

# Flottation

## Aspects pratiques

par **Pierre BLAZY**

Professeur à l'École Nationale Supérieure de Géologie (ENSG)

et **EI-Aid JDID**

Docteur ès sciences

Ingénieur de Recherche au Laboratoire Environnement et Minéralurgie (LEM)

ENSG-INPL-CNRS UMR 7569

|  |              |
|--|--------------|
| <b>1. Préparation de la pulpe avant flottation</b> .....               | J 3 360 - 2  |
| <b>2. Machines et circuits de flottation</b> .....                     | — 2          |
| 2.1 Machines à agitation mécanique .....                               | — 3          |
| 2.2 Colonnes de flottation .....                                       | — 8          |
| 2.3 Aéro et électroflottation .....                                    | — 10         |
| 2.4 Agencement des circuits de flottation .....                        | — 11         |
| <b>3. Cinétique de la flottation et modélisation</b> .....             | — 13         |
| 3.1 Variation temporelle de la concentration .....                     | — 13         |
| 3.2 Variation temporelle du rendement de flottation .....              | — 13         |
| 3.3 Bilan théorique d'une cellule isolée et de cellules en série ..... | — 14         |
| <b>4. Régulation</b> .....   | — 14         |
| 4.1 Stabilisation du procédé et stratégies de régulation.....          | — 15         |
| 4.2 Optimisation.....  | — 17         |
| <b>5. Exemples industriels</b> .....                                   | — 17         |
| 5.1 Flottation de minerais sulfurés non ferreux.....                   | — 17         |
| 5.2 Flottation d'un minerai oxydé de fer.....                          | — 18         |
| 5.3 Flottation d'un minerai de phosphate.....                          | — 18         |
| 5.4 Flottation ionique et flottation de précipité.....                 | — 20         |
| <b>6. Données économiques</b> .....                                    | — 20         |
| 6.1 Investissement.....  | — 20         |
| 6.2 Frais proportionnels.....  | — 20         |
| <b>7. Considérations environnementales</b> .....                       | — 21         |
| 7.1 Rejets solides .....   | — 21         |
| 7.2 Rejets liquides.....   | — 21         |
| 7.3 Toxicité des effluents.....  | — 22         |
| 7.4 Recyclage et traitement de l'eau .....                             | — 22         |
| <b>Pour en savoir plus</b> .....                                       | Doc. J 3 360 |

**L**a flottation est une technique de séparation des solides basée sur les différences existant entre leurs propriétés superficielles dans une solution aqueuse et dans l'air. Pour ce faire, on disperse des bulles d'air dans une suspension aqueuse de particules solides (**pulpe**) pour récupérer l'**espèce minérale** à séparer, rendue préalablement hydrophobe par un ajout de **collecteur (surfactant)**. L'ensemble eau-bulles-particules hydrophobes est rassemblé sous forme d'une **écume** surnageante stabilisée par un **moussant**.

La flottation peut en outre s'appliquer aux ions en solution et aux précipités organométalliques hydrophobes.

La pratique de la flottation d'espèces minérales implique la compréhension :

- des phénomènes électriques à l'interface minéral-eau ;
- de la modification des propriétés superficielles par le broyage ;
- de l'adsorption des surfactants sur les surfaces minérales ;
- de la nature des surfactants (collecteurs et moussants) et de l'action des déprimants et des activateurs dont le rôle est d'inhiber ou de faciliter l'action des collecteurs afin d'obtenir une séparation sélective.

Le lecteur est donc invité à relire au préalable l'article Flottation : mécanismes et réactifs [J 3 350].

Dans cet article, nous développons les aspects pratiques de la flottation : notamment la préparation de la pulpe, les différents circuits et machines, la cinétique et le contrôle de la flottation. Nous donnons ensuite quelques exemples industriels avant d'aborder les données économiques et les contraintes environnementales.

## 1. Préparation de la pulpe avant flottation

À l'entrée d'un circuit de flottation, on admet une pulpe minérale qui a subi des opérations de préparation.

La **première condition** pour obtenir une bonne flottation est d'atteindre, par broyage, une libération convenable des particules à flotter, le degré de broyage étant toujours un compromis entre les exigences métallurgiques et économiques. La pulpe de flottation présente des concentrations massiques en solides de 15 à 40 %, qui correspondent à celles que les classificateurs couplés avec les broyeurs fournissent habituellement. Dans certains cas, il est nécessaire de deschlamer la pulpe avant de la flotter, pour éviter le recouvrement des surfaces minérales par les ultrafines, phénomène appelé adagulation (*slime coating*).

Une **deuxième condition** consiste à travailler avec des particules solides de granulométrie adéquate. En effet, pour que des bulles de diamètre compris généralement entre 0,1 et 1 mm puissent entraîner les solides, il faut que ceux-ci soient suffisamment fins, généralement de dimension inférieure à 300  $\mu\text{m}$ , sauf dans des cas particuliers de particules de faible masse volumique telles que celles des charbons. Cependant, les très fines particules de dimension inférieure à 10-15  $\mu\text{m}$ , ont des difficultés à flotter à cause de leur faible énergie cinétique, insuffisante pour se placer à la surface des bulles, ou de leur court-circuitage par entraînement direct dans les rejets. De plus, elles libèrent facilement des ions, consomment en pure perte des réactifs, sont responsables du phénomène d'adagulation, déjà cité, et augmentent la viscosité de la pulpe. On remarque aussi que plus les solides sont divisés, plus la sélectivité de l'adsorption est faible et, lorsque leur surface est amorphisée, l'adsorption devient très difficile.

Une **troisième condition** est d'assurer un bon conditionnement de la pulpe avec les réactifs (déprimant, activateur, collecteur, moussant...) dans des réacteurs agités mécaniquement, appelés conditionneurs, pendant des durées de une à plusieurs dizaines de minutes. Les théories classiques du génie des procédés sur les mélangeurs s'appliquent bien pour caractériser cette opération. Un cas particulier mérite d'être signalé, le conditionnement en pulpe épaisse (60 à 70 % en masse) utilisé couramment dans la flottation des oxydes, silicates et minéraux de type sels. Ces minéraux utilisent généralement des collecteurs tels que des amines et des acides gras, dont l'adsorption sur leur surface dépend de la quantité résiduelle de ces surfactants dans les eaux de procédé recyclées. On observe d'abord la création de floccs mixtes, gênants pour la sélectivité, qui est suivie ensuite d'une phase de défloculation où

les solides non collectés quittent le film surfactant, et après laquelle on peut enfin flotter sélectivement. Ce mécanisme complexe montre qu'il est nécessaire de conditionner ces minéraux pendant 15 à 30 min.

Une **quatrième condition** est la qualité de l'eau, sa quantité et la température de la pulpe. Pour les sulfures, la qualité de l'eau a relativement peu d'importance, car ces solides sont naturellement hydrophobes. Encore faut-il rappeler que les métaux lourds dissous sont susceptibles d'entraver la sélectivité de la flottation et de consommer des réactifs. Pour la flottation des oxydes, silicates et minéraux de type sels, les cations dissous tels que  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$  et les cations de métaux lourds doivent parfois être éliminés avant le conditionnement. On fait alors appel aux techniques de traitement des eaux industrielles.

La quantité d'eau nécessaire varie de 2 à 6 t par tonne de minerai au conditionnement. Toutefois, lors des opérations de flottation, et particulièrement pour assurer l'écoulement des concentrés métalliques, il est nécessaire d'ajouter 1 à 2 t d'eau supplémentaire. L'eau est évidemment recyclée à partir des épaisseurs et des bassins d'épandage. Le taux de recyclage varie de 50 à 90 %, compte tenu des pertes par évaporation, de la rétention dans les pores des solides ; aussi est-il plus réaliste de parler d'eau neuve pour compenser les pertes, qui peuvent varier de 0,5 à 2,5 t selon la complexité des opérations de flottation et de l'évaporation. Toutefois, le recyclage de l'eau, même s'il entraîne une économie de réactifs, peut s'avérer préjudiciable dans le cas d'une flottation sélective et nécessiter un traitement préalable.

La température de la pulpe et/ou de l'eau est généralement celle de l'ambiante. Un chauffage s'avère parfois efficace (45 à 60 °C) lors du conditionnement de minéraux de type sels.

## 2. Machines et circuits de flottation

Il existe deux principaux types de machines de flottation selon le mode de génération des bulles et de mise en suspension de la pulpe :

- les cellules à agitation mécanique, qui est assurée par un ensemble rotor-stator, sont constituées d'une cuve parallélépipédique ou cylindrique. L'air est introduit dans la cellule par l'axe creux du rotor ou par une tubulure extérieure à l'axe, ou par une tuyauterie située sous le rotor. La pulpe est généralement introduite latéralement dans la cellule, parfois directement au niveau de l'agi-

tateur. Les mousses sortent par débordement et le produit non flotté par passage direct dans la cellule suivante (§ 2.4) ;

— les cellules pneumatiques ne comportant généralement pas d'agitation mécanique, l'air est introduit par un diffuseur ou générateur de bulles en fond de cellule. Les particules cheminent de haut en bas, à contre-courant du flux ascensionnel des bulles. Les colonnes de flottation sont rattachées à cette classe de machines.

## 2.1 Machines à agitation mécanique

Ce sont des **réacteurs mélangeurs** dont le volume supérieur est isolé du volume inférieur par un système de plaques ou grilles, afin de créer une zone de faible turbulence et d'éviter la création d'un mouvement d'ensemble, perturbant le débordement régulier des écumes.

L'écume ne doit pas être soumise à la turbulence qui règne dans la cellule, afin que les particules collectées ne se détachent pas des bulles et qu'un drainage gravitaire du liquide contenu dans les mousses ramène dans la pulpe les particules non collectées mais entraînées mécaniquement. L'extraction peut être réalisée de deux façons :

— par débordement, qui peut être rapide lorsque le volume d'écume est faible et que l'on veut rapidement évacuer les particules flottées, ou lent lorsque l'on cherche à obtenir une teneur élevée du concentré en favorisant l'évacuation des particules stériles par drainage. Dans le premier cas, on peut utiliser des déflecteurs pour accélérer l'évacuation de l'écume, dans le second, on peut agir sur la quantité ou la qualité de moussant et par suite, sur la hauteur des mousses. Dans les deux cas, on régule le niveau de la pulpe dans la cellule ;

— mécaniquement, par des pales tournantes afin d'évacuer des mousses riches, voire des mousses sèches, contenant très peu de liquide, qui tendent à stationner et à faire barrage aux écumes plus fluides.

L'évacuation des écumes peut être donc un facteur limitatif de la capacité des cellules, notamment dans le cas des minéraux industriels où la phase flottée constitue une fraction importante de la masse traitée ou dans le cas du retraitement de concentrés de dégrossissage (§ 2.4.1.1).

Les machines à agitation mécanique répondent à plusieurs nécessités :

— maintenir en suspension toutes les particules quels que soient leur diamètre, leur masse volumique, la concentration en solide de la pulpe, pour éviter une sédimentation dans la cuve et assurer le transfert des particules vers les mousses ou vers la sortie ;

— disperser de façon aussi homogène que possible les bulles d'air dans la masse de la pulpe, afin de faciliter les contacts avec les particules en suspension ;

— se rapprocher autant que possible de l'action d'un mélangeur parfait ;

— pouvoir redémarrer après arrêt, malgré la sédimentation de la pulpe.

Un tel mélangeur est défini par des caractéristiques géométriques et hydrodynamiques, qui sont à la base des calculs de la puissance absorbée, des débits d'air et des capacités des cellules de flottation, données essentielles pour la conception d'un circuit de flottation.

### 2.1.1 Caractéristiques géométriques

La forme des cellules mécaniques est généralement celle d'un parallélépipède rectangle, plus facile à assembler dans un circuit. Les paramètres géométriques élémentaires tels que la hauteur  $h$ , la largeur  $l$ , la longueur  $L$  et le diamètre du rotor  $D_r$ , permettent de définir les éléments habituels des réacteurs (le volume  $V = h l L$ , et

le rapport entre le diamètre du rotor et la longueur  $R = D_r/L$ ). Selon Harris et Lepetic [1], que l'on utilise ou non le concept de similitude géométrique, on prend :

$$V \propto L^n$$

et 
$$R \propto D_r^m$$

avec en pratique  $2,5 < n < 2,7$  et  $-0,5 < m < -0,25$ .

Les formes des rotors et des stators sont très différentes suivant les constructeurs (cf. § 2.1.2) ; on distingue notamment :

— les rotors constitués de lames (4 à 16 par rotor) avec un rapport  $h_r/D_r \cong 0,1$  à  $0,3$  ( $h_r$  étant la hauteur du rotor) ;

— les rotors en cages d'écureuil (12 à 24 barreaux), avec  $h_r/D_r \cong 0,3$  à  $1,1$  ;

— les rotors à structure spirale ou hybrides.

### 2.1.2 Caractéristiques hydrodynamiques

Les nombres adimensionnels qui caractérisent le fonctionnement d'une cellule de flottation sont :

— le nombre de Reynolds : 
$$Re = \frac{v_r D_r^2 \rho}{\eta}$$

— le nombre de puissance : 
$$N_p = \frac{P}{\rho v_r^3 D_r^5}$$

— le nombre de Froude : 
$$Fr = \frac{v_r^2 D_r}{g}$$

— le nombre de débit d'air ou de capacité d'air : 
$$N_Q = \frac{Q_g}{v_r D_r^3}$$

— le nombre de Weber : 
$$N_{We} = \frac{\rho v_r^2 D_r^3}{\gamma_{LG}}$$

— le nombre de débit liquide : 
$$N_{QL} = \frac{Q_l}{v_r D_r^3}$$

avec  $v_r$  vitesse de rotation du rotor,

$P$  puissance consommée,

$Q_g$  débit d'air,

$Q_l$  débit moyen du liquide sortant du rotor,

$\rho$  masse volumique du liquide,

$\eta$  viscosité dynamique du liquide,

$g$  accélération de la pesanteur,

$\gamma_{LG}$  tension superficielle liquide-gaz.

Ces nombres ont une signification physique :  $Re$  caractérise le rapport des forces d'inertie aux forces de viscosité,  $N_p$  quantifie l'énergie nécessaire pour mettre le liquide en mouvement,  $Fr$  caractérise le rapport des forces d'inertie à la gravité,  $N_Q$  décrit le flux d'air dans le rotor et  $N_{QL}$  le flux maximal théorique du liquide à travers le rotor et enfin  $N_{We}$  le rapport des forces d'inertie aux forces superficielles. La vitesse de rotation  $v_r$  est proportionnelle à  $D_r^p$ , avec en général  $p = -0,75$ .

Pour des systèmes à haute turbulence comme c'est le cas pour les cellules équipées de plaques faisant obstacle (chicanes), certains de ces nombres ont les valeurs suivantes.

$Re$  est voisin de  $10^5$ - $10^6$ .

$N_{QL}$  est un paramètre difficile à cerner, étant donné les difficultés de mesure. Sur un réacteur à huit cloisons internes et une turbine à huit lames verticales caractérisée par  $R = 0,3$ , Nagata [2] mesure une valeur de  $N_{QL}$  de 2,9, alors que Degner [3] donne pour des cellules Wemco de 14 et de 28 m<sup>3</sup> des valeurs respectives de 0,505 et 0,558.

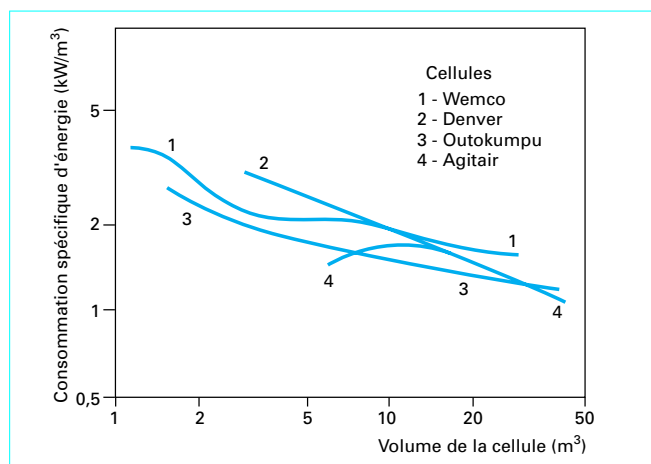


Figure 1 – Consommation spécifique d'énergie en fonction du volume des cellules de flottation

$N_p$  est constant si l'on travaille en milieu monophasé, mais en présence d'un milieu triphasé (solide, liquide, air), il dépend des caractéristiques des particules (masse volumique, dimension, forme, distribution granulométrique) et de la concentration en solides. Industriellement, on a la relation  $N_p \propto (v_r D_r^2)^{-c}$  (avec  $0,2 < c < 0,33$ ) et pour quantifier la turbulence, on utilise la puissance absorbée par unité de volume ( $P_u = P/V$ ). Pour des valeurs moyennes des exposants  $n = 2,6$ ;  $m = -0,4$ ;  $p = -0,75$ ;  $c = 0,3$ , on a  $P_u \propto V^{-0,3}$ . La figure 1 donne des exemples de courbes de puissance spécifique consommée en fonction des volumes des cellules de flottation. L'augmentation du volume conduit à une diminution de la consommation spécifique d'énergie [4].

$N_Q \propto D_r^f$  (avec  $f \approx 0$ ) varie très peu avec le diamètre du rotor, mais le débit d'air peut être caractérisé en tenant compte de la géométrie de la cellule par un nombre  $N'_Q = \frac{D_r^2}{S} N_Q$  ( $S$  étant la section de la cellule). La valeur de  $N'_Q$  est de l'ordre de  $4 \times 10^{-3}$ . Il existe une relation entre le débit d'air et la puissance consommée. En effet, la dispersion des solides dans la cellule est affectée par la présence du mélange air-eau au voisinage du rotor. Arbiter *et al.* [5] montrent que la consommation énergétique décroît avec  $N_Q$  croissant jusqu'au moment où les solides commencent à sédimenter. Koch [6] recommande de caractériser les cellules et les turbines par  $N_{QC}$ , nombre de débit d'air critique caractérisant le début de sédimentation. Le débit d'air spécifique ( $m^3 \cdot min^{-1} \cdot m^{-2}$ ) décroît avec le volume de la cellule [4]. La puissance consommée diminue quand le taux d'aération augmente (figure 2), mais cette diminution peut conduire à la sédimentation des particules grossières. Toutefois, la sédimentation des grosses particules, qui ne flottent pas, est non seulement maîtrisée par l'agitation et le débit d'air mais encore par des facteurs géométriques tels que la distance du rotor au fond de la cellule. L'accumulation des solides en fond de cellule provoque une usure de l'agitateur et un ensablement. Dans un circuit de flottation, on prévoit des ouvertures pour faire circuler les grains grossiers d'une cellule à la suivante.

Selon Harris [7], on ne peut donner que des valeurs approximatives pour calculer la capacité d'une cellule de flottation. En effet, elle dépend d'autres facteurs que les facteurs précédents, puisque la cinétique de flottation dépend de paramètres liés au minéral et aux réactifs (§ 4). La relation entre puissance, capacité et volume s'écrit :

$$\frac{C}{V_t} = 6,35 \left( \frac{P_u}{V_t} \right)^{1,7}$$

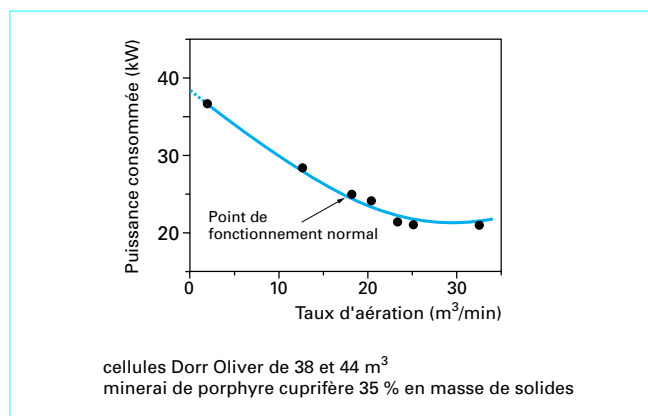


Figure 2 – Effet de l'aération sur la puissance consommée

et 
$$C \equiv \frac{V_t C_s^{1,1}}{t}$$

avec  $C$  (t/j) capacité de flottation,  
 $V_t$  ( $m^3$ ) volume total de cellules par banc,  
 $C_s$  (%) concentration massique des solides dans la pulpe,  
 $t$  (s) temps de flottation,  
 $P_u$  ( $kW/m^3$ ) puissance par unité de volume.

La relation reste toutefois très approximative, donnant des résultats allant du simple au triple.

### 2.1.3 Description des principaux types de machines

#### 2.1.3.1 Généralités

Les conditions dans lesquelles travaillent les cellules sont très éprouvantes pour le matériel, aussi tous les constructeurs se sont-ils efforcés de faciliter les maintenances et les réparations avec des conceptions simples et des matériaux robustes. En effet, l'abrasion résultant du système d'agitation mécanique est intense et, de plus, les matériaux sont soumis à la corrosion due aux agents chimiques (collecteurs, modificateurs de pH, oxydants). Dans certains cas, l'eau est chargée en chlore (eau saumâtre) ou est acide (eau d'exhaure). Aussi utilise-t-on du caoutchouc, de la céramique ou du polyuréthane pour les organes mobiles (rotor ou turbine). Les cuves en acier sont aussi souvent recouvertes de caoutchouc.

Avant les années 1970, on distinguait les cellules qui fonctionnaient en autoaération, provoquée par la cavitation créée par le système rotor-stator, de celles qui fonctionnaient avec de l'air surpressé. Depuis ces vingt-cinq dernières années, toutes les cellules fonctionnent pratiquement à l'air comprimé. Cette transformation a été rendue obligatoire pour des cellules de grand volume.

L'évacuation de la pulpe est soit directe dans un dispositif ouvert, soit de rotor à rotor dans le cas du transfert cellule-cellule.

Toutes les cellules donnent des récupérations satisfaisantes avec la plupart des minéraux. Toutefois, ces récupérations sont relativement mauvaises avec les grains grossiers ou très fins. Certaines cellules sont plus ou moins bien adaptées à ces conditions extrêmes mais la pratique joue autant que la conception de la cellule dans la récupération des grains difficiles à flotter. Afin de mieux résoudre cette difficulté, certains concepteurs d'usine placent, avant flottation, des séparations de sable et de fines et utilisent tel ou tel type de cellules pour chacune des fractions. On peut enregistrer ainsi une amélioration de la récupération globale de 1 à 5%.

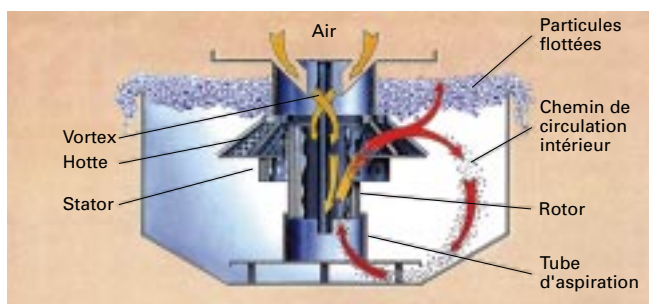


Figure 3 – Cellule de flottation « Wemco 1 + 1 »

Les grandes dimensions des cellules modernes sont bien adaptées aux exploitations géantes. C'est surtout dans les années 1970 que le prix de l'énergie a stimulé le développement de cellules de volumes supérieurs à 14 m<sup>3</sup>, même dans des exploitations de moyenne importance. Actuellement, les principaux fabricants poursuivent une véritable course au gigantisme avec un réel engouement des praticiens pour ce type de matériel.

### 2.1.3.2 Cellules Wemco

Wemco est le plus grand fournisseur mondial de cellules de flottation. Cette position est due à différentes causes : il offre une large gamme de cellules allant de 28 l à 100 m<sup>3</sup> et plus de volume unitaire, munies de mécanismes très simples. Par exemple le mécanisme de la cellule « Wemco 1 + 1 » consiste en un ensemble rotor-stator qui fournit un mélange et une aération intenses ; l'air est aspiré dans la cellule et ensuite dispersé dans la pulpe, assurant ainsi le contact entre les bulles et les particules à flotter. C'est actuellement la seule cellule qui utilise encore l'autoaération, ce qui réduit les frais d'investissement et d'exploitation. Dans les cellules de grand volume (figure 3), un tube d'aspiration situé sur un double fond dirige le mouvement de la pulpe et évite l'ensablement de la cuve. Le tableau 1 donne les caractéristiques hydrodynamiques de quelques grandes cellules.

Tableau 1 – Caractéristiques de quelques cellules de flottation Wemco

| Caractéristique                                     | Désignation des cellules volume (m <sup>3</sup> ) |        |        |        |
|---|---|--------|--------|--------|
|   | 14,15   | 28,30  | 42,45  | 84,90  |
| Surface de flottation ..... (m <sup>2</sup> )       | 10,03   | 13,01  | 17,19  | 23,78  |
| Volume de mélange air/pulpe ..... (m <sup>3</sup> ) | 0,411   | 0,868  | 1,447  | 2,986  |
| Vitesse du rotor ..... (tr/min)                     | 192   | 185    | 164    | 140    |
| Débit d'air..... (m <sup>3</sup> /min)              | 6,8   | 10,5   | 15,8   | 24,7   |
| Débit liquide..... (m <sup>3</sup> /min)            | 27,5  | 45,7   | 52,9   | 95,4   |
| Puissance adsorbée ..... (kW)                       | 19,7  | 35,5   | 60,9   | 117,8  |
| Vitesse de sortie d'air (m/min)                     | 0,736   | 0,923  | 1,014  | 1,182  |
| Débit spécifique.... (min <sup>-1</sup> ) (1)       | 1,940   | 1,620  | 1,247  | 1,123  |
| Temps de mélange air/pulpe ..... (s)                | 0,721   | 0,924  | 1,262  | 1,493  |
| Nombre de puissance du mécanisme N <sub>p</sub>     | 0,0195  | 0,0193 | 0,0220 | 0,0244 |
| Nombre de capacité d'air N <sub>Q</sub>             | 0,123   | 0,128  | 0,138  | 0,135  |
| Nombre de Froude Fr                                 | 27,2  | 29,1   | 26,7   | 23,9   |

(1) Débit de pulpe par rapport au volume de la cellule.

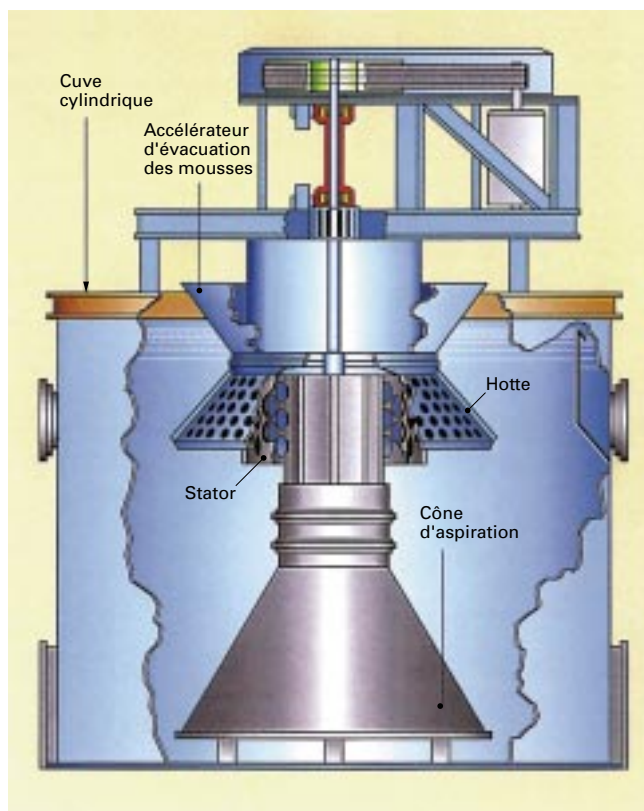


Figure 4 – Cellule de flottation « Wemco SmartCell »

L'innovation récente des « SmartCell » consiste à augmenter l'efficacité du mélange et de la distribution d'air, en remplaçant la cuve parallélépipédique par une cuve cylindrique (figure 4). Si le mécanisme classique « Wemco 1 + 1 » reste inchangé, la configuration interne est modifiée par un système conique d'aspiration, dont la forme empêche les courts-circuitages de pulpe, et par l'adjonction en partie haute d'un accumulateur de mousses, dont le rôle consiste à accélérer le transport des solides vers la surface, réduisant ainsi le temps de séjour et la quantité d'air nécessaire. Un système expert permet d'ajuster en temps réel et instantanément l'aération, la vitesse du rotor, le niveau de pulpe et la hauteur de mousse (mesurés par un système à ultrasons), le débit de réactif et le débit d'eau de lavage des mousses (effectué par pulvérisation).

### 2.1.3.3 Cellules Outokumpu Mintec

Le principal objectif du constructeur Outokumpu Mintec est de permettre à une cellule de flottation de traiter des particules de distribution granulométrique très large. De façon générale, pour les particules grossières et pour des suspensions visqueuses, le régime laminaire offre une probabilité élevée pour que les particules entrent en contact avec les bulles d'air. Par contre, le régime turbulent, créé par des forces intenses de cisaillement à l'intérieur du système d'agitation, confère aux particules fines l'énergie nécessaire pour vaincre le film liquide au voisinage des bulles. Dans la turbine Outokumpu, l'air et la pulpe ne sont pas mélangés dans la turbine elle-même, ce qui favorise l'autoaération et permet d'utiliser toute la hauteur du rotor pour la dispersion de l'air. Le mécanisme Multi-Mix, créant des forces de cisaillement, convient bien à des pulpes riches en grains moyens et fins, alors que le

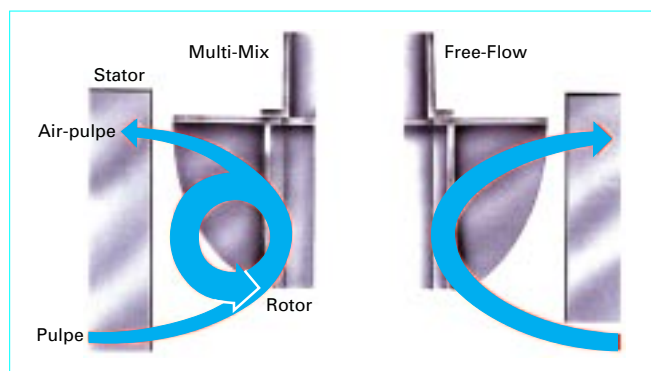


Figure 5 – Mécanisme de mélange « Multi-Mix » pour la flottation des particules fines et moyennes et « Free-Flow » pour la flottation des particules grossières équipant des cellules Outokumpu

mécanisme **Free-Flow** assure un régime semi-laminaire valable pour les particules grossières (figure 5). Ces mécanismes équipent les **cellules OK** ; un dispositif externe permet d'assurer un débit d'air bien régulé. Des chicanes intérieures facilitent la collecte des écumes et dans certains cas, elles sont pourvues d'un accumulateur de mousses. Le fond des bacs parallélépipédiques est en forme de U. Le tableau 2 donne les caractéristiques des cellules OK.

| Volume (m <sup>3</sup> ) | Rotor         |                  | Puissance (kW) |           | Pression d'air (kPa) |
|--------------------------|---------------|------------------|----------------|-----------|----------------------|
|                          | Diamètre (mm) | Vitesse (tr/min) | installée      | consommée |                      |
| 50                       | 1 050         | 132              | 110-132        | 75-125    | 33                   |
| 38                       | 900           | 155              | 55-110         | 35-97     | 32                   |
| 16                       | 750           | 165              | 30-55          | 15-48     | 24                   |
| 8                        | 650           | 185              | 15-37          | 8-28      | 20                   |

Les **cellules OK-TC** ont une forme cylindrique (figure 6), afin d'obtenir un mélangeur parfait et de minimiser le court-circuitage de la pulpe. Un cône interne et des chicanes favorisent le transport des bulles chargées et le contrôle des mousses. Une bonne régulation de l'air et du niveau de pulpe suffit pour assurer une flottation stable. Le tableau 3 donne les caractéristiques des cellules OK-TC.

| Volume (m <sup>3</sup> ) | Alimentation en air (m <sup>3</sup> /min) | Pression d'air (kPa) | Puissance (kW) |           |
|--------------------------|---|----------------------|----------------|-----------|
|                          |   |                      | installée      | consommée |
| 100                      | 10-30                                     | 33                   | 110-132        | 70-110    |
| 50                       | 7-22                                      | 30                   | 75-90          | 60-75     |
| 40                       | 5-16                                      | 29                   | 55-75          | 45-60     |
| 30                       | 4-13                                      | 26                   | 45-55          | 35-45     |
| 20                       | 3-9                                       | 23                   | 37-45          | 20-35     |
| 10                       | 2-5                                       | 20                   | 22-30          | 15-25     |
| 5                        | 1-3                                       | 17                   | 11-15          | 7-10      |

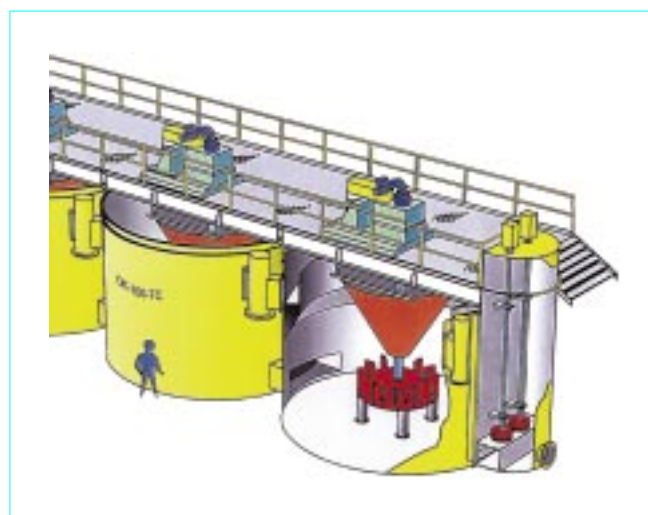


Figure 6 – Vue d'ensemble des cellules Outokumpu Mintec type OK-TC

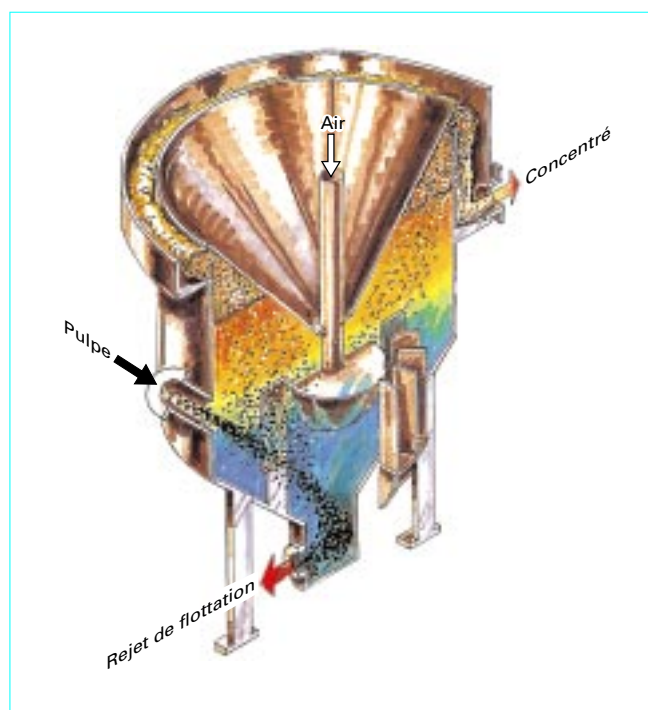


Figure 7 – Cellule de flottation Outokumpu Mintec type SK

Outokumpu a aussi mis au point la technique de la flottation « éclair » ou « flash », qui consiste à flotter les particules grossières issues de la sousverse d'un cyclone couplé avec un broyeur. Le non-flotté retourne au broyeur et les fines du cyclone vont directement au circuit de flottation classique. Cette disposition permet des économies sur les opérations de broyage et de flottation. Les **cellules SK** (figure 7) utilisées en flottation flash sont cylindriques, pourvues d'un mécanisme de type « **Free-Flow** » et équipées d'un accumulateur de mousses.

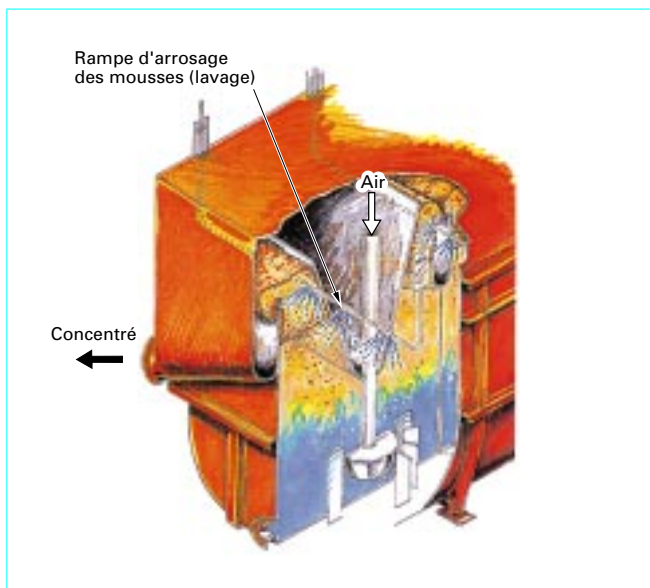


Figure 8 – Cellule de flottation Outokumpu Mintec type HG

Enfin, la cellule HG est plus profonde que les cellules classiques et elle est équipée de dispositifs d'aspersion et d'accumulation des mousses (figure 8). Elle est connue pour son aptitude aux opérations de relavage.

#### 2.1.3.4 Cellules Denver-Sala

Denver-Sala commercialise deux principaux types de machines à air pressurisé, dont la caractéristique principale est l'arrivée directe de la pulpe au niveau de la turbine.

La cellule Sub-A (figure 9) est surtout répandue actuellement dans les installations de flottation des fines de charbon. La pulpe est transférée d'une cellule à l'autre à la fois par débordement pour les particules fines non flottées et par un orifice en fond de cuve pour les particules grossières non flottées. Le court-circuitage de la pulpe et l'ensablement de la cellule sont rendus impossibles par cette conception. L'air est admis par un chemisage externe de l'arbre de la turbine, qui est placée au centre d'une couronne de déflecteurs à lames jouant le rôle de diffuseurs. Le rotor et le diffuseur sont en polyuréthane moulé dont la rigidité est assurée par des armatures en acier ou en fonte. La cuve est conçue pour recevoir des revêtements antiabrasifs.

La cellule DR est de conception très différente (figure 10). Elle fonctionne avec de l'air comprimé introduit par un chemisage placé autour de l'axe du rotor, mais elle est de type ouvert, et seules des chicanes mobiles compartimentent dans la partie supérieure la colonne de mousses. De plus, un cône central évasé vers le haut assure la recirculation de la pulpe au niveau du rotor, créant ainsi un courant vertical. Enfin, il faut noter que le rotor est entouré par un diffuseur, dont la partie basse est prolongée au-dessous de l'extrémité inférieure de la turbine. La conception des cellules DR permet d'atteindre à présent des volumes de 42,5 m<sup>3</sup>. Les volumes courants sont 14,15 m<sup>3</sup> pour le type 500 DR, 2,83 m<sup>3</sup> pour le type 100 DR, 1,42 m<sup>3</sup> pour le type 24 DR.

#### 2.1.3.5 Cellules Dorr Oliver

Les cellules Dorr Oliver concernent tous les volumes jusqu'à 44 m<sup>3</sup>. Elles présentent comme principal avantage une faible consommation énergétique (tableau 4). Le stator est de type sus-

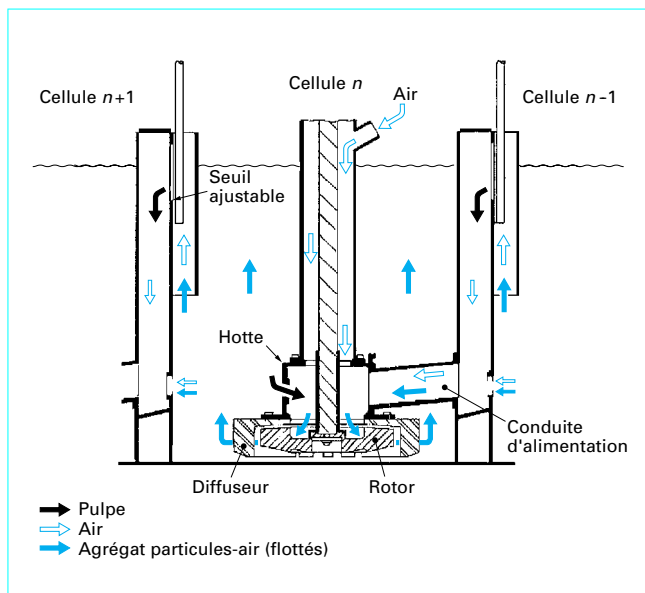


Figure 9 – Cellule de flottation subaérée Denver Sala Sub-A

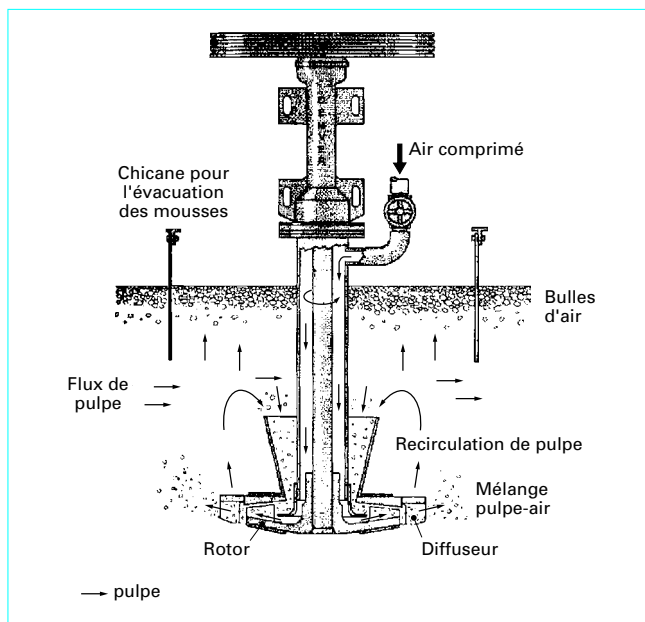


Figure 10 – Cellule de flottation Denver Sala type DR ouvert

pendu avec des supports qui le dégagent du fond de la cellule. Le rotor, qui possède des canaux de pompage de la pulpe et de l'air situés sur la partie haute de chacun de ses segments, crée un flux de type radial différent des débits turbulents existants dans un mélangeur à simple rotor. De la sorte, on prolonge la vie des pièces d'usure. L'air, libéré dans les canaux de pompage, et le profil du rotor, dont la surface de pales est importante, assurent une bonne dispersion et une interface pulpe-air élevée. Il en résulte une faible consommation de réactifs.

**Tableau 4 – Caractéristiques des cellules Dorr Oliver**

| Volume (m <sup>3</sup> ) | Vitesse du rotor (tr/min) | Vitesse périphérique (m/min) | Puissance installée (kW) |
|--------------------------|---------------------------|------------------------------|--------------------------|
| 44                       | 180                       | 474                          | 45                       |
| 38                       | 200                       | 474                          | 37                       |
| 28                       | 180                       | 427                          | 30                       |
| 17                       | 180                       | 450                          | 22                       |
| 14                       | 165                       | 339                          | 11                       |
| 8,5                      | 255                       | 394                          | 7,5                      |
| 4,2                      | 270                       | 366                          | 7,5                      |
| 2,8                      | 255                       | 303                          | 5,5                      |
| 1,4                      | 395                       | 323                          | 4,0                      |
| 0,7                      | 545                       | 308                          | 2,2                      |
| 0,3                      | 640                       | 271                          | 1,1                      |
| 0,1                      | 875                       | 247                          | 0,55                     |
| 0,03                     | 505                       | 143                          | 0,55                     |

La cuve est en forme de U, des cloisons séparent les cellules et sont dotées d'une ouverture située dans la zone basse du rotor. On réduit ainsi les risques de court-circuitage.

## 2.2 Colonnes de flottation

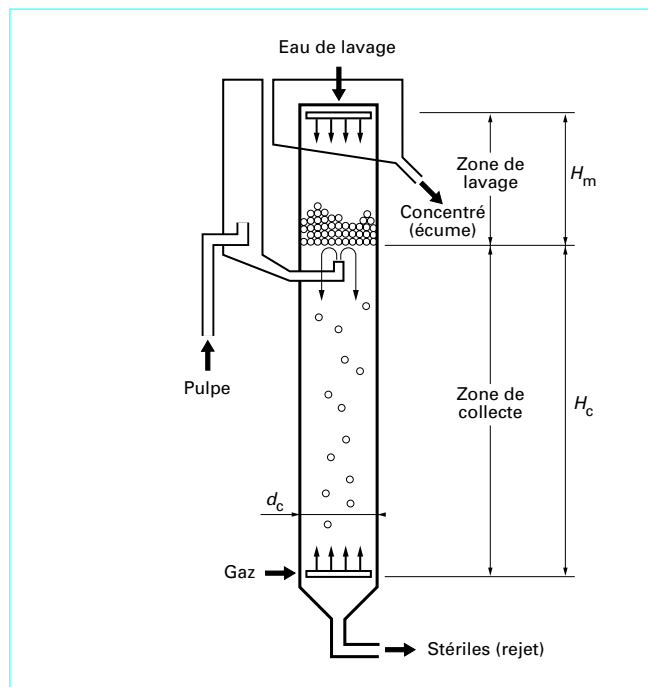
Les colonnes de flottation sont un type particulier des cellules pneumatiques, dont l'utilisation a commencé à la fin des années 1960 à la suite des travaux de Boutin *et al.* [8] [9] et [10]. Elles comprennent toujours les parties suivantes (figure 11) : une partie cylindrique verticale, un système de génération des bulles, un système d'alimentation en pulpe et un système de récupération des mousses. L'appareil ainsi défini travaille à contre-courant : la pulpe, au préalable conditionnée, est introduite aux deux tiers environ de la hauteur de l'appareil. Au bas de la colonne est injecté l'air par le générateur des bulles, qui cheminent à contre-courant de la pulpe. Une aspersion d'eau assure le lavage des mousses recueillies à la partie supérieure. On définit ainsi une zone de collecte et une zone de lavage [11]. Avec un tel dispositif, on peut compter, en général, sur une amélioration de la récupération des fines particules et de la teneur des concentrés, en évitant le salissage résultant d'un entraînement mécanique.

Les paramètres influant sur le fonctionnement des colonnes de flottation sont de natures **géométriques** et **hydrodynamiques**.

### 2.2.1 Caractéristiques géométriques

Le diamètre de la colonne  $D_c$ , pour un débit d'alimentation donné, est déterminant pour la capacité de l'appareil et le rendement, mais il modifie le régime hydrodynamique, compliquant ainsi les extrapolations en passant de l'échelle pilote à l'échelle industrielle. En effet, dans les colonnes de grand diamètre interviennent des courants de convection, responsables de la distribution irrégulière des bulles et des vitesses du liquide et par conséquent, du flux de matière puisqu'il n'existe pas de rotor pour créer l'homogénéité du système complexe bulle-matière-eau.

La hauteur de la colonne  $H_c$  permet d'atténuer ce défaut. Un rapport  $H_c/D_c$  élevé permet une meilleure distribution du gaz et du liquide dont les irrégularités signalées précédemment sont préjudi-



**Figure 11 – Schéma d'une colonne de flottation**

ciales à la flottation des fines particules [12] [13]. C'est la raison pour laquelle on utilise dans l'industrie des hauteurs de 13 à 15 m. Malheureusement, une augmentation trop importante du rapport  $H_c/D_c$  est incompatible avec la capacité de transport des solides par les bulles ; certains agrégats bulles-minéraux ne remontent plus et passent dans les stériles (rejet). La capacité de transport des solides par les bulles ( $g \cdot min^{-1}/cm^2$  de surface de la bulle) a fait l'objet de déterminations expérimentales : Del Villar *et al.* [14] montrent que la réduction de concentration en solides dans la pulpe permet de corriger très partiellement cet inconvénient mais il en résulte une diminution de la capacité théorique.

Les positions respectives de l'entrée de la pulpe et de l'air influent sur le fonctionnement de la colonne. Il est nécessaire de ménager une zone de collecte et une zone de lavage suffisantes. La hauteur d'écume dans cette dernière zone est d'environ 1,5 m. À la base de cette zone se situe l'alimentation en pulpe. L'emplacement à la base de la zone de collecte prévoit une hauteur de 0,5 m au-dessus du fond de la colonne, pour réduire le court-circuitage des bulles en direction de l'évacuation des rejets.

### 2.2.2 Caractéristiques hydrodynamiques

La colonne utilise une **circulation à contre-courant des particules et des bulles**, qui conditionne non seulement la fixation des particules sur les bulles, mais encore la vitesse de flottation et la consommation énergétique. Ce régime est avant tout tributaire des débits d'air, du taux de rétention de l'air dans la colonne (rapport volume d'air/volume d'air et de pulpe, ou *Air hold up*), de la distribution des bulles et de leur diamètre, et évidemment des débits de pulpe d'alimentation et d'eau de lavage.

De nombreux travaux ont été réalisés sur les **générateurs des bulles**. Il semble que les générateurs pneumatiques utilisant du caoutchouc perforé, des métaux, de la céramique ou du polyuréthane, soient en voie d'abandon pour des raisons diverses (bouchage, bulles plus grosses, usure). On préfère des générateurs



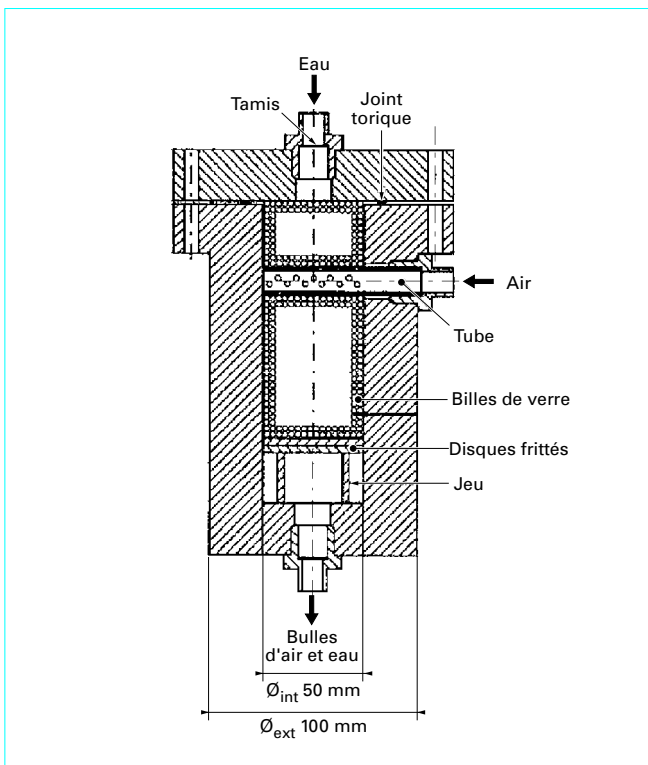


Figure 12 – Générateur externe de bulles USBM-Control International

hydrauliques où l'introduction d'air est provoquée par l'écoulement d'un liquide ou d'air sous pression. Ces générateurs peuvent être placés à l'extérieur de la colonne comme le générateur Minovex où l'air, injecté dans une enceinte périphérique sous une pression de 300 à 320 kPa, confère une vitesse d'injection de 200 à 400 m/s [15]. Ils peuvent aussi être du type à jet turbulent, sous une pression de 400 à 550 kPa, placé dans un mélangeur statique séparé de la colonne (générateur USBM-Control International (figure 12) [12] et générateur-mélangeur Microcel (figure 13) [16]).

### 2.2.3 Description des paramètres de fonctionnement

La pulpe d'alimentation est caractérisée par sa vitesse superficielle et sa concentration en solide. La **vitesse superficielle d'alimentation** ( $J_a$  en cm/s) est donnée par l'équation :

$$J_a = \frac{Q_p}{S_c}$$

avec  $Q_p$  débit volumique de la pulpe,  
 $S_c$  section de la colonne.

Cette vitesse conditionne la charge minérale des bulles, le temps de séjour dans la zone de collecte et l'accrochage des particules grossières.

Une concentration en solide élevée peut entraver le mouvement ascendant des bulles, et une abondance de fines particules oblige à utiliser un faible débit de pulpe. Selon Espinosa-Gomez *et al.* [17], la capacité de transport  $C_t$  (débit maximal de solides flottés par unité de section) est proportionnelle à la dimension  $d_{80}$  des particules ( $C_t = kd_{80}$ ). La figure 14 exprime la variation du débit

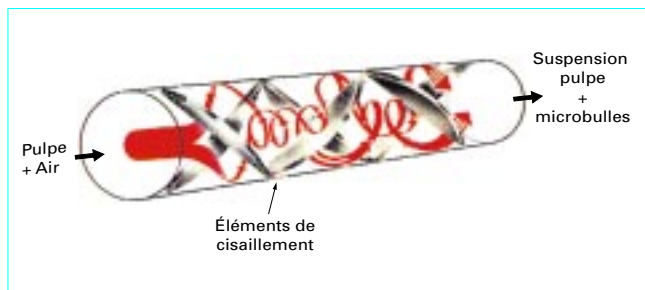


Figure 13 – Générateur-mélangeur de bulles Microcel-Control International

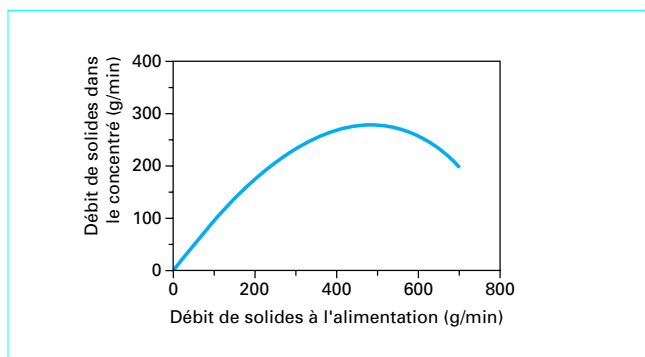


Figure 14 – Évolution du débit de solides dans le concentré en fonction du débit de solides dans l'alimentation (capacité de transport)

solide à l'alimentation en fonction du débit solide dans le concentré [18].

**Nota :** la dimension  $d_{80}$  est la dimension de la maille carrée qui va laisser passer 80 % des particules.

En pratique, les colonnes de flottation nécessitent une moindre quantité d'air que les cellules classiques et un moindre encombrement au sol (2,5 fois inférieur) pour un même tonnage traité. L'aération dans la colonne est caractérisée comme pour la pulpe par une **vitesse superficielle d'air**  $J_g$  (en cm/s) :

$$J_g = \frac{Q_g}{S_c}$$

avec  $Q_g$  débit volumique de l'air.

Cette vitesse superficielle conditionne la rétention de l'air et contrôle le diamètre des bulles. Il existe un rapport optimal  $J_a/J_g$  [19] [20]. Les colonnes de flottation industrielles fonctionnent avec des vitesses superficielles d'alimentation de pulpe de 1 à 3,5 cm/s pour présenter un régime d'écoulement homogène et éviter les écoulements créant des bouchages ou des tourbillons.

La hauteur des mousses constitue une couche formée d'un lit compact de bulles-particules de 1 m de hauteur environ, et ne contenant qu'une très faible proportion d'eau du fait du lavage à contre-courant. La quantité d'eau de lavage et le bias (flux net d'eau descendant à travers les mousses ou, par approximation, différence entre le débit du rejet et le débit d'alimentation) ont des vitesses superficielles très faibles.

Le tableau 5 donne les caractéristiques et les paramètres de fonctionnement des colonnes industrielles.

**Tableau 5 – Caractéristiques et paramètres de fonctionnement des colonnes industrielles**

|  |  |
|--|--|
| Diamètre $D_c$   | 0,5 à 4 m  |
| Hauteur $H_c$  | 5 à 17 m   |
| $H_c/D_c$  | > 10/1   |
| Vitesses superficielles                                    | Air : 0,5 à 2,5 cm/s au dégrossissage ;<br>0,5 à 3,8 cm/s au relavage<br>Pulpe : 0,5 à 2,5 cm/s au dégrossissage ;<br>0,2 à 1,6 cm/s au relavage<br>Eau de lavage : 0,01 à 0,5 cm/s<br>Biais : $\leq$ 0,2 cm/s |
| Hauteur des écumes   | 0,1 à 2,0 m au dégrossissage<br>0,2 à 1,0 m au relavage  |
| Le dégrossissage et le relavage sont définis au § 2.4.1.1. |  |

## 2.2.4 Variantes et domaines d'application

Les variantes consistent soit à réduire le volume de la zone de collecte (cellules Jameson et Bahr Ekof), soit à introduire des chicanes (cellules Wemco Leeds).

**Cellule Bahr Ekof** : la pulpe est injectée à une vitesse de 6 à 10 m/s le long de parois microporeuses à travers lesquelles de l'air est injecté perpendiculairement. Cette cellule est employée surtout dans la flottation du charbon et pour le traitement des effluents industriels [21].

**Cellule Jameson** : on sépare la collecte et la génération des bulles. Le mélange bulles d'air-pulpe est réalisé dans un réacteur formé par un tube vertical plongeant dans cette cellule (figure 15). À la sortie de ce réacteur, les mousses qui remontent en surface sont lavées puis récupérées par débordement. Cette disposition permet un gain en poids et en hauteur. La cellule Jameson est utilisée pour les minerais métalliques [22] [23].

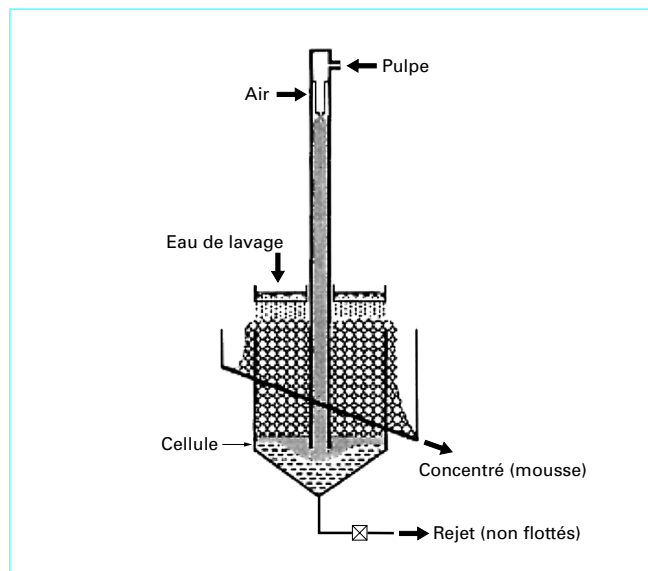
**Cellule Wemco Leeds** : on épure à contre-courant des agrégats bulles-particules hydrophobes, en contraignant ces agrégats à être cisailés entre des cylindres mobiles expulsant les particules hydrophiles entraînées. La zone de collecte est munie d'un agitateur comme dans une cellule mécanique classique [24].

Les colonnes de flottation peuvent être utilisées pour :

- une meilleure flottation des fines particules, par suite de la diminution de l'entraînement de particules hydrophiles, notamment au relavage ;
- une meilleure flottation de particules grossières et lourdes, en modulant le débit des rejets en fonction du débit de pulpe d'alimentation, pour favoriser l'ascension des agrégats bulles-grosses particules [25] ;
- produire, dans certains cas, un concentré définitif au dégrossissage (§ 2.4.1.1).

## 2.3 Aéro et électroflottation

La dispersion mécanique d'un flux d'air dans une solution aqueuse de moussant donne des bulles dont le diamètre moyen est d'environ 500  $\mu\text{m}$ . Pour la flottation en colonne suivant le type de générateur de bulles, les diamètres moyens s'échelonnent de 200 à 800  $\mu\text{m}$ . D'autres systèmes et notamment l'aéroflottation et l'électroflottation permettent de créer au sein de la pulpe de fines bulles, qui ont au départ quasiment le même diamètre, ce qui évite la diffusion des fines bulles, à pression interne élevée, dans les grosses bulles, à pression interne plus faible.



**Figure 15 – Schéma de la cellule de flottation Jameson**

### 2.3.1 Aéroflottation

Dans ce procédé, des bulles très fines (diamètre moyen de l'ordre de 50  $\mu\text{m}$ ) sont générées *in situ* par la **détente d'eau saturée en gaz** (généralement de l'air dissous à haute pression). Après dissolution du gaz, la détente se fait à pression atmosphérique, à travers un dispositif permettant de maîtriser le mélange des bulles d'air et de la suspension à flotter. Un schéma de principe de fonctionnement de traitement d'un effluent par flottation de ses boues est donné par la figure 16.

Les pressions de dissolution utilisées sont de l'ordre de quelques atmosphères, pour lesquelles les solubilités  $C_L$  de l'air dans l'eau sont données (en ml/l) à température constante par la loi de Henry :

$$C_L = K_h \Pi$$

avec  $\Pi$  (atm) pression (on rappelle que 1 atm =  $10^5$  Pa),

$K_h$  constante d'Henry, égale à 18 pour une température de 20 °C.

En fonction de la pression de détente, on obtient une population de bulles bien calibrées (figure 17). Des cellules d'aéroflottation existent en diverses dimensions et on peut traiter de 10 à plusieurs centaines de  $\text{m}^3/\text{h}$  d'effluents peu chargés en solide, avec des consommations énergétiques de 50 à 100 Wh par  $\text{m}^3$  traité.

On peut aussi ne pressuriser qu'une partie du débit nominal (10 à 15 % du débit à traiter avec des pressions de 3 à 6 bar). Dans ce cas, la consommation en air comprimé est de 15 à 50 l normaux d'air par  $\text{m}^3$  traité.

### 2.3.2 Électroflottation

Les bulles sont créées au moyen d'**électrodes inertes** (en graphite, acier inoxydable, titane,  $\text{Pb}_2\text{O}$ , ...), qui réalisent une électrolyse de l'eau. Les gaz produits sont l'hydrogène et l'oxygène. Le diamètre des bulles est compris entre 10 et 40  $\mu\text{m}$ , ce qui présente un intérêt particulier pour le traitement des fines particules. Les anodes sont très sensibles à la corrosion et les cathodes à l'entartrage par carbonatation. Lorsque les électrodes sont en fer ou en aluminium, il se produit une dissolution anodique de l'électrode elle-même pour donner des hydroxydes et on réalise alors une flo-

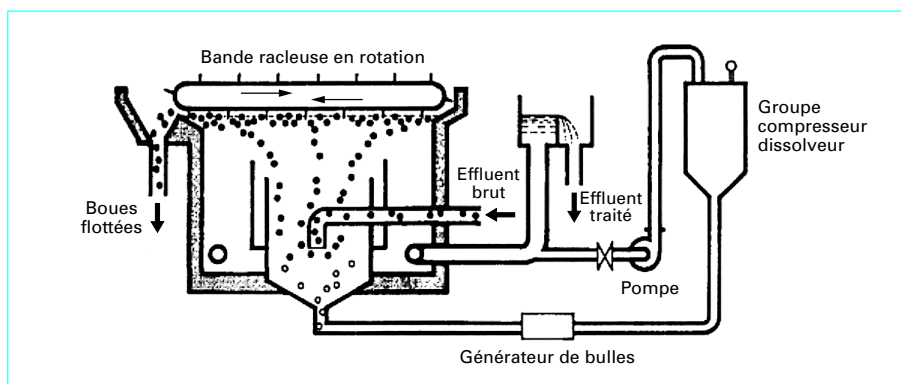


Figure 16 – Schéma d'un flottateur à air pressurisé

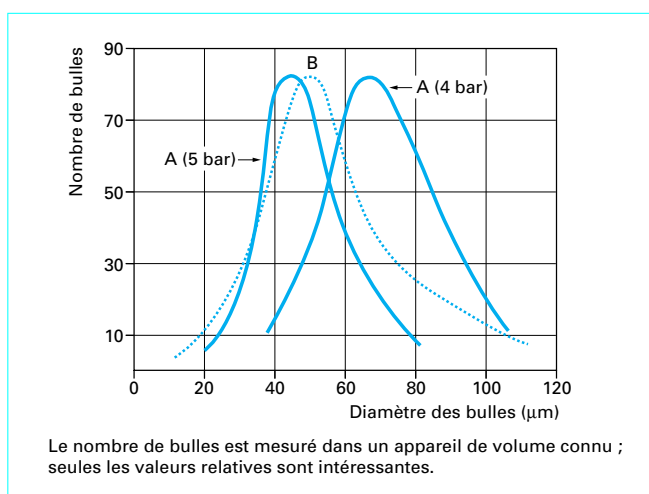


Figure 17 – Population des bulles en aérofloitation (A) et en électrofloitation (B)

culation identique à celle obtenue avec des flocculants minéraux, sans enrichir le milieu en anions. Le procédé est alors utilisable pour le traitement d'effluents liquides. L'électrofloitation consomme 100 à 400 Wh par m<sup>3</sup> traité et est applicable à des débits de 1 à 100 m<sup>3</sup>/h. Les densités de courant pratiquées sont de 80 à 90 Ah/m<sup>2</sup> de surface de la cellule. La production de gaz est de 50 à 60 l · h<sup>-1</sup> · m<sup>-2</sup> de surface du flottateur. Les vitesses ascensionnelles sont plus faibles qu'avec la flottation à l'air dissous.

### 2.3.3 Domaines d'application

L'aérofloitation et l'électrofloitation trouvent leur application dans le traitement des eaux industrielles et polluées et particulièrement pour séparer :

- les huiles insolubles finement dispersées (huiles de coupe, émulsions, peintures, eaux résiduaires de raffinerie, d'aéroport, de métallurgie, etc.) ;
- des solides hydrophobes (latex, plastiques, etc.) ;
- des solides ou liquides de densité très voisine de celle de l'eau (boues, huiles et graisses, déchets d'abattoirs, eaux chargées de l'industrie alimentaire, etc.) ;
- des solides fibreux fins, que l'on peut facilement rendre hydrophobes (fibres de cellulose, amiante, textiles, fibres de verre, etc.).

Ces techniques peuvent être également utilisées pour l'épaississement de boues provenant des traitements biologiques d'eaux résiduaires ou de traitement de clarification d'eau potable.

## 2.4 Agencement des circuits de flottation

Le critère de sélection prioritaire pour le choix d'un type de circuit de flottation est avant tout un critère économique, qui prend en compte prioritairement le coût d'investissement et le coût de la maintenance. Le coût d'investissement  $I$  étant fonction croissante du volume  $V$  de la cellule ( $I \propto kV^{0,66}$ ), on préfère pour un volume global donné, quelques grandes cellules à de nombreuses petites cellules dont, en outre, les coûts d'installation et les frais proportionnels sont moindres. Ainsi, pour un concentrateur de 30 000 t/j, on passe par exemple de quelques centaines de cellules à moins de 40, quand on choisit des cellules de 30 m<sup>3</sup> au lieu de cellules de 2,5 m<sup>3</sup>. Les cellules de 30 m<sup>3</sup> peuvent être assemblées en bancs de 4 à 10 cellules, voire de 16 à 20. Le nombre de cellules par banc est un compromis entre la distribution du temps de séjour (cf. § 3) et les exigences économiques pour chaque cas étudié. Aussi, ne sont donnés ci-après que des schémas de principe.

### 2.4.1 Circuits simples

#### 2.4.1.1 Cas d'un seul produit flotté

Pour la flottation d'un seul minéral, la figure 18 donne le schéma de principe, qui comprend généralement :

- le circuit principal, composé d'un banc de **dégrossissage I** (*roughing*) et d'un banc d'**épuisage II** (*scavenging*) ;
- le circuit de **relavage**, qui traite le concentré de dégrossissage dont la teneur n'est pas à la valeur requise. Ce relavage (*cleaning*) peut être réalisé en une ou plusieurs étapes (deux dans l'exemple de la figure 18). Les rejets du circuit de relavage sont recyclés vers le circuit principal. Le nombre de cellules de relavage est généralement faible, car le but de cette étape est de produire un concentré riche. La tendance générale est d'effectuer le relavage avec des cellules de grandes dimensions.

Dans le cas de minéraux industriels non ferreux, pour lesquels on recherche la pureté (barytine, fluorine), on regroupe dégrossissage et épuisage et on augmente le nombre d'étages de relavage.

#### 2.4.1.2 Cas de plusieurs produits flottés

La figure 19 présente le schéma de flottation pour un minerai de plomb, zinc et cuivre. Après dépression du Zn dans le broyeur, on flotte un concentré global de Pb/Cu, qui est retraité par dépression du Pb et flottation du Cu. Les non-flottés du circuit Pb/Cu subissent un conditionnement pour activer Zn, que l'on flotte ensuite comme s'il s'agissait d'un minerai à un seul produit.

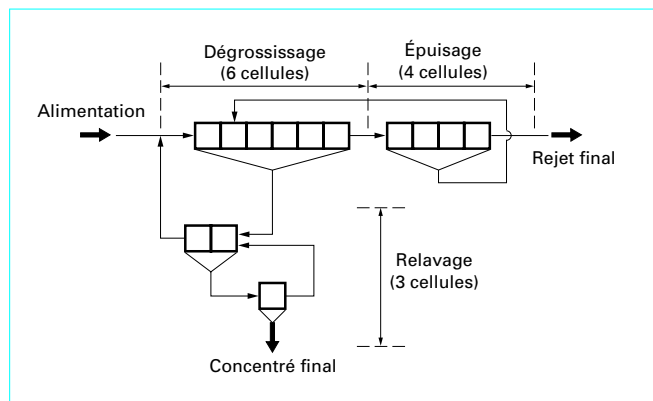


Figure 18 - Exemple de circuit de flottation pour un seul produit

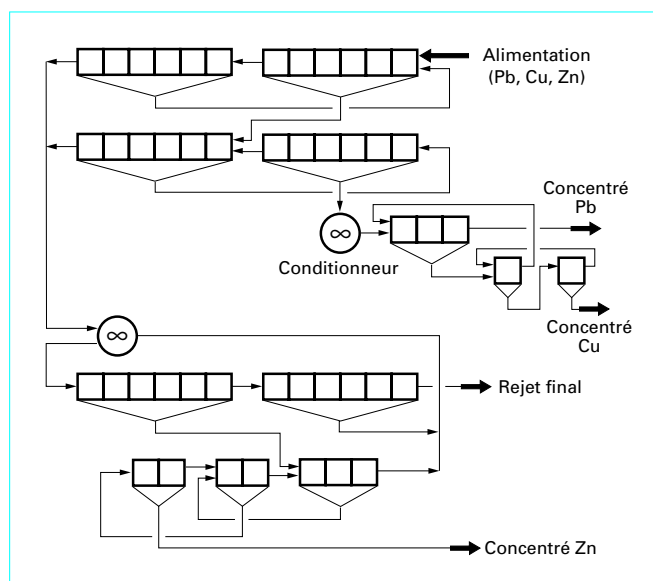


Figure 19 - Exemple de circuit de flottation pour trois produits

### 2.4.2 Cas d'opérations complexes

Il est souvent nécessaire d'inclure dans le circuit de flottation des opérations visant soit à compléter la libération des minéraux à récupérer, soit à éliminer de fines particules gênantes, soit enfin à récupérer de l'eau et à réguler la dilution.

Le **rebroyage** est effectué sur des concentrés ou des rejets. Dans le premier cas, il s'agit d'obtenir des concentrés plus riches, dans le deuxième, d'augmenter la récupération du métal. Le rebroyage est réalisé en circuit fermé avec une classification par hydrocyclone, sur des concentrés de dégrossissage et/ou d'épuisage. La surverse du cyclone est ensuite reflottée dans un circuit de relavage pour donner un concentré définitif. Ce type de schéma devient vite compliqué lorsqu'il s'agit de récupérer plusieurs produits, mais le rebroyage d'une faible partie du minerai, constituée d'un préconcentré, permet des gains substantiels sur les consommations énergétiques comparées à celles entraînées par un broyage poussé de toute la matière avant flottation.

Le **deschlammage**, qui consiste à éliminer les fines particules gênantes, est réalisé dans la plupart des exploitations par hydrocy-

clones avant l'entrée du circuit de flottation. Il évite le phénomène d'adagulation (§ 1) et une consommation élevée de réactifs.

L'**épaississage** réalisé dans des décanteurs-épaisseurs peut jouer le rôle de tampon et de régulation, en permettant de stocker une quantité importante de pulpe entre deux étapes de traitement. Il peut aussi avoir pour but de changer l'eau dans des procédés complexes, où l'on utilise des réactifs incompatibles entre eux.

### 2.4.3 Calcul du nombre et des dimensions des cellules

On exposera dans le paragraphe 3.3 une démarche permettant d'affiner la présente méthode couramment utilisée pour calculer les volumes et les circuits des unités industrielles.

Le dimensionnement des cellules de dégrossissage peut être calculé sur la base des résultats d'essais discontinus de laboratoire, ou de résultats obtenus en pilote continu [26]. Les « temps de séjour » obtenus par des essais en discontinu au laboratoire doivent être doublés, voire triplés, à l'échelle industrielle. En effet, au laboratoire, tout solide a le même temps de rétention et la même probabilité d'être flotté, alors que, dans un circuit industriel, une partie de la pulpe, court-circuitée, sort rapidement et son temps de séjour est plus faible que celui déterminé lors d'un essai discontinu. À l'inverse, une autre partie peut séjourner plus longtemps. Par contre, quand il s'agit de temps de séjour déterminés dans un circuit pilote en continu, on prend une valeur identique et parfois même légèrement inférieure pour le circuit industriel.

Le volume occupé par la pulpe peut n'être que de 50 à 60 % du volume de la cuve pour une cellule de taille industrielle, par suite des volumes occupés par le rotor, le stator, les chicanes, etc., et par l'air entraîné dans la pulpe, qui représente 5 à 30 % en volume (en moyenne 15 %). Connaissant le débit de solide sec, sa masse volumique, celle de la pulpe, et le temps de séjour, il est possible de calculer le volume total requis pour chaque circuit de flottation.

Lorsque l'on a choisi un type de cellule, on estime son volume de pulpe et on peut calculer le nombre de cellules. Pour les grands concentrateurs, le circuit de dégrossissage-épuisage est divisé en plusieurs bancs de cellules. L'utilisation de grandes cellules, de volume supérieure à 14 m<sup>3</sup>, permet de concevoir des circuits équipés d'un seul banc de quelques cellules, dont le nombre est moindre pour la flottation des non métalliques que pour celle des sulfures métalliques.

#### Exemple : circuit de flottation à un produit

Données :

- masse journalière = 100 000 t ;
- masse volumique du minerai = 2,8 g/cm<sup>3</sup> ;
- concentration massique du solide dans la pulpe = 35 % ;
- temps de séjour = 10 min.

Calcul :

- débit solide :  $\frac{100\,000}{24} \approx 4\,167 \text{ t/h}$  ;
- débit d'eau :  $\left(\frac{4\,167}{0,35} - 4\,167\right) \approx 7\,739 \text{ t/h}$  ;
- débit pondéral de pulpe :  $4\,167 + 7\,739 \approx 11\,906 \text{ t/h}$  ;
- débit volumique de pulpe :  $\frac{4\,167}{2,8 \times 60} + \frac{7\,739}{60} \approx 154 \text{ m}^3/\text{min}$  ;
- le volume total du circuit de flottation est de  $10 \times 154 = 1\,540 \text{ m}^3$ .

Pour des cellules de 40 m<sup>3</sup>, en admettant une perte de volume de 20 %, il reste par cellule un volume réel de 32 m<sup>3</sup> pour la pulpe. Il faut donc un nombre de cellules de :  $1\,540 : 32 = 48,13$  cellules, soit 48 cellules.

Quatre bancs de douze cellules conviennent. Chaque banc peut être composé de trois groupes de quatre cellules, situées sur un même plan pour un meilleur réglage de la hauteur des mousses.

Pour augmenter la sélectivité de l'étape de relavage, les cellules fonctionnent avec une pulpe de masse volumique plus faible que pour le dégrossissage-épuisage. La récupération des particules plus difficiles à flotter est assurée en prenant des temps de séjour de la pulpe au moins aussi longs que le temps de séjour du dégrossissage. Les particules, totalement libérées mais flottant lentement, sont souvent perdues si l'on ne respecte pas cette condition. Cependant, un circuit de relavage, dont le non-flotté retourne au dégrossissage, n'a pas à craindre un court-circuitage des particules vers les stériles ; aussi les circuits de relavage sont-ils plus courts que les circuits de dégrossissage-finissage. On préfère en général le dispositif de transfert cellule à cellule au dispositif ouvert.

### 3. Cinétique de la flottation et modélisation

La cinétique de flottation dépend de la dimension des particules et de la taille des bulles, mais elle est aussi affectée par une multitude d'autres facteurs tels que les interactions entre les fractions granulométriques du minéral flotté et entre les minéraux flottés et non flottés, la coagulation des ultrafines, la précipitation des germes gazeux sur les surfaces minérales, l'action de la turbulence sur les agrégats, la saturation des bulles par les particules minérales, l'entraînement des ultrafines dans les mousses, etc. Il existe deux types de modèles, l'un considérant la variation temporelle de la concentration  $C$  de particules à flotter, l'autre tenant compte de la variation dans le temps de la récupération  $\mathfrak{R}$  des particules flottées.

#### 3.1 Variation temporelle de la concentration

Ce type de modèle prend en considération la flottation d'un solide et suppose que le nombre des bulles soit constant dans la cellule. La variation temporelle de la concentration en solide flottable dans la pulpe  $C$  serait alors de la forme :

$$\frac{dC}{dt} = K_f C^n \tag{1}$$

avec  $K_f$  constante cinétique de la flottation,  
 $n$  ordre de la réaction.

La plupart des auteurs s'accordent pour admettre que la flottation a une cinétique du 1<sup>er</sup> ordre [27] [28] [29] [30] [31], bien que certains suggèrent que l'ordre soit plus élevé [32] [33]. On a donc, pour un réacteur discontinu, tel que la cellule de laboratoire, l'équation :

$$\frac{dC}{dt} = K_f C \tag{2}$$

L'intégration de cette équation donne la concentration de l'espèce qui flotte dans la pulpe au temps  $t$ , avec  $C_0$  concentration initiale (pour  $t = 0$ ) :

$$C = C_0 \exp(-K_f t) \tag{3}$$

**Dans la pratique**, les particules ne possèdent pas toutes la même constante  $K_f$ . En supposant qu'il existe une distribution  $f(K_f)$  de constantes, la concentration au bout du temps  $t$  dans une cellule travaillant en discontinu sera :

$$C = C_0 \int_0^\infty f(K_f) \exp(-K_f t) dK_f \tag{4}$$

avec  $f(K_f)dK_f$  fraction massique des solides ayant une constante comprise entre  $K_f$  et  $K_f + dK_f$ , et telle que :

$$\int_0^\infty f(K_f) dK_f = 1 \tag{5}$$

En alimentant en continu un réacteur, dans lequel la distribution des temps de séjour est donnée par la probabilité  $E(t)dt$  pour un élément, entré au temps  $t = 0$ , de sortir du réacteur entre  $t$  et  $t + dt$ , on obtient la concentration à l'équilibre  $C$  à la sortie du réacteur :

$$C = C_0 \int_0^\infty \int_0^\infty \exp(-K_f t) f(K_f) E(t) dt dK_f \tag{6}$$

Pour tenir compte de l'ensemble des facteurs dont dépend la constante de vitesse  $K_f$ . Lynch *et al.* [34] considèrent deux types de particules : celles qui flottent lentement et dont la constante de vitesse est  $K_{fl}$  et celles qui flottent rapidement et dont la constante est  $K_{fr}$ . L'équation (6) s'écrit alors sous forme de l'équation (7) :

$$C = C_0 \int_0^\infty [\alpha \exp(-K_{fl} t) + (1 - \alpha) \exp(-K_{fr} t)] E(t) dt \tag{7}$$

avec  $\alpha$  proportion du minéral flottant lentement.

Ce modèle est sensé englober les paramètres directement liés aux particules (dimension, minéralogie, état superficiel). D'autres modèles consistent à attribuer à un minéral donné une distribution continue de constantes tenant compte des variations des paramètres précédents [35].

En supposant qu'une cellule est un mélangeur parfait de volume  $V$ , alimenté à un débit-volume  $Q_p$  et donnant un temps de séjour  $\theta = V/Q_p$ , la fonction de distribution  $E(t)$  peut s'écrire :

$$E(t) = \frac{1}{\theta} \exp\left(-\frac{t}{\theta}\right) \tag{8}$$

L'approximation faite en considérant uniquement le cas du mélangeur parfait consiste à minorer le court-circuitage des flux d'air, de liquide et de solide. Cependant, un court-circuitage évident vient du transfert de l'écume au point de débordement et du retour dans la cellule de particules non flottées entraînées initialement dans l'écume. Ce court-circuitage dépend du temps de séjour des particules dans l'écume, lui-même fonction du débit d'eau, de l'aération, du volume d'écume, etc.

#### 3.2 Variation temporelle du rendement de flottation

La récupération des particules est donnée par l'équation :

$$\mathfrak{R} = 1 - \frac{C_r}{C_0} \tag{9}$$

avec  $C_r$  concentration résiduelle en solide à flotter dans le rejet.

a) Pour une **opération discontinue**,

$$\mathfrak{R} = 1 - \exp(-K_f t) \tag{10}$$

b) Pour une **opération en pilote**, Bourassa *et al.* [36] considèrent  $\mathfrak{R}$  et  $\mathfrak{R}_\infty$ , les récupérations après un temps  $t$  et un temps infini. Ils en déduisent les proportions pour trois types de particules :

- celles qui ne flottent pas :  $1 - \mathfrak{R}_\infty$  ;
- celles qui flottent lentement (constante de vitesse  $K_{fl}$ ) :  $\alpha \mathfrak{R}_\infty$  ;
- celles qui flottent rapidement (constante de vitesse  $K_{fr}$ ) :  $(1 - \alpha) \mathfrak{R}_\infty$ .

On a alors :

$$\mathfrak{R} = \mathfrak{R}_{\infty}[(1 - \alpha)(1 - \exp(-K_{fr}t)) + \alpha(1 - \exp(-K_{fl}t))] \quad (11)$$

On peut faire l'interprétation suivante :  $K_{fr}$  correspond à une taille optimale de particule et  $K_{fl}$  aux particules grossières moins bien libérées. La constante de vitesse diminue aussi vers les granulométries très fines, ce phénomène étant dû à des difficultés de fixation d'ultrafines sur les bulles, à des phénomènes d'oxydation pour les sulfures ou simplement à l'augmentation très importante des fines par unité de volume [37] [38].

c) Pour une **opération en continu**, on tient compte du temps de séjour  $\theta$ . En négligeant le débit-volume d'écume, il vient :

$$-V \frac{dC}{dt} = Q_p(C_0 - C_r) \quad (12)$$

et en considérant l'équation (2) :

$$\theta K_f C_0 = C_0 - C_r \quad (13)$$

soit : 
$$\mathfrak{R} = 1 - \frac{1}{1 + K_f \theta} \quad (14)$$

La récupération pour  $n$  cellules de volume  $V$  s'écrit :

$$\mathfrak{R}_n = 1 - \left( \frac{1}{1 + K_f \theta} \right)^n \quad (15)$$

En supposant que le temps nécessaire pour obtenir une récupération donnée,  $\mathfrak{R}_d$ , soit  $t$  dans une opération discontinue, la relation entre  $Q_p$ ,  $V$ ,  $t$  et  $n$ , afin d'obtenir la même récupération dans un circuit de  $n$  cellules travaillant en continu, est la suivante en tenant compte de la relation (10) :

$$\frac{V}{Q_p t} = \frac{\left( \frac{1}{1 - \mathfrak{R}_d} \right)^{1/n} - 1}{\ln \left( \frac{1}{1 - \mathfrak{R}_d} \right)} \quad (16)$$

Pour tenir compte du phénomène de transfert des solides par les écumes, on suppose que le transport de matière au-dessus du déversoir de la cellule est dû à l'entraînement par l'eau contenue dans l'écume. Lynch *et al.* [34] tiennent compte d'un coefficient de transfert  $F$  exprimé par la relation :

$$F = \frac{(\text{concentration massique du minéral par unité de masse d'eau})_{\text{écume}}}{(\text{concentration massique du minéral par unité de masse d'eau})_{\text{pulpe}}}$$

Si l'on suppose que la vitesse de transfert de l'eau est :

$$\frac{dC}{dt} = k_e C \quad (17)$$

avec  $k_e$  constante de vitesse « eau ».

La vitesse de transfert du solide par entraînement est alors :

$$\left( \frac{dC}{dt} \right)_e = -k_e F C \quad (18)$$

On remarque que  $F$  varie largement quand on passe de l'échelle laboratoire à l'échelle pilote continu.

**Exemple :** Bourassa *et al.* [36] obtiennent, sur un pilote de 500 kg/h, les valeurs suivantes pour le rapport  $F_{lab}/F_{pilote}$  : pyrite = 0,79 ; barytine = 0,58 ; silicate = 0,56. Il n'en reste pas moins que  $F$  est fonction de la taille des particules et du type de minéral, bien qu'il soit admis, pour les particules qui flottent, un coefficient de transfert égal à 1.

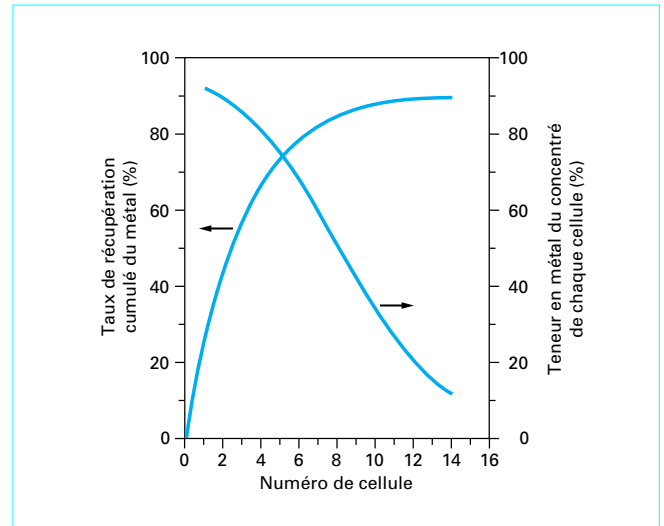


Figure 20 – Bilan d'un banc de cellules de flottation identiques en fonction de leur nombre

### 3.3 Bilan théorique d'une cellule isolée et de cellules en série

Si  $D$  est la dilution volumique de la pulpe d'alimentation,  $C_s$  la concentration des solides dans la pulpe d'alimentation,  $f$  la fraction de l'eau qui passe dans les écumes,  $\beta$  la fraction des solides non flottables entraînés dans l'écume,  $\rho_g$  la masse volumique de la gangue,  $\rho_c$  la masse volumique du concentré,  $x$  la proportion massique du minéral à flotter dans le minerai brut, les débits-volumes du rejet  $Q_R$  et du concentré  $Q_C$  pour une seule cellule de flottation s'écrivent [39] :

$$Q_R = (1 - f)DQ_p + \frac{(1 - f\beta)(1 - x)C_s}{\rho_g} Q_p + \frac{x C_s}{\rho_c} \left( \frac{\alpha}{1 + K_{fl}\theta} + \frac{1 - \alpha}{1 + K_{fr}\theta} \right) Q_p \quad (19)$$

$$Q_C = fDQ_p + \frac{f\beta(1 - x)C_s}{\rho_g} Q_p + \frac{x C_s \theta}{\rho_c} \left( \frac{\alpha K_{fl}}{1 + K_{fl}\theta} + \frac{(1 - \alpha)K_{fr}}{1 + K_{fr}\theta} \right) Q_p \quad (20)$$

Ainsi, dans un circuit, il est possible d'effectuer de proche en proche un calcul analogue pour chaque cellule, en écrivant qu'elle reçoit le rejet de la précédente. On peut à partir du bilan volumique en déduire le bilan pondéral et à partir des teneurs du concentré et de l'alimentation en déduire la récupération. On arrive à la représentation de la figure 20, qui permet de prévoir le nombre de cellules. Cette méthode est évidemment plus précise que la méthode approximative donnée au paragraphe § 2.4.3, mais elle est d'un maniement autrement pénible et l'appréciation des fractions  $f$  et  $\beta$  reste assez subjective.

## 4. Régulation

La fonction de base d'un système de régulation est de permettre de stabiliser un circuit à un niveau donné, en prévenant ou en compensant les perturbations. À cette fonction s'associe une seconde fonction qui est l'optimisation économique du procédé. Depuis le début des années 1970, une telle démarche a été rendue possible pour les raisons suivantes :

- le développement d'instruments de mesure en ligne (débitmètres, pH-mètres, densimètres, capteurs de niveaux, conductimètres, manomètres, analyse chimique par fluorescence X avec prise et préparation automatiques de l'échantillon) ;
- le développement des microprocesseurs et des langages informatiques ;
- le développement empirique de modèles mathématiques à partir de résultats de flottation en usine ;
- le développement de broyeurs et de cellules dont les grandes capacités permettent d'amortir les fluctuations et de réduire le nombre d'appareils de mesure.

Il n'en demeure pas moins que des limites sont imposées à l'automatisation par le fait que l'on traite un minerai dont la variation de composition minéralogique peut provoquer des perturbations non mesurables, difficiles à compenser dans une boucle de régulation. Aussi, est-on généralement amené à mesurer en ligne seulement les variables les plus importantes : masse volumique, débit, niveau de pulpe dans les cellules, niveau des mousses, pH et composition chimique (cette dernière étant contrôlée seulement dans les grandes usines).

### 4.1 Stabilisation du procédé et stratégies de régulation

Les perturbations peuvent être dues à :

- des variations de caractéristiques du minerai entrant dans le circuit de flottation (teneur, granulométrie, composition minéralogique, propriétés de surfaces, solubilité des espèces, etc.) ou de la qualité de l'eau ;
- des causes imprévues telles que les pannes ou les difficultés opératoires. On peut éliminer les secondes par des alarmes et on cherche, du moins dans les grandes usines, à réduire les premières par une homogénéisation primaire du minerai avant l'entrée dans l'usine et une homogénéisation secondaire à l'intérieur de l'usine par de grandes trémies de stockage du minerai concassé.

Malgré ces précautions, les caractéristiques du minerai entrant varient dans le temps. Pour résoudre la situation, on fait appel, depuis les années 1970, au contrôle par ordinateur qui doit théoriquement tout savoir du fonctionnement de l'unité considérée, ce qui implique :

- une analyse poussée du processus qui permet de décrire l'action de chacun de ses paramètres et d'identifier les conséquences de toutes les fluctuations ;
- une stratégie de commande à partir d'un modèle introduit dans l'ordinateur, fournissant les connaissances nécessaires au pilotage et dictant ses réflexes lors des perturbations.

En outre, l'ordinateur a une fonction passive de surveillance (alarmes, bilans...), conduisant à l'utilisation optimale des moyens, et une fonction active aveugle commandant les automatismes séquentiels (la mise en route de l'usine est l'exemple d'un enchaînement rigide d'opérations).

La régulation de la boucle broyeur-classificateur ne sera pas exposée ici ; si elle est bien réalisée à ce niveau, les variations du débit, de la masse volumique de la pulpe et de la distribution granulométrique seront minimales. Pour cette raison, les variables qui sont le plus souvent exploitées dans les circuits de flottation sont limitées aux niveaux des pulpes et des mousses dans les machines, aux débits d'air et de réactifs et aux charges circulantes.

La régulation vise en priorité la **stabilisation du circuit**. Pour réaliser cet objectif, il existe des systèmes de régulation en boucle fermée comportant schématiquement :

- un moyen de mesure adéquat qui prélève l'information, et qui constitue un des signaux d'entrée du régulateur ;
- un système détecteur d'erreur comparant le signal d'entrée à un signal affiché appelé point de consigne, représentant la valeur désirée du signal de sortie ;

- un régulateur qui fournit un signal de sortie correcteur ;
- un actionneur auquel est appliqué le signal du régulateur.

Les modes d'action des principaux types de correcteurs sont :

- **Proportionnel (P)**, la grandeur de commande étant choisie proportionnelle à l'erreur donnée par un comparateur. L'erreur permanente peut être diminuée mais pas annulée ;
- **Intégral (I)**, la grandeur de la commande étant choisie proportionnelle à l'intégration du signal d'erreur. L'effet de ce type de régulateur se manifeste par une réponse transitoire d'autant plus amortie que la constante de temps d'intégration est grande ;
- **Proportionnel et par Dérivation (PD)**, la régulation donnant une erreur permanente et un temps de stabilisation faibles ;
- **Proportionnel, Intégral et par Dérivation (PID)**, annulant l'erreur permanente et réduisant le temps de stabilisation.

#### 4.1.1 Régulation type « feed-forward »

Lorsque l'on prélève l'information directement sur une variable d'entrée pour modifier *a priori* une variable de commande, la régulation se fait par anticipation ou « *feed-forward* ». La régulation la plus simple est celle des réactifs : il s'agit de rendre leur débit proportionnel au tonnage de minerai entrant dans le circuit (les signaux étant issus de capteurs tels que débitmètres et densimètres). Compte tenu de leur erreur relative, le calculateur détermine à l'aide de proportions préétablies les quantités de réactifs nécessaires. Ceux-ci sont alimentés à pression constante et distribués par une vanne directement commandée par le calculateur. On peut associer le dosage en continu par fluorescence X d'un minéral donné (sulfure par exemple) dans le tonnage entrant (figure 21). L'intérêt d'un tel système est sa rapidité pour adapter le débit de réactif aux changements dans l'alimentation ; mais cette mesure, effectuée en boucle ouverte, n'a aucun effet sur le comportement dynamique du circuit [40]. Il est courant que des stratégies plus complexes englobent ce type simple de régulation.

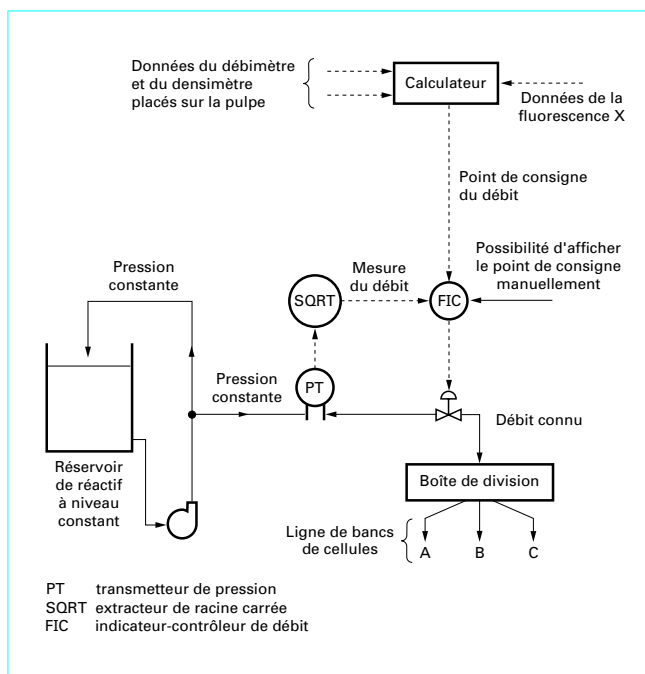


Figure 21 – Contrôle-régulation des réactifs par anticipation ou « *feed-forward* » [43]

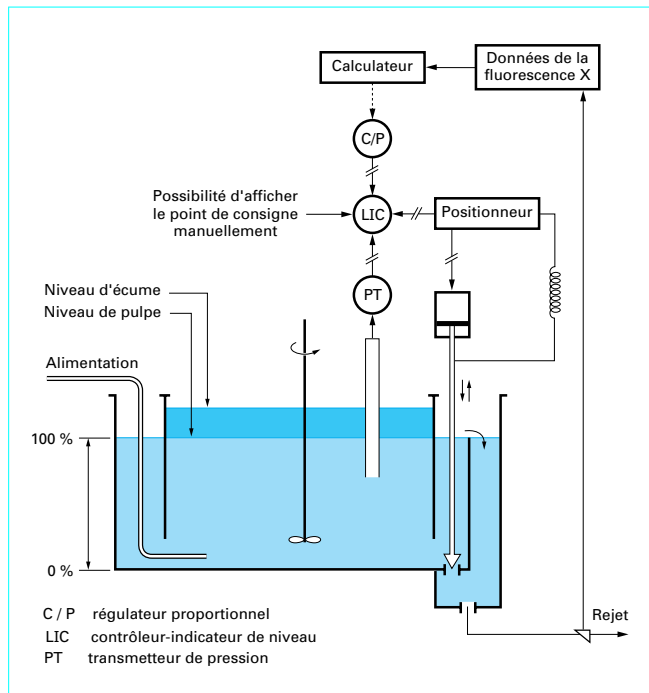


Figure 22 – Contrôle-régulation du niveau de pulpe par contre-réaction ou « feed-back » [43]

### 4.1.2 Régulation type « feed-back »

Lorsque l'information prélevée en aval du processus sert à modifier par l'intermédiaire d'un régulateur une variable d'entrée, on a une régulation en contre-réaction ou « feed-back ». Si l'on tient compte, par exemple, de ce que les additions contrôlées de réactifs sont en partie court-circuitées, la mesure des concentrations résiduelles des réactifs en solutions dans le rejet est théoriquement beaucoup plus utile que la teneur du métal dans le rejet ou dans le concentré. Toutefois, les détecteurs spectroscopiques existants nécessitent la filtration des solutions et beaucoup d'entre eux ne sont pas encore passés dans l'usage courant [41] [42].

**Exemple :** on prendra comme exemple de « feed-back » le contrôle de niveau de la pulpe dans les cellules de flottation (figure 22). On sait que la qualité du concentré est fonction du niveau de pulpe dans la cellule. En effet, pour un ensemble de paramètres : débit d'air, débit de collecteur, débit de moussant, une certaine hauteur d'écume est obtenue au-dessus du niveau de la pulpe. Si le niveau de la pulpe monte, la majeure partie de la mousse passe dans le concentré, bien que la teneur la plus élevée du concentré soit atteinte seulement dans la partie la plus haute des mousses. Ainsi, plus on prend de mousses, plus les teneurs du concentré et des rejets baissent, mais la récupération augmente.

En général, dans un atelier de flottation, la régulation « feed-back » utilise une relation définie entre le débit (ou la teneur) de l'alimentation et le débit du réactif. L'avantage de la régulation en « feed-back » sur celle en « feed-forward » vient du fait que l'on utilise des informations provenant des sorties du système, tenant compte implicitement de toutes les perturbations mesurables ou non. Malheureusement, entre le moment où une perturbation affecte le circuit et le moment où l'on détecte une anomalie dans les variables de sortie, le temps qui s'écoule est important et il est compris entre 15 et 30 min.

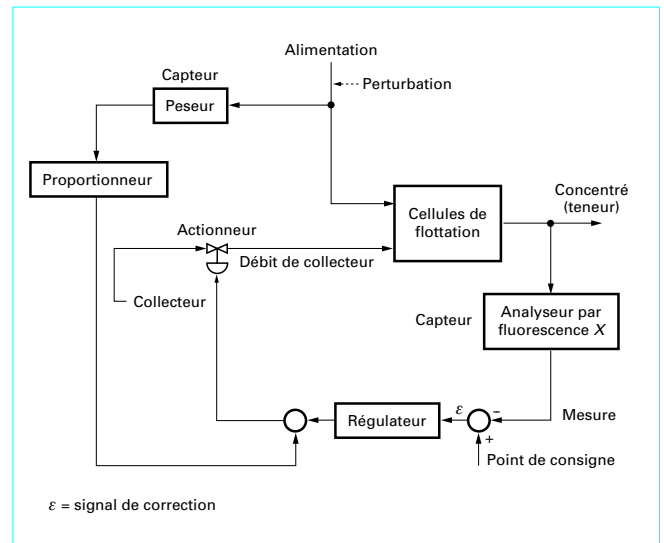


Figure 23 – Schéma d'une régulation en « feed-forward » et « feed-back » [43]

### 4.1.3 Régulation type « feed-back » et « feed-forward » combinés

Afin de bénéficier des avantages des deux stratégies, on utilise souvent dans la pratique une combinaison des deux types de régulation. Le contrôle doit pouvoir répondre aux situations suivantes (figure 23) :

- la récupération et la teneur du concentré sont élevées : aucun changement du débit du collecteur ou du niveau de pulpe n'est décidé ;
- la récupération est élevée mais la teneur du concentré est faible : on doit chercher une diminution du débit du collecteur ou du niveau de pulpe ;
- la récupération est faible mais la teneur du concentré est élevée : on doit augmenter le débit du collecteur, ou le niveau de pulpe ;
- si la récupération et la teneur sont faibles, l'action n'est plus évidente et nécessite un programme particulier.

### 4.1.4 Régulation type cascade

Lorsque la grandeur de sortie d'une boucle de régulation sert de point de consigne à une autre boucle, on parle de régulation en cascade. C'est le cas où la teneur du concentré contrôle le point de consigne du débit de concentré qui à son tour, contrôle le point de consigne de l'addition du moussant.

### 4.1.5 Régulation adaptative

Il s'agit, à l'aide d'un microprocesseur basé sur un régulateur, de passer en revue la performance d'une boucle de régulation et de modifier les paramètres de régulation pour apporter des réponses à un procédé considéré sous son aspect dynamique [44]. En fait, il faut avoir un modèle sous une forme entrée-sortie. Les paramètres sont en permanence estimés à partir des résultats opératoires qui sont utilisés pour réguler à leur tour le procédé et minimiser les variations des sorties par rapport à leurs valeurs désirées. L'approche mathématique nécessitée par la régulation adaptative moderne peut conduire à adopter un **système expert en ligne**.



## 4.2 Optimisation

Le but ultime de la régulation n'est pas seulement de stabiliser un processus mais aussi de l'optimiser et d'en augmenter l'efficacité économique. On a pu atteindre une régulation d'un niveau élevé dans le cas de quelques concentrateurs, mais le succès est encore limité [37] [38], car l'optimisation ne peut être réalisée que dans des usines dont les circuits ont atteint un équilibre réel.

### 4.2.1 Programme EVOP (Evolutionary Operation)

Le programme d'optimisation EVOP [37] [38] [45] [46] [47] consiste à trouver un optimum par une recherche systématique en utilisant une expérimentation continue sur le processus et en exploitant l'expérience présente et passée. On procède de la façon suivante :

- le recensement de toutes les variables du processus (grandeurs techniques, financières et humaines) ;
- le choix de l'amplitude des variations de ces grandeurs. On analyse l'effet des variations sur le plan statistique et on détermine le sens de variation des grandeurs. On fixe ainsi un point de fonctionnement meilleur que le point précédent puis on répète cette procédure qui tend vers un optimum.

Cette procédure de routine amène progressivement et automatiquement le processus vers des conditions opératoires optimales, sans risque notable de perte de production ou de chute de qualité des produits. La méthode EVOP ne nécessite pas de modélisation mathématique du procédé.

### 4.2.2 Optimisation basée sur une modélisation

Pour une optimisation effective, les systèmes de contrôle doivent être basés sur des modèles [48] [49]. L'application d'un modèle est donné par la figure 24 [50].

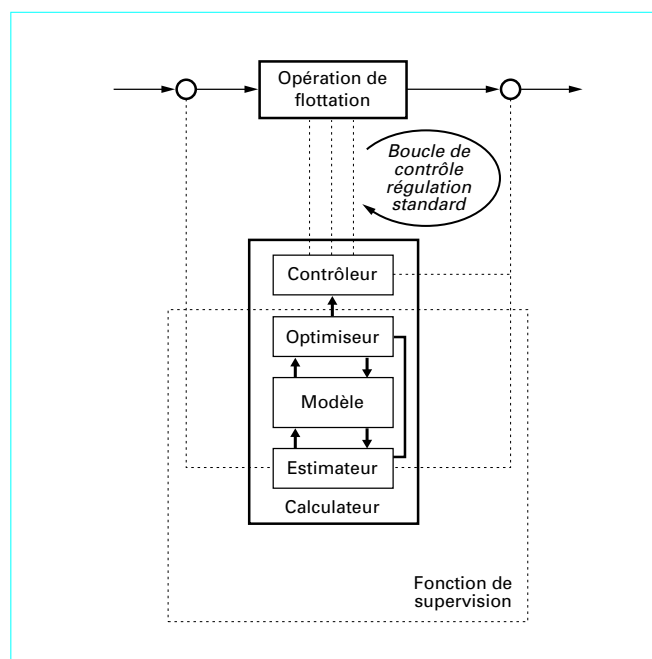


Figure 24 – Composants d'un système de contrôle utilisant un modèle du procédé [50]

L'estimateur combine les prédictions du modèle et les mesures du procédé afin de définir l'état du système. En permanence, le modèle fonctionne en parallèle avec le procédé réel et s'enrichit des nouveaux résultats. Cette correction modifie les paramètres du modèle et améliore sa capacité prévisionnelle. L'estimation des paramètres est récursive et utilise la méthode du filtrage auto-régressif de Kalman [51].

L'optimiseur choisit une série d'actions de contrôle calculées pour maximiser ou minimiser la fonction visée.

Les points de consigne pour les régulateurs PI sont calculés dans la procédure d'optimisation. On peut coordonner le calculateur de régulation et l'incorporer dans une hiérarchie constituée par un calculateur central.

## 5. Exemples industriels

**Nota :** les pourcentages sont, sauf indication contraire, des pourcentages massiques.

Les quelques exemples donnés ci-après sont choisis parmi les innombrables monographies minières. On s'intéressera aux minerais sulfurés non ferreux, aux minerais de fer, aux minerais de phosphate et à la flottation ionique.

### 5.1 Flottation de minerais sulfurés non ferreux

Les **minerais de cuivre** typiques de l'industrie minière titrent de l'ordre de 1,5 à 2 % de Cu, généralement sous forme de chalcoppyrite, de chalcocite et de covellite, associées à de la pyrite (4 à 5 %) dans une gangue siliceuse (granitoïde). Pour flotter sélectivement les espèces cuprifères, la pyrite est déprimée à la chaux, car à pH > 10,5 l'adsorption d'un collecteur de type thiol sur la surface de ce minéral est inhibée. Le conditionnement est réalisé sur des pulpes contenant 35 à 40 % de solides. Les consommations moyennes de réactifs sont de l'ordre de 1 500 à 1 800 g/t pour la chaux, 10 à 25 g/t pour l'amyloxanthate de potassium et 10 g/t pour le MIBC (méthyl isobutyl carbinol).

Dans le cas des **minerais de plomb-zinc-pyrite**, le problème est différent. Un minerai classique peut contenir 6 à 7 % de galène (PbS), 6 à 7 % de blende (ZnS) et 5 % de pyrite (FeS<sub>2</sub>). On ne peut comme précédemment déprimer la pyrite à un pH de 10,5 car le recouvrement de type PbX<sub>2</sub> (X = xanthate) à la surface de la galène serait détruit. Mais, en présence d'ions cyanures nécessaires pour déprimer la blende, il est possible de déprimer la pyrite à un pH de 9 à 10 par formation vraisemblablement d'une phase Fe<sub>4</sub>(FeCN<sub>6</sub>)<sub>3</sub> sur sa surface. Le pH est fixé par addition de carbonate de sodium, si la gangue n'est pas carbonatée. De plus, le carbonate permet d'éviter que des ions Pb<sup>2+</sup> provenant de l'oxydation de la galène activent la blende et la pyrite. Pour flotter la blende après la galène, on la réactive avec du sulfate de cuivre, à un pH de 10,5. Les consommations de réactifs sont les suivantes :

- flottation de la galène : carbonate de sodium, 100-200 g/t ; cyanure de sodium, 40 à 70 g/t ; ethylxanthate, 50 g/t ; MIBC, 10 g/t ;
- flottation de la blende : sulfate de cuivre, 500 g/t ; chaux, 600 à 700 g/t ; isobutylxanthate, 50 g/t ; MIBC, 15 g/t.

Dans un but de simplification, un seul exemple limité au **traitement du cuivre sulfuré** est proposé ci-après. À Grasberg-Erstberg (Nouvelle-Guinée), le **minerai de type porphyre cuprifère titre 1,32 % de cuivre** (sous forme de sulfures principalement), **1,33 g/t d'or et 4,24 g/t d'argent** [52]. L'usine traite 115 000 t/j de minerai et est alimentée à partir d'un mélange préparé à l'avance de minerais grossiers et fins, afin d'alimenter un broyeur semi-autogène (à boulets) de 10,4 m de diamètre, constituant le broyage primaire. Le broyage secondaire humide est alimenté par

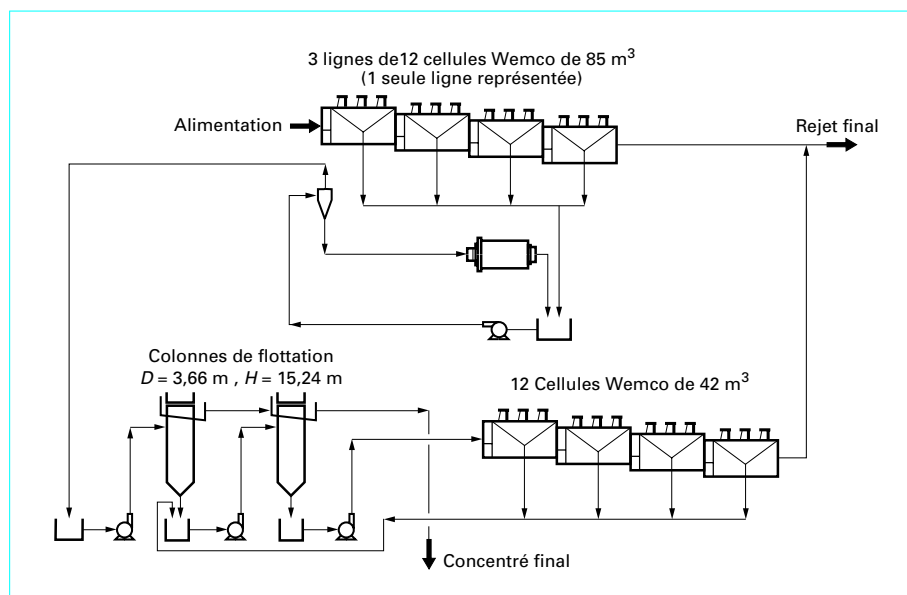


Figure 25 – Circuit de flottation du minerai de cuivre de Grasberg-Erstberg (Nouvelle-Guinée)

des solides de dimension inférieure ou égale à 38 mm et est réalisé dans deux circuits parallèles de broyeurs de 6,1 m de diamètre en circuit fermé avec des cyclones, délivrant ainsi un produit dont le  $d_{80}$  est de 190  $\mu\text{m}$ . Le circuit de flottation-dégrossissage (figure 25) est constitué par trois lignes parallèles de cellules de 85  $\text{m}^3$  de capacité. Chaque ligne est composée de 4 bancs de 3 cellules par banc, soit un total de 36 cellules. Les concentrés de dégrossissage sont rebroyés en circuit fermé. La surverse des cyclones est relavée dans deux colonnes de flottation de 3,66 m de diamètre et de 15,24 m de haut. Le rejet des colonnes est retraité dans 12 cellules de 42  $\text{m}^3$ . Le concentré final est rebroyé dans un « broyeur-tour » (*tower mill*) pour être transporté hydrauliquement sur 119 km par pipe-line. L'usine récupère 88 % du cuivre, 77,3 % de l'or contenu dans 386200 t/an de concentré titrant à 31,3 % de cuivre et 28 g/t d'or.

## 5.2 Flottation d'un minerai oxydé de fer

À Tilden, une méthode de flottation combinée à une méthode de floculation sélective fut mise en œuvre au cours des années 1970 [53]. Elle consiste à effectuer une flottation inverse de la gangue et convient à des minerais de type **taconite** constitués, par exemple, de 30 % d'hématite ( $\text{Fe}_2\text{O}_3$ ), de 15 % de goéthite ( $\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot n\text{H}_2\text{O}$ ), de 5 % de magnétite ( $\text{Fe}_3\text{O}_4$ ) et de 50 % de quartz ( $\text{SiO}_2$ ). Pour déprimer l'hématite à un pH supérieur à 6, en pratique nettement basique (9-11), on utilise des amidons. On **flotte le quartz au moyen d'amines** en laissant dans le produit non flotté les oxydes de fer. Pour le minerai de fer considéré, il est nécessaire de broyer à 40  $\mu\text{m}$  pour avoir une libération convenable du fer.

Le minerai est successivement broyé dans un broyeur autogène primaire, puis dans un broyeur à galets, dont les corps broyants sont fournis par les morceaux de dimensions supérieures à 75 mm sortant du broyeur primaire. Les particules de dimensions inférieures à 2 mm sont envoyées dans des cyclones dont la sousverse alimente le broyeur à galets. Au cours du broyage, la pulpe est conditionnée avec les réactifs suivants : soude (pour amener le pH à 11), 1 000 g/t ; silicate et triphosphosphate de sodium (dispersants du quartz), 400 et 100 g/t, respectivement.

On évite d'utiliser de la chaux parce que  $\text{Ca}^{2+}$  se fixe sur la surface du quartz, qui se trouve déprimé lors de la flottation par les

amines. On ajoute à la surverse des cyclones couplés avec les broyeurs à galets, de l'amidon de maïs caustifié (traité à la soude) à raison de 100 g/t. Ce réactif joue le rôle de floculant sélectif des particules d'oxyde de fer, qui sont récupérées à la pointe d'un épaisseur ; les ultrafines, constituées de 80 % de quartz, sont évacuées dans la surverse. Après dépression des oxydes de fer par de la dextrine, on flotte sélectivement le quartz dans les conditions données dans le tableau 6.

Tableau 6 – Réactifs de flottation utilisés pour le quartz à Tilden

| Réactif                           | Point d'addition                          | Quantité (g/t) |
|-----------------------------------|---|----------------|
| Dextrine                          | Conditionneur et 1 <sup>er</sup> épousage | 500            |
| Mélange amine primaire-étheramine | Entrée du circuit de dégrossissage        | 200            |
| Polypropylène glycol (moussant)   | Circuits de dégrossissage et de relavage  | 2              |

Après quatre étapes d'épousage, le flotté est floculé à la chaux et envoyé à la digue à stérile. Le non flotté (oxyde de fer) additionné d'un floculant polymérique, est épaissi et filtré. L'eau des concentrés et de la surverse de l'épaississeur des oxydes de fer est recyclée.

## 5.3 Flottation d'un minerai de phosphate

La minéralisation des phosphates de Floride comporte aussi bien des éléments grossiers que des éléments très fins. La matrice est siliceuse et silicoargileuse. Les éléments grossiers de dimension supérieure à 1,2 mm sont rejetés. Le traitement consiste en un lavage de la fraction inférieure à 1,2 mm, une séparation granulométrique et une flottation [54].

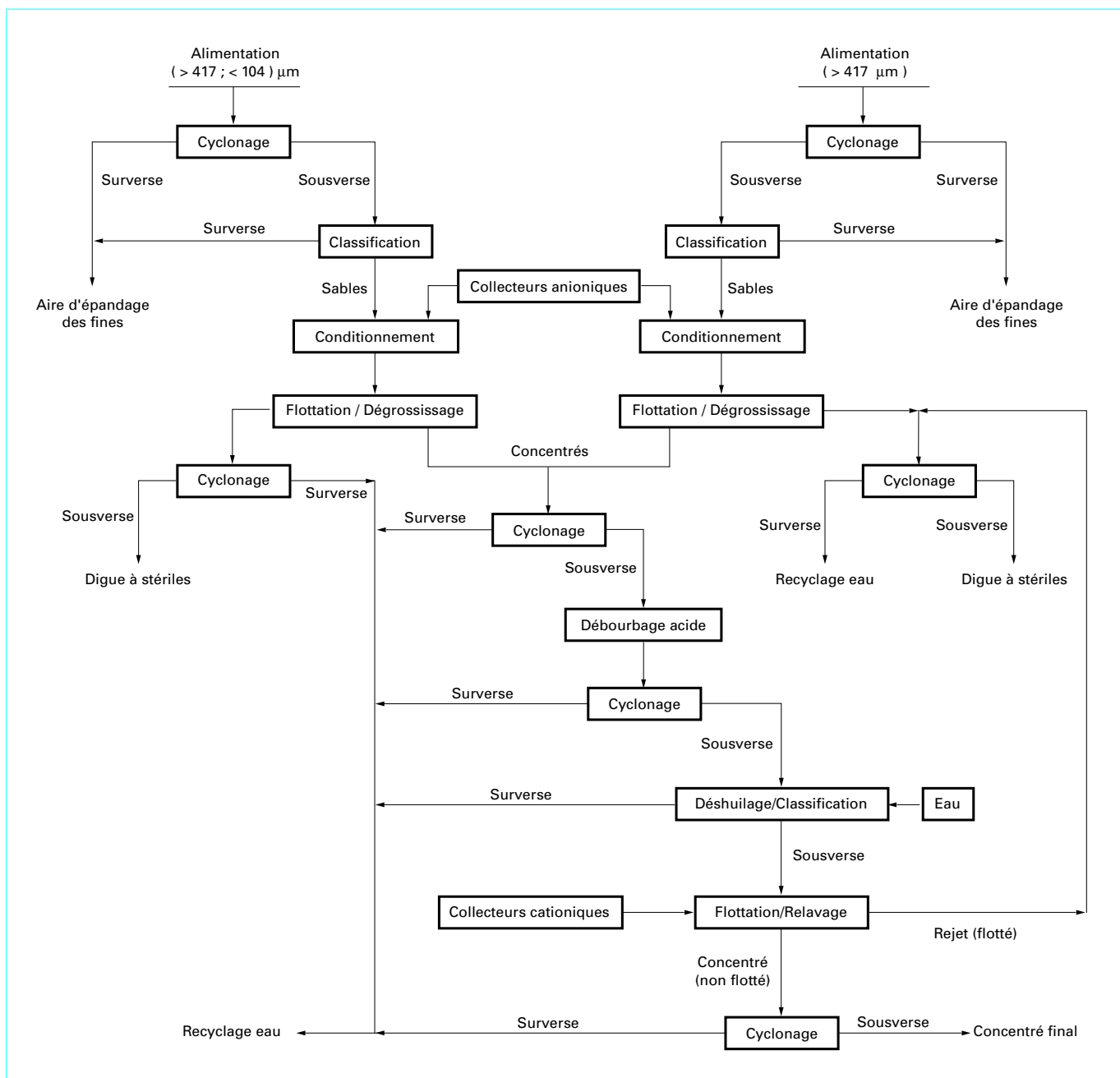


Figure 26 - Circuit de flottation d'un minerai de phosphate de Floride

La flottation est réalisée soit sur pulpe deschlammée non classée, soit sur pulpe deschlammée et classée en deux catégories, grossiers et fins. Seul ce dernier cas est considéré ici. Comme l'indique la figure 26, on traite séparément la fraction supérieure à 0,417 mm et la fraction 0,417 mm-0,104 mm, qui dans les deux cas subissent un nouveau deschlammage. Les deux fractions sont conditionnées en pulpe épaisse (70 % en moyenne de solides), avec de l'acide gras (*tall oil*), du fuel et des modificateurs de pH (soude, ammoniacale). Avant d'entrer dans le circuit de flottation,

la pulpe est diluée jusqu'à une concentration en solides de 20 à 30 % et son pH est de 8. La seule différence est que pour le conditionnement des grossiers, on utilise un conditionneur horizontal alors que, pour les fins, il est vertical. Les concentrés peuvent être réunis ou traités séparément. Après cyclonage pour épaissir la pulpe, ils subissent une attrition, un rinçage à l'acide sulfurique, puis une flottation de la silice à l'amine de suif et au kérosène. Les consommations de réactifs sont données dans le tableau 7.

**Tableau 7 – Consommation des réactifs dans la flottation des phosphates de Floride**

| Étape                 | Réactif          | Consommation par tonne de concentré (kg) |
|-----------------------|------------------|--|
| Flottation anionique  | Acide gras       | 2,70                                     |
|                       | Fuel             | 3,40                                     |
|                       | Ammoniaque       | 0,60                                     |
| Conditionnement acide | Acide sulfurique | 5,40                                     |
| Flottation cationique | Amine            | 0,35-0,45                                |
|                       | Kérosène         | 0,24                                     |

Après avoir densifié les concentrés par cyclonage, ceux-ci vont aux trémies de stockage où ils s'essorent par gravité. Les **grossiers** à l'entrée du traitement titrent **13,8 à 18,3 % P<sub>2</sub>O<sub>5</sub>**, et les **fins 9,2 % P<sub>2</sub>O<sub>5</sub>**. Les **concentrés**, après flottation cationique, titrent **32,1 % P<sub>2</sub>O<sub>5</sub>**, mais il est possible d'atteindre des catégories marchandes à **33,4-35,3 % P<sub>2</sub>O<sub>5</sub>** et 4 % de SiO<sub>2</sub>.

### 5.4 Flottation ionique et flottation de précipité

La flottation ionique n'a pas connu un véritable développement industriel, et ce malgré les nombreux travaux rapportés dans la littérature scientifique et technique (cf. article *Flottation : mécanismes et réactifs* [J 3 350]). Cela est probablement dû au fait que peu de travaux de laboratoire ont concerné les milieux industriels, d'une part, et que la consommation en collecteur, qui varie généralement de deux à quatre fois la stœchiométrie de réaction de formation du composé « collecteur-ion à extraire », d'autre part, est élevée. Ce n'est que depuis le début des années 1980 que la flottation ionique a effectivement été appliquée à des cas industriels concrets, notamment à :

- l'acide phosphorique de voie humide, où les travaux ont été menés jusqu'au stade pilote, pour la récupération de l'uranium [55] [56] [57] [58] [59] et l'élimination du cadmium et de l'arsenic [57] [58] [59] [60] [61] [62]. Le collecteur utilisé pour l'uranium est le didodécylesterdiphosphonate de sodium, et celui pour le cadmium et l'arsenic est le diéthylthiophosphate de sodium ;
- la purification des solutions de lixiviation et d'extraction de l'uranium, par élimination du molybdène avec l'α-benzoïne oxime en milieu sulfurique et nitrique [63] [64] et de celle du zirconium en milieu carbonaté [65] [66], le collecteur étant de l'acide octylhydroxamique ;
- la récupération de l'argent à partir des bains de blanchiment-fixation photographiques, en utilisant comme collecteur le diisobutylidiphosphinate de sodium [67]. Des essais de recyclage des bains après flottation ionique de Ag se sont avérés très concluants.

Quant à la flottation de précipité, elle est surtout utilisée dans le traitement des eaux pour l'épaississement des boues [68]. Notons que les boues d'hydroxydes métalliques, notamment celles du fer et de l'aluminium, permettent d'éliminer de nombreuses impuretés présentes dans l'eau (Hg, Se, Pb, Zn, Cu, Cd, As, ...), même à des concentrations inférieures au mg/l [73].

## 6. Données économiques

On se limite dans ce qui suit au domaine de la flottation, donc aux machines et opérations nécessaires au traitement de la pulpe, entre l'entrée dans la première cellule et la sortie du rejet de la der-

nière cellule. On exclut donc les opérations de séparation liquide-solide, d'épandage des stériles, de recyclage et de traitement des effluents, etc.

Le poste le plus important pour déterminer l'investissement est le **prix d'achat des machines de flottation**. Les prix des machines installées comprenant le prix de la charpente et des accessoires (moteurs, goulottes, air comprimé, tuyauterie, pompe de jonction) sont variables selon les circuits. Aussi ne donne-t-on qu'un coefficient moyen pour extrapoler les prix des cellules.

Les frais proportionnels sont limités aux coûts opératoires directs d'exploitation et d'entretien.

### 6.1 Investissement

L'investissement correspondant aux circuits de flottation est de l'ordre de 13 à 15 % de l'investissement global de l'usine de concentration dans le cas des métaux non ferreux de base (Cu, Pb, Zn...), pour des installations de capacité inférieure à 10 000 t/j et se situe à des valeurs légèrement inférieures, de 10 à 12 %, pour des installations de capacité supérieure. Des valeurs voisines sont relevées pour les minerais non métalliques.

L'investissement total peut être calculé en multipliant en moyenne par 3,5 le prix des équipements et en ajoutant 15 % du total pour tenir compte des impondérables. On trouvera en fin d'article, dans « Pour en savoir plus [Doc. J 3 360] » les prix unitaires des **cellules industrielles à agitation mécanique** groupées par banc de dix, incluant les pales des écumeurs et leur mécanisme d'entraînement, les boîtes d'alimentation, de jonction et de décharge, les carters de protection des moteurs, mais excluant le prix des moteurs, de l'air comprimé et des goulottes.

Les prix des **colonnes de flottation** sont également en [Doc. J 3 360].

### 6.2 Frais proportionnels

La part des coûts opératoires attribuables à la flottation, incluant la consommation de réactifs, la main-d'œuvre et la maintenance, les pièces de rechange, l'énergie et la lubrification, sont en moyenne de 30 % des coûts opératoires de l'ensemble de l'usine de concentration. À titre d'exemple, ils varient entre 10 et 35 % pour le cuivre, 15 et 40 % pour le plomb/zinc et 30 et 50 % pour la fluorine.

La **consommation de réactifs** est extrêmement variable d'un minerai à un autre. Le tableau 8 donne les domaines de variation pour certains d'entre eux. Les coûts des réactifs varient suivant les fabricants et les conditions de livraison.

**Tableau 8 – Domaine de variation de la consommation de réactifs de flottation**

| Réactif            | Rôle       | Consommation (g/t) |
|--------------------|------------|--------------------|
| Xanthate           | Collecteur | 25-90              |
| Dithiophosphate    | Collecteur | 25-90              |
| Amines             | Collecteur | 45-450             |
| Acides gras        | Collecteur | 225-1 350          |
| CuSO <sub>4</sub>  | Activant   | 90-2 250           |
| NaSiO <sub>3</sub> | Déprimant  | 225-1 350          |
| NaCN               | Déprimant  | 45-225             |
| ZnSO <sub>4</sub>  | Déprimant  | 45-1 350           |
| Huile de pin       | Moussant   | 4,5-135            |
| MIBC               | Moussant   | 3-225              |
| TEB                | Moussant   | 9-60               |

Le **coût de la main-d'œuvre** est très variable selon les pays. Aussi, on ne peut considérer que la répartition de la main-d'œuvre en fonction de la taille de l'usine. Pour les usines traitant moins de 5 000 t/j, un employé par poste est nécessaire, secondé pendant un poste par un deuxième employé pour préparer les réactifs. La supervision est assurée par le chef de poste pour l'ensemble de l'usine. Pour les usines importantes, le nombre d'employés est évidemment supérieur, sans être directement proportionnel à la capacité. La supervision est assurée en fonction du nombre de personnes (un superviseur pour huit personnes).

La **consommation d'énergie** est principalement celle des moteurs électriques des cellules de flottation, des conditionneurs et des pompes de transfert. Elle est extrêmement variable suivant les cas, la complexité des opérations, la conception des circuits. Elle peut varier de 2,5 à 7,8 kWh/t pour l'ensemble du circuit de flottation.

L'**entretien des cellules de flottation** (main-d'œuvre et fournitures), malgré la robustesse du matériel, peut être un poste assez lourd si l'on traite des pulpes abrasives. Dans ce cas, on dépense, tous les deux ans environ, 30 % du prix d'achat de la machine sous forme de pièces de rechange. En moyenne, la part de la main-d'œuvre et des fournitures nécessaires à la marche du circuit de flottation est comprise entre 20 et 30 % du coût opératoire total.

## 7. Considérations environnementales

La pulpe rejetée par une usine de flottation contient :

- une phase solide constituée de particules fines, de dimensions généralement inférieures à quelques centaines de micromètres, avec un contenu en ultrafines et en colloïdes souvent important ;
- une phase liquide constituée par de l'eau dont la qualité a été altérée par la flottation.

Depuis toujours, l'industrie minière traite les rejets de flottation par épandage dans un bassin situé derrière une digue à stérile. Les solides sédimentent et l'eau est récupérée et recyclée dans l'usine, ce qui réduit considérablement la consommation d'eau et de réactifs. Toutefois, une partie de l'eau percole dans le substrat et est de ce fait perdue dans le milieu naturel, soit en passant dans la nappe phréatique sous-jacente, soit, dans le cas d'un substrat imperméable, en s'écoulant au pied de la digue.

### 7.1 Rejets solides

Les solides sont mis en décharge dans un bassin dont la digue est construite à partir des sables constituant la partie grossière des rejets ou de matériaux apportés sur le site. Le choix de l'emplacement tient compte des facteurs environnementaux topographiques, hydrologiques et géotechniques [69]. La partie fine des solides est retenue par la digue avec la majeure partie de l'eau pour former un lac artificiel. La conception de la digue à stériles doit être telle que la surface du bassin soit suffisante pour que les particules puissent sédimenter.

La construction d'une digue est toujours délicate. Il s'agit, en effet, d'un barrage en terre, toujours sensible aux mouvements de terrains et, à l'érosion créée par de fortes précipitations, aux secousses telluriques, etc. De plus, comme la surface de la retenue est à l'air libre, elle doit permettre le stockage des pluies exceptionnelles. Enfin, l'aménagement doit permettre l'évacuation de l'eau récupérée et son recyclage : on ménage à cet effet une ou plusieurs cheminées dans lesquelles l'eau clarifiée par décantation s'écoule par débordement.

Plus les minerais sont pauvres, plus la quantité de rejets solides est importante, d'autant plus que les exploitations modernes sont gigantesques : 1 tonne de minerai produit en moyenne un volume de rejet solide de l'ordre de 0,6 m<sup>3</sup>.

Dans certains cas, on peut éviter l'épandage en remplaçant les solides comme matériaux de comblement au fond si l'exploitation minière est souterraine, ou en remblayage de carrière pour une exploitation en découverte. Quand on est obligé de conserver une digue à stériles, on est amené à reconstituer le paysage par une plantation de végétaux quand l'exploitation minière est arrivée à son terme. On rencontre alors un certain nombre de difficultés [70], dont on ne citera que les principales pour les rejets de flottation de porphyres cuprifères : le pH décroît avec le temps ainsi que les teneurs en sels solubles et en magnésium, par suite de la lixiviation naturelle ; les éléments nutritifs tels que N, P, K, Na sont présents en trop faibles quantités pour permettre le développement d'une végétation ; la matière organique indispensable à la croissance d'une végétation annuelle ou pérenne est très faible. Ces éléments doivent donc faire l'objet d'un apport. Enfin, l'humidité est plus élevée dans un sol que dans des stériles bruts.

### 7.2 Rejets liquides

Si l'on considère, par exemple, que les **collecteurs de flottation** des sulfures sont utilisés à raison de 40 g/t et que les pulpes contiennent 25 % de solides en masse, la concentration de ces collecteurs dans la phase liquide sortant du circuit de flottation est généralement inférieure au mg/l (tableau 9). Une partie des collecteurs se concentre à l'interface minéral-eau, une autre à l'interface air-eau et une dernière reste enfin en solution.

**Tableau 9 – Concentration des collecteurs en solution, à l'entrée et à la sortie du circuit de flottation [71]**

| Collecteur            | Minéral flotté          | Concentration (mg/l) |             |
|-----------------------|-------------------------|----------------------|-------------|
|                       |                         | à l'entrée           | à la sortie |
| Dithiophosphate de Na | Sphalérite              | 15                   | 0,1         |
| Ethylxanthate de Na   | Molybdénite             | 10                   | 0,19        |
| Ethylxanthate de Na   | Galène                  | 12,5                 | < 0,1       |
| Ethylxanthate de Na   | Chalcopyrite-Sphalérite | 94                   | 1,7         |

Les **moussants**, employés à des concentrations très faibles, n'interviennent que pour une fraction de l'ordre du mg/l dans les effluents liquides. La teneur en carbone organique est inférieure ou égale à 1 mg/l et la demande chimique en oxygène (DCO) est comprise entre 10 et 90 mg/l.

Les électrolytes des effluents liquides peuvent provenir du **mine-rai** par dissolution d'espèces minérales ou par ajout d'activants et de déprimants, ou de divers modulateurs de la flottation. Le tableau 10 donne les concentrations de certains éléments dans les effluents.

**Tableau 10 – Concentrations de quelques éléments dans les eaux de flottation**

| Élément          | Concentration (mg/l) |
|------------------|----------------------|
| Cu               | 0,06-51,0            |
| Zn               | 0,01-8,5             |
| Cr               | < 0,02-0,67          |
| CN               | < 0,01-0,03          |
| SiO <sub>2</sub> | 4,7-47               |

### 7.3 Toxicité des effluents

Les réactifs organiques de flottation sont en général biodégradables et les concentrations résiduelles dans les effluents liquides sont le plus souvent inférieures aux concentrations léthales données dans le tableau 11. Cependant, certains métaux, comme Zn et Cu, et les cyanures peuvent être présents à des concentrations non compatibles avec les normes de rejet en milieu naturel. Toutefois, ces éléments se sont avérés moins toxiques dans une eau dure que dans une eau pure. Pour le pH, une étude a montré que les poissons peuvent vivre dans un domaine compris entre 4 et 9.

**Tableau 11 – Toxicité de quelques réactifs de flottation sur des poissons vivant en eau douce [71] [72]**

| Réactifs            | Concentration léthale, (mg/l) |
|---------------------|-------------------------------|
| Xanthates           | 0,18 à 1 000                  |
| Dithiophosphates    | 0,1 à 10 000                  |
| Thionocarbamates    | 10 à 100                      |
| Acides gras         | 5 à 100                       |
| Sulfonates          | 0,2 à 100                     |
| Amines              | 5 à 1 100                     |
| Alcools             | 100 à 17 000                  |
| Acide crésylique    | 3,2 à 11,2                    |
| Huile de pin        | 46 à 49                       |
| Sulfures            | 0,007 à 56                    |
| Silicate de soude   | 70 à 247                      |
| Carbonate de sodium | 80                            |
| Sulfate de zinc     | 0,3 à 10                      |
| Sulfate de cuivre   | 0,14 à 2                      |
| Chromates           | 15 à 118                      |
| Cyanure de sodium   | 0,05 à 10                     |

On définit la **concentration léthale** pour un organisme vivant donné, comme étant la concentration d'une substance pour laquelle au bout de 96 heures, 50 % de la population de cet organisme est tuée. Le tableau 11 donne les concentrations léthales de quelques réactifs de flottation pour des poissons d'eau douce [70] [71]. Il faut souligner que, pour une famille de réactifs, ces concentrations léthales varient en fonction de la longueur et de la nature de la chaîne hydrocarbonée, du type de sel (K, Na), de la pureté et du fabricant.

Enfin, les émulsions et les huiles sont dangereuses car elles gênent la respiration en adhérant aux branchies et inhibent la croissance des algues qui constituent la nourriture des poissons.

### 7.4 Recyclage et traitement de l'eau

Le recyclage de l'eau, justifié pour des raisons d'approvisionnement et d'économie, a pris de nos jours une importance majeure. Sur le plan du procédé lui-même, le recyclage est d'autant plus facile qu'il s'applique à la flottation d'un seul métal. Il devient plus délicat dans la flottation différentielle de plusieurs sulfures, où il est nécessaire de rendre compatible la qualité de l'eau recyclée avec celle exigée par une flottation sélective. Pour ce faire, une solution consiste à installer, entre deux circuits de flottation, un épaisseur dont la surverse est recyclée en tête du circuit amont. Pour les minerais carbonatés, le recyclage de l'eau conduit à des dépôts et encroûtements de carbonate ou sulfate de calcium dans les canalisations.

Sur le plan de la qualité de l'eau, il faut noter que des pluies abondantes peuvent mettre en solution des métaux contenus dans la digue à stériles et, de ce fait, dans l'eau recyclée ou rejetée dans le milieu naturel.

La situation est cependant en train d'évoluer : si la plupart des installations font appel seulement à des techniques de clarification physique, les techniques mises en œuvre pour le traitement des eaux dans diverses industries sont de plus en plus utilisées dans l'industrie minière.