s'entraînent les unes les autres, sédimentent avec une vitesse uniforme appelée vitesse de sédimentation (Bimbenet *et al.*, 2002).

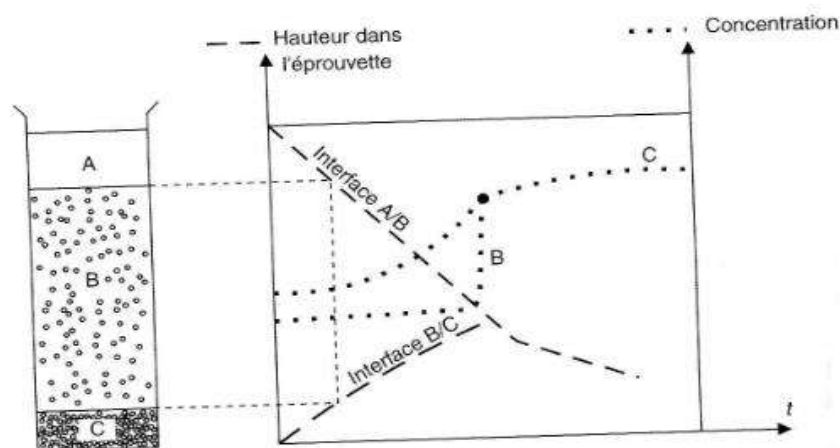


Figure 16 : Evolution de l'aspect d'une suspension en sédimentation entravée (Bimbenet *et al.*, 2002)

Quand l'interface A/B et B/C se rapprochent l'une de l'autre, la densité et la viscosité de la suspension augmente, les particules butent sur la couche de sédiments, la vitesse de sédimentation diminue très sensiblement. Enfin la zone intermédiaire disparaît totalement (Bimbenet *et al.*, 2002).

La vitesse de sédimentation entravée est calculée par les équations de Leniger et Beverloo, (1975) (Mafart et Béliard, 2004).

2. Lit fluidisé

Fluidiser un produit divisé consiste à le faire traverser par un courant de fluide le plus souvent un gaz ascendant, de manière à ce que la couche de produit reste en suspension dans ce courant, mais sans être emportée vers le haut.

La fluidisation permet la mise en contact d'un fluide et d'une phase solide divisée, afin de générer des réactions ou des transferts de chaleur et / ou de matière de façon plus rapide et plus homogène qu'en lit fixe.

Si la vitesse de gaz est faible, on aura un lit fixe, reposant sur la grille perforée du fond. Lorsque la vitesse de l'air augmente, on atteint un seuil où les forces de frottements gaz/particules compensent les forces de pesanteur. À partir de cette vitesse critique, appelée vitesse minimum de fluidisation, on observe une expansion de la couche qui se comporte comme un fluide. Le lit est dit fluidisé (Bimbenet *et al.*, 2002).

Dans les IAA, les lits fluidisés sont bien adaptés aux opérations unitaires telles que le séchage de poudre, la congélation rapide de petits produits de taille et forme uniformes (légumes ou fruits) (Bimbenet *et al.*, 2002).

En général, on considère qu'une poudre est fluidisable dans un gaz, lorsque le diamètre des particules est compris entre 50 et 500 μm , et lorsque cette poudre possède de bonnes qualités, en terme de coulabilité et de dispersibilité (Bimbenet *et al.*, 2002).

Pour prévoir le comportement du pulvérulent vis-à-vis de la fluidisation dans un gaz, Geldart a proposé une classification selon 4 classes en fonction de la masse volumique et le diamètre moyen des particules.

Groupe A : les poudres fusantes, caractérisées par une forte expansion du lit ;

Groupe B : les poudres sableuses, caractérisée par une faible expansion du lit ;

Groupe C : les poudres fines cohésives, difficilement fluidisables ;

Groupe D : les poudres granuleuses, caractérisées par une fluidisation turbulente (Bimbenet *et al.*, 2002).

3. Débit limite des décanteurs

3.1. Débit limite d'un décanteur vertical

Un décanteur vertical (**Figure 17**) est de forme cylindro-conique. Soient V le débit de la suspension dans le décanteur et A l'aire de la surface de base du décanteur, v_s est la vitesse de sédimentation et v_p étant la vitesse de passage de la suspension dans le décanteur. Pour avoir une séparation des deux phases, il faut que les particules sédimentent au fond du bac, ce qui implique : $v_s > v_p$ avec $v_p = V/A$ donc $v_s > V/A$. La séparation de ces deux phases nécessite un débit limite maximum : $V_{lim} = v_s \cdot A$ (Mafart et Béliard, 2004).

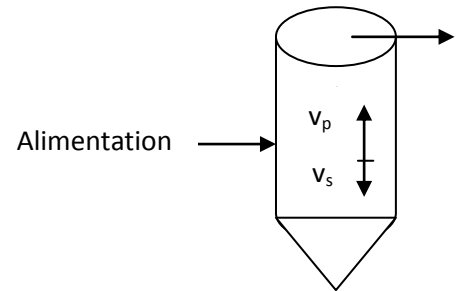


Figure 17 : Décanteur vertical

3.2. Débit limite d'un décanteur horizontal

Un décanteur horizontal (**Figure 18**) est un bac parallélépipédique alimenté en continu par un courant horizontal. Pour la séparation d'une particule il faut que son t_s (temps de sédimentation) soit inférieur à t_p (temps de passage). Alors le débit limite est le même que celui de la décantation vertical $V_{lim} = v_s \cdot A$. Donc il est proportionnel à la surface de base du bac et ne dépend pas de sa hauteur, d'où l'intérêt de cloisonner un décanteur horizontal en « n » bacs élémentaires superposés. Le débit limite devient alors: $V_{lim} = n v_s A$ (Mafart et Béliard, 2004).

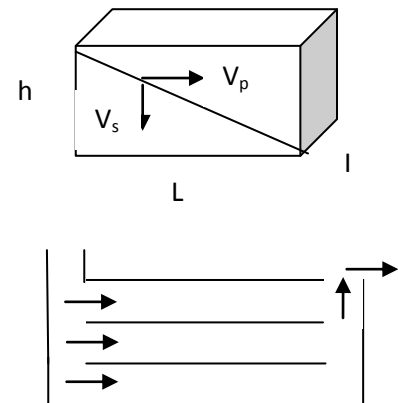


Figure 18: Décanteur horizontal

4. Technologie des décanteurs gravitaires

4.1. Décantation solide / liquide

Dans la séparation solide liquide, les décanteurs sont adaptés à la séparation de solides dont la masse volumique est supérieure à celle du liquide, dans la majorité des cas. Dans le cas contraire on parle de flottation (Bimbenet *et al.*, 2002).

La **Figure 19** représente un décanteur solide/liquide classique, de forme cylindro-conique, de faible épaisseur alimenté en son centre. Le liquide clarifié est récupéré par une goulotte périphérique. Un système d'agitation lent permet de transférer les sédiments vers le fond et de les concentrer. Cet appareil est classiquement utilisé en traitement d'effluents (Bimbenet *et al.*, 2002).

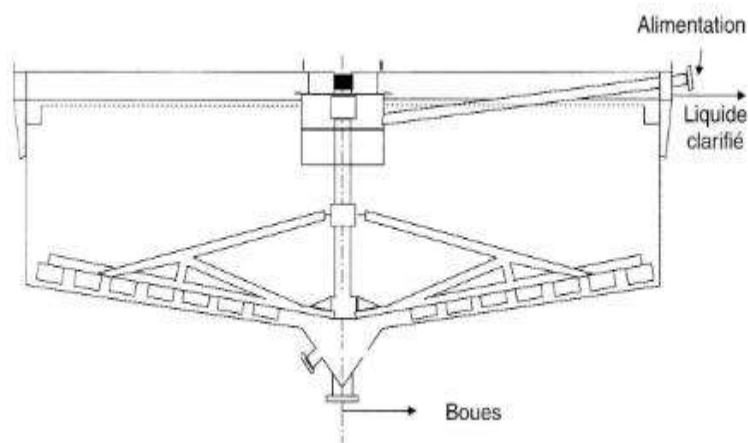


Figure 19 : Décanteur - épaisseur en traitement d'effluents (Bimbenet *et al.*, 2002)

La **Figure 20** représente un décanteur à étages, comme son nom l'indique ce dernier est composé de décanteurs reliés en série ou en parallèle. Utilisé en sucrerie pour la décantation des boues résultantes de chaulage et de la carbonatation. Les surverses de chaque étage sont réunies vers la sortie (Bimbenet *et al.*, 2004).

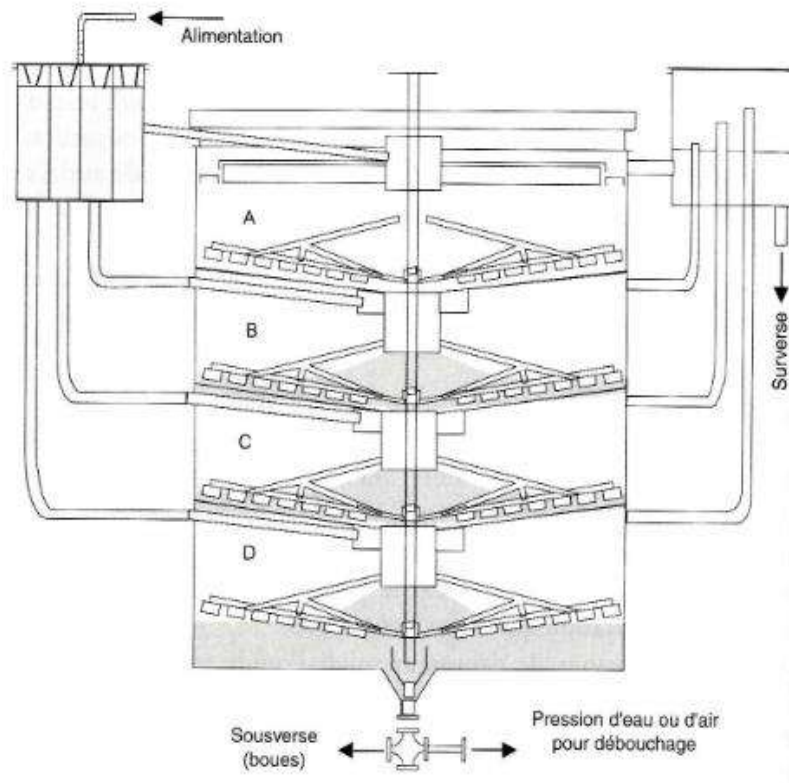


Figure 20 : Décanteur à étages (Bimbenet *et al.*, 2002)

4.2. Décantation liquide /liquide

Si les deux phases à séparer sont toutes les deux liquides, on utilise des décanteurs horizontaux. La séparation a lieu dans l'espace A (**Figure 21**), la phase légère remonte et emprunte la partie supérieure B, tandis que la phase lourde emprunte la partie inférieure. La cloison C empêche la phase légère d'emprunter partiellement la sortie de la phase lourde (Mafart et Béliard, 2004).

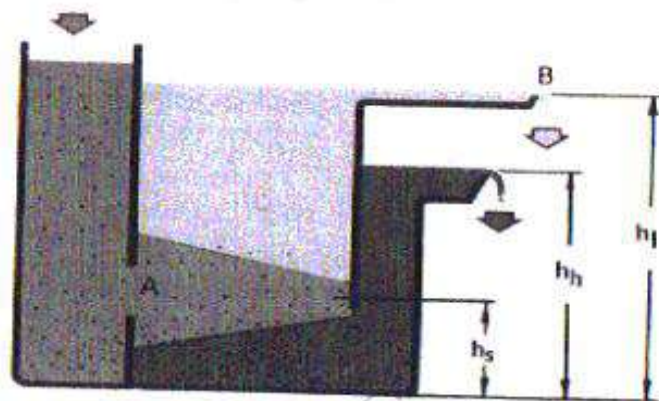


Figure 21 : Décanteur liquide-liquide avec élimination de solides (Mafart et Béliard, 2004)

5. Décantation centrifuge

5.1. Centrifugation

La centrifugation n'est différente de la décantation que par le remplacement de l'accélération de la pesanteur par une accélération centrifuge. Le bac décantation est alors remplacé par un bol animé d'un mouvement de rotation rapide engendrant la force centrifuge (Mafart et Béliard, 2004).

5.1.1. Accélération centrifuge

La **Figure 22** représente un schéma d'une force centrifuge (F) pour une particule (M) d'une masse (m).

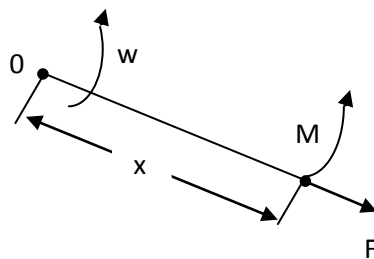


Figure 22 : Force centrifuge d'une particule M

F : Force centrifuge. Elle est exprimée par la formule suivante : $F = m \omega^2 x$ où :

m : masse de la particule (g)

ω : vitesse angulaire de rotation (rad.s^{-1})

x : distance qui sépare la particule M et l'axe de rotation.

$\omega^2 x$: c'est l'accélération centrifuge (γ) (Audigié *et al.*, 1982).

5.1.2. Expression de l'accélération centrifuge en nombre de g (Ng)

D'après Audigié *et al.* (1982) on a $\gamma_{(\text{m.s}^{-2})} = \omega_{(\text{rad.s}^{-1})}^2 \cdot x$

$\omega = f(n)$ n : vitesse de rotation en tours par minutes.

$\omega = 2\pi n/60$ Donc : $\gamma = (2\pi n/60)^2 \cdot x$

Pour l'exprimer en nombre de g il suffit de diviser par la valeur de $g = 9,81 \text{ m.s}^{-2}$

Donc $Ng = [(2\pi n/60)^2 \cdot x] / 9,81$

5.2. Débit limite

Le débit limite d'alimentation permettant la séparation du mélange à centrifuger est donné par la formule suivante

$$V_{\text{lim}} = v_s A_e$$

Où A_e est la surface équivalente. Elle représente la surface de base totale qu'un décanteur devrait développer pour traiter le même produit au même débit.

Le débit limite dépend à la fois de la nature du mélange et des caractéristiques de la centrifugation.

Le débit est inversement proportionnel à la viscosité, et cette dernière est inversement proportionnelle à la température. Exemple : les huiles, jus de fruits, sirops de sucre sont couramment chauffés afin d'améliorer les débits de centrifugation (Mafart et Béliard, 2004).

5.3. Principaux types de centrifugeuses

Une centrifugeuse est constitué essentiellement par :

- Un bol, enceinte dans laquelle a lieu la séparation ;
- Une entrée munie d'un distributeur assurant la rotation du mélange à traiter ;
- Deux sorties, l'une pour chaque liquide séparé lorsque le mélange est une émulsion.
- Une sortie lorsque le mélange est une suspension (Mafart et Béliard, 2004).

5.3.1. Bol tubulaire

Ces appareils ne contiennent pas de surfaces de cloisonnements à l'intérieur du bol, et leurs coefficients de centrifugation sont très importants.

La suspension ou l'émulsion est alimentée par une extrémité du bol et traverse le bol en formant un anneau liquide. Le liquide clarifié est évacué à l'autre extrémité du bol par débordement, tandis que les particules solides se déposent sur la surface périphérique du bol.

Une particule de l'anneau liquide possède une vitesse de sédimentation centrifuge V_r qui est comme suit :

$$V_r = \frac{D^2(\rho_2 - \rho_1) \cdot \omega^2 r}{18\eta}$$

Où r : c'est la distance qui sépare une section de la colonne par rapport à l'axe de rotation.

ρ_1, ρ_2 : masse volumique des phases légère et lourde respectivement.

Le domaine d'application de ces appareils, est réservé pratiquement, pour la neutralisation continue des huiles végétales (Mafart et Béliard, 2004).

Les centrifugeuses à bols tubulaires présentent des avantages qui sont la simplicité et le nettoyage facile. Et leur inconvénient se résume aux, débit limite qui est inférieur à 2000 l/h, le volume réduit des chambres à boues (2 à 5 l), donc nécessite de procéder à des nettoyages fréquents. Les coefficients de centrifugation sont de 15000 g (Mafart et Béliard, 2004).

5.3.2. Bols à assiettes

Le bol de ces appareils est cloisonné par un nombre d'assiettes superposées. Le liquide à clarifier est alimenté au centre, par la partie inférieure du bol, puis réparti à la périphérie grâce à un distributeur. Le produit se répartit alors en couches minces entre les assiettes, ce qui facilite la séparation. Le liquide clarifié est enfin évacué sous pression par une turbine incorporée. Les sédiments s'accumulent au niveau de la chambre à boues (Mafart et Béliard, 2004).

Ce type d'appareil est prévu pour la séparation des deux phases d'une émulsion, exemple : écrémage du lait (Mafart et Béliard, 2004). L'avantage des bols à assiettes est de travailler avec des grands débits, qui peuvent atteindre 50 000 l/h et une évacuation des boues en continu. Leur inconvénient est le prix élevé du jeu d'assiettes.

5.3.2.1. Débourage

Il consiste à l'évacuation du sédiment accumulé dans la chambre à boues. Il est effectué, soit manuellement après l'arrêt de l'appareil, ou automatiquement dans les centrifugeuses à assiettes.

Il existe différents types de débourage

a. Débourage total

Tous le contenu de la chambre de centrifugation est évacué, cette opération dure quelque secondes (ouverture du bol).

b. Débourage partiel

L'ouverture du bol dure que 2 secondes. Une partie seulement des boues est évacuée. Cette méthode est préférable, mais il ya risque d'abrasion du joint et du piston, car le bol se refermant sur des boues en rotation rapide.

c. Débourage automatique

Le bol biconique contient un nombre de lumières qui permettent l'évacuation des sédiments. Un piston mobile verticalement et actionné par un dispositif hydraulique permet l'ouverture ou la fermeture de ces lumières.

Ce débourage s'effectue en fermant le robinet d'eau de fermeture, si qui va engendrer un déplacement du piston vers le bas et démasquer les lumières. Les boues sont alors éjectées par la force centrifuge (Mafart et Béliard, 2004).

d. Débourage continu par buse

Ces appareils disposent des buses qui sont ouverts en permanence et les sédiments éjectés en continu. Ils sont destinés pour la concentration de la phase solide (levurerie) (Mafart et Béliard, 2004).

Chapitre IV : Filtration

Chapitre IV : Filtration

1. Débit de filtration

Pour préciser le choix du matériel et des conditions de la filtration, il est important de connaître l'évolution du débit et de la perte de charge au cours de la filtration en fonction des caractéristiques de la suspension et du milieu poreux (Bimbenet *et al.*, 2002).

- **Loi de Darcy** : pour un écoulement laminaire (dit de Darcy ou de poiseuille) dans une paroi ou un corps poreux, que l'on peut considérer comme une juxtaposition de petits canaux.

$$\text{On à : } v^{\circ} = \frac{S \cdot \Delta P}{\eta \cdot r} \quad \text{ou} \quad \Delta P = \frac{\eta \cdot r \cdot V^{\circ}}{S} = \eta \cdot r \cdot v \quad \text{Où :}$$

ΔP : La perte de charge,

r : Facteur de résistance de la paroi (m^{-1}) (résistance hydrolique),

S : Section de passage,

v : Vitesse d'écoulement.

« r » augmente au cours de la filtration par colmatage du milieu en filtration en profondeur, ou augmentation de l'épaisseur du gâteau en filtration sur support (Bimbenet *et al.*, 2002).

- **Résistance spécifique (α)** : est la résistance d'une unité de masse de gâteau sec répondu sur une unité de surface filtrante. Permet de nous donner des caractéristiques de la structure du gâteau, fondamentale pour prévoir une filtration. Calculée en (m/kg)

$$r = \frac{\alpha \cdot C \cdot V}{S} \quad \text{et} \quad \Delta P = \frac{\alpha \cdot \eta \cdot v \cdot C \cdot V}{S}$$

Où :

V : Volume de suspension passée ;

C : Concentration en solide (Kg/m^3) (Bimbenet *et al.*, 2002).

2. Equation générale de fonctionnement d'un filtre sur support

$$(P_2 - P_0)(t) = \frac{\eta \cdot \alpha \cdot C \cdot V \cdot V^{\circ}}{S^2} + \frac{\eta \cdot r_s \cdot V^{\circ}}{S} \quad (I) \quad \text{Où :}$$

r_s : Résistance du support ;

Si l'on considère que $V^\circ = dV/dt$, l'équation (I) devient une équation différentielle, qui trouve une solution analytique simple, dans deux cas limites de fonctionnement du filtre : à débit constant ou à pression constante (Bimbenet *et al.*, 2002).

2.1. Filtration à débit constant

On prend $V = V^\circ \cdot t$, d'où $(P_2 - P_0)(t) = \frac{\eta \cdot \alpha \cdot C \cdot V^{\circ 2}}{S^2} t + \frac{\eta \cdot r_s \cdot V^\circ}{S}$

La perte de charge dans le filtre, évolue linéairement au cours du temps (**Figure 23**).

L'ordonnée à l'origine, représente l'influence de la résistance du support.

La pente représente l'influence de la résistance du gâteau (Bimbenet *et al.*, 2002).

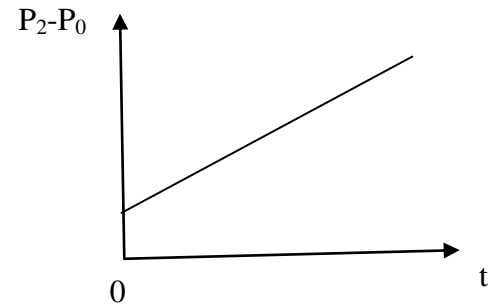


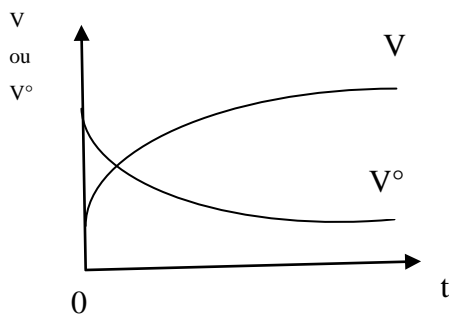
Figure 23 : Evolution de la pression à débit constant (Bimbenet *et al.*, 2002)

2.2. Filtration à pression constante

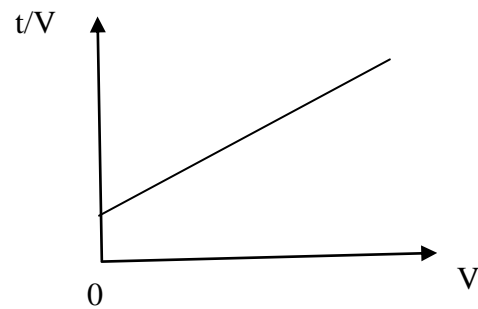
C'est le cas le plus fréquent (**Figure 24**), les filtres sous vides et les filtres alimentés par gravité à partir d'un bac à niveau constant, ils fonctionnent sous différence de pression constante (Bimbenet *et al.*, 2002).

On prenant $(P_2 - P_0)(t)$: constante, $V^\circ = dV/dt$ et en intégrant l'équation (I) on aura :

$(P_2 - P_0) \cdot t = \frac{\eta \cdot \alpha \cdot C \cdot V^2}{2S^2} + \frac{\eta \cdot r_s \cdot V}{S}$ ou $t/V = \frac{\eta \cdot \alpha \cdot C \cdot V}{2S^2 \cdot (P_2 - P_0)} + \frac{\eta \cdot r_s}{S \cdot (P_2 - P_0)}$



(a) : Evolution du volume filtré ou du débit



(b): représentation linéaire $t/v = f(V)$

Figure 24 : Filtration à pression constante (Bimbenet *et al.*, 2002).

3. Compressibilité du gâteau

Si le gâteau est compressible, les équations écrites précédemment demeurent valables, à condition de remplacer α par une résistance spécifique moyenne sur le gâteau α .

$$\alpha = \alpha_0 \cdot (P_2 - P_1)^n \quad n : \text{est l'exposant de compressibilité}$$

Cette équation, montre l'influence de la pression sur la résistance spécifique moyenne. Donc l'équation de fonctionnement du filtre (I), en négligeant le terme r , dû au support devient :

$$V^o = \frac{S^2 \cdot (P_2 - P_1)^{1-n}}{\eta \cdot \alpha_0 \cdot C \cdot V}$$

Si $n = 0$: le gâteau est incompressible ;

Si $n < 1$: le gâteau est compressible, mais une augmentation de pression permet d'augmenter le débit ;

Si $n = 1$ la pression n'a théoriquement pas d'effet sur le débit ;

Si $n > 1$: toute évolution de pression a un effet néfaste sur le débit, il faut filtrer à la pression la plus faible possible. Le filtre à vide est généralement adapté dans un tel cas (Bimbenet *et al.*, 2002).

4. Adjuvants de filtration

Les adjuvants de filtration sont des particules artificielles que l'on met dans le liquide à filtrer afin d'éviter le colmatage des filtres. Inertes chimiquement et rigides, les adjuvants de filtration possèdent d'excellentes propriétés de rétention, on les utilise pour retenir des particules à partir de 20-25 μm et jusqu'à 0,1-0,2 μm (Bimbenet *et al.*, 2002 ; Mafart et Béliard, 2004).

Lorsqu'on utilise les adjuvants de filtration on parle alors de filtration par alluvionnement. Les adjuvants utilisés sont les suivant :

1. Diatomites : Connue sous le nom de Kieselguhr, sont des roches sédimentaires de silice d'origine marine, dont les dimensions varient de 5 à 100 μm . la diatomite naturelle possède une perméabilité (Darcy) de 0,05 (1 Darcy = $0,987 \cdot 10^{-12} \text{ m}^2$).

2. Perlite : C'est une roche volcanique vitreuse, riche en silice et alumine, à haute température elle devient très légère. Ça perméabilité Darcy est comprise entre 0,3 - 5 (Mafart et Béliard, 2004).

La perlite possède un pouvoir couvrant (densité) supérieur au Kieselguhr, se qui explique son utilisation privilégiée pour réaliser des précouches sur des filtres rotatifs (sirop de glucose contenant des protéines floculées). La perlite et la diatomite sont les plus utilisés (Bimbenet *et al.*, 2002).

3. Cellulose : La cellulose est un glucide constitué d'une chaîne linéaire de molécules de D-glucose.

4. Charbon filtrant : c'est un sous produit de la fabrication du papier (Mafart et Béliard, 2004).

5. Technologie des filtres

Les filtres sont subdivisés en deux groupes : les filtres discontinus et les filtres continus.

5.1. Filtres discontinus

5.1.1. Filtres à sable

Les filtres à sable sont d'un emploi courant en traitement des eaux ou d'effluents. Le lit de 1 à 2 m de hauteur comporte un matériau de granulométrie croissante du haut vers le bas. Le décolmatage s'effectue à contre courant avec le filtrat ou l'eau (Bimbenet *et al.*, 2002).

5.1.2. Filtres à cartouches

Ce sont des filtres en profondeur, généralement utilisés pour un traitement de finition de liquides avant conditionnement, on utilisant des débits faibles. Selon le type de cartouches utilisées on distingue une finesse de filtration de 0,25 à 100 μm (cartouches consommables de matériaux filés) et de 1 à 200 μm (cartouches régénérables de toile métallique ou de céramique ou de métaux frittés) (Bimbenet *et al.*, 2002).

5.1.3. Filtres – presses

Les filtres – presses sont constitués d'une série de plateaux verticaux juxtaposés en alternance avec des cadres creux dans lesquels le gâteau s'accumule. Les plateaux sont garnis par des toiles (**Figure 25**). Le serrage du filtre est assuré soit manuellement ou par un dispositif hydraulique. Lorsque les cadres sont remplis de gâteaux, la filtration est terminée,

donc on procède au lavage des gâteaux afin de récupérer les extraits restant dans le résidu humide (Mafart et Béliard, 2004).

Les filtres-presses présentent l'intérêt de pouvoir traiter aussi bien des suspensions diluées que des suspensions concentrées (5 à 50 %) (Bimbenet *et al.*, 2002).

Les filtres-presses possèdent d'autres avantages qui sont les suivants :

- Grande surface filtrante pour un faible encombrement (30 m² au sol pour 400 m² de surface filtrante ;
- Les filtres supportent des pressions élevées jusqu'à 25 bars ;
- Donnent de meilleurs rendements : c'est pour cette raison qu'ils sont utilisés où l'épuisement du gâteau est essentiel par exemple (en brasseries, sucreries, cidreries, huileries) ;
- Obtention des filtrats plus limpides ;
- Faible prix d'investissement (Mafart et Béliard, 2004).

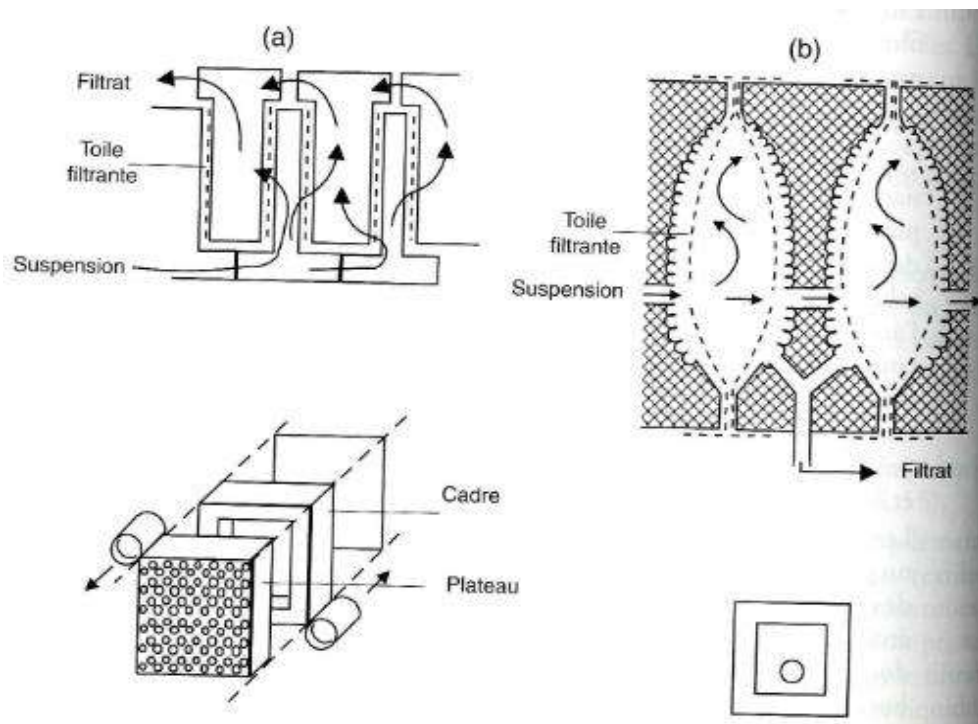


Figure 25 : Filtre presse : (a) à plateaux et cadres et (b) à plateaux chambrés (Bimbenet *et al.*, 2002)

5.2. Filtres continus

Ils permettent d'évacuer le solide et le filtrat sans interruption. Ces filtres sont destinés particulièrement au traitement de suspensions chargées. Ils fonctionnent sous vide ou sous pression (Bimbenet *et al.*, 2002).

5.2.1. Filtres rotatifs à tambour sous vide

Ces filtres sont constitués d'un cylindre tournant à axe horizontal, partiellement immergé dans un bac (auge), contenant la suspension à filtrer. Le tambour est compartitionné en secteurs, recouverts d'une toile servant de support de filtration. Les secteurs sont reliés à un distributeur de vide (**Figure 26**).

Lorsque le secteur pénètre dans la suspension à filtrer, le liquide aspiré par le vide traverse la toile et s'écoule dans le secteur. Il est évacué du filtre par le distributeur (Mafart et Béliard, 2004).

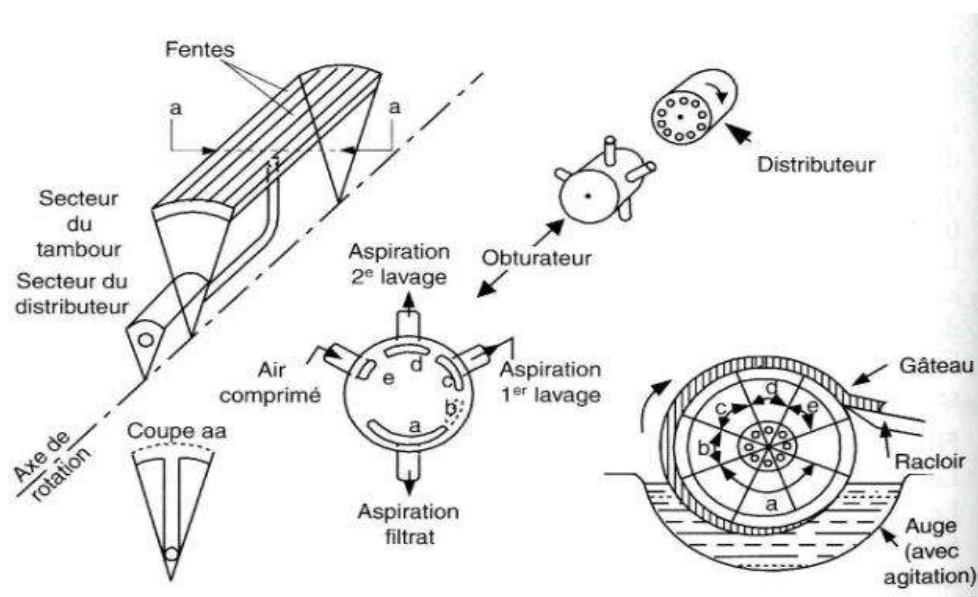


Figure 26 : Filtre rotatif à tambour sous vide (Bimbenet *et al.*, 2002)

Ces filtres sont principalement utilisés en sucrerie et pour les suspensions difficiles à filtrer en raison de leur pouvoir colmatant ou de la forte compressibilité du solide (Bimbenet *et al.*, 2002 ; Mafart et Béliard, 2004).

Ces filtres présentent des inconvénients et des avantages qui sont les suivants :

Inconvénients :

- Risque d'ébullition du filtrat ;
- Surface de filtration faible (35% utilisée) ;
- Faible débit ;
- Ce type de filtration est précédé généralement d'une décantation ou préfiltration pour améliorer la filtrabilité de la suspension.

Avantages:

- Travail en continu
- Pas de main d'œuvre
- Les trois phases de travail : filtration, lavage et débâtissage se font d'une manière mécanique très simple (Mafart et Béliard, 2004).

5.2.2. Filtres rotatifs à tambour sous pressions

Le principe de la filtration reste alors le même sauf que le vide est remplacé par une pression de 1 à quelques bars exercée sur la toile.

Inconvénients :

- Prix onéreux
- Evacuation discontinue du gâteau
- Entretien du tambour difficile (Mafart et Béliard, 2004).

6. Essorage

L'essorage est une opération de filtration sur support. La suspension va subir une force centrifuge, par conséquent la formation d'un gâteau sur la surface intérieure du panier cylindrique puis passage de la suspension par le milieu poreux (Bimbenet *et al.*, 2002).

L'essorage permet par rapport à la filtration d'augmenter les débits de fonctionnement par unité de surface et une bonne évacuation du liquide interstitiel en travaillant à des vitesses de rotation inférieures à 2500 g (Bimbenet *et al.*, 2002).

6.1. Mécanisme

Selon Bimbenet *et al.* (2002) l'opération d'essorage fait intervenir plusieurs étapes :

- Le chargement
- La filtration

- Le drainage du liquide au sein du gâteau (déshydratation)
- Lavage du gâteau (clairçage).

Selon de mode de fonctionnement on distingue lesessoreuses continues et discontinues

6.2. Essoreuses continues

Ce type d'appareils utilisent des tamis métalliques, et traitent de gros débit 300 T/h de solides. Elles sont toutes dotées d'un panier conique à l'exception de l'essoreuse à poussoir.

6.2.1. Essoreuses à glissement naturel

L'évacuation des solides se fait par un simple glissement et il dépend de la granulométrie et l'humidité du solide, ainsi que l'angle du cône (**Figure 27**). Ont un nombre de g de 2500. Elles sont utilisées en sucrerie (hors 1^{er} jet), en amidonnerie et en féculerie pour la séparation des fibres.

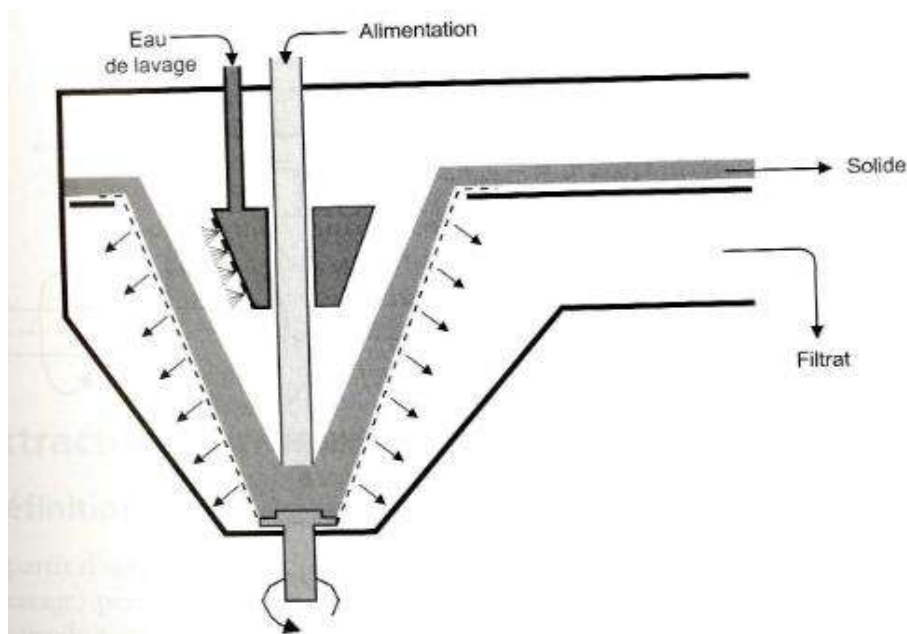


Figure 27 : Essoreuse continue à glissement naturel (Bimbenet *et al.*, 2002).

6.2.2. Essoreuses à convoyeur

Elles sont dotées d'un extracteur à pales hélicoïdales (**Figure 28**) qui tourne à une vitesse de (20 à 100 tr/min) et dirige les solides vers la plus grande base du cône. Retiennent des particules de 60 μm de diamètre. Elles sont utilisées pour la récupération de cristaux de lactose, d'acide citrique, lactique (Bimbenet *et al.*, 2002).

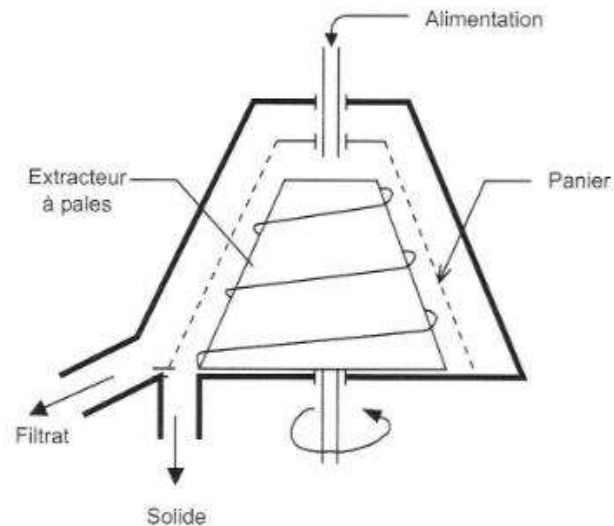


Figure 28 : Essoreuse à convoyeur conique (Bimbenet *et al.*, 2002).

6.3. Essoreuses discontinues

Elles comportent toujours un panier cylindrique, les plus simples sont à axe vertical. Utilisées pour des solides (cristaux fins) qui nécessitent des lavages poussés ou des durées de déshydratation longues et pour avoir une bonne qualité du solide. Par exemple on emploie toujours en sucrerie desessoreuses discontinues pour le 1^{er} jet, de qualité marchande (Bimbenet *et al.*, 2002).

6.3.1. Essoreuses à bal supporté

Utilisée par exemple pour les légumes. Elles permettent de séparer 2t/h de solides.

6.3.2. Essoreuses à suspension pendulaire

Utilisées en sucrerie. Le sucre est évacué à l'aide d'un racloir (charrue ou bêche) par le fond de l'appareil. Le débit est de 8 à 16 t/h pour des paniers de 1 à 1,4 m de diamètre et de 0,5 à 1,1 m de hauteur (Bimbenet *et al.*, 2002).

Lesessoreuses à axe vertical sont utilisées pour traiter des particules de 5 μ m à 10 mm de diamètre et des solides en suspension de 5 à 60 % (Bimbenet *et al.*, 2002).

Chapitre V : Extraction

Chapitre V : Extraction

C'est la première opération de séparation de tout un ensemble de filières de transformations (sucrierie, huilerie, jus de fruits...). Le verbe extraire évoque une séparation sélective dans laquelle on retient l'une des phases (l'extrait) pour rejeter l'autre (le résidu) (Mafart et Béliard, 2004).

Il existe différents types d'extractions, l'extraction par pression, l'extraction liquide /liquide et l'extraction solide / liquide

1. Extraction par pression

L'extraction par pression ne fait intervenir que la force de pression elle est couplée à l'extraction solide- liquide dans le cas de l'huilerie et de sucrierie de canne. L'extraction par pression permet la récupération de la majeure partie de la substance à extraire et suivie d'une extraction par solvant pour épuiser le résidu (Mafart et Béliard, 2004).

Toute extraction par pression est précédée d'une ou de plusieurs opérations préparatoires mécaniques ou thermiques : broyage et malaxage des oléagineux, défibrage de la canne à sucre, râpage de la pulpe de pomme.

Lors de l'extraction des jus de raisin et de pomme la pression appliquée ne doit pas dépasser 10 à 15 bars, car l'augmentation de pression entraîne une augmentation du pH du jus ainsi que la teneur en phénols dans le cas de jus de raisin (Mafart et Béliard, 2004).

L'huile de coprah est obtenue par double pression. La première permet d'avoir un tourteau de 30 % en huile, la deuxième pression permet d'avoir un tourteau final dont la teneur en huile est d'environ 6% (Mafart et Béliard, 2004).

2. Extraction liquide - liquide

L'extraction liquide - liquide consiste à faire passer une substance d'un solvant dont elle est souvent difficile à séparer, à un autre, dont elle sera facilement isolable. Cette extraction est réalisée dans le cas où les deux solvants sont très peu ou pas miscibles entre eux (Chavanne *et al.*, 1986).

2.1. Notions d'extraction liquide - liquide

a : Soluté,

b : Raffinat ou solvant lourd contenant le soluté à extraire,

s : Extrait ou solvant léger servant à extraire le soluté,

L : Quantité de mélange riche en raffinat (quantité de soluté dans le raffinat),

V : Quantité de mélange riche en extrait (quantité de soluté dans l'extrait),

x : Concentration du soluté dans les mélanges riches en raffinat (concentration du soluté dans le raffinat),

y : Concentration du soluté dans les mélanges riches en extrait (concentration du soluté dans l'extrait).

2.2. Coefficient de partage

Du fait de l'agitation des deux solvants non miscibles ou du passage de l'un à travers l'autre, la distribution du composé à extraire dans chaque phase est déterminée par les relations suivantes.

Soit V_A un volume de solvant A et V_B un volume de solvant d'extraction B non miscible à A, dans lesquels un composé C en solution. C_A et C_B sont les concentrations molaires respectives du composé C dans les solvants A et B (Chavanne *et al.*, 1986).

D'après Chavanne *et al.* (1986) le coefficient de partage est défini par la constante K qui est égale à C_B/C_A . Donc à partir du coefficient de partage, on peut déterminer la masse m_1 du composé C qui reste dans le solvant A après extraction par B.

m_0 : masse initiale du composé C dans le solvant A ;

m_1 : masse restante du composé C dans le solvant A après une extraction par le solvant B ;

m_B : masse du composé C extraite par le solvant B ;

$$K = \frac{C_B}{C_A} = \frac{m_B / V_B M}{m_1 / V_A M}, \text{ puisque } m_B = m_0 - m_1$$

$$K = \frac{(m_0 - m_1)V_A}{m_1 \cdot V_B}$$

$$\text{Soit } m_1 = \frac{m_0 \cdot V_A}{KV_B + V_A} \quad (1)$$

Si on procède à une deuxième extraction avec le même volume V_B de solvant, la masse, m_2 , du composé C restante dans A sera alors :

$$m_2 = \frac{m_1 \cdot V_A}{KV_B + V_A}$$

Après (n) extraction avec le même volume V_B de solvant, on obtient :

$$m_n = m_0 \left[\frac{V_A}{KV_B + V_A} \right]^n \quad (2)$$

m_n : masse du composé (c) restante après (n) extraction.

Remarque : dans le cas où l'extraction est effectuée sur les solutions aqueuses à l'aide d'un solvant organique le coefficient de partage est $K' = C_{\text{eau}} / C_{\text{solvant}}$

$K' = 1/K$ soit V le volume d'eau et le volume de solvant, V_s , les relations (1) et (2) deviennent :

$$m_1 = \frac{m_0 K' \cdot V}{K'V + V_s} \quad (3)$$

$$m_n = m_0 \left[\frac{K' \cdot V}{K'V + V_s} \right]^n \quad (4)$$

2.3. Transferts de matière

Selon Bachmann et Tissot, (1981) au cours d'une extraction les transferts de matière ont lieu d'une phase à une autre. Lors d'un transfert de la phase solide à la phase liquide on parle d'extraction solide – liquide. Chaque type de transfert est désigné de façon particulière comme suit :

Liquide	—————>	Solide : adsorption,
Liquide	—————>	Gaz : évaporation (distillation)
Solide	—————>	Liquide : extraction
Solide	—————>	Gaz : désorption
Gaz	—————>	Liquide : absorption

2.4. Diagramme ternaire

Le diagramme ternaire (**Figure 29**) permet d'exprimer les solubilités réciproques de raffinat, d'extrait et de soluté à l'état d'équilibre dans le cas où les deux phases sont partiellement miscibles (Koller, 2009).

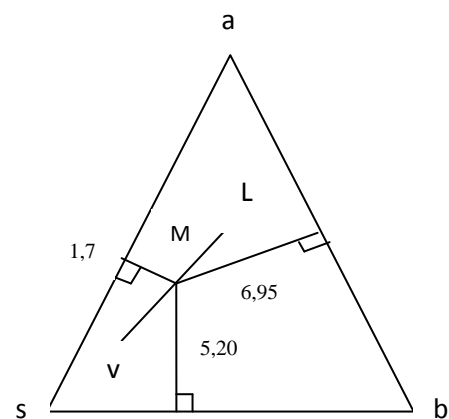


Figure 29 : Diagramme ternaire

2.4.1. Règles du diagramme ternaire

- La somme des concentrations des composants est égale à l'unité.

$X_a + X_b + X_s = 1$ où : X : utilisé pour exprimer une concentration dans le raffinat,

$Y_a + Y_b + Y_s = 1$ Y : utilisé pour exprimer une concentration dans l'extrait.

- Chaque sommet représente un sommet pur.
- Règle des points alignés : tout mélange (M) fait à partir des mélanges L et V a son point représentatif sur la droite LV.

- Règle des segments inverses : tout mélange (M) de L et V a un point représentatif qui divise le segment LV en deux parties ML et MV telle que :

$$\frac{MV}{ML} = \frac{\text{quantité L}}{\text{quantité V}}$$

Exemple de détermination de la composition du mélange (M) (**Figure 29**).

La longueur de a = 5,20 cm ; $5,20/13,85 = 0,375$ (a = 37,5%)

La longueur de b = 1,7 cm ; $1,7/13,85 = 0,123$ (b = 12,3%)

La longueur de s = 6,95 cm ; $6,95/13,85 = 0,502$ (s = 50,2%)

2.4.2. Différents systèmes de liquides partiellement miscibles

Système I : le liquide 1 est entièrement soluble dans 2 et 3, le liquide 2 et 3 partiellement solubles. Le système I est le plus fréquent.

Exemple : benzène, eau et acide acétique.

Système II : (a) et (b) sont entièrement miscibles entre eux. (a) et (b) ont une solubilité partielle avec (s).

Système III : deux liquides partiellement solubles entre eux, le solide soluble dans le liquide 1 et le liquide 2 avec formation de solution saturée dans chaque liquide.

Exemple : le naphtalène forme des solutions saturées dans l'aniline et dans l'isooctane (Bachmann et Tissot, 1981).

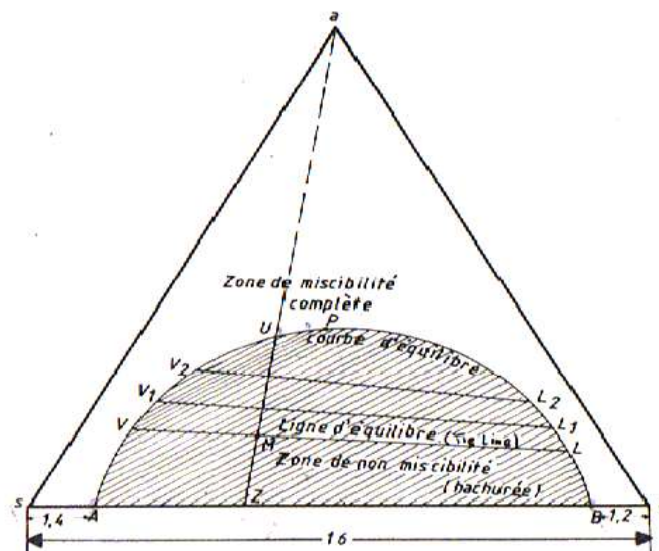


Figure 30 : Diagramme ternaire, système I

2.5. Unité ou étage d'extraction

Une extraction par solvant nécessite deux opérations :

- 1- la mise en contact aussi longtemps que possible pour avoir l'équilibre entre les deux phases.
- 2- Séparation mécanique : au cours de cette étape il ya formation de deux phases (la solution et le résidu).

- La solution : elle est riche en solvant. Appelée surverse dans le cas d'une extraction solide -liquide et appelée extrait dans le cas d'une extraction liquide- liquide.
- Le résidu : il est constitué soit d'un mélange de solide et de solution (souverse) dans le cas d'extraction solide-liquide, soit d'une couche liquide (raffinat) dans le cas d'extraction liquide-liquide.

La mise en contact et la séparation mécanique constitue une unité ou un étage d'extraction (Bachmann et Tissot, 1981).

2.6. Extraction à un étage

La **Figure 31** représente un schéma d'une extraction à un seul étage.

L_0 (Raffinat) = a + b

V_{1+1} : essentiellement le solvant (s) + a + b

$L_0 + V_{1+1}$: Mélange M, il se répartit à l'équilibre en deux phases V_1 (extrait) et L_1 (raffinat épuisé)

(Figure 32).

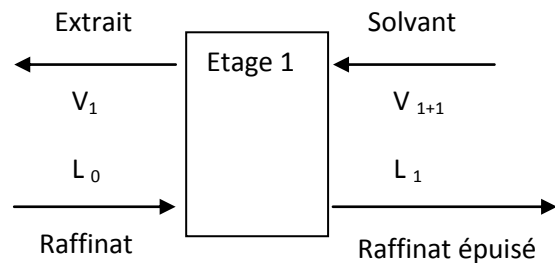


Figure 31 : Extraction à un étage

Le bilan matières de cette opération est :

$L_0 + V_{1+1} = M = V_1 + L_1 \dots\dots\dots(1)$

Par rapport au soluté (a) on peut écrire

$L_0 X_0 + V_{1+1} Y_{1+1} = M X_m = V_1 Y_1 + L_1 X_1 \dots\dots (2)$

A partir de (1) et (2) :

$$X_m = \frac{L_0 X_0 + V_{1+1} Y_{1+1}}{L_0 + V_{1+1}}$$

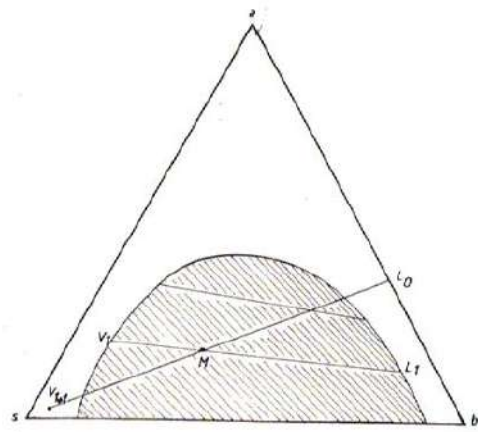


Figure 32 : Diagramme d'une extraction à un étage

$$V_1 = \frac{M(X_m - X_1)}{Y_1 - X_1} \dots\dots\dots (3)$$

$$L_1 = \frac{M(Y_1 - X_m)}{Y_1 - X_1} \dots\dots\dots (4)$$

X_m : Permet de localiser le point M ;

V_1 : Quantité d'extrait calculée à partir de l'équation (3) ;

L_1 : Quantité de raffinat après extraction calculée à partir de l'équation (4).

2.7. Technologie des extracteurs liquide – liquide

Il existe différents types d'extracteurs parmi eux :

- **Colonne à pulvérisation** : ce type de colonne est caractérisé par un mélange axial tops important et une aire interfaciale insuffisante (Lorrain, 1984). Le contacte se fait entre les gouttes de la phase légère qui traversent la colonne de la partie inférieure vers le haut de la colonne avec la phase lourde ou bien l'inverse (**Figure 33**) (Bachmann et Tissot, 1981).
- **Colonne à garnissage** : pour accroître l'aire interfaciale et réduire le remélange axial, on utilise des anneaux de 15 à 25 mm de diamètre, quelle que soit la taille de la colonne, totalisant une hauteur garnie de 6 à 15 m. Elles ont une capacité du même ordre que les colonnes à pulvérisation 10 à 30 m³/h/m² (Lorrain, 1984).
- **Colonnes à plateaux perforés** : les colonnes industrielles sont de 2 à 3 m de diamètre et d'une hauteur de 10 à 12 m, comporte généralement 20 plateaux, d'efficacité comprise entre 20 et 50 % pour des capacités de 30 à 40 m³/h/m² (Lorrain, 1984). Les plateaux perforés favorisent la dispersion des gouttes. C'est la phase légère qui est dispersée, la phase lourde traverse la colonne en descendant à travers des tubes (**Figure 34**) (Bachmann et Tissot, 1981).

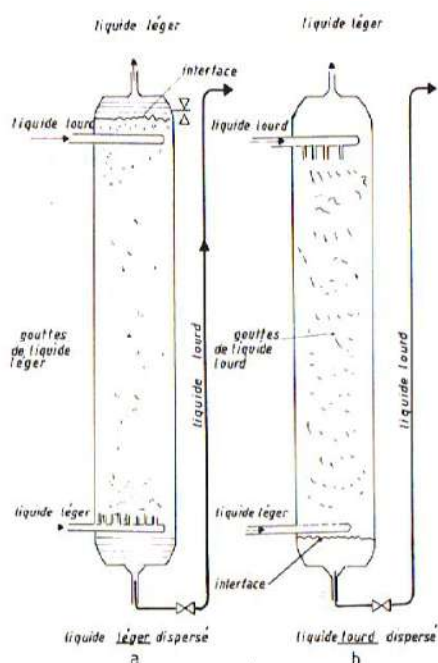


Figure 33 : Colonne à pulvérisation

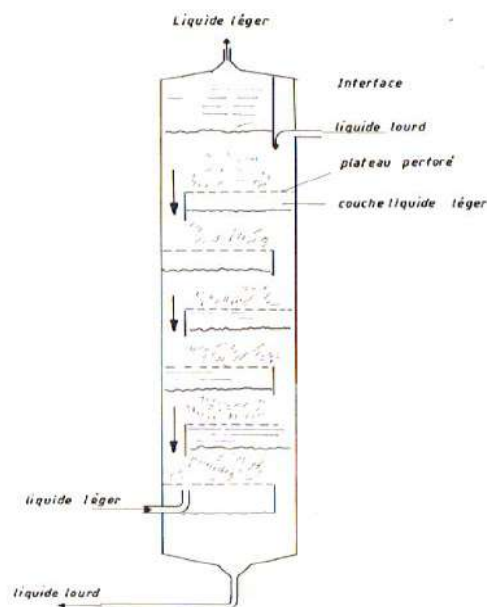


Figure 34 : Colonne à plateaux perforés

3. Extraction solide - liquide

3.1. Définition

L'extraction solide-liquide encore appelée extraction par solvant est une opération de transfert de matière destinée à séparer les principes solubles d'un substrat solide par leur diffusion dans un solvant (Mafart et Béliard, 2004).

Le lavage de la caséine du lait doit être considéré comme une extraction du lactose et des sels minéraux. De même le blanchiment des pommes de terre destiné à diminuer partiellement les sucres est une extraction solide-liquide. Aussi l'élimination des lipoprotéines de soja ou la caféine du thé ou du café peut faire appel à l'extraction par solvant (Mafart et Béliard, 2004).

Mécanisme

D'après Mafart et Béliard, (2004). le mécanisme de l'extraction solide - liquide peut être résumé par les étapes suivantes :

- La sorption de solvant dans la phase solide (gonflement des particules ou des cossettes) ;

- Lessivage : une portion de 10 à 20 % de soluté est extraite par le lessivage à partir des cellules blessées durant la mouture ;
- Dissolution des composés solubles : une hydrolyse des composés insoluble tels que l'hydrolyse des hémicelluloses du café en oligosaccharides à pH acide (pH = 5) et une T° de 180°C. Dégradation de l'amidon en dextrines et maltose par les amylases et la solubilisation des protéines par les peptidases au cours du brassage ; Dénaturation des lipoprotéines cellulaires par le solvant chaud et augmentation de la perméabilité de la membrane pour le solvant ;
- Diffusion de soluté dans le solvant.

3.2. Températures

Lorsque on ne mis pas en jeu l'hydrolyse enzymatique, les températures élevées sont favorables car elles :

- Dénaturent les membranes cellulaires et augmentent la perméabilité membranaire ;
- La température augmente la solubilité des matières à extraire et les coefficients de diffusion.

Exemples :

L'extraction du sucre de betterave à lieu à 80°C, tandis que celle du café débute à 100 °C et se termine vers 180°C de manière à favoriser l'hydrolyse acide de l'hémicellulose.

En huilerie on ne dépasse pas 55°C lors de l'épuisement des tourteaux, afin d'éviter l'extraction des mucillages (Mafart et Béliard, 2004).

4. Technologies de l'extraction solide - liquide

4.1. Diffuseur Robert

Le diffuseur Robert est un extracteur à panier (**Figure 35**) utilisé pour l'extraction à chaud du sucre de betterave, des tannins et de certains produits pharmaceutiques (Leybros et Frémeaux, 1990).

4.2. Montage en batterie dispositif Shanks

Ce dispositif comporte 15 à 16 éléments de diffuseurs Robet et à chaque diffuseur est adjoint un préchauffeur utilisé pour le chauffage du solvant au moyen de la vapeur issue des évaporateurs de concentration (**Figure 36**) (Leybros et Frémeaux, 1990).

4.3. Extracteurs à cellules

4.3.1. Extracteurs à cellules ou à paniers rotatifs Rotocel

Cet extracteur (**Figure 37**) est constitué d'un cylindre mobile bas divisé en cellules ou compartiments radiaux (jusqu'à 18 dont 16 au plus sont utilisables pour l'extraction, les autres secteurs servent à l'égouttage), munis à la base d'un tamis suspendu ou d'un fond perforé (Leybros et Frémeaux, 1990).

Le cylindre tourne d'un mouvement lent (1 tour en 40 min) sur un socle partagé en secteurs de drainage ou de réception, d'angles inégaux, destinés à recueillir les solutions de percolation des différentes charges. L'ensemble est incorporé dans un carter étanche aux vapeurs de solvant (Leybros et Frémeaux, 1990).

Chaque cellule passe sous un distributeur de solide assurant son chargement et sous une série de rampes d'amenée du solvant frais et des solutions venant des secteurs précédents.

4.3.2. Extracteur Carrousel

Il est proche du Rotocel, les cellules tournent au dessus d'un tamis fixe et le solide épuisé tombe au fond de l'appareil en passant devant un secteur sans tamis (Leybros et Frémeaux, 1990).

4.3.3. Extracteur à compartiments fixes French

Applique le même principe que l'extracteur Rotocel, à la différence près que ce sont les cellules qui sont fixes et le système de chargement et de déchargement qui pivote. Il comporte 12 à 20 cellules. Ces trois modèles d'extracteurs permettent d'obtenir un excellent effet de clarification du miscella grâce à leur épaisseur de lit (Leybros et Frémeaux, 1990).

5. Extracteurs à paniers mobiles

L'extracteur à paniers mobiles Bollman (**Figure 38**) constitué par une série de paniers (30 et plus) à fond perforé, contenant le solide à traiter qui se déplacent d'un mouvement vertical descendant puis ascendant au moyen d'une chaîne sans fin de 15 à 21 m de longueur. Les paniers sont chargés automatiquement à la partie supérieure (Leybros et Frémeaux, 1990).

Au niveau de cet appareil l'extraction du solide s'effectue à co-courant pour la partie gauche (mouvement des paniers descendant) et à contre courant pour la partie droite (mouvement des paniers ascendant) comme le montre la **Figure 38** (Leybros et Frémeaux,

1990). Le solide épuisé est déchargé par basculement des paniers et évacué à l'aide d'une goulotte (Leybros et Frémeaux, 1990). Les extracteurs horizontaux, sont actuellement préférés et ont supplantés l'extracteur Bollman.

Le procédé Direx c'est l'association de l'extracteur Bernardini, dont les paniers circulent sur une boucle en double épingle formant quatre cheminements horizontaux et l'extracteur à immersion. Utilisé pour l'extraction directe de l'huile des graines oléagineuses à haute teneur (Leybros et Frémeaux, 1990).

6. Extracteur à vis

6.1. Extracteurs Bukau-Wolf, BMA

Sont des appareils verticaux à vis convoyeuse qui élève le solide à contre courant de la solution descendante. Utilisés pour l'extraction du sucre de betterave (**Figure 39**) (Leybros et Frémeaux, 1990).

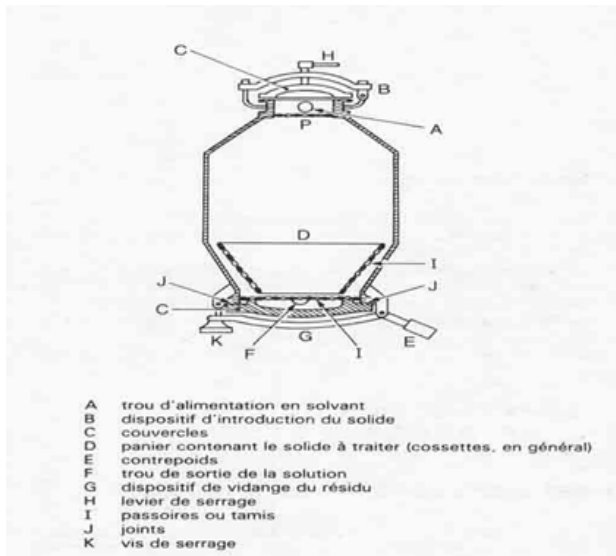


Figure 35 : Diffuseur Robert

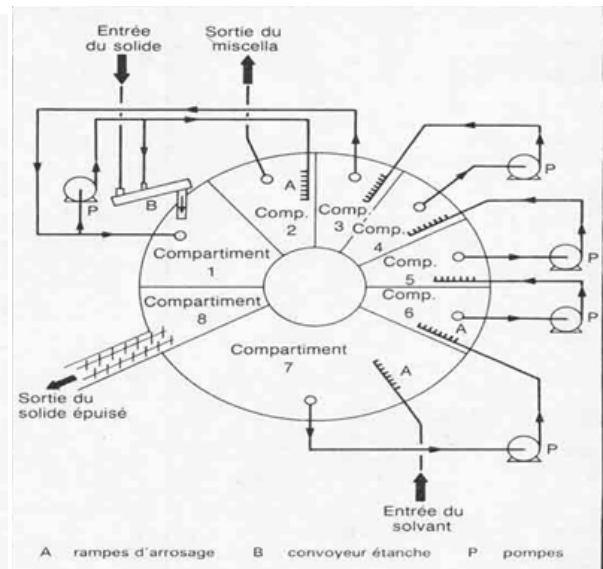


Figure 36 : Extracteur Rotocel

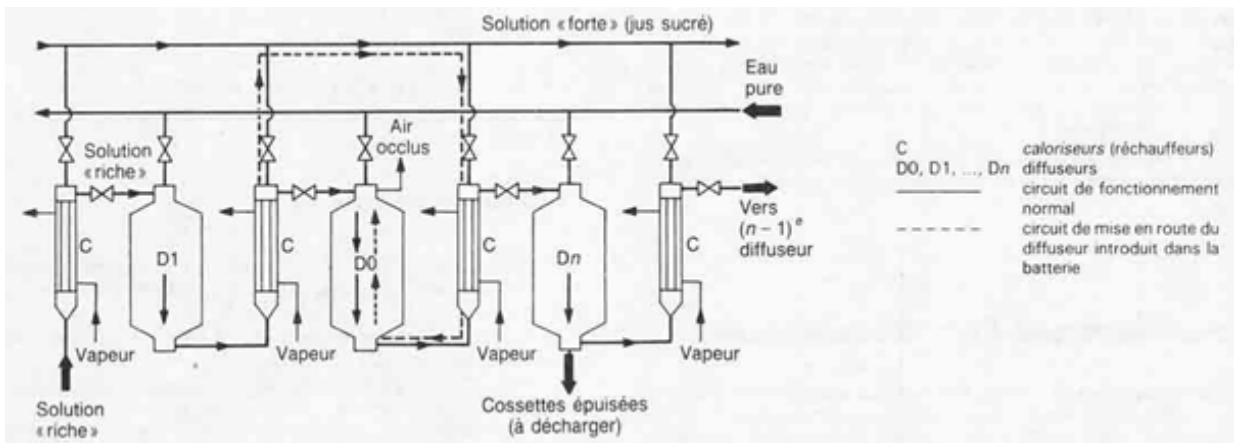


Figure 37 : Batterie de diffuseurs Robet

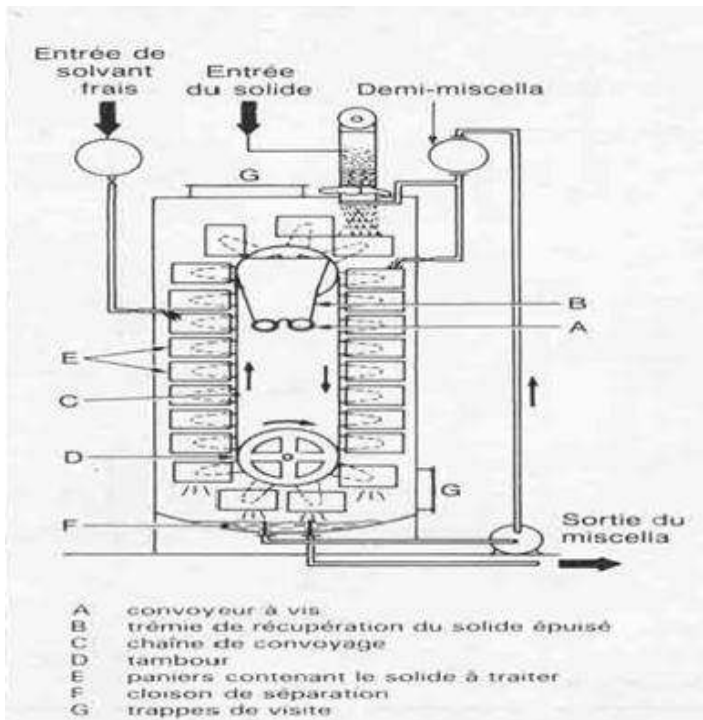


Figure 38 : Extracteur Bollman

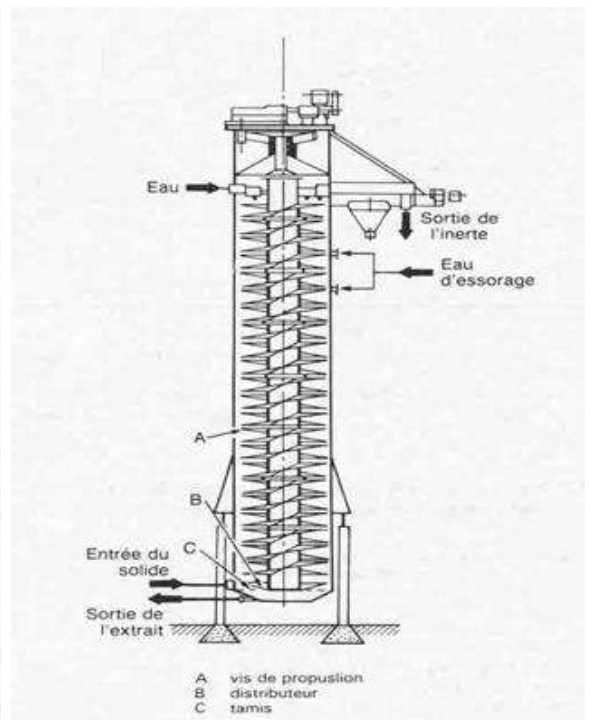


Figure 39 : Extracteur à vis BMA.

Références bibliographiques

Références bibliographiques

- Audigié, C., Dupont, G., Zonszain, F. (1982).** Principes des méthodes d'analyse biochimique. Tome 1. Doin, Paris.
- Bachmann, P., Tissot, P. (1981).** Précis de génie chimique. GEORG- librairie de l'université, Genève.
- Bimbenet, J.J., Duquenoy, A., Trystram, G. (2002).** Génie des procédés alimentaires : Des bases aux applications. Dunod, Paris.
- Blanc, E. (1980).** Criblage. Techniques de l'ingénieur. Traité génie des procédés. A5100.
- Blazy, P., Jdid, E.A. (1991).** Fragmentation. Techniques de l'ingénieur. Traité génie des procédés. A5060.
- Chavanne, M., Jullien, A., Beaudoin, G.J., Flamand, E. (1986).** Chimie Organique expérimentale. Belin, Paris.
- Koller, E. (2009).** Aide mémoire génie chimique. 3^{ème} édition. Dunod, Paris
- Lecoq, O. (1994).** Mécanisme de broyage. Mémoire de DEA. Université de Technologie de Compiègne. France.
- Leybros, J., Frémeaux, P. (1990).** Extraction solide - liquide : Techniques et appareillage. Techniques de l'ingénieur. Traité génie des procédés. J 2782.
- Lorrain, C. (1984).** Extraction liquide – liquide. Techniques de l'ingénieur. Traité génie des procédés. J2755A.
- Mafart, P., Béliard, E. (2004).** Génie industriel alimentaire : Techniques séparatives. Tome 2. 2^{ème} édition. Tec et Doc, Paris.