

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

UNE ÉTUDE EN USINE PILOTE DE  
LA PRODUCTION DE BOUES À HAUTE DENSITÉ DURANT  
LE TRAITEMENT DES EAUX DE DRAINAGE MINIER ACIDE

BERNARD AUBÉ  
DÉPARTEMENT DES GÉNIES CIVIL, GÉOLOGIQUE, ET DES MINES  
ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

MÉMOIRE PRÉSENTÉ EN VUE DE L'OBTENTION  
DU DIPLOME DE MAÎTRISE ÈS SCIENCES APPLIQUÉES  
(GÉNIE MINÉRAL)  
AVRIL 2004

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

Ce mémoire intitulé :

UNE ÉTUDE EN USINE PILOTE DE  
LA PRODUCTION DE BOUES À HAUTE DENSITÉ DURANT  
LE TRAITEMENT DES EAUX DE DRAINAGE MINIER ACIDE

présenté par : AUBÉ Bernard

en vue de l'obtention du diplôme de : Maîtrise ès sciences appliquées

a été dûment accepté par le jury constitué de :

M. ZAGURY, Gérard, Ph.D., président

M. AUBERTIN, Michel, Ph.D., membre et directeur de recherche

M. CABRAL, Alexandre, Ph.D., membre

## REMERCIEMENTS

Les essais en usine pilote qui font l'objet de cette étude ont été complétés chez la compagnie minière Noranda, à la Division Heath Steele. Plusieurs participants doivent être remerciés pour leur contribution au projet. Serge Payant était responsable de la mise en place de l'usine pilote et a participé à toutes les décisions concernant l'opération de l'usine. Il était aussi responsable de la formation des opérateurs, y inclus celle de l'auteur. Les autres opérateurs d'usine, Aaron Martin et Melissa Skidd, ont aussi contribué à cette étude par leur excellent travail.

Les décisions importantes étaient prises par un comité géré par M. Vern Coffin, directeur chez Noranda. Les autres membres du comité (avec l'auteur et M. Payant) étaient Brian Hoffman, Rick Schwenger, et Mike Patterson, tous employés par Noranda. Ils ont donc contribué au succès du projet. J'aimerais aussi remercier Noranda et en particulier Robert Prairie pour la permission d'utiliser les résultats issus de ce projet comme sujet de mémoire de maîtrise.

Il me fait aussi plaisir de remercier Guy Desjarlais qui a complété une révision détaillée de la grammaire. Le professeur Michel Aubertin a surpassé ses responsabilités en tant que directeur de recherche en offrant des conseils utiles, particulièrement lors de la phase de rédaction de ce document.

Finalement, j'aimerais remercier tous les membres de ma famille puisqu'ils m'ont toujours appuyé lors de la poursuite de mes activités académiques.

## RÉSUMÉ

Le drainage minier acide (DMA) est le problème environnemental le plus important de l'industrie minière. Afin de minimiser l'impact environnemental du DMA, les ruissellements d'un site minier sont collectés et traités. Le traitement doit permettre de contrôler le pH et de diminuer les concentrations de métaux à des niveaux acceptables. Plusieurs systèmes de traitement existent, mais le plus répandu est le traitement chimique. Dans ce mémoire, la production de boues à haute densité dans le traitement chimique du DMA est étudiée.

Le traitement se fait généralement à la chaux, et comporte le contrôle du pH, la précipitation des métaux sous forme d'hydroxydes, et la séparation des solides produits. Lors de la séparation des solides, une boue est formée qui peut avoir de 1 à 30% de contenu en solides. Les boues à haute densité (BHD) ont un contenu en solides d'au moins 20% (massique). Ces boues réduisent considérablement le volume qui doit être entreposé, ce qui occasionne des économies importantes.

Dans cette étude, deux procédés ont été testés en usine pilote : le procédé BHD conventionnel et le procédé Geco. Afin de créer la boue à haute densité, les deux procédés recirculent les boues formées dans un clarificateur utilisé pour la séparation solide/liquide. Le procédé BHD recircule les boues dans un réacteur d'alcalinisation où elles sont mélangées au lait de chaux. Ce contact sert à enduire les particules avec de la chaux afin d'utiliser ce mélange pour la neutralisation du DMA. Dans le procédé Geco, les boues sont plutôt recirculées au premier réacteur de neutralisation où elles sont mises en contact directement avec le DMA.

L'usine pilote utilisée ici est une unité modulaire qui est alimentée à un débit d'un litre par minute. Le DMA provenait d'un étang collecteur du site minier Heath Steele, division de la compagnie minière Noranda. Sept essais ont été complétés en usine pilote ; le procédé BHD est testé quatre fois et le procédé Geco, trois fois. L'objectif premier de cette campagne était de comparer les deux procédés afin de déterminer lequel est le plus avantageux. Un autre objectif est l'évaluation de l'utilisation d'un réacteur à mélange rapide dans le procédé BHD. Ce réacteur sert à mieux contrôler le pH puisqu'il a un temps de rétention très court. On cherche à savoir si le contrôle du pH se ferait adéquatement sans l'utilisation du réacteur à

mélange rapide, mais il est aussi important de savoir si son utilisation a un impact chimique sur la performance du procédé.

Un troisième objectif qui s'est développé durant de la campagne d'essais pilote porte sur les effets de l'aération dans les réacteurs du procédé Geco. L'air est typiquement pourvu afin d'oxyder le fer ferreux du DMA en fer ferrique. Il est important de compléter cette oxydation puisque le fer ferrique est beaucoup plus stable dans les boues entreposées. Lors du procédé Geco, qui est normalement aéré seulement dans le deuxième réacteur, on a pu constater qu'une oxydation du fer ferreux se faisait dans le premier réacteur où il n'y avait pas d'aération. Cette observation nous a incité à vérifier les effets de l'aération lors du procédé Geco. Les deux derniers tests ont donc été complétés en fonction de ce nouvel objectif.

Les résultats démontrent que le procédé Geco produit usuellement un effluent de meilleure qualité que le procédé BHD. Le contenu en Zn de l'effluent des deux procédés dépasse souvent la norme de 0,5 mg/L de Zn, mais avec le procédé Geco tous les échantillons d'effluent respectent cette norme lorsque le dosage de flocculant dépasse le 25 mg de polymère par gramme de solides. Pour le procédé BHD, la majorité des échantillons collectés sous les mêmes conditions dépassent cette norme.

Le procédé BHD a atteint un maximum de densité des boues de 27% solides alors que le procédé Geco n'a pas dépassé les 25%. Par contre, le procédé Geco a produit légèrement moins de masse de boues puisque moins de gypse et de carbonate de calcium sont formés lors de ce procédé. Le volume final de boue formé ne diffère donc pas de façon significative. En moyenne, le procédé Geco a produit une boue moins visqueuse que le procédé BHD, bien que le Niveau de viscosité des boues est acceptable dans tous les cas.

Lors de tests de lixiviation des boues, le lixiviat du procédé Geco contenait une plus grande concentration de Zn et de Cd. Ce résultat indique que le procédé BHD produirait une boue plus stable. Ceci est dû au fait qu'il y a moins de calcaire de disponible dans les boues du procédé Geco pour neutraliser les acides utilisés pour la lixiviation. Le surplus d'alcalinité dans les boues BHD résulte directement d'une utilisation plus grande de chaux dans ce procédé. Des calculs stœchiométriques démontrent que des économies de plus 18 000\$ en

consommation de chaux sont réalisables annuellement si on préfère le procédé Geco au procédé BHD (pour le cas étudié).

Enfin, le procédé Geco est considéré plus facile d'opération puisque le réacteur d'alcalinisation du procédé BHD requiert beaucoup d'entretien. Dans ce réacteur, où les boues sont mélangées avec le lait de chaux, le mélange très visqueux qui en résulte est difficile à manipuler. Puisque ce mélange ne se fait pas lors du procédé Geco, moins d'entretien est nécessaire afin d'assurer le bon fonctionnement de l'usine.

L'utilisation du réacteur de mélange rapide n'a pas engendré de différence observable. Sans réacteur de mélange rapide, le contrôle de pH demeure excellent. Les qualités d'effluent et de boues étaient pareilles avec ou sans ce réacteur.

Des analyses physiques et chimiques détaillées ont été utilisées afin de mieux comprendre les éléments-clés qui font que la boue est plus dense avec un procédé ou un autre. Pour le procédé BHD, les résultats démontrent que les particules deviennent plus denses grâce à l'agglomération des boues avec la chaux, ce qui favorise les réactions de précipitation à la surface des particules. Cette précipitation en surface forme donc des particules individuelles plus grosses qui peuvent se comprimer lors de la décantation. Dans le cas du procédé Geco, les analyses chimiques des liquides montrent que les métaux sont précipités dans le premier réacteur, où seulement les boues sont mélangées avec le DMA. Ceci indique que l'alcalinité des boues sert à augmenter le pH et engendre la précipitation des métaux. Cette alcalinité provient de minéraux qui font partie intégrante des boues. Les réactions de dissolution de ces minéraux et la précipitation des hydroxydes se produisent donc sur la surface des particules, ce qui fait en sorte que les particules grossissent.

Puisque le Procédé BHD forme des boues plus stables mais qu'il consomme plus de chaux, le choix entre les deux procédés se ferait donc en pondérant l'importance de la stabilité des boues et la consommation de chaux. Il serait aussi possible d'ajouter de l'alcalinité aux boues du procédé Geco à l'entreposage. Les économies en consommation de chaux seraient partiellement perdues si cette option était appliquée, mais elle démontre tout de même la flexibilité du procédé Geco.

## ABSTRACT

Acid mine drainage (AMD) is the single most important environmental problem facing the mining industry today. To prevent impacting the immediate environment, mine site drainage is collected and treated prior to release. Treatment requires that the AMD meet a specific pH range and maximum levels for metals as enforced by legislation. There are many methods used for treating AMD but the most common is chemical treatment. The topic of study in this thesis is the production of high-density sludge in the treatment of AMD.

Chemical treatment of AMD is typically completed by neutralisation with lime, precipitation of metals as hydroxides, and solid-liquid separation. Separating the solids creates a sludge and a clear effluent which meets discharge criteria. The sludge can contain 1 to 30% solids, depending on the applied process. High-density sludge (HDS) is typically defined as having at least 20% solids content. Producing a dense sludge is important as the resulting reduction in the volume of sludge generates significant savings in storage costs.

This study was completed using a pilot plant with two processes under evaluation: the conventional HDS Process and the Geco Process. Both these processes recycle sludge collected from the clarifier in order to form a high-density sludge. The difference between the two is primarily that sludge is contacted to lime slurry in the HDS Process. This contact coats the sludge particles and the mixture is used for AMD neutralisation. In the Geco Process, the recycled sludge is contacted directly to the AMD in the first reactor of the process.

The processes were tested in a pilot plant designed for treating a flowrate of 1 litre per minute of AMD. The unit is modular and can therefore be arranged to simulate different processes by modifying the reactor arrangement. The AMD was fed from a collection pond at Noranda Inc., Heath Steele Division. The primary objective of this pilot campaign was to compare the two processes mentioned above. Seven pilot trials were completed; four applying the HDS Process and three using the Geco Process.

Another objective of the pilot campaign was evaluating the need for a Rapid Mix Tank (RMT). The RMT is a small reactor used primarily for pH control and has been included in all major plants operating the HDS Process in years prior to the construction of the Heath Steele plant. With the complex automated process control systems now available, it was considered unnecessary to include this reactor for pH control. This had to be tested in the pilot scale, not only to verify that the pH control is adequate, but also to ensure that removing this reactor did not affect the process chemistry.

An objective which was developed during the pilot campaign concerned aeration in the Geco Process. Normally, air is added in the second reactor of the Geco Process for oxidation of ferrous iron to ferric iron. This is done because ferric sludges are considerably more stable than ferrous sludges when stored. Sampling showed that oxidation was occurring in the first reactor, where only sludge was added and no air was supplied. This observation prompted further investigation into the effects of aeration. This was done by running with and without air in both reactors.

Test results show that the Geco Process produces a slightly better effluent quality. Due to a poorly designed clarifier, both processes often surpassed the 0.5 mg/L effluent Zn target concentration, but the Geco effluent always met it when the polymer dosage was at least 25 mg of flocculant per gram of solids. Even at this dosage, the HDS effluent Zn concentration most often exceeded this limit.

The HDS Process reached a maximum sludge density of 27%, while the maximum from the Geco Process was of 25% solids. Conversely, the Geco Process produced less mass of solids due to the formation of less gypsum and calcium carbonate. The final volume of sludge formed by the two processes does not differ significantly. In all cases, the sludge viscosity was low enough that no problems would be expected with pumping in a full scale treatment plant. That being said, the Geco Process produced sludge with a lower viscosity than the HDS Process on average.

Sludge leaching tests show a little more mobility of zinc and cadmium in the Geco sludges. This means that sludges produced with the HDS Process are more stable. Analytical results

show this to be caused by higher calcium carbonate and magnesium hydroxide contents in the HDS sludge. This excess alkalinity in the HDS sludge can be directly related to greater lime consumption. As the Geco sludge contains less of this excess alkalinity, less lime is used to form the sludge. Stoichiometry calculations show that more than \$18,000 per year can be saved in lime costs by applying the Geco Process over the HDS Process in the full scale.

The operating efficiency is considered lower with the HDS Process because the Lime/Sludge Mix Tank is a high maintenance item. This reactor requires frequent cleaning as the mixture of lime and sludge is very viscous and difficult to handle. The Geco Process does not have such a mixture and is therefore considered lower maintenance.

Even though the two evaluated processes recycle sludge to a different location, both can form a dense sludge. High-density sludge formation is principally due to precipitation reactions occurring on the surface of existing particles. For the HDS Process, the action of coating the sludge particles with lime forces the precipitation reactions to occur on the surface of the particles and thereby increases their particle size. Liquid samples extracted from the first reactor of the Geco process show that essentially all the metals are precipitated in this reactor. As only sludge is added to the AMD in this vessel, it is clear that precipitation is caused by partial dissolution of the sludge to increase the pH. As the dissolving minerals are an integral part of the sludge, the dissolution and precipitation reactions occur on the surface of the sludge precipitates and result in growth of these particles.

The Geco Process therefore consumes less lime as the alkaline mineral by-products are used for partial neutralisation of the AMD within the process. A greater concentration of those same alkaline minerals being part of the HDS sludge causes it to be more stable than the Geco sludge. For a particular site, the choice of process would require prioritisation of sludge stability versus lime consumption. It is also possible to add alkalinity to the Geco sludge to increase long-term stability, but this would likely bring the total lime consumption in-line with that of the HDS Process. Nevertheless, this shows that more flexibility is available when using the Geco Process.

## TABLE DES MATIÈRES

<b>REMERCIEMENTS</b> .....	iv
<b>RÉSUMÉ</b> .....	v
<b>ABSTRACT</b> .....	viii
<b>TABLE DES MATIÈRES</b> .....	xi
<b>LISTE DES TABLEAUX</b> .....	xiv
<b>LISTE DES FIGURES</b> .....	xvi
<b>LISTE DES ABRÉVIATIONS</b> .....	xviii
<b>LISTE DES ANNEXES</b> .....	xix
<b>CHAPITRE 1 : INTRODUCTION</b> .....	<b>1</b>
1.1    Préambule .....	1
1.2    Description du projet .....	3
<b>CHAPITRE 2 : LA NEUTRALISATION DU DMA</b> .....	<b>5</b>
2.1    Composantes des procédés de neutralisation .....	5
2.1.1    Neutralisation du DMA et précipitation des métaux .....	5
2.1.2    Oxydation du fer .....	7
2.1.3    Formation de gypse .....	8
2.1.4    Floculation des précipités .....	8
2.1.5    Séparation solide/liquide .....	9
2.2    Bassin de sédimentation .....	9
2.3    Co-déposition .....	10
2.4    Traitement conventionnel .....	11
2.5    Procédé de boues à haute densité (BHD) .....	12
2.5.1    Procédé BHD Bethlehem Steel .....	13
2.5.2    Procédé BHD Cominco .....	15
2.6    Variantes du procédé BHD .....	17
2.7    Le procédé Geco .....	19
2.8    Autres aspects de la neutralisation chimique du DMA .....	20
<b>CHAPITRE 3 : MÉTHODOLOGIE ET DESCRIPTION DES ESSAIS</b> .....	<b>23</b>
3.1    Usine pilote Noranda .....	23

3.2	Méthodologies d'échantillonnage .....	25
3.2.1	Échantillonnage et analyses chimiques des liquides .....	25
3.2.2	Détermination du contenu en fer ferreux.....	26
3.2.3	Suivi des essais.....	27
3.2.4	Production de solides (et rapport de recirculation).....	27
3.2.5	Concentration de solides des pulpes et des boues .....	27
3.2.6	Analyse chimique des solides.....	28
3.2.7	Mesure de la viscosité des boues.....	29
3.2.8	Détermination de la stabilité des boues .....	29
3.2.9	Grosseur des particules et microscopie .....	29
3.3	Description des essais en usine pilote .....	30
3.3.1	Test 1 .....	34
3.3.2	Test 2 .....	34
3.3.3	Test 3 .....	38
3.3.4	Test 4 .....	38
3.3.5	Test 5 .....	41
3.3.6	Test 6 .....	43
3.3.7	Test 7 .....	43
3.4	Qualité du DMA.....	46
3.5	Choix du flocculant.....	48
3.6	Caractéristiques physiques des boues.....	49
3.6.1	Densité des boues .....	49
3.6.2	Viscosité des boues.....	51
3.7	Consommation de chaux .....	53
3.8	Entartrage .....	54
3.9	Réacteur de mélange rapide.....	54
<b>CHAPITRE 4 : ÉVALUATION CHIMIQUE DES PROCÉDÉS .....</b>		<b>55</b>
4.1	Contrôle de la qualité .....	55
4.2	Alimentation.....	56
4.3	Effluent.....	58
4.3.1	Effluent filtré .....	58
4.3.2	Effluent non-filtré.....	59

4.3.3	Représentativité de l'effluent.....	63
4.4	Réacteurs .....	64
4.4.1	Réacteurs de neutralisation.....	65
4.4.2	Réacteur d'alcalinisation (Procédé BHD) .....	68
4.4.3	Réacteur 1 du procédé Geco.....	68
4.4.4	Oxydation du fer ferreux .....	71
4.5	Boues.....	73
4.5.1	Stabilité des boues .....	74
4.5.2	Grosseur des particules.....	76
4.5.3	Analyses microscopiques des boues.....	77
4.6	Carbone inorganique .....	79
4.6.1	Le carbone inorganique et le procédé Geco .....	83
4.6.2	Impact du carbone inorganique sur la consommation de chaux.....	85
4.7	Discussion .....	87
4.7.1	Procédé BHD.....	87
4.7.2	Procédé Geco.....	88
4.7.3	Avantages et inconvénients des procédés.....	88
<b>CHAPITRE 5 : CONCLUSION ET RECOMMANDATIONS.....</b>		<b>91</b>
5.1	Conclusions .....	91
5.2	Recommandations pour études futures.....	92
<b>RÉFÉRENCES .....</b>		<b>94</b>
<b>ANNEXES.....</b>		<b>98</b>

## LISTE DES TABLEAUX

Tableau 1.1 : Plages de concentrations typiques d'éléments dans le DMA (Aubé, 1999b).....	1
Tableau 1.2 : Limites permises pour certaines substances nocives (Canada, 2002).....	2
Tableau 2.1 : Concentrations mesurées à l'usine Sullivan (Kuit, 1980).....	16
Tableau 3.1 : Résumé des caractéristiques des essais pilotes.....	31
Tableau 3.2 : Plages de concentration des métaux et données physico-chimiques de l'eau de l'alimentation (DMA).....	46
Tableau 3.3 : Consommation de chaux des procédés.....	53
Tableau 4.1 : Limites de détection et contrôle de qualité des analyses chimiques.....	56
Tableau 4.2 : Valeurs moyennes et médianes des concentrations d'éléments dans l'alimentation des essais.....	57
Tableau 4.3 : Valeurs moyennes et médianes des concentrations d'éléments dans l'effluent filtré.....	59
Tableau 4.4 : Valeurs moyennes et médianes des concentrations d'éléments dans l'effluent non-filtré.....	60
Tableau 4.5 : Valeurs moyennes et médianes des concentrations d'éléments dans l'effluent non-filtré des procédés avec Percol E10.....	60
Tableau 4.6 : Valeurs moyennes et médianes des concentrations d'éléments en solution dans les réacteurs de neutralisation.....	66
Tableau 4.7 : Résultats des analyses des solides dans les réacteurs de neutralisation.....	67
Tableau 4.8 : Comparaison entre les valeurs moyennes des résultats d'analyse des solides issus des deux procédés.....	67
Tableau 4.9 : Données physico-chimiques mesurées au réacteur 1 lors des essais avec le procédé Geco.....	69
Tableau 4.10 : Valeurs moyennes et médianes des concentrations en solution dans le réacteur 1 du procédé Geco.....	69
Tableau 4.11 : Valeurs moyennes des concentrations d'éléments majeurs dans les solides du R1 du procédé Geco.....	71
Tableau 4.12 : Résultats des analyses chimiques des solides dans les boues.....	73
Tableau 4.13 : Comparaison entre les valeurs moyennes de concentrations d'éléments dans les boues des deux procédés.....	74
Tableau 4.14 : Principaux résultats des essais de lixiviation des boues.....	75
Tableau 4.15 : Grosseur des particules de boues.....	76
Tableau 4.16 : Analyses du carbone total, organique et inorganique dans les précipités.....	81

Tableau 4.17 : Valeurs moyennes du contenu de CI des procédés.....	82
Tableau 4.18 : Comparaison du contenu de CI des boues du procédés Geco .....	83
Tableau 4.19 : Consommation de chaux relative à la formation de calcite.....	86

## LISTE DES FIGURES

Figure 2.1 : Solubilité de certains hydroxydes métalliques en fonction du pH (MEND, 2001) .....	7
Figure 2.2 : Bassin de sédimentation typique.....	10
Figure 2.3 : Procédé conventionnel de traitement du DMA.....	12
Figure 2.4 : Procédé de boues à haute densité conventionnel (Kuit, 1980) .....	13
Figure 2.5 : Procédé Geco développé par Noranda.....	19
Figure 3.1 : Photo de l'usine pilote utilisée à Heath Steele.....	23
Figure 3.2 : Schéma du clarificateur de l'usine pilote.....	25
Figure 3.3 : Schéma du procédé BHD tel qu'appliqué lors des tests 1, 2B, et 2C .....	31
Figure 3.4 : Schéma du procédé BHD tel qu'appliqué lors des tests 2A, 3, et 5.....	32
Figure 3.5 : Schéma du procédé Geco tel qu'appliqué lors du test 4A .....	32
Figure 3.6 : Schéma du procédé Geco tel qu'appliqué lors des tests 4B, 4C, et 4D .....	32
Figure 3.7 : Schéma du procédé Geco modifié tel qu'appliqué au test 6 .....	33
Figure 3.8 : Schéma du procédé Geco modifié tel qu'appliqué au test 7 .....	33
Figure 3.9 : Test 1 : Concentrations de Zn et de Fe dans l'alimentation, concentrations de Zn et de Fe dans l'effluent, et densité des boues, tous en fonction du temps.....	35
Figure 3.10 : Test 2 : Concentrations de Zn et de Fe dans l'alimentation, concentrations de Zn et de Fe dans l'effluent, et densité des boues, tous en fonction du temps .....	37
Figure 3.11 : Test 3 : Concentrations de Zn et de Fe dans l'alimentation, concentrations de Zn et de Fe dans l'effluent, et densité des boues, tous en fonction du temps .....	39
Figure 3.12 : Test 4 : Concentrations de Zn et de Fe dans l'alimentation, concentrations de Zn et de Fe dans l'effluent, et densité des boues, tous en fonction du temps .....	40
Figure 3.13 : Test 5 : Concentrations de Zn et de Fe dans l'alimentation, concentrations de Zn et de Fe dans l'effluent, et densité des boues, tous en fonction du temps .....	42
Figure 3.14 : Test 6 : Concentrations de Zn et de Fe dans l'alimentation, concentrations de Zn et de Fe dans l'effluent, et densité des boues, tous en fonction du temps .....	44
Figure 3.15 : Test 7 : Concentrations de Zn et de Fe dans l'alimentation, concentrations de Zn et de Fe dans l'effluent, et densité des boues, tous en fonction du temps .....	45
Figure 3.16 : Concentrations de fer et de zinc dans l'alimentation de l'usine pilote .....	47

Figure 3.17 : Courbes de densité pour les tests utilisant le Percol E10.....	49
Figure 3.18 : Valeur de la densité maximale des boues selon chaque test.....	50
Figure 3.19 : Viscosité des boues en fonction de la densité.....	51
Figure 3.20 : Viscosité moyenne des boues de tous les tests (10 à 25% solides).....	52
Figure 4.1 : Relation entre le contenu en solides de la pulpe et la concentration de Zn dans l'effluent .....	61
Figure 4.2 : Relation entre le dosage de Percol E10 et la concentration de Zn de l'effluent.....	62
Figure 4.3 : Changement des concentrations de Ca lors des diverses étapes du procédé Geco .....	70
Figure 4.4 : Résultats des essais de lixiviation des boues .....	75
Figure 4.5 Photo MEB des boues du test 2 avec une magnification de 3 000 fois (BHD - 19% solides).....	77
Figure 4.6 : Photo MEB des boues du test 4 avec une magnification de 3 000 fois (Geco - 22% solides).....	78
Figure 4.7 : Photo MEB des boues du test 5 avec une magnification de 3 000 fois (BHD - 21% solides).....	78
Figure 4.8 : Photo MEB des boues du test 7 avec une magnification de 3 000 fois (Geco - 21% solides).....	79
Figure 4.9 : Équilibre du carbone inorganique dissous en relation avec le pH (source : <a href="http://www.bio.psu.edu/courses/fall2002/biol435/Class_Notes/4">www.bio.psu.edu/courses/fall2002/biol435/Class_Notes/4</a> , septembre, 2003) .....	80