

Titre: Une étude en usine pilote de la production de boues à haute densité durant le traitement des eaux de drainage minier acide
Title:

Auteur: Bernard Aubé
Author:

Date: 2004

Type: Mémoire ou thèse / Dissertation or Thesis

Référence: Aubé, B. (2004). Une étude en usine pilote de la production de boues à haute densité durant le traitement des eaux de drainage minier acide [Mémoire de maîtrise, École Polytechnique de Montréal]. PolyPublie.
Citation: <https://publications.polymtl.ca/7173/>

 **Document en libre accès dans PolyPublie**
Open Access document in PolyPublie

URL de PolyPublie: <https://publications.polymtl.ca/7173/>
PolyPublie URL:

Directeurs de recherche: Michel Aubertin
Advisors:

Programme: Non spécifié
Program:

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



National Library
of Canada

Bibliothèque nationale
du Canada

Acquisitions and
Bibliographic Services

Acquisitions et
services bibliographiques

395 Wellington Street
Ottawa ON K1A 0N4
Canada

395, rue Wellington
Ottawa ON K1A 0N4
Canada

Your file *Votre référence*

ISBN: 0-612-91931-5

Our file *Notre référence*

ISBN: 0-612-91931-5

The author has granted a non-exclusive licence allowing the National Library of Canada to reproduce, loan, distribute or sell copies of this thesis in microform, paper or electronic formats.

L'auteur a accordé une licence non exclusive permettant à la Bibliothèque nationale du Canada de reproduire, prêter, distribuer ou vendre des copies de cette thèse sous la forme de microfiche/film, de reproduction sur papier ou sur format électronique.

The author retains ownership of the copyright in this thesis. Neither the thesis nor substantial extracts from it may be printed or otherwise reproduced without the author's permission.

L'auteur conserve la propriété du droit d'auteur qui protège cette thèse. Ni la thèse ni des extraits substantiels de celle-ci ne doivent être imprimés ou autrement reproduits sans son autorisation.

In compliance with the Canadian Privacy Act some supporting forms may have been removed from this dissertation.

Conformément à la loi canadienne sur la protection de la vie privée, quelques formulaires secondaires ont été enlevés de ce manuscrit.

While these forms may be included in the document page count, their removal does not represent any loss of content from the dissertation.

Bien que ces formulaires aient inclus dans la pagination, il n'y aura aucun contenu manquant.

Canada

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, Gérald, 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 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 collectée 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

REMERCIEMENTS	iv
RÉSUMÉ	v
ABSTRACT	viii
TABLE DES MATIÈRES	xi
LISTE DES TABLEAUX	xiv
LISTE DES FIGURES	xvi
LISTE DES ABRÉVIATIONS	xviii
LISTE DES ANNEXES	xix
CHAPITRE 1 : INTRODUCTION	1
1.1 Préambule.....	1
1.2 Description du projet.....	3
CHAPITRE 2 : LA NEUTRALISATION DU DMA	5
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
CHAPITRE 3 : MÉTHODOLOGIE ET DESCRIPTION DES ESSAIS	23
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
CHAPITRE 4 : ÉVALUATION CHIMIQUE DES PROCÉDÉS		55
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
CHAPITRE 5 : CONCLUSION ET RECOMMANDATIONS.....		91
5.1	Conclusions	91
5.2	Recommandations pour études futures.....	92
RÉFÉRENCES		94
ANNEXES.....		98

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 : www.bio.psu.edu/courses/fall2002/biol435/Class_Notes/4 , septembre, 2003)	80

LISTE DES ABRÉVIATIONS

AA : absorption atomique

AMD : (anglais) acid mine drainage (français : DMA)

BHD : boues à haute densité

CI : carbone inorganique

CO : carbone organique

DMA : drainage minier acide

HDS : (anglais) high-density sludge (français : BHD)

CTN : Centre de technologie Noranda

ICP-AES : Inductively Coupled Plasma - Atomic Emission Spectroscopy ou Spectrométrie
d'Émission Atomique - Source Plasma à Couplage Inductif

MEB : microscopie électronique à balayage

OD : oxygène dissous

R1 : réacteur 1 du procédé Geco ou réacteur de neutralisation du procédé BHD

R2 : réacteur 2 du procédé Geco

redox : potentiel d'oxydoréduction

RMR : réacteur de mélange rapide

RN : réacteur de neutralisation – R1 pour procédé BHD et R2 pour procédé Geco

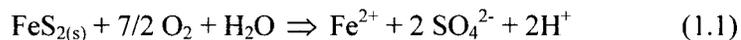
LISTE DES ANNEXES

ANNEXE I : Analyses chimiques par absorption atomique.....	98
ANNEXE II : Analyses chimiques par ICP.....	106
ANNEXE III : Résultats d'analyse des solides.....	129
ANNEXE IV: Résultats des essais de lixiviation	132

CHAPITRE 1 : INTRODUCTION

1.1 Préambule

Le drainage minier acide (DMA) est le problème environnemental le plus important de l'industrie minière. Le DMA est le résultat d'oxydation de sulfures de métaux souvent présents dans les parcs à résidus et les stériles des mines de métaux de base, telles les mines de cuivre, zinc ou plomb. La pyrite (FeS_2) est le minéral le plus répandu qui cause la formation du DMA selon la réaction simplifiée suivante (SRK, 1989, Brown et al., 2002) :



Des réactions semblables sont aussi connues pour la chalcopryrite (CuFeS_2), la galène (PbS), et la sphalérite (ZnS) entre autres (SRK, 1989, Brown et al., 2002). Ces réactions mettent en solution des métaux, du sulfate, et de l'acidité. Les métaux les plus communs sont le fer, le zinc, le cuivre, le nickel, le cadmium, l'aluminium, le manganèse, et le plomb. Le pH se situe typiquement entre 2,0 et 4,0. Le tableau 1.1 démontre les intervalles typiques des concentrations de ces métaux dans le drainage minier acide.

Élément	Minimum Typique (mg/L)	Maximum Typique (mg/L)
Fe	50	1000
Zn	10	200
Cu	<1	50
Pb	<1	10
Ni	<1	100
S (sous forme de sulfate)	400	1500

Le pH acide et les métaux mentionnés ci-haut peuvent être toxiques à la faune aquatique si certains niveaux sont surpassés (Brown et al., 2002). Afin de prévenir les effets néfastes des mines, les gouvernements canadien et provinciaux ont émis des normes de concentrations

maximales de métaux pouvant être rejetés dans les cours d'eau. Ces limites varient selon les concentrations naturelles des régions, la vulnérabilité de l'écosystème environnant, et la technologie applicable. Le « Règlement sur les effluents des mines de métaux » émis par le gouvernement canadien prescrit les limites montrées au tableau 1.2.

Tableau 1.2 : Limites permises pour certaines substances nocives (Canada, 2002)

Élément	Concentration maximale acceptable (moyenne mensuelle)
Arsenic	0,5 mg/L
Cuivre	0,3 mg/L
Plomb	0,2 mg/L
Nickel	0,5 mg/L
Zinc	0,5 mg/L
Total des solides en suspension	15 mg/L

Il y a plusieurs modes de traitement reconnus pour neutraliser cette eau et décharger un effluent non-toxique à l'environnement. La neutralisation chimique, le traitement biologique, l'osmose inversée, la distillation, l'extraction par solvant, et l'extraction par électrolyse sont des exemples connus de traitement. De toutes ces méthodes, la neutralisation chimique est la seule qui est utilisée de façon courante pour des problèmes de DMA d'importance. La neutralisation à la chaux représente le standard de l'industrie puisque cette méthode est efficace, fiable, et généralement moins dispendieuse que les autres méthodes de traitement. Plusieurs modes de récupération des métaux sont aussi étudiés mais les coûts sont tels qu'il est moins dispendieux de précipiter les métaux et de rejeter les boues. Il n'est pas non plus économique de récupérer les métaux des boues formées par la neutralisation chimique puisque le contenu en métaux récupérables est généralement petit en comparaison du contenu en eau, gypse, et hydroxydes de fer.

Les méthodes de neutralisation chimique sont les plus utilisées pour contrôler la qualité des effluents miniers. Il existe plusieurs procédés avec des différences souvent subtiles, mais qui font que les qualités d'effluent et de boues peuvent être très différentes. Il est généralement souhaitable de produire une boue à haute densité afin d'économiser sur les coûts d'entreposage.

Les boues sont typiquement entreposées sur le site minier, et elles doivent y rester à perpétuité. Afin de minimiser l'impact de ces boues, des étangs étanches sont souvent construits pour contenir le volume des boues produites pour plusieurs années (Zinck et al., 1997). Il est évident qu'une boue à basse densité (1 à 3% de solides) occupe beaucoup plus d'espace qu'une boue à haute densité (15 à 30% de solides).

1.2 Description du projet

En 1996, la division Heath Steele de la compagnie minière Noranda planifiait la construction d'une usine de traitement du DMA (Aubé, 1999a). Il avait été décidé que le procédé de boue à haute densité (BHD) serait appliqué. La possibilité d'éliminer le réacteur de mélange rapide (RMR) avait été envisagée. Ce réacteur sert à améliorer le contrôle du pH puisque c'est un réacteur avec un temps de rétention très court, qui permet une action plus rapide lorsque des changements d'acidité ou de débit du DMA surviennent. Avec les systèmes d'automatisation améliorés, on croyait que le réacteur de mélange rapide ne serait pas nécessaire. On devait toutefois savoir si ce réacteur avait un effet sur la chimie du procédé. Il a donc été décidé d'effectuer une campagne d'essais en usine pilote. L'objectif primaire du projet était donc de vérifier la nécessité d'un réacteur à mélange rapide.

Noranda est l'inventeur d'un autre procédé de neutralisation dénommé le procédé Geco (Aubé et Payant, 1997). Ce procédé n'a pas été testé de façon rigoureuse lors de sa mise en production à la mine Geco (autre division Noranda). Un autre volet de la campagne en usine pilote s'est donc ajouté, soit celui de comparer la performance du procédé Geco avec le procédé BHD. Plusieurs critères ont été utilisés pour cette comparaison détaillée. Ces critères sont énumérés ici en ordre relatif d'importance :

1. Qualité de l'effluent : les concentrations de métaux et les matières en suspension sont réglementées et doivent donc respecter certains critères. Dans le cas de Heath Steele, c'est la concentration de zinc de 0,5 mg/L qui est le plus difficile à atteindre.
2. Densité des boues : les coûts de déposition des boues sont souvent importants. Le procédé qui forme la boue avec la plus haute densité engendre des économies puisque son volume est réduit.

3. Masse de boue produite : si un procédé forme une masse solide de boues plus faible, des économies sont réalisées au même titre que pour la densité des boues.
4. Consommation de chaux : la chaux est le réactif le plus dispendieux lors du traitement du DMA ; réduire son utilisation est un avantage important.
5. Viscosité des boues : les boues visqueuses produites à certaines usines peuvent causer de sérieux problèmes opérationnels puisqu'elles sont très difficiles à manipuler.
6. Stabilité des boues : la déposition des boues à long terme occasionne un certain risque de lixiviation éventuel. Différents procédés peuvent former une boue chimiquement différente. La stabilité résultante des boues est donc un aspect important.
7. Entartrage : certains procédés de neutralisation occasionnent assez d'entartrage dans les réacteurs et les conduites pour que les opérations soient périodiquement suspendues afin de détartrer les équipements. Ces travaux sont dispendieux et peuvent survenir à des moments critiques.
8. Facilité d'opération : il est possible, en usine pilote, d'identifier des aspects d'un procédé qui peuvent demander plus ou moins d'entretien et les économies peuvent être importantes lorsque moins d'entretien est nécessaire.

La démarche suivie dans ce mémoire est la suivante. Après l'introduction, la chimie de la neutralisation est expliquée. Une revue bibliographique présente ensuite les procédés existants pour le traitement chimique du DMA. Le chapitre 3 présente les méthodologies utilisées lors de l'opération de l'usine pilote, incluant l'échantillonnage et les mesures physico-chimiques. Les tests complétés sont ensuite détaillés en décrivant aussi les résultats des essais. La chimie détaillée pour les divers essais est présentée et discutée de façon comparative au chapitre 4. Finalement, une conclusion et des recommandations sont proposées.

Ce projet a permis de mieux comprendre les étapes de formation de boue à haute densité avec les procédés BHD et Geco. Les principales forces et les faiblesses des deux procédés sont révélées. Ce mémoire permettra aux opérateurs miniers d'être mieux informés lorsqu'ils choisiront le procédé à appliquer sur leur site.

CHAPITRE 2 : LA NEUTRALISATION DU DMA

Ce chapitre décrit les étapes menant à la neutralisation du DMA et les différents procédés qui sont utilisés pour compléter cette neutralisation. La première section traite de la chimie de base et des étapes communes à tous les procédés de neutralisation.

2.1 Composantes des procédés de neutralisation

Pour tous les procédés de neutralisation chimique existants, il existe des étapes communes. Ces étapes comprennent le contact d'un agent alcalin avec le DMA et la séparation des précipités du liquide neutralisé. L'agent alcalin est très souvent la chaux, ce qui ajoute donc la formation d'un lait de chaux comme partie de l'usine de neutralisation. Les usines de traitement (contrairement aux traitements en étang) utilisent normalement un clarificateur afin d'effectuer la séparation solide/liquide. Ceci entraîne l'utilisation d'un flocculant afin d'agglomérer les précipités et améliorer leur efficacité de décantation. Il est aussi souvent nécessaire d'oxyder le fer ferreux en ferrique afin d'améliorer la stabilité des boues produites. Chacune de ces étapes est traitée dans les sections suivantes.

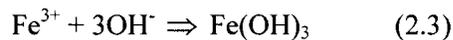
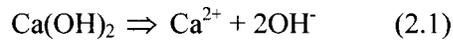
2.1.1 Neutralisation du DMA et précipitation des métaux

Afin de neutraliser le DMA, un agent alcalin propice à une réaction rapide est nécessaire. À cette fin, la chaux hydratée ($\text{Ca}(\text{OH})_2$), la chaux vive (CaO), le carbonate de sodium (Na_2CO_3), et l'hydroxyde de sodium (NaOH) sont les choix les plus communs. Le carbonate de calcium (CaCO_3 , calcaire) peut être utilisé pour un prétraitement mais la réaction est trop lente pour augmenter le pH du DMA au niveau nécessaire pour respecter les normes en concentrations de métaux. L'hydroxyde de sodium et le carbonate de sodium sont considérablement plus dispendieux que la chaux et sont donc utilisés seulement dans des conditions spéciales. Une de ces conditions spéciales serait que des limites de conformité particulières soient appliquées lorsque la dureté de l'effluent est importante à l'équilibre de l'écosystème régional. La soude caustique peut aussi être utilisée pour de très petits débits. Bien que plus dispendieuse que la

chaux, l'utilisation de la soude caustique est simple et elle pourrait même causer moins de problèmes environnementaux dans certains cas.

Pour les grands débits, la chaux vive est l'agent alcalin le moins dispendieux mais nécessite un système d'hydratation à haute température sur place. La chaux hydratée est simple à utiliser, efficace, et un peu plus dispendieuse que la chaux vive. Dans l'industrie minière, la chaux vive et la chaux hydratée sont de loin les agents alcalins les plus utilisés (MacDonald et al., 1989, SENES, 1999, Brown et al., 2002).

Pour ces deux agents alcalins, un lait de chaux est normalement formé afin de contrôler le pH de façon efficace. Le lait de chaux contient typiquement de 10 à 25% de solides $[\text{Ca}(\text{OH})_2]$ et est théoriquement identique qu'il provienne d'une chaux hydratée ou vive. Lors de la neutralisation conventionnelle, le lait de chaux est mis en contact directement avec le DMA. Les réactions principales de précipitation se produisent comme suit :



Me^{x+} représente les autres métaux lourds présents dans le DMA. Si le Fe^{3+} ou l' Al^{3+} est le seul métal à traiter, le pH nécessaire afin de respecter les normes peut être aussi bas que 7. En présence de Zn, Cu ou Pb, le pH de neutralisation est typiquement de 9,0 à 9,5, et avec le Ni, le pH est souvent monté jusqu'à 10,5 ou 11. La figure 2.1 montre les courbes de solubilité individuelles de plusieurs métaux en fonction du pH.

Le contrôle du pH se fait souvent dans un réacteur de mélange rapide. Cette pratique est acceptée dû au fait qu'un temps de rétention plus petit permet un meilleur contrôle sur le pH de l'effluent lorsqu'il y a des changements rapides dans l'acidité ou le débit du DMA. Cette pratique occasionne donc la précipitation du fer ferreux dans ce réacteur alors qu'un réacteur

avec un temps de rétention plus long sert à compléter la précipitation et permettre l'oxydation du fer ferreux.

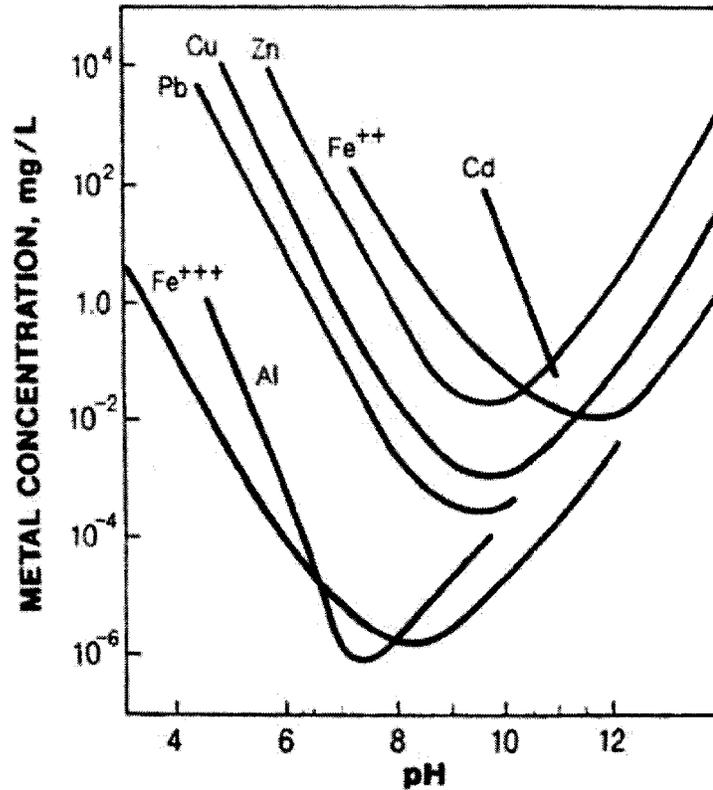
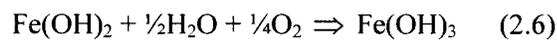


Figure 2.1 : Solubilité de certains hydroxydes métalliques en fonction du pH (MEND, 2001)

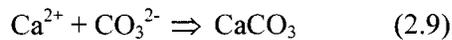
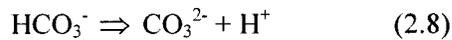
2.1.2 Oxydation du fer

L'oxydation est habituellement provoquée dans le réacteur de neutralisation. L'air est distribué dans le réacteur afin d'inciter une réaction de l'oxygène avec les hydroxydes ferreux. Cette réaction cause la formation d'hydroxydes ferriques beaucoup plus stables.

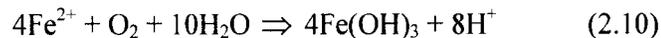


D'après l'équation 2.6, l'oxydation du fer se fait sans affecter le pH. Pourtant, un abaissement du pH est souvent observé dans le réacteur de précipitation. Cet abaissement de pH pourrait

être attribué à la dissolution du dioxyde de carbone de l'air qui se transforme en bicarbonate ou précipite avec le calcium provenant de la chaux.



Une autre possibilité pour expliquer qu'il y ait parfois des baisses de pH est que le fer ferreux soit en solution et non précipité lors de l'oxydation. Dans ce cas, suite à l'oxydation de l'ion ferreux, la précipitation du fer ferrique est une réaction acide. L'équation 2.10 décrit la même réaction d'oxydation qu'à l'équation 2.6, sauf que dans l'équation 2.6 le fer ferreux est déjà précipité au début de cette réaction, ce qui fait que deux ions hydroxydes font déjà parti des solides avant l'oxydation. On peut donc écrire :



2.1.3 Formation de gypse

Les concentrations élevées en sulfate du DMA peuvent précipiter avec le Ca de la chaux pour former du gypse. Il est commun de voir des concentrations allant de 1 à 10% de gypse dans les boues de traitement du DMA. Le gypse se forme lentement en comparaison avec la précipitation des hydroxydes. Typiquement, l'effluent final d'une usine de traitement de DMA est sursaturé en gypse. Ceci peut occasionner de la précipitation continue dans la tuyauterie ou sur les instruments de mesure de débit de l'effluent ainsi que dans les cours d'eau récepteurs. La formation de gypse se fait selon :



2.1.4 Flocculation des précipités

Les hydroxydes de métaux forment de très petites particules qui, seules, ne décantent pas très bien. Un flocculant est généralement utilisé afin d'agglomérer les précipités et faciliter la

séparation solide/liquide. Sans flocculant, il est difficile de respecter les normes puisque même un faible quantité de solides en suspension dans l'effluent peut représenter une concentration importante en métaux. Par exemple, si 10 mg/L de solides en suspension déversent d'un clarificateur où une boue à 10% de Zn est décantée, le contenu total en Zn de cet effluent serait de 1 mg/L. Ceci poserait un problème, puisque le Zn est typiquement réglementé à moins de 0,5 mg/L. Les flocculants les plus communs sont des flocculants à haute densité anionique ou modérément anionique.

2.1.5 Séparation solide/liquide

Selon la méthode de traitement, la séparation solide/liquide peut se faire dans un bassin de sédimentation, un clarificateur traditionnel, ou un clarificateur à lamelles. Pour un traitement avec des boues de haute densité, il est nécessaire de recirculer une certaine quantité de boues ; ceci nécessite donc un clarificateur afin de permettre la collecte des boues. Typiquement, c'est un clarificateur traditionnel qui est utilisé.

2.2 Bassin de sédimentation

Dans certains cas où une grande superficie est disponible, le DMA peut être neutralisé en fossé et les précipités accumulés dans un grand bassin (voir figure 2.2). Ce mode de neutralisation est peu dispendieux lorsque le débit n'est pas trop grand et que la construction d'un bassin est possible. Les boues produites sont de très basse densité (<1 à 5%, Zinck et al., 1997), et doivent être pompées de façon régulière afin d'empêcher une surverse de solides.

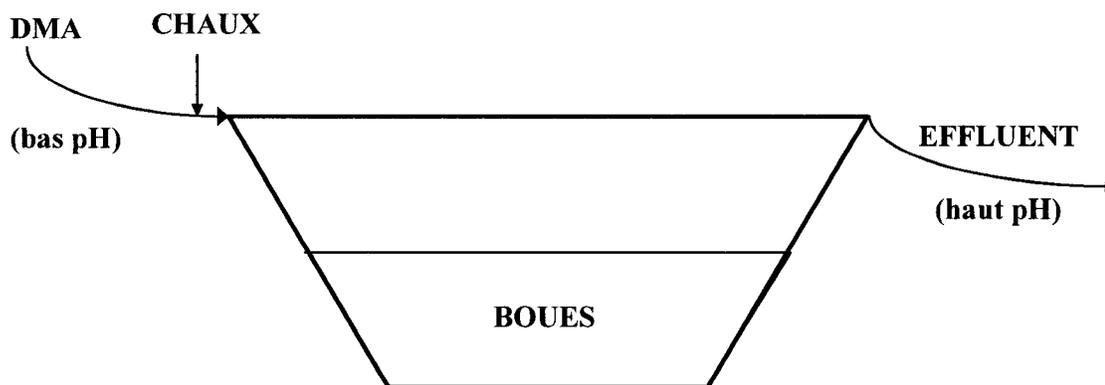


Figure 2.2 : Bassin de sédimentation typique

Il y a, comme premier désavantage, le fait qu'il n'est pas possible d'oxyder le fer ferreux en fer ferrique. L'aération dans un bassin de sédimentation empêche la sédimentation et cause une grande concentration de solides en suspension dans l'eau déversée.

Un deuxième désavantage assez important de cette méthode est que l'efficacité d'utilisation de la chaux est habituellement faible. Le contrôle de pH se fait souvent à la sortie du bassin qui peut avoir plusieurs journées de rétention. L'efficacité de neutralisation peut être très basse puisque souvent la chaux est tout simplement alimentée dans un fossé et qu'il n'y a pas de mélange mécanique. Ceci est particulièrement évident lorsque les débits sont bas. L'ajout d'une cellule avec mélange mécanique et un temps de rétention d'au moins trois minutes peut grandement améliorer l'efficacité du chaulage.

Un autre désavantage est que le pompage régulier des boues, nécessaire afin de ne pas remplir l'étang, est dispendieux. Il est souvent moins dispendieux à long terme d'investir le capital et de construire une usine de traitement du DMA afin d'économiser sur les coûts d'opérations.

2.3 Co-déposition

Une variante du bassin de sédimentation est une méthode pratiquée par des mines encore en opération : à la sortie du moulin, les eaux acides sont combinées avec les résidus miniers et un débit contrôlé de lait de chaux. Cette pratique permet de neutraliser le DMA et de co-déposer des boues produites avec les résidus du moulin. Les mécanismes de neutralisation de ce genre

n'ont pas été étudiés en détail, mais il est possible qu'une certaine portion des solides formés précipite sur la surface des résidus miniers. Le grand avantage de cette pratique est que les coûts sont minimes puisqu'il n'y a pas de bassin spécialement conçu pour l'entreposage des boues. Cette pratique, par contre, n'est pas applicable à plusieurs sites puisque le problème du DMA affecte autant sinon plus de mines fermées que de mines encore en opération.

Lorsque la méthode de co-déposition est utilisée, il y a seulement un bassin d'entreposage de solides pour la mine. En plus, les boues peuvent offrir une certaine alcalinité afin d'atténuer l'oxydation des résidus co-déposés. Mais il est possible que l'oxydation se produise tout de même et que, dû à un abaissement du pH, les boues déposées soient dissoutes. Dans ce cas, les métaux seraient donc remis en solution et devront être traités encore suivant la collecte des eaux de drainage.

Un autre désavantage de ce système est que le contrôle du pH est souvent difficile puisque le DMA est typiquement ajouté en ligne, après la sortie du moulin. Tout comme le traitement en bassin, l'efficacité de neutralisation de cette méthode laisse à désirer lorsqu'on la compare aux usines de traitement conçues spécifiquement pour le traitement du DMA.

2.4 Traitement conventionnel

Le procédé de traitement conventionnel consiste à neutraliser le DMA dans un réacteur où l'aération est aussi faite afin d'oxyder le fer ferreux. La figure 2.3 illustre le procédé. La séparation des solides est typiquement réalisée dans un clarificateur qui produit un effluent propre et une boue de <1 à 5% de solides (MacDonald et al., 1989). L'ajout de flocculant est souvent fait à l'entrée du clarificateur ou à la surverse du réacteur.

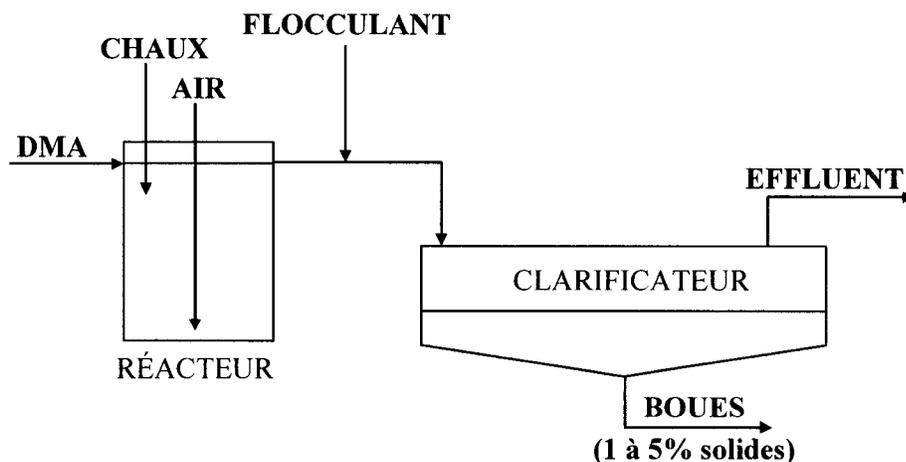


Figure 2.3 : Procédé conventionnel de traitement du DMA

Ce procédé permet de traiter l'eau efficacement, de produire une boue sans hydroxydes ferreux et il est facile à contrôler. Le grand désavantage de ce procédé est qu'une boue de faible densité (environ 2% de solides) peut représenter des volumes énormes à entreposer si le débit et/ou les concentrations des métaux du drainage minier sont importants.

2.5 Procédé de boues à haute densité (BHD)

Ce procédé est employé à plusieurs sites canadiens afin de produire des boues plus denses et minimiser le coût d'entreposage des boues (Senes, 1999, MEND, 2001). Il est typique, avec ce procédé, de produire des boues de 10 à 40% de solides, dépendant de la qualité du DMA et du degré d'optimisation de l'usine (Zinck et al., 1997). Les premières publications de ce procédé furent effectuées par Bethlehem Steel (Kostenbader et Haines, 1970), tel que discuté dans la section qui suit. Le procédé illustré à la figure 2.4 est la version de Cominco (section 2.5.2) qui est maintenant connu sous le nom de BHD Conventionnel dû à sa popularité.

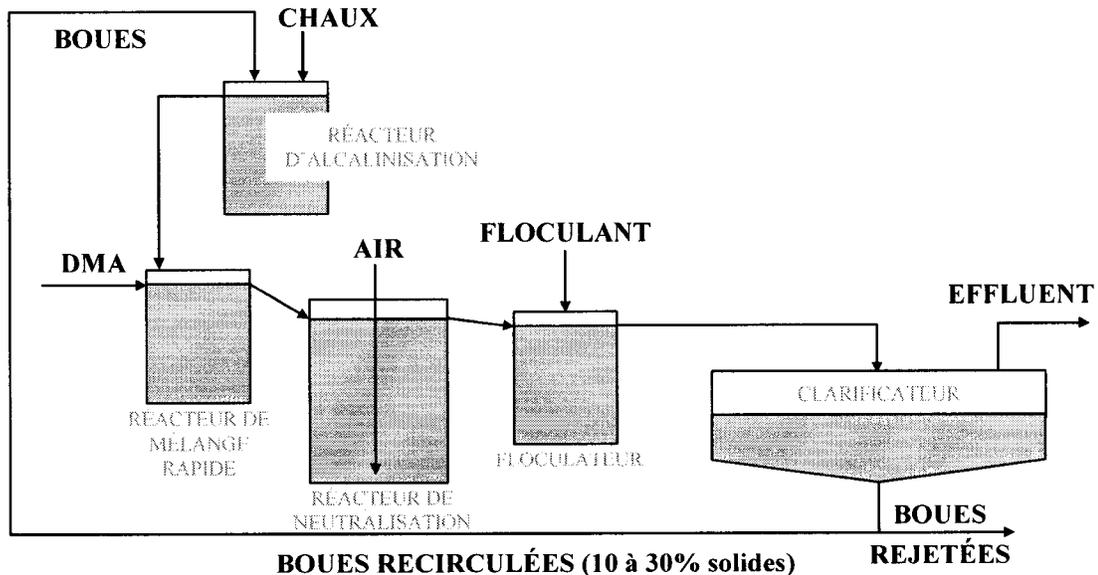


Figure 2.4 : Procédé de boues à haute densité conventionnel (Kuit, 1980)

2.5.1 Procédé BHD Bethlehem Steel

Le procédé BHD est actuellement le standard dans le traitement du DMA. Ce procédé a été décrit pour la première fois en 1970 par des employés de Bethlehem Steel Corporation (Kostenbader et Haines, 1970). Cominco aussi développait un système semblable dans les mêmes années (Kuit, 1980). Le recyclage des boues est la base des procédés produisant des boues à haute densité. Dans le procédé BHD, les boues sont recyclées dans un réacteur où elles sont mélangées avec le lait de chaux avant d'être mises en contact avec le DMA. Le réacteur de mélange boue/chaux est désigné comme le réacteur d'alcalinisation et a normalement un court temps de rétention (<10 min). Le mélange boue/chaux est ensuite utilisé pour neutraliser le DMA. D'après la théorie des inventeurs, la chaux se déposerait sur la surface des particules solides de la boue recyclée dans le réacteur d'alcalinisation et, pendant l'étape de neutralisation du DMA, la précipitation des métaux se ferait à même cette surface. Ceci permettrait aux particules solides de grossir et peut-être même de se cristalliser afin de former une boue qui est plus dense et qui décante plus rapidement.

Les études des années '60 ont démontré que le rapport Fe^{2+}/Fe_T affecte la densité maximale pouvant être obtenue avec ce procédé (Kostenbader et Haines, 1970). Avec des rapports de

90% ou plus, une densité de boue finale dépassant le 40% solides est possible, tandis qu'avec un rapport de 30%, un maximum de 15% solides est atteint. Il est important de noter que ces études ont été faites avec des eaux qui n'avaient pas de concentrations importantes de Zn ou de Cu, mais principalement du Fe et un peu d'Al.

La masse de solides qui doit être recyclée est optimisée en fonction de la densité finale des boues et de la surface de clarification nécessaire. Ces études ont démontré qu'un rapport de solides recyclés par solides produits (tous deux en fonction du temps) de 25 :1 à 30 :1 donne une boue suffisamment dense et nécessite un clarificateur de diamètre raisonnable. Avec un rapport plus haut, la densité de la boue n'augmente que de très peu alors qu'un plus grand clarificateur est nécessaire. Avec un rapport plus petit, la densité des boues pourrait être loin du maximum possible.

Pendant ces mêmes études, le pH final a eu un effet important sur l'efficacité du procédé. Il semble que la performance optimale a été rencontrée avec un pH de 7,2 à 7,7. Avec un pH plus bas, l'oxydation du fer ferreux était trop lente tandis qu'un pH plus haut occasionnait des problèmes de viscosité et de pompage des boues. Ces eaux, qui provenaient de mines de charbon, ne sont pas typiques du DMA de mines de métaux de bases et un pH de 7,7 ne serait pas suffisant pour précipiter des concentrations importantes de Zn ou Ni que ce DMA contient souvent.

Les temps de rétention minimaux suggérés par Bethlehem Steel sont de une minute dans le réacteur d'alcalinisation et de 10 minutes dans le réacteur de neutralisation. Il est important de permettre le temps nécessaire pour l'oxydation du fer ferreux lorsque celui-ci est présent. Il est à noter qu'il n'y avait pas de réacteur de floculation puisque durant le pilotage aucune amélioration de l'effluent n'a été mesurée lorsqu'un flocculant fut utilisé. Mais il faut aussi préciser que la qualité des flocculants a grandement évolué depuis 1970.

Une autre note importante de Kostenbader et Haines (1970) est qu'une réduction de 25% de la demande de chaux a été réalisée en aérant le DMA avant de l'ajouter au réacteur de neutralisation. Cette réduction est expliquée par le gaz carbonique qui était présent en concentration importante et qui a été enlevé par aération (stripping). Il semble que la

transformation du dioxyde de carbone dissous (CO_2) en bicarbonate (HCO_3^-) au pH de contrôle soit responsable de la demande additionnelle en lait de chaux.

Le brevet US 4,465,597 (Hermann et al., 1981) revendique le mélange d'un élément « transporteur » (carrier) avec un composé alcalin pour ensuite traiter une eau acide contenant des métaux du groupe de Cu, Ni, Sn, Pb, Cd, Hg, Se et As, lorsque cet As est en présence de Fe ou de Pb. Le Zn n'est pas inclus dans les revendications, et le fer est considéré seulement en combinaison avec d'autres métaux ou seulement sous forme ferreux. Le procédé décrit est typique du procédé BHD tel qu'appliqué à plusieurs sites miniers à l'exclusion d'un réacteur à mélange rapide et d'un réacteur de floculation. Le mélange boues/chaux peut être fait en une seule minute, tandis que le mélange avec l'eau acide est de 3 à 10 minutes. Le brevet est originalement donné à Bethlehem Steel Corp. en 1984. Après réexamen, le brevet a été changé quelque peu et appartient dorénavant à Tetra Technologies Inc.

Ajoutons enfin que Rice (1986) a démontré qu'avec de boues initialement à 20% de solides, il est possible d'obtenir des boues allant jusqu'à 52% solides à l'aide de filtration sous pression. Lorsque le procédé conventionnel est utilisé, une boue initiale de 3% est produite qui, après filtration, est augmentée à 30% de solides.

2.5.2 Procédé BHD Cominco

Les ingénieurs de Cominco, en utilisant le procédé BHD à la mine Sullivan de Kimberley en Colombie Britannique, ont ajouté un réacteur à mélange rapide afin de faciliter le contrôle du pH et un réacteur de floculation pour faciliter la décantation (Kuit, 1980). C'est ce procédé qui est illustré à la figure 2.4. Les concentrations d'éléments importants sont présentées au tableau 2.1. Cette eau est typique du DMA que l'on rencontre généralement dans les mines de métaux de base. Le procédé BHD a très bien réussi à traiter cette eau et à produire une boue avec un contenu en solides dépassant 20%.

Tableau 2.1 : Concentrations mesurées à l'usine Sullivan (Kuit, 1980)

Élément	DMA	Effluent	Boues
	(mg/L)	(mg/L)	(%)
pH	4,5	9,5	
Solides	75	<15	20-30
Fe	250	<1,0	19,5
Zn	22	<0,2	2,1
Pb	5	<0,1	0,3
Cu	0,15	<0,05	
As	0,02	<0,01	
Ca			9,5
Mg			6,0
Si			3,1
Al			1,8
Mn			1,2

L'usine Sullivan est conçue pour traiter de 8 000 à 27 000 litres à la minute, avec un débit nominal de 18 000 L/min. Au débit maximal, le réacteur de mélange rapide a un temps de rétention de moins de 2 min, le réacteur de neutralisation de 60 min, et le réacteur de floculation de 2,5 min. Dans ce procédé, le rapport de recirculation est de 10 à 20 kg de solides dans les boues pour 1 kg de solides produits. Le débit de boue recyclée peut varier de 500 à 3 500 L/min, ce qui équivaut respectivement à des temps de rétention de 70 à 10 min dans le réacteur d'alcalinisation. Les temps minimum de 10 min dans le réacteur d'alcalinisation et de 60 min dans le réacteur de neutralisation permettent que les réactions sur la surface des solides s'effectuent complètement.

La chaux vive est utilisée pour la neutralisation. La floculation est faite à l'aide d'un système de mélange de floculant sec qui prépare une solution contenant 5 g/L de polymère. Cette solution est diluée à 0,25 g/L avant de l'ajouter à deux endroits : avant et après le réacteur de floculation. Le dosage de polymère est de 3 mg par L d'influent. Lorsque l'usine fonctionne à un débit normal, 21 m³/min d'air sont pompés au réacteur de neutralisation. En temps de débit extrême, ce volume d'air est doublé.

Les boues sont entreposées dans un étang où l'on constate qu'une sédimentation et consolidation additionnelle amène le contenu en solides à 50% presque immédiatement. Les boues sont déposées dans un terrain sablonneux qui permet à l'eau de s'infiltrer sans qu'il y ait d'échappement de solides. Environ 4% de chaux est ajoutée aux boues avant d'en disposer. Il semble qu'une réaction chimique de cette chaux avec le CO_2 de l'air forme du calcaire qui ajoute à la stabilité à long terme des boues.

Murdoch et al. (1995) ont présenté des données sur la performance de l'usine de traitement BHD de Cominco à la mine Sullivan. Les données ont très peu changé à l'usine, mais les résultats à l'effluent se sont améliorés. Ces auteurs font aussi mention d'autres sites où le procédé a été appliqué avec succès. La fonction de chaque réacteur ainsi que les matériaux de construction recommandés sont aussi présentés.

Zick et al. (1999) présentent un autre exemple d'application de ce procédé aux Etats-Unis. Ils démontrent que le procédé est utilisé non seulement pour les mines mais aussi pour les industries d'électroplacage et de semi-conducteurs, entre autres. Le procédé a notamment été appliqué à un site minier en Virginie. Les concentrations de métaux dans le DMA et les résultats de traitement y sont discutés. Un résultat particulièrement intéressant concerne le manganèse. Des essais en laboratoire ont démontré qu'un pH de 9.3 est nécessaire pour atteindre une concentration maximale de 1,1 mg/L. Avec le procédé BHD, il est possible de respecter cette norme avec un pH réduit (le pH exact n'est pas donné). On mentionne aussi un taux d'entartrage réduit et un contrôle de pH amélioré avec ce procédé.

2.6 Variantes du procédé BHD

Kust (1991) de Tetra Technologies Inc. a proposé une variation possible sur le traitement BHD conventionnel. Au lieu de recycler les boues décantées à l'étape de clarification, la pulpe provenant directement de la décharge du réacteur de neutralisation serait partiellement recyclée au réacteur d'alcalinisation. Ce procédé permet de séparer les solides avec un clarificateur beaucoup plus petit, mais les réacteurs d'alcalinisation et de neutralisation doivent donc être plus grands afin d'offrir des temps de rétention suffisants à l'achèvement des

réactions chimiques. La densité des boues produites est semblable, allant de 20 à 30% solides. Ces boues peuvent ensuite être filtrées afin d'obtenir un produit final qui contient de 45 à 60% de solides. Ce procédé utilise un rapport de recirculation des solides de 20 : 1.

Ce procédé est décrit dans le brevet US 5,039,428 (Wentzler et al., 1991). Dans le brevet, on démontre que cette méthode sert à minimiser la masse de précipités qui doivent être séparés dans le clarificateur final en séparant les grosses particules avant d'arriver à l'étape de clarification. Les grosses particules peuvent être rejetées et les plus petites sont recyclées, mises en contact avec un agent alcalin (tel de la chaux hydratée ou de l'hydroxyde de sodium) et utilisées pour la neutralisation de l'eau acide comme sites de précipitation. Cette méthode permet d'augmenter l'efficacité du contact dû à la plus grande surface des petites particules. Les grosses particules séparées avant la clarification peuvent créer une boue plus dense que celle qu'on obtient lorsque tous les solides sont rejetés ensemble comme dans la méthode de production de boues à haute densité conventionnel.

Il y a d'autres détails d'opération qui sont intéressants dans ce brevet. Dans un premier temps, il est suggéré que l'ajout d'un excédant d'eau au mélange chaux/boues permet la dissolution complète de la chaux ce qui pourrait améliorer la performance du procédé. Il est aussi suggéré de garder le potentiel redox dans le réacteur de neutralisation à un minimum de +200 mV afin d'oxyder tout le fer ferreux en fer ferrique. Un rapport de masse recyclée sur masse de solides produits de 25 :1 est préféré, mais une plage de 20 :1 à 30 :1 est considérée acceptable. Des rapports allant de 5 :1 jusqu'à 100 :1 sont revendiqués. Pour la séparation solide/liquide, la grosseur du clarificateur est basée sur l'hypothèse que 30 pieds carrés (2,8 m²) par tonne de solides à être séparées par jour (avec une contingence de 33%) produira un effluent propre.

Le brevet US 4,543,189 (Rice et Herman, 1985) présente un autre procédé qui ressemble au BHD, mais ce procédé est spécialisé pour le traitement d'eaux qui contiennent des cyanures de Zn. Ce procédé utilise du fer ferreux et empêche l'oxydation au ferrique afin de permettre au fer ferreux de réagir avec les cyanures de Zn. C'est une boue contenant principalement des hydroxydes ferreux qui est produite. Ce procédé n'est pas applicable au traitement du DMA typique puisque l'ajout de fer ferreux augmenterait le coût de traitement inutilement. Le brevet

US 4,606,829 (Rice et Herman, 1986) est une amélioration de ce procédé puisque le fer ferreux est oxydé dans un troisième réacteur et que la boue produite est plus stable.

Le brevet US 5,427,691 (Kuyucak et Sheramata, 1995) porte sur un procédé semblable au BHD, où un premier réacteur est utilisé pour précipiter le ferrique à un pH de 4-4,5. Seules les boues recyclées sont utilisées pour augmenter le pH du premier réacteur. Un excédant de boue est mis en contact avec de la chaux et le mélange est utilisé pour neutraliser le DMA comme dans le procédé BHD. Le contact direct des boues avec le DMA à un pH autour de 4,5 améliore la densité des boues en dépassant le contenu en solides que le procédé BHD peut atteindre. On dit aussi que la viscosité des boues est moins grande.

2.7 Le procédé Geco

C'est un procédé présentement utilisé à un seul site où toutes les boues recyclées sont mises en contact direct avec le DMA dans un premier réacteur avec un temps de rétention de 30 min. Ce procédé est différent des autres procédés de boues à haute densité puisqu'il n'y a pas de contact boue/chaux comme dans le procédé BHD et ses variantes (Aubé et Payant, 1997). Le pH du premier réacteur est typiquement de 6,5 à 8,5 avec un rapport de solides recyclés aux solides produits de 15 : 1 à 35 : 1. Il semble que la calcite produite à l'étape de neutralisation soit le principal responsable de l'augmentation du pH dans le premier réacteur.

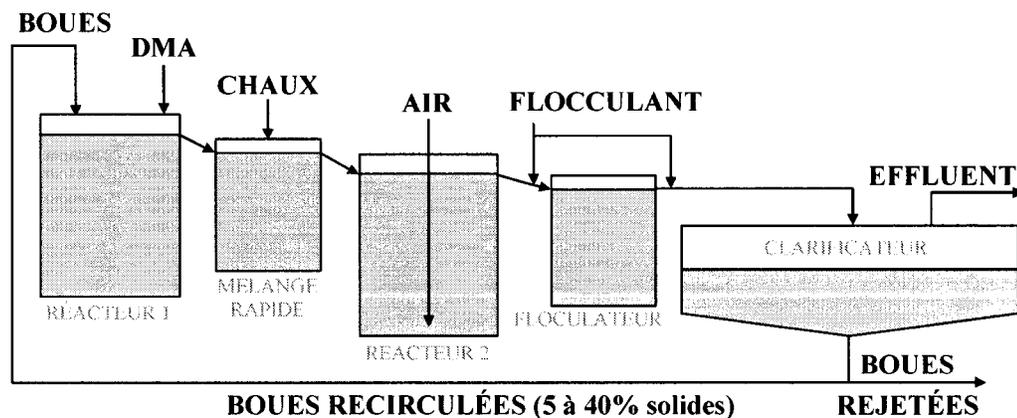


Figure 2.5 : Procédé Geco développé par Noranda

Un avantage de ce procédé est le fait de ne pas avoir de réacteur d'alcalinisation. Le mélange boue/chaux est toujours très visqueux et occasionne souvent des problèmes de mélange et d'entartrage dans le réacteur d'alcalinisation. Puisque toutes les boues recyclées sont mises en contact direct avec le DMA dans le premier réacteur, aucun mélange visqueux n'est formé.

2.8 Autres aspects de la neutralisation chimique du DMA

Le brevet US 4,695,378 (Ackman et Place, 1987) décrit un procédé qui est simplement un système où l'on pompe le DMA à travers un venturi pour y apporter de l'air et y oxyder le fer ferreux en ferrique. Le mélange passe ensuite à travers des systèmes de mélange statique. Il est aussi possible de neutraliser le DMA dans le même système, mais il est impossible de recycler les boues et produire des boues à haute densité à l'aide de ce procédé.

Ritcey (1989) traite de plusieurs aspects de la gestion des rejets miniers. Il présente notamment divers types de systèmes de traitement, incluant le traitement à la chaux. On y retrouve aussi une description détaillée du phénomène de la précipitation des métaux. Une méthode de calcul simple qui permet d'estimer la concentration théorique d'un métal dans la boue est introduite. On y présente également des analyses de coûts typiques. Ces coûts varient grandement d'un site à un autre, selon de débit traité et la nature du DMA.

Skousen et Ziemkiewicz (1995) discutent longuement des différentes méthodes de traitement du DMA. Le traitement passif et chimique est étudié en détail. Une comparaison détaillée des différents réactifs utilisés dans le traitement et des coûts associés confirme que le traitement à la chaux est moins dispendieux d'un point de vue, mais qu'il nécessite un investissement en capital plus élevé. L'exercice montre aussi que les coûts sont moindres avec l'ammoniac ou la soude caustique pour un petit débit lorsque calculé sur une période de 20 ans. Lorsque les débits sont relativement importants, le traitement à la chaux devient moins dispendieux.

Demopoulos (1996) a montré dans une étude qu'il est possible de produire des précipités cristallins qui forment une boue très dense (50-70% solides). Cette méthode a été utilisée avec un effluent synthétique à l'échelle de laboratoire. À l'aide de plusieurs réacteurs (simulés en plusieurs étapes par lots), il serait possible de contrôler le degré de sursaturation afin que les

solides formés soient cristallisés et ne forment pas des précipités amorphes. Ce procédé démontre un grand potentiel mais les études à date ont quelques lacunes importantes :

- tous les essais ont été faits à la température élevée de 50°C, mais le coût de réchauffement du DMA éliminerait la possibilité d'appliquer un procédé de ce genre;
- il y a plusieurs étapes ; l'exemple donné comporte 4 réacteurs de neutralisation (ce qui suggère un coût de capital élevé);
- les études ont été conduites avec un seul mélange de DMA synthétique ne comportant que du sulfate ferrique. Si ce procédé était aussi efficace avec du DMA réel à une température représentative (de 1 à 20°C), un coût élevé en capital pourrait peut-être être justifié. Mais il faut aussi comprendre que les boues de 20 à 30% de solides produites à l'aide du procédé BHD ont tendance à se densifier à plus de 50% de solides lorsqu'elles sont déposées dans un étang pour plusieurs mois.

Zinck et al. (1997) ont pour leur part étudié la stabilité des boues produites à plusieurs sites au Canada. Leurs résultats montrent que les boues de traitement à la chaux sont généralement stables lorsque soumises à des essais de lixiviation (voir section 4.5.1). Les boues produites avec un procédé HDS contiennent moins de chaux résiduelle, ce qui indique une meilleure efficacité du traitement en fonction de la consommation de chaux. Les boues de traitement en étang contiennent beaucoup d'alcalinité résiduelle, ce qui ajoute à la stabilité à long terme, bien qu'il y a utilisation excédentaire de chaux.

SENEC (1999) ont complété pour Environnement Canada un résumé des meilleures technologies pour gérer les effluents miniers. Ce document traite de tous les différents types de problèmes aqueux que peuvent avoir les mines canadiennes. Les procédés de traitement à la chaux sont expliqués brièvement mais sans détails spécifiques sur leur mode de fonctionnement. Les coûts nécessaires afin que les sites miniers se conforment aux meilleures technologies y sont estimés.

Les coûts de traitement chimique sont aussi discutés par Aubertin et al. (1999). Ceux-ci proposent un modèle conçu afin d'estimer les coûts en capital et opérationnel pour le traitement pour fin de comparaison avec d'autres technologies de restauration. Ce modèle

permet d'estimer les coûts pour différents débits et trois ordres de grandeur dans l'acidité du DMA.

Un autre mode de traitement est associé à une précipitation des métaux sous forme de sulfures métalliques. Les procédés basés sur cette approche permettent de réduire la concentration des métaux en solution à des niveaux plus bas que la précipitation sous forme d'hydroxydes. Par exemple, les études du U.S. Army Corps of Engineers (2001) montrent qu'il est possible d'atteindre des concentrations basses, même pour une solution ayant un pH de 3. Les avantages de tels procédés incluent une séparation solide-liquide plus efficace et une plus grande stabilité des métaux (sous forme de sulfures métalliques) à pH réduit. Les désavantages découlent de la complexité du procédé ainsi que des problèmes potentiels avec des concentrations résiduelles de sulfure dans l'effluent et avec la formation de hydrogène sulfuré (H_2S). Des coûts en capital et d'opération plus élevés (par rapport au traitement à la chaux) constituent un autre désavantage significatif pour les opérateurs miniers.

Enfin, Brown et al. (2002) présentent plusieurs détails sur les techniques de traitement du DMA. Les étapes chimiques et les procédés existants y sont décrits. Plusieurs exemples de sites miniers au Royaume-Uni sont donnés. Les traitements biologiques et passifs sont aussi décrits.

CHAPITRE 3 : MÉTHODOLOGIE ET DESCRIPTION DES ESSAIS

3.1 Usine pilote Noranda

Cette étude traite d'essais effectués en usine pilote à un débit de DMA de 1 L/min. L'usine pilote utilisée est une unité mobile constituée de trois sections modulaires (voir figure 3.1). Pendant toute la durée des essais, l'usine a utilisé un réservoir de chaux, un réservoir à floculant, et un clarificateur. Les réacteurs de neutralisation sont changés afin de simuler différents procédés de traitement, modes de neutralisation, et temps de rétention. Il y a quatre grosseurs de réacteurs qui peuvent offrir des temps de rétention de 5, 10, 30, et 60 minutes.

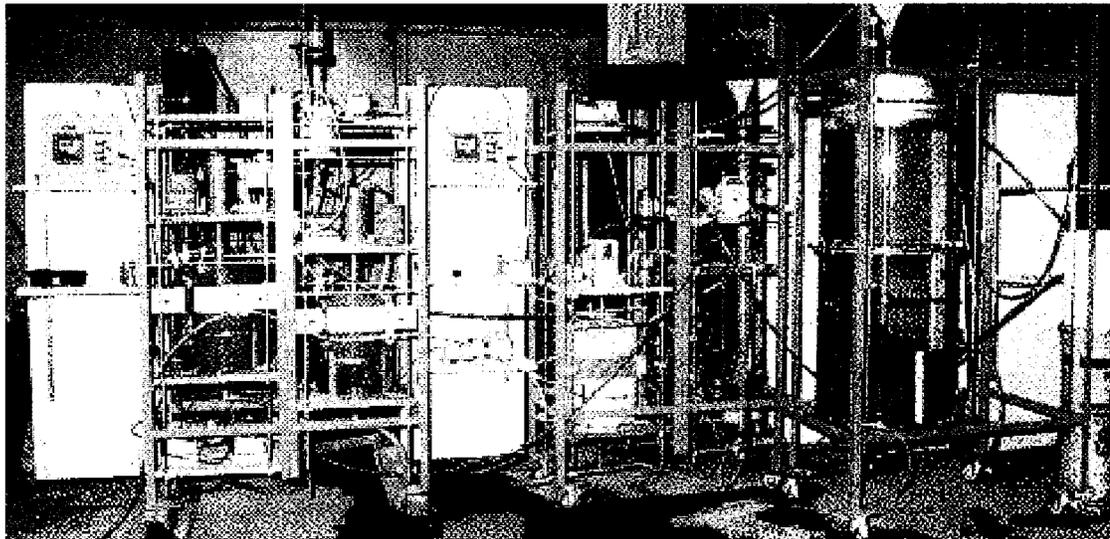


Figure 3.1 : Photo de l'usine pilote utilisée à Heath Steele

Deux unités de contrôle du pH font aussi partie intégrale de l'usine pilote. Ces unités ont comme entrée une sonde de pH qui est placée à la surverse du réacteur où l'on peut prescrire un pH spécifique. L'unité de contrôle utilise seulement une variante proportionnelle avec deux variables entrées manuellement. Ces variables représentent le temps d'échantillonnage (fréquence) et l'amplitude (proportion du changement par unité de différence avec la valeur du pH). Une unité contrôle une pompe péristaltique (marche/arrêt) sur une fréquence réglée à 10 secondes.

Dans le réacteur de neutralisation, l'air est ajouté à un débit de $1,7 \text{ m}^3/\text{h}$ (1 scfm – standard cubic feet per minute, ou encore 28 L/min). Le DMA est alimenté à l'aide d'un réservoir à charge constante, une vanne manuelle et un rotamètre. Afin de minimiser les risques de court-circuitage hydraulique, les entrées (alimentation, chaux, boues recirculées) au réacteur sont faits par un tube placé au bas du réacteur. La surverse se fait par gravité vers le prochain réacteur qui est placé plus bas de quelques centimètres. Ce même système d'alimentation vers le bas du bassin est aussi utilisé pour le deuxième réacteur lorsque l'usine est en simulation du procédé Geco.

Un dernier réacteur est utilisé pour l'ajout de flocculant (floculateur). Le floculateur a un temps de rétention d'environ 2 minutes, juste assez pour lier les précipités au polymère. Le clarificateur est ensuite alimenté avec une pompe péristaltique, puisque ce bassin est de 1,8 m de hauteur et ne peut pas être alimenté par gravité (voir figure 3.2). Le clarificateur est doté d'un râteau semblable aux systèmes réels conçus pour déplacer les boues vers le cône central. Ce râteau est muni d'un moteur à vitesse variable et la direction de rotation peut être inversée.

Avec son diamètre de 35 cm, le clarificateur offre une vitesse de montée théorique d'environ 0,6 m/h. La vitesse de montée représente la vélocité du liquide montant en supposant un écoulement idéal (qui utilise toute la superficie du clarificateur). C'est une donnée de base dans la conception des clarificateurs. Cette vitesse de montée est semblable aux usines à pleine échelle, mais deux contraintes limitent la performance du clarificateur : 1) il a une profondeur de 1.8 m, alors qu'un clarificateur à pleine échelle a au moins 3 m de profondeur, et 2) le débordement se fait à un point fixe au lieu d'être distribué sur toute la circonférence. Dû à ces deux conditions, l'efficacité de séparation solide-liquide ne peut pas être aussi bonne qu'à pleine échelle.

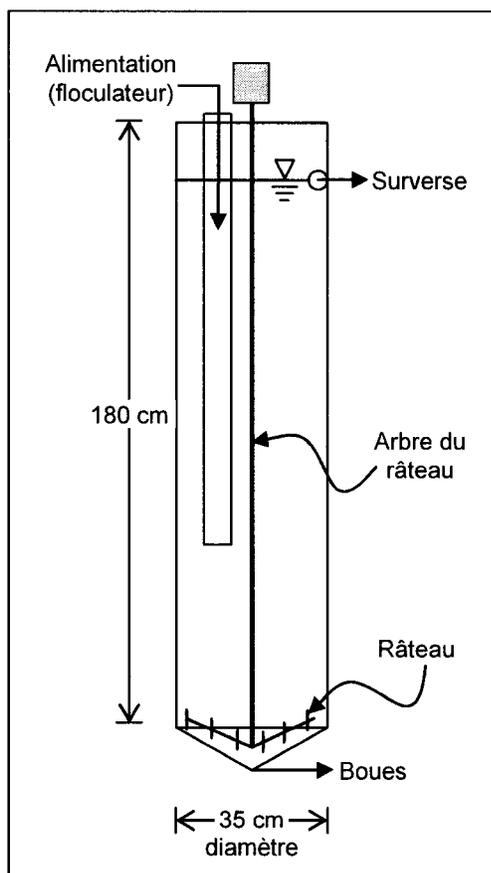


Figure 3.2 : Schéma du clarificateur de l'usine pilote

3.2 Méthodologies d'échantillonnage

Le pH de contrôle à l'effluent final pour tous les tests est de 9,4. Les données de pH et de température sont suivies continuellement dans les réacteurs et mesurées au moins deux fois par jour à l'alimentation et à l'effluent de l'usine.

3.2.1 Échantillonnage et analyses chimiques des liquides

Les débits sont vérifiés manuellement aux deux heures. L'alimentation est échantillonnée aux 6 heures et l'effluent traité final (dorénavant dit « effluent ») aux 12 heures. Ces échantillons sont envoyés à un laboratoire local (Noranda Inc., Brunswick Smelting Division) pour analyse du Cu, Zn, Pb, et Fe par absorption atomique (AA). Les solides en suspension sont aussi

mesurés sur les échantillons d'effluent. À chaque 12 heures, des échantillons non-filtrés de l'alimentation, filtrés et non-filtrés de l'effluent, ainsi que des échantillons filtrés des réacteurs sont collectés pour analyse ou entreposage au CTN (Centre de technologie Noranda). À part l'échantillon analysé pour les solides en suspension, tous les échantillons sont acidifiés en ajoutant 2% d'acide chlorhydrique concentré. Les analyses aqueuses complétées au CTN comportent 14 éléments faits par ICP-AES (Inductively Coupled Plasma - Atomic Emission Spectroscopy, ou Spectrométrie d'Emission Atomique - Source Plasma à Couplage Inductif). Ces deux laboratoires étant accrédités pour analyses environnementales; les procédures réglementaires sont suivies lors des analyses.

3.2.2 Détermination du contenu en fer ferreux

La détermination du contenu en fer ferreux se fait par titration sur le site. Les eaux de l'alimentation et celles des réacteurs sont analysées régulièrement. Afin d'empêcher l'oxydation prématurée du fer, les analyses ont été effectuées par les opérateurs immédiatement suivant la collecte des échantillons. Spécifiquement, la méthode peut être résumée comme suit.

1. Prendre 25 mL de solution à être testée et verser dans un bécher de 300 mL
2. Ajouter 10 mL d'acide chlorhydrique concentré
3. Diluer le tout avec de l'eau distillée jusqu'à 150 mL
4. Ajouter 20 mL d'un mélange d'acides phosphorique (15%) et sulfurique (15%)
5. Ajouter 6 gouttes diphénylamine sulfonate de sodium comme indicateur
6. Bien mélanger la solution avec un agitateur magnétique
7. Titrer le tout avec du dichromate de potassium 0.01 N jusqu'à ce que la couleur change au violet.

Pour obtenir la concentration de fer ferreux (mg/L), on doit multiplier le nombre de mL de titrant ajouté par 0.5585 (poids moléculaire du fer ajusté à la molarité du titrant) et multiplier encore par 40 (1 000 mL/25 mL).

3.2.3 Suivi des essais

Les consommations de réactifs et le couple sur le bras du râteau du clarificateur sont notés à fréquence régulière. L'inventaire de boues dans le clarificateur et les volumes de boue saignée sont étroitement suivis. Lors des saignements de boues, le pourcentage de solides (voir section 3.2.5) et la viscosité (voir 3.2.7) sont mesurés. Avec le volume et le pourcentage de solides, la masse totale de boue saignée pour chaque test est connue.

La turbidité de l'effluent final est établie lorsque possible (un turbidimètre n'était pas toujours disponible). Le potentiel oxydoréduction (redox) est mesuré seulement pour les derniers tests avec une sonde Ag/AgCl. La concentration d'oxygène dissout est aussi mesurée seulement lors de certains tests. Au début des essais, ces paramètres n'étaient pas identifiés comme étant importants à l'étude des procédés.

3.2.4 Production de solides (et rapport de recirculation)

La production de matières solides provenant de l'alimentation est mesurée une à trois fois par jour en neutralisant et en aérant 500 mL de DMA, puis en filtrant et en séchant la pulpe pour déterminer la masse totale des solides produits. La production des matières solides a servi par la suite à déterminer le rapport de recirculation (défini comme étant la quantité de matières solides recirculées par rapport à la quantité de matières solides produites par l'alimentation d'entrée). Tel que discuté au Chapitre 2, la plupart des usines de traitement basées sur un procédé BHD utilisent un rapport de recirculation entre 20 :1 et 30 :1.

3.2.5 Concentration de solides des pulpes et des boues

Le contenu en matières solides des pulpes du procédé ainsi que des boues produites est mesuré régulièrement. Pour les pulpes, un volume de 100 mL est échantillonné et filtré au travers de filtres séchés et pesés d'avance, pour ensuite sécher les solides recueillis et mesurer la masse retenue. Les papiers-filtres (Whatman 40) ont un diamètre des pores de 8 μm , ce qui permet la filtration par gravité sans permettre aux solides plus grossiers de passer. Cette méthode nous

permet de déterminer le nombre de grammes de solides par échantillon de 100 mL, qui est ensuite convertit en g/L.

Les boues, trop denses pour la procédure utilisée pour les pulpes, sont échantillonnées et l'échantillon complet placé dans un petit plat (plat de pétri) de masse connue. Les boues sont pesées et ensuite mises au four pour être séchées jusqu'à poids constant. Par « poids constant » on veut dire que l'échantillon est pesé, remis au four et repesé au moins une heure plus tard ; si une différence de poids est mesurée ($>0,05$ g), l'échantillon est retourné au four. Cette méthode, le « séchage jusqu'à poids constant », nous donne une mesure de pourcentage massique de solides des boues.

Pour les deux procédures de mesure des teneurs en solides, le four utilisé est maintenu à environ 60°C. Cette température était un standard chez Noranda pour toutes les procédures de séchage environnementales. Le choix de température est fait en considérant que certaines composantes, dont les eaux dans le gypse, peuvent se gazéifier si la température est trop élevée. Avec une température de 60°C, les solides sont normalement secs en moins de 24 heures et les risques de perte sont minimisés.

3.2.6 Analyse chimique des solides

Une fraction des solides séchés est collectée suite à la mesure de contenu en solides des boues et des pulpes. L'échantillon sec est broyé à la main (au pilon) avant d'être soumis au laboratoire du CTN pour analyse des métaux et du soufre. Au laboratoire, l'échantillon solide est dissous dans une solution acide (aqua regia ou eau régale) et la solution est mesurée de la même façon que les liquides, par ICP-AES.

Une fraction de ces solides broyés est aussi envoyée au laboratoire « Huffman Laboratories Inc. » au Colorado, Etats-Unis pour analyse des carbones organique et inorganique.

3.2.7 Mesure de la viscosité des boues

Lors de la saignée des boues, un échantillon d'un litre sert à mesurer sa viscosité. L'appareil utilisé pour mesurer la viscosité est un réservoir de 2 L avec une vanne d'un demi pouce (1,3 cm) de diamètre placée au fond. La méthode consiste à introduire un litre de boue dans le réservoir, ouvrir la vanne du fond, et mesurer le temps nécessaire pour emplir un cylindre de 100 mL placé sous le réservoir. L'appareil fut calibré avec 4 standards de viscosité (50 à 30 000 cP) et la corrélation linéaire est utilisée afin de déterminer la viscosité des boues. Cette méthode est facilement reproductible mais il est nécessaire de développer une nouvelle corrélation pour chaque réservoir utilisé.

3.2.8 Détermination de la stabilité des boues

La méthode d'extraction du lixiviat de l'Ontario (Ontario Leachate Extraction Procedure) est appliquée sur un échantillon de boue de chacun des tests (Zinck et al., 1997). Cette méthode utilise un volume calculé d'acide acétique et d'eau distillée qui sont combinés aux boues et mélangés pendant 24 heures. Un échantillon filtré du lixiviat est ensuite recueilli et analysé.

3.2.9 Grosseur des particules et microscopie

Lors des tests, des échantillons de pulpes et de boues sont envoyés en bouteille au CTN sans filtration pour analyse microscopique et mesure de la grosseur des particules. Une fraction de ces échantillons est envoyée à CANMET pour analyse comparative des grosseurs de particules.

Au CTN, la mesure des grosseurs de particules se fait par diffraction laser dans un *Mastersizer* de *Malvern Instruments*. L'échantillon doit être dilué avant d'être introduit dans l'appareil. Afin d'éviter une dissolution des particules lors de la mesure, la dilution se fait avec de l'eau déionisée au pH ajusté à 9,4 avec de la soude caustique. La méthodologie du manufacturier est ensuite suivie pour obtenir une mesure de la grosseur des particules.

À CANMET, les mesures de la grosseur des particules se font avec un autre instrument à diffraction laser, un *Microtrac*. Les méthodes appliquées sont celles suggérées par le manufacturier.

La préparation des échantillons pour la microscopie électronique à balayage (MEB) se fait comme suit :

1. Obtenir un échantillon représentatif d'environ 50 mL de boue et placer dans une bouteille conçue pour la lyophilisation
2. Geler l'échantillon dans la bouteille
3. Lyophiliser l'échantillon pour environ 24 heures
4. Soumettre l'échantillon à l'analyse de MEB

La lyophilisation permet de sécher les solides sans affecter les caractéristiques physiques des particules individuelles. Lorsque les boues ou pulpes sont séchées dans un four, les solides ont tendance à s'agglomérer et les particules individuelles pourraient ne pas être différenciables. Lors des analyses, les procédures standard sont appliquées par le laboratoire analytique du CTN.

3.3 Description des essais en usine pilote

Sept essais ont été complétés lors de cette campagne de pilotage. Chacun des tests est décrit en détail dans les sections qui suivent. Le tableau 3.1 donne un résumé des essais. Dans ce tableau, les essais sont identifiés avec des numéros et des lettres : les numéros représentent des tests complètement séparés, alors que les lettres identifient un changement important lors d'un test. Chaque procédé est présenté schématiquement aux figures 3.3 à 3.8. Entre chaque essai complet (où les numéros changent), les réacteurs et les lignes de pompes sont démantelés et nettoyés.

La description des tests permet de comprendre les résultats d'analyses détaillés complétés dans les sections qui suivent. Lors de chaque essai, le but ultime est la production de boue avec un contenu en solides minimum de 20%. Afin d'atteindre cet objectif, le taux de recirculation des boues est modifié en conséquence avec le taux de production de solides de

l'alimentation (DMA). Le contenu en solides des boues affecte aussi le taux de recirculation requis, tel qu'expliqué dans la section 3.2.4.

Tableau 3.1 : Résumé des caractéristiques des essais pilotes

Essai	Procédé	Réacteur de mélange rapide	Aération	Schéma de procédé	Floculation	
					Type	Dosage
1	BHD	Oui	R1	Figure 3.3	Percol 727	10-12 ppm
2A	BHD	Non	R1	Figure 3.4	Percol 727	10-12 ppm
2B		Oui		Figure 3.3	Percol 727	10-12 ppm
2C		Oui		Figure 3.3	Percol E10	12-20 ppm
3A	BHD	Non	R1	Figure 3.4	Percol E10	18-19 ppm
3B		Non		Figure 3.4	Percol 727	18-19 ppm
4A	Geco	Oui	R2	Figure 3.5	Percol E10	15-17 ppm
4B		Non		Figure 3.6	Percol E10	15-17 ppm
4C		Non		Figure 3.6	Percol E10	4-5 ppm
4D		Non		Figure 3.6	Percol 727	4-10 ppm
5A	BHD	Non	R1	Figure 3.4	Percol 727	4-5 ppm
5B				Figure 3.4	Percol E10	4-5 ppm
6	Geco	Non	R1 et R2	Figure 3.7	Percol E10	4-5 ppm
7	Geco	Non	Non	Figure 3.8	Percol E10	4-5 ppm

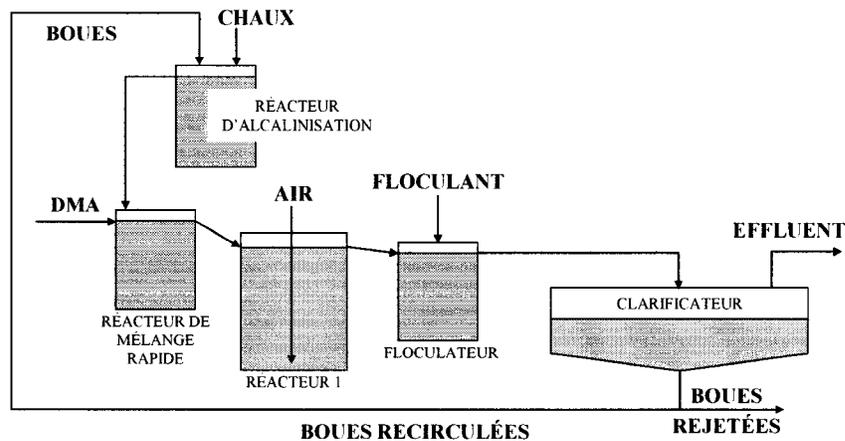


Figure 3.3 : Schéma du procédé BHD tel qu'appliqué lors des tests 1, 2B, et 2C

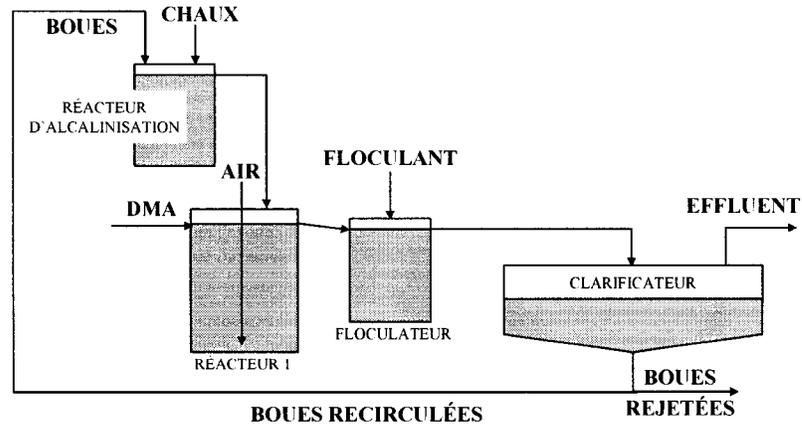


Figure 3.4 : Schéma du procédé BHD tel qu'appliqué lors des tests 2A, 3, et 5

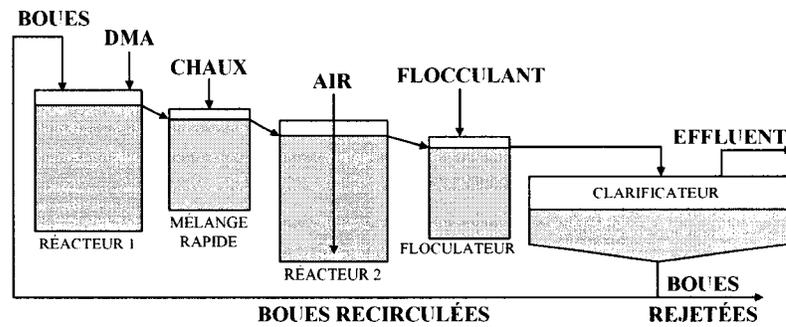


Figure 3.5 : Schéma du procédé Geco tel qu'appliqué lors du test 4A

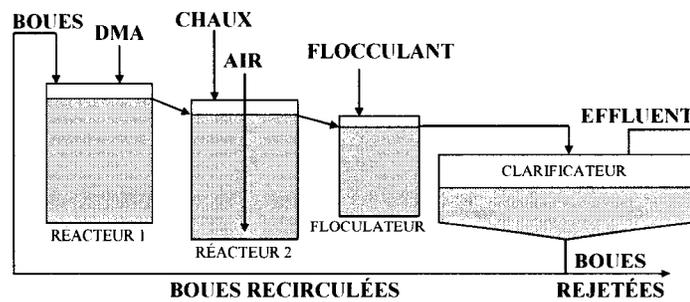


Figure 3.6 : Schéma du procédé Geco tel qu'appliqué lors des tests 4B, 4C, et 4D

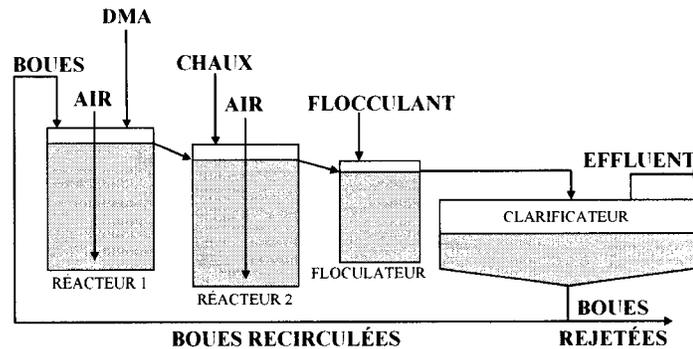


Figure 3.7 : Schéma du procédé Geco modifié tel qu'appliqué au test 6

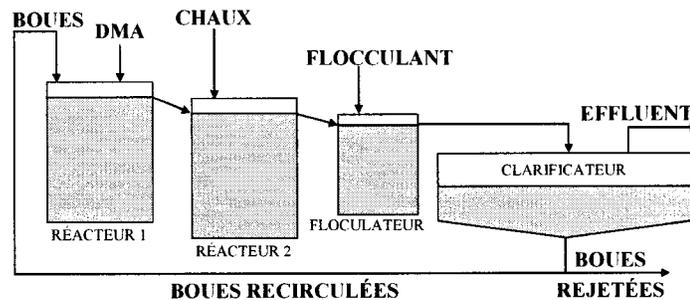


Figure 3.8 : Schéma du procédé Geco modifié tel qu'appliqué au test 7

Dans les sections qui suivent, chaque test est décrit à partir d'un diagramme illustrant trois résultats importants :

1. les concentrations de fer et de zinc dans l'alimentation (DMA),
2. les concentrations de fer et de zinc dans l'effluent traité,
3. la densité des boues en pourcentage de solides.

Ces données (présentées aux figures 3.9 à 3.16) décrivent le déroulement des essais en fonction des changements occasionnés par les opérateurs ainsi que les variables non-controlées (tel la qualité du DMA). L'axe des x, commun pour les trois graphiques, donne la durée du test en heures. La durée des essais varie selon le test et ses objectifs particuliers. Au début, l'objectif était de déterminer la densité de boue maximale pouvant être atteinte avec le procédé utilisé. Les deux derniers tests (tests 6 et 7) ont servi à identifier la différence dans la chimie du procédé lorsque le mode d'aération est modifié. Pour les tests 6 et 7, la durée était insuffisante pour atteindre la densité maximale des boues.

3.3.1 Test 1

Le premier test complété fut effectué avec le procédé BHD (figure 3.3). Le flocculant choisi avant le début des essais était le Percol 727, flocculant utilisé à l'usine de traitement de la mine Brunswick, près du site Heath Steele. Le dosage est d'environ 10 ppm, calculé en masse de flocculant ajoutée sur le débit du DMA. Les résultats de l'essai sont illustrés à la figure 3.9.

On voit premièrement dans le haut du diagramme que les concentrations de fer et de zinc dans l'alimentation varient beaucoup. Ceci est dû au fait que l'étang d'où provient le DMA reçoit plusieurs sources et certaines sources très concentrées sont intermittentes. En dépit de ces variations, on voit que les concentrations de Zn et de Fe dans l'effluent respectent constamment les objectifs. L'objectif de rejet pour l'effluent Heath Steele est une concentration maximale de Zn de 0,5 mg/L.

Le graphique du bas nous démontre que la densité des boues n'a même pas atteint 10% solides, alors que l'objectif était de 20%. Le taux de recirculation fut augmenté et tout les paramètres de contrôle vérifiés, mais il a été impossible de produire une boue à haute densité. Puisque le procédé a atteint l'équilibre, le test est terminé après 13 jours d'opération.

3.3.2 Test 2

L'objectif premier du test 2 était de déterminer si la chimie du procédé varierait avec l'absence du réacteur de mélange rapide (RMR). Il est aussi question du contrôle de pH, puisqu'il est théoriquement plus facile de maintenir le pH désiré lorsque le temps de rétention du réacteur est plus court. Le test 2A est donc identique au test 1, sauf qu'il n'y a pas de RMR (figure 3.4). Les résultats sont montrés à la figure 3.10.

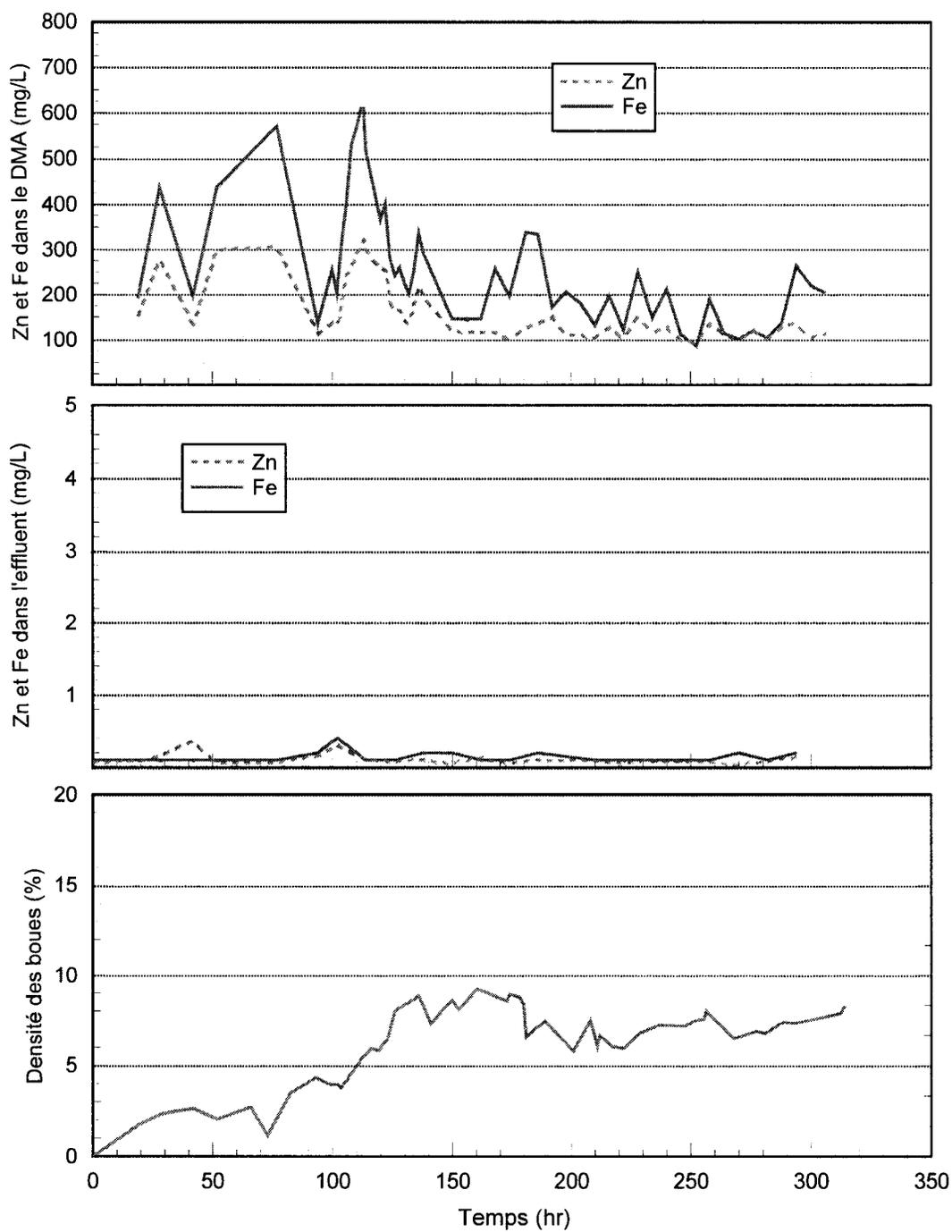


Figure 3.9 : Test 1 : Concentrations de Zn et de Fe dans l'alimentation, concentrations de Zn et de Fe dans l'effluent, et densité des boues, tous en fonction du temps

On voit qu'après plus de 160 heures d'opération, les boues n'ont toujours pas atteint 5% solides. Afin de savoir si ceci est dû à l'enlèvement du RMR, le réacteur a été remplacé dans le procédé. Cette partie du test, désignée 2B, a continué pendant plus de 24 heures. Le fonctionnement du procédé continu sans changement, ce qui indique que le RMR n'a pas d'effet sur la production des boues.

Puisqu'il est connu que le Percol E10 peut former une boue plus dense (Aubé et Payant, 1997), le Percol 727 fut remplacé par le Percol E10 après 194 heures (test 2C). On voit à la figure 3.10 que l'augmentation de la densité des boues est rapide, mais les concentrations de fer et de zinc dans l'effluent ont aussi augmenté rapidement. Afin de compenser la dégradation de la qualité d'effluent, on a augmenté le dosage de Percol E10 à environ 19 ppm. Cette stratégie a aidé mais la viscosité est devenue telle que la boue ne pouvait plus être pompée lorsqu'elle a atteint une densité de 19% solides.

L'abaissement rapide de densité après environ 270 heures d'opération est occasionné par une perte accidentelle de boues due au blocage de la tuyauterie. On voit que le système a récupéré très vite suite à cette perturbation. La grande chute de densité finale est due à la formation d'un « beigne » dans le clarificateur. Cette expression désigne un événement qui peut se produire autant dans les usines à pleine échelle que les usines pilotes. Une zone de boue solide, appelée « beigne », se produit lorsque la viscosité est telle que le lit de boues tourne avec le râteau au lieu de se déplacer vers le cône central. Ceci fait en sorte qu'une région vide de boues se forme au centre (le tout ressemblant à un beigne). Lorsque ce phénomène se produit, les boues recirculées sont composées de boue fraîche, venant tout juste d'être alimentée au clarificateur. Cette boue est donc de très basse densité, n'ayant pas eu le temps de se consolider.

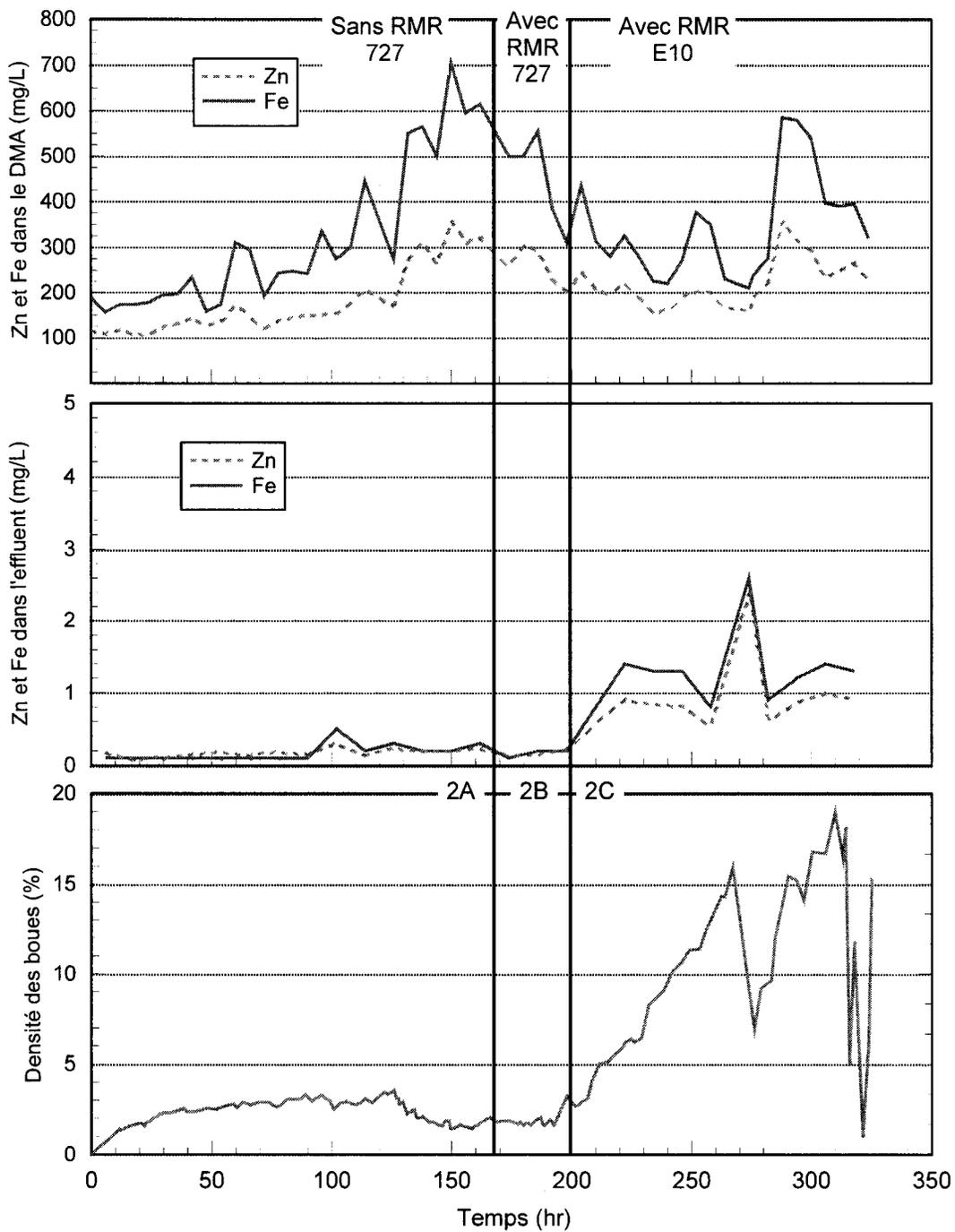


Figure 3.10 : Test 2 : Concentrations de Zn et de Fe dans l'alimentation, concentrations de Zn et de Fe dans l'effluent, et densité des boues, tous en fonction du temps

3.3.3 Test 3

Durant le test 2, il a été possible de former des boues de près de 20% solides avec le procédé BHD, mais avec un RMR. Le même procédé sans RMR fut encore essayé au Test 3, tel qu'illustré à la figure 3.4. Le Percol E10 fut utilisé dès le début de l'essai, à un dosage d'environ 19 ppm. On voit d'après le diagramme (figure 3.11) que la densité des boues augmente assez rapidement pour atteindre un maximum d'environ 18% solides. La viscosité des boues (voir section 3.6.2) est importante et afin d'empêcher la formation d'un beigne dans le clarificateur, la direction de rotation du râteau est occasionnellement inversée. Il est aussi possible d'augmenter la vitesse de rotation. Cette façon de faire détache les boues des palettes du râteau et permet au procédé de continuer à fonctionner. Lorsque les boues dépassent une densité de 15%, la qualité de l'effluent dépasse l'objectif maximal de 0,5 mg/L en concentration de zinc.

Le procédé se stabilise après 140 heures d'opération, tel que démontré par la densité des boues qui varie de 15 à 18% de solides. On a alors remplacé le Percol E10 par le Percol 727 et désigné ce changement comme l'essai 3B. La qualité de l'effluent s'est immédiatement améliorée mais la densité des boues a chuté. Ce résultat concorde bien avec les autres tests utilisant du Percol 727.

3.3.4 Test 4

Au test 4, l'usine pilote a été modifiée pour simuler le procédé Geco (figure 3.5). Les résultats sont présentés à la figure 3.12. Le Percol E10 est utilisé avec un dosage un peu plus bas qu'avec les tests 2 et 3 puisque l'effluent paraît plus clair (moins de turbidité). Un dosage d'environ 16 ppm est maintenu. Ce procédé atteint facilement 20% solides. La qualité de l'effluent ne respecte pas toujours l'objectif de 0,5 mg/L de zinc, mais le zinc ne dépassa pas 0,75 mg/L lors du test 4A.

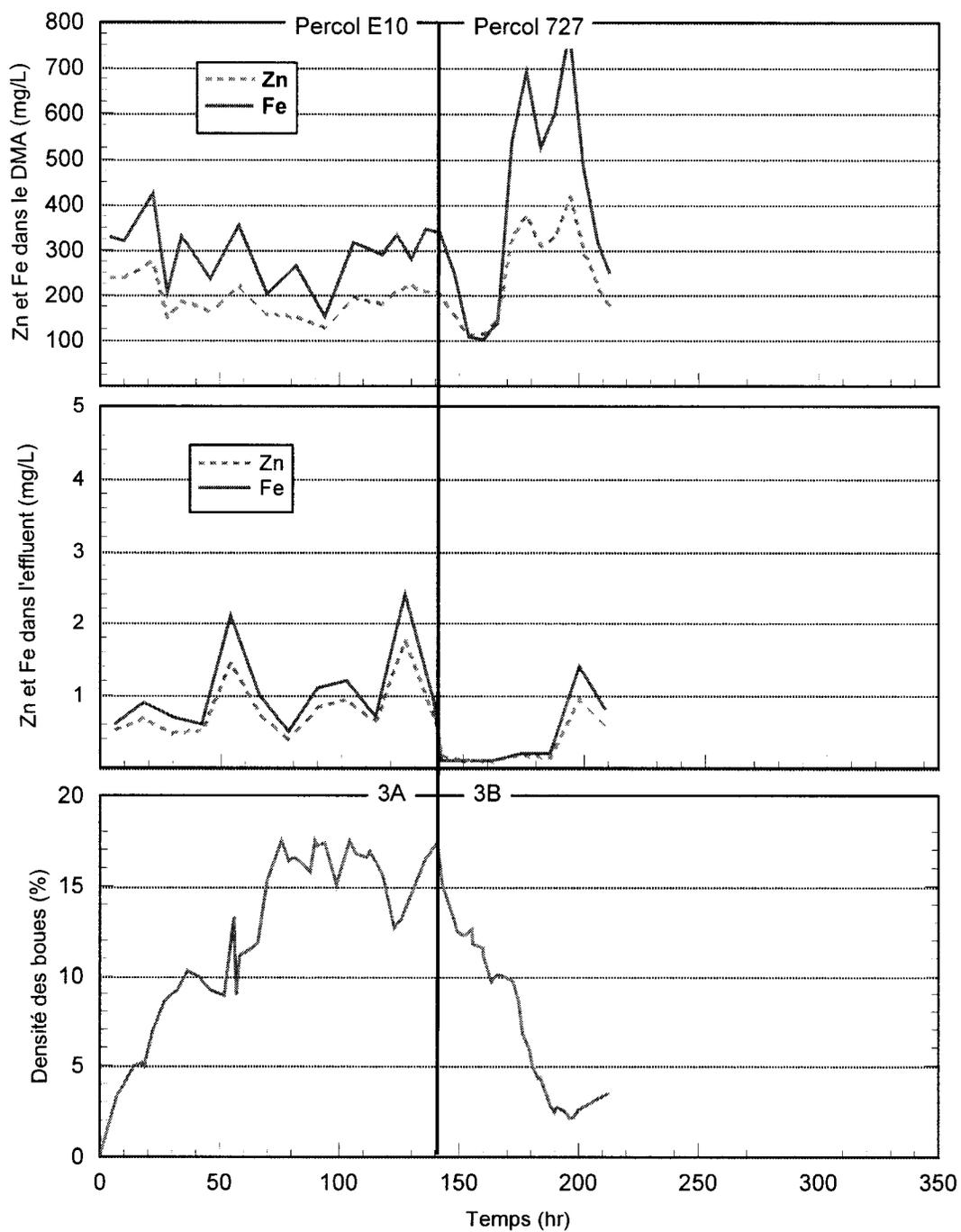


Figure 3.11 : Test 3 : Concentrations de Zn et de Fe dans l'alimentation, concentrations de Zn et de Fe dans l'effluent, et densité des boues, tous en fonction du temps

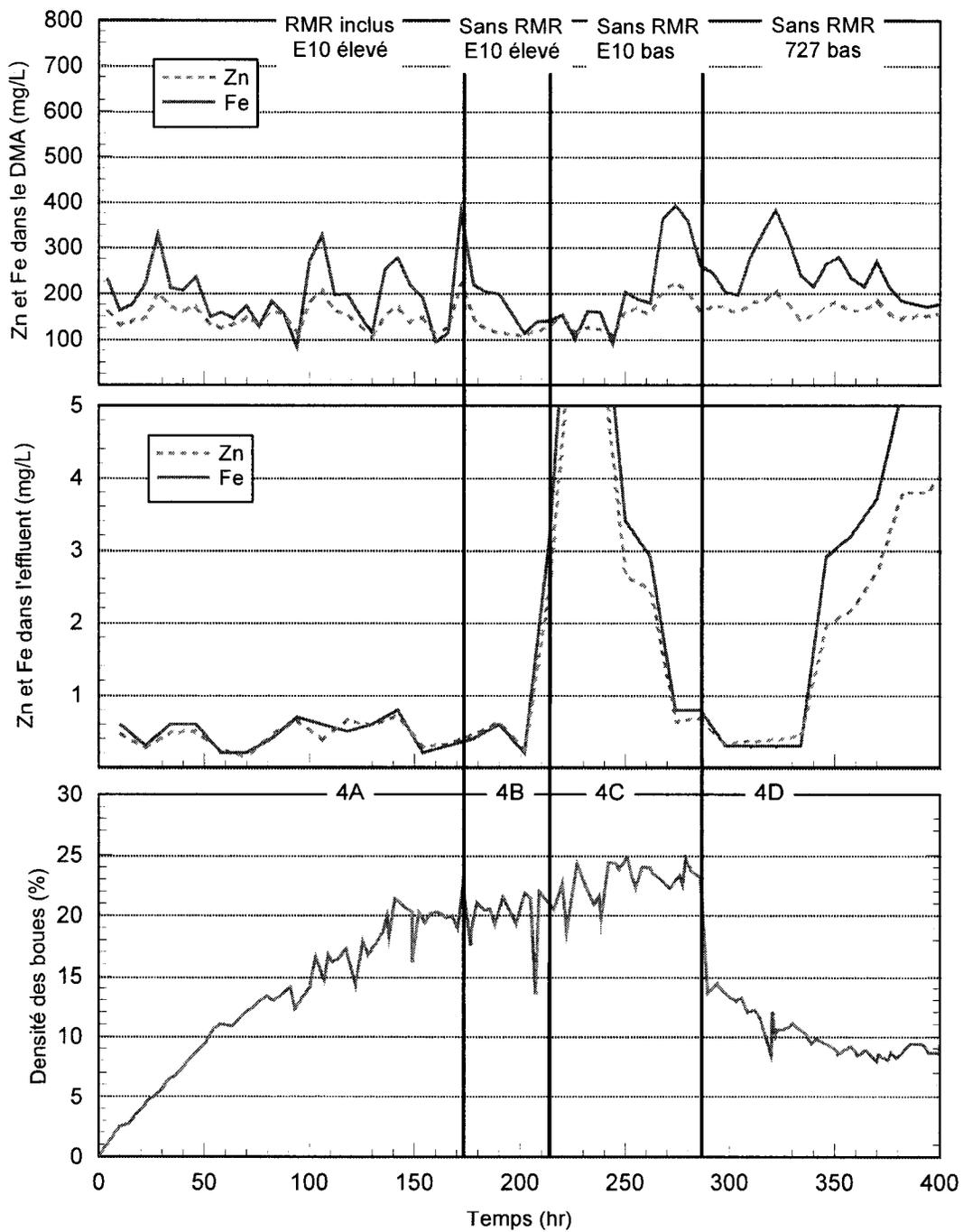


Figure 3.12 : Test 4 : Concentrations de Zn et de Fe dans l'alimentation, concentrations de Zn et de Fe dans l'effluent, et densité des boues, tous en fonction du temps

Le test 4B (figure 3.6) débute lorsqu'on a enlevé le RMR. On voit qu'il n'y a pas d'effet sur les boues ni sur la qualité de l'effluent. Le lit de boue a tendance à tourner avec le râteau (effet de beigne) lorsque la densité dépassait le 20% pendant les tests 4A et 4B.

Le dosage de flocculant a été réduit à un maximum de 5 ppm afin de mieux représenter les dosages réels d'usines à pleine échelle. Ce changement correspond au test 4C. On voit que la qualité de l'effluent se détériore rapidement mais que la densité des boues continue à augmenter un peu. Les boues sont moins visqueuses et le lit de boue n'a plus tendance à tourner avec le râteau. Vers la fin du test 4C (après 265 heures), le dosage est augmenté à 9 ppm. Ce changement améliore la qualité de l'effluent sans affecter la densité des boues. Il semble qu'un dosage plus élevé est nécessaire pour réduire la densité des boues.

À l'étape du test 4D, on remplace le Percol E10 avec le Percol 727 en retenant le dosage de 9 ppm. La qualité de l'effluent s'améliore mais la densité des boues se détériore. On réduit ensuite le dosage à 4 ppm. L'effluent se détériore rapidement (autant qu'avec un dosage semblable de Percol E10) et la densité des boues demeure basse.

3.3.5 Test 5

Un dernier essai a été effectué avec le procédé BHD afin de vérifier son fonctionnement avec un bas dosage de flocculant (figure 3.13). Le test 5A est entrepris avec le Percol 727 à un dosage d'environ 4 ppm. La qualité d'effluent est excellente, mais la densité des boues ne peut pas atteindre 5% de solides même après plus de 140 heures d'opération.

Le Percol E10 a ensuite remplacé le 727 et le dosage est maintenu à environ 4 ppm pour le test 5B. Tout comme les derniers essais, la densité des boues augmente rapidement alors que la concentration de Zn dans l'effluent dépasse l'objectif maximal de 0,5 mg/L. Les boues continuent de se densifier jusqu'à ce qu'une densité de 27% est mesurée. Avec ce dosage réduit de Percol E10, les boues ont moins tendance à tourner avec le râteau.

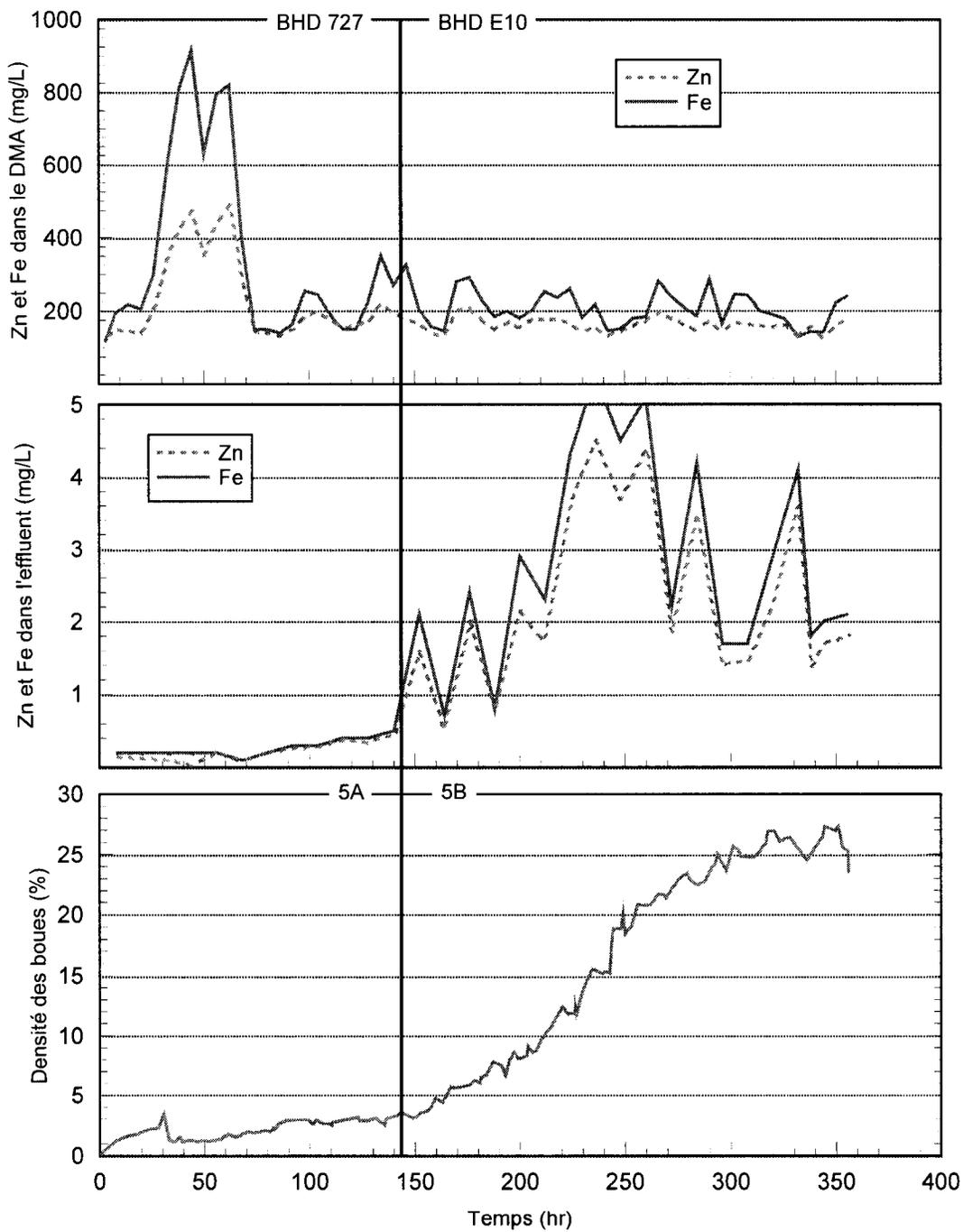


Figure 3.13 : Test 5 : Concentrations de Zn et de Fe dans l'alimentation, concentrations de Zn et de Fe dans l'effluent, et densité des boues, tous en fonction du temps

3.3.6 Test 6

Les principaux objectifs de la campagne ont été atteints suite au test 5. Les tests 6 et 7 ont néanmoins été réalisés pour mieux comprendre le procédé Geco qui n'a pas été soumis à plusieurs essais lors de sa conception. L'objectif spécifique du test 6 était de déterminer si l'aération dans les deux réacteurs pouvait affecter son fonctionnement (figure 3.7). On suppose que l'oxydation complète du fer ferreux en état ferrique dans le premier réacteur pourrait peut-être améliorer la formation de cristaux dans le procédé. La floculation se fait avec le Percol E10 de 4 à 5 ppm pour toute la durée du test. Tel qu'illustré à la figure 3.14, la densité des boues grimpe de façon semblable aux autres essais et la qualité d'effluent est pauvre, comme pour tous les tests complétés avec un bas dosage de flocculant. En comparaison avec le test 4 (procédé Geco original), la viscosité des boues et la qualité d'effluent semblent pareilles mais la couleur des boues est un peu plus pâle.

Après 210 heures d'opération, les boues atteignent 24% de solides. Le test est arrêté à ce point. La densité semblait toujours augmenter, ce qui laisse supposer qu'il serait possible d'atteindre le 27% réussi au test 5.

3.3.7 Test 7

Le test 7 visait à vérifier l'hypothèse voulant que le procédé produit les mêmes résultats sans aération (voir figure 3.8). Le procédé original fonctionne avec l'aération dans le R2 (réacteur 2) alors que le test 6 avait de l'air dans le R1 (réacteur 1) et le R2. Les résultats montrés à la figure 3.15 sont très semblables à ceux des autres essais et au test 6 en particulier. La qualité de l'effluent est améliorée parce que le taux de recirculation est réduit à mesure que la densité des boues augmente. Ceci amène moins de solides au clarificateur et donc permet d'améliorer son efficacité.

On voit que la densité des boues continue à augmenter lorsque le test est arrêté. L'objectif de 20% est atteint. Alors que la boue formée lors du test 6 est pâle, la boue du test 7 est foncée. Cette différence de couleur est probablement reliée au contenu en carbonates de calcium, tel que discuté à la section 4.6.

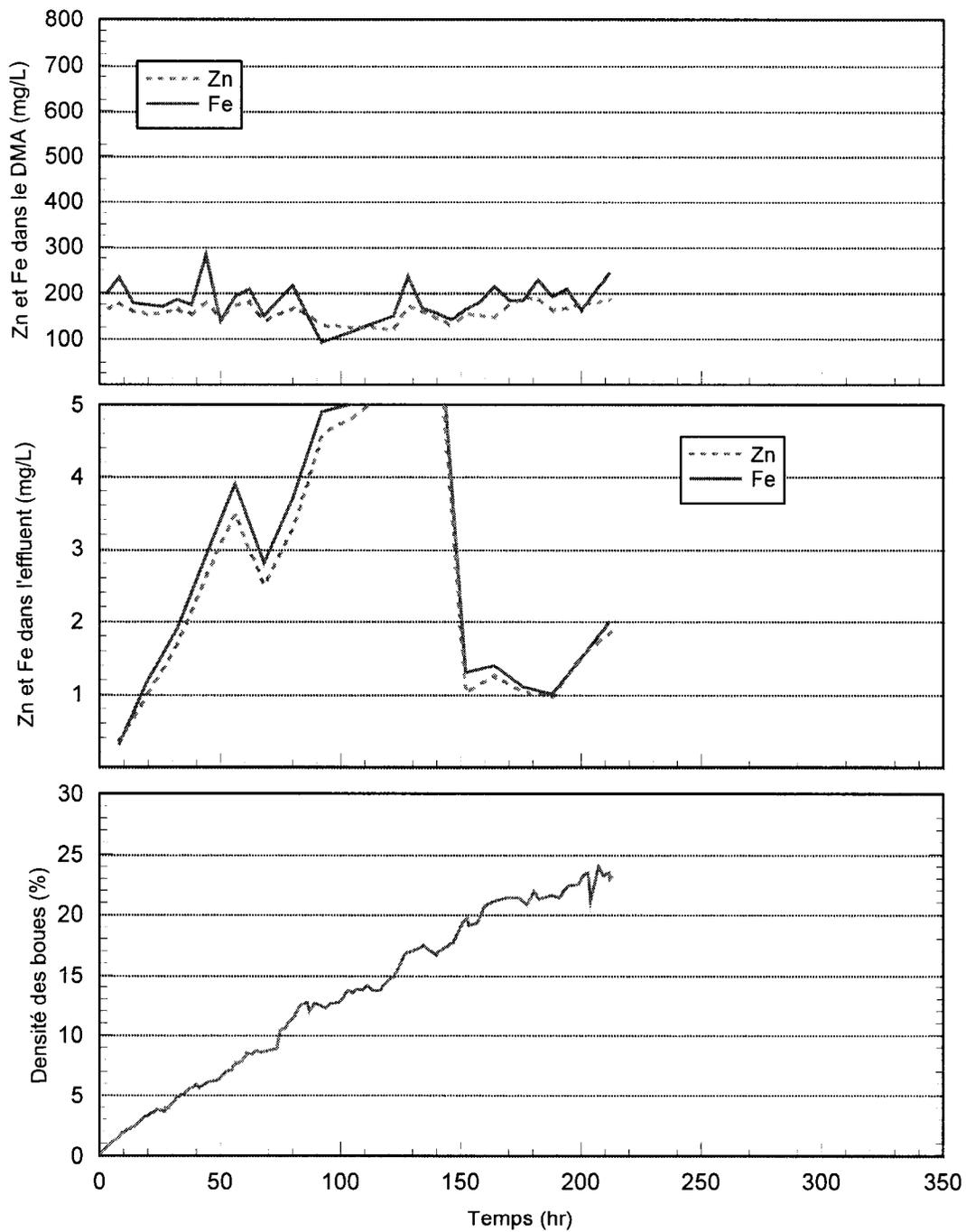


Figure 3.14 : Test 6 : Concentrations de Zn et de Fe dans l'alimentation, concentrations de Zn et de Fe dans l'effluent, et densité des boues, tous en fonction du temps

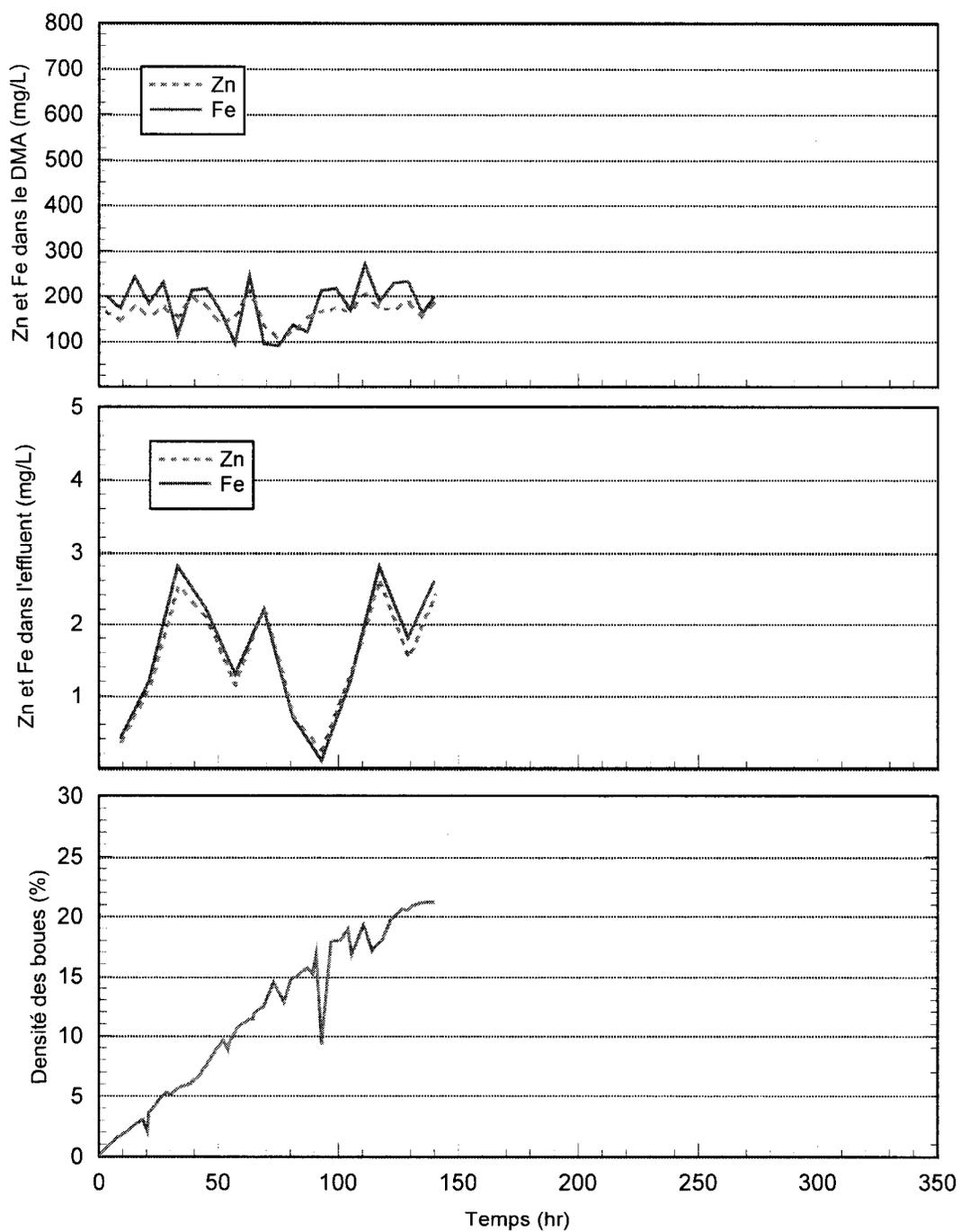


Figure 3.15 : Test 7 : Concentrations de Zn et de Fe dans l'alimentation, concentrations de Zn et de Fe dans l'effluent, et densité des boues, tous en fonction du temps

3.4 Qualité du DMA

On a vu aux figures 3.9 à 3.15 qu'il y avait une variation assez importante dans les concentrations de fer et de zinc à l'alimentation du DMA. Ces variations sont examinées plus en détail dans le tableau 3.2 et à la figure 3.16. Les résultats d'analyses détaillés sont donnés dans l'Annexe I. Ces analyses démontrent que les tendances de concentration des autres métaux lourds suivent celles du fer et du zinc. Les concentrations maximales de Cu et de Pb sont atteintes dans les mêmes échantillons où l'on retrouve le maximum de Fe.

Tableau 3.2 : Plages de concentration des métaux et données physico-chimiques de l'eau de l'alimentation (DMA)

	Cu mg/L	Pb mg/L	Zn mg/L	Fe mg/L	Fe ²⁺ mg/L	Zn/Fe	Prod. Solides g/L
Moyenne	17,0	1,0	179	259	205	0,76	1,47
Max	56,5	9,0	490	915	607	1,66	5,52
Min	4,3	0,4	96	82	71	0,37	0,66
Température : 2,2 à 8,7 °C		Potentiel d'oxydoréduction (redox Ag/AgCl) : 447 à 561 mV					
pH : 2,51 à 3,28		Oxygène dissous : 12,9 à 13,8 mg/L					

En moyenne, la concentration de fer ferreux représente environ 80% du fer total. Il est possible que cette valeur soit surestimée puisque la méthode utilisée (section 3.2.2) en est une d'oxydation. S'il existe une composante organique ou autre élément qui consomme du dichromate de potassium avant d'atteindre le point indicateur, la concentration de fer ferreux sera surestimée.

La concentration de Zn est en moyenne de 76% de celle du Fe. La production de solides suit les concentrations de métaux puisque ce sont les précipités de métaux qui forment la majorité des solides produits. Bien que la plage des données de température est large (2,2 à 8,7 °C), typiquement la température oscille de 3 à 5°C. Ces variations de température sont normales puisque la campagne a été effectuée en hiver (12 janvier au 4 avril). Le pH varie typiquement de 2,8 à 3,2. L'oxygène dissous et le potentiel redox étaient mesurés seulement lors des tests 6

et 7 puisque l'importance de ces données n'était pas reconnue lors des premiers essais. Ces résultats démontrent que l'oxygène est toujours saturée et un potentiel redox élevé de 450 mV et plus est mesuré.

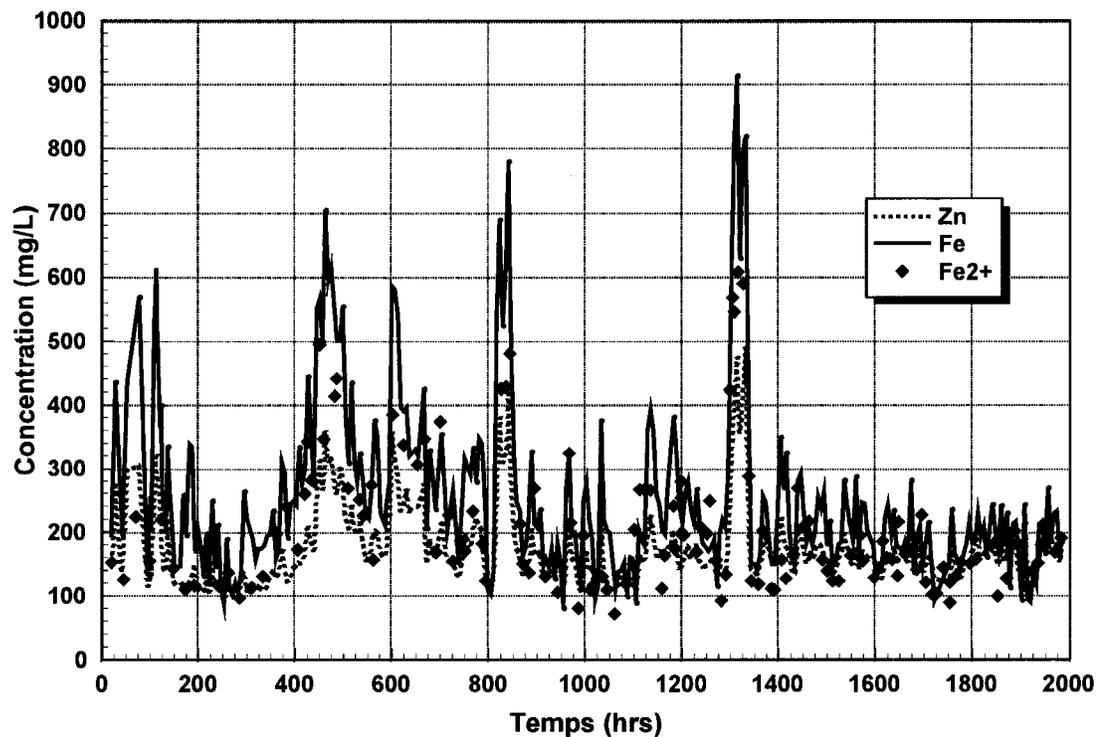


Figure 3.16 : Concentrations de fer et de zinc dans l'alimentation de l'usine pilote

Ces grandes variations peuvent affecter la validité des comparaisons entre les différents procédés puisque les tests n'ont pas tous été soumis aux mêmes conditions. Par exemple, l'essai 5B qui atteint la plus haute densité des boues est alimenté avec un DMA comparativement régulier et avec une concentration de fer qui ne dépasse pas le 300 mg/L. En revanche, le test 4C, démontrant le plus haut pourcentage de solides pour le procédé Geco, reçoit une eau avec environ 400 mg/L de fer. Les effets spécifiques de la qualité du DMA sur la densité des boues ne sont pas bien connus.

3.5 Choix du flocculant

Avant de commencer la campagne de pilotage, il a été décidé d'utiliser le Percol 727 puisque deux autres usines Noranda utilisent ce réactif. L'optimisation de la floculation ne faisait pas partie des objectifs originaux de la campagne. Lors des premiers essais, on a vu que la densité des boues n'augmente pas tel que souhaité. Il a été impossible d'obtenir une densité de 10% de solides avec le Percol 727. Suite aux résultats décevants obtenus lors de ces premiers essais, le Percol E10 est essayé. On voit que la densité a augmenté rapidement, mais aussi que la qualité de l'effluent s'est dégradée. Il y a tout de même un minimum de flocculant qui doit être ajouté pour une concentration donnée en solides, et ce minimum n'est pas nécessairement respecté alors que la densité des boues augmente.

Puisqu'un objectif majeur est la formation de boues à haute densité (>20%), et puisqu'il est possible de le faire avec du Percol 727 à d'autres sites, ce réactif a été réintroduit alors que les boues étaient déjà densifiées (tests 3B et 4D). La densité des boues a diminué rapidement, démontrant que ce flocculant a réellement un effet néfaste sur la production de boues à haute densité à Heath Steele.

On en conclut que seul le Percol E10 peut être utilisé pour produire des boues à haute densité à Heath Steele. On ne comprend pas bien pourquoi il a été impossible de créer de la BHD avec le Percol 727, alors qu'on peut le faire à d'autres sites. Une possibilité est que le potentiel redox très haut de ce DMA peut interagir avec ce polymère et augmenter l'inter-ré pulsion entre les chaînes polymériques. Ce type de réactif est constitué d'une chaîne organique avec des molécules anioniques qui attirent les précipités des métaux. Les chaînes se repoussent elles-mêmes puisqu'elles sont chargées pareillement. La qualité de l'eau dans laquelle se déroule le traitement peut affecter l'efficacité du flocculant, puisque son fonctionnement dépend des charges surfaciques. Un potentiel redox plus élevé pourrait amplifier l'effet de répulsion des molécules du flocculant. Cet effet serait plus grand avec le Percol 727 puisqu'il est chargé plus fortement : les fiches techniques décrivent le Percol E10 comme étant « un peu anionique » (slightly anionic) alors que le Percol 727 est anionique.

3.6 Caractéristiques physiques des boues

Les boues obtenues des différents procédés sont semblables mais montrent tout de même des différences subtiles. Un des objectifs de ces essais était de déterminer lequel des deux procédés testés peut produire la boue la plus dense avec une viscosité acceptable.

3.6.1 Densité des boues

Avec le Percol 727, il a été impossible de produire des boues à haute densité (BHD). Par contre, tous les procédés peuvent produire des boues avec plus de 20% de solides lorsqu'on utilise le Percol E10. La figure 3.17 montre le profil de densité des boues en fonction du temps dans tous les cas où le Percol E10 a été utilisé. Le pourcentage de solides des tests 2C et 5B ne commence pas à zéro puisque l'essai débute lorsque le Percol E10 a remplacé le Percol 727. On voit que les profils se ressemblent beaucoup. Seules les deux chutes de densité, lors du test 2C, sont à l'extérieur des normes ; ces chutes sont le résultat de problèmes de pompage dus à la viscosité des boues produites.

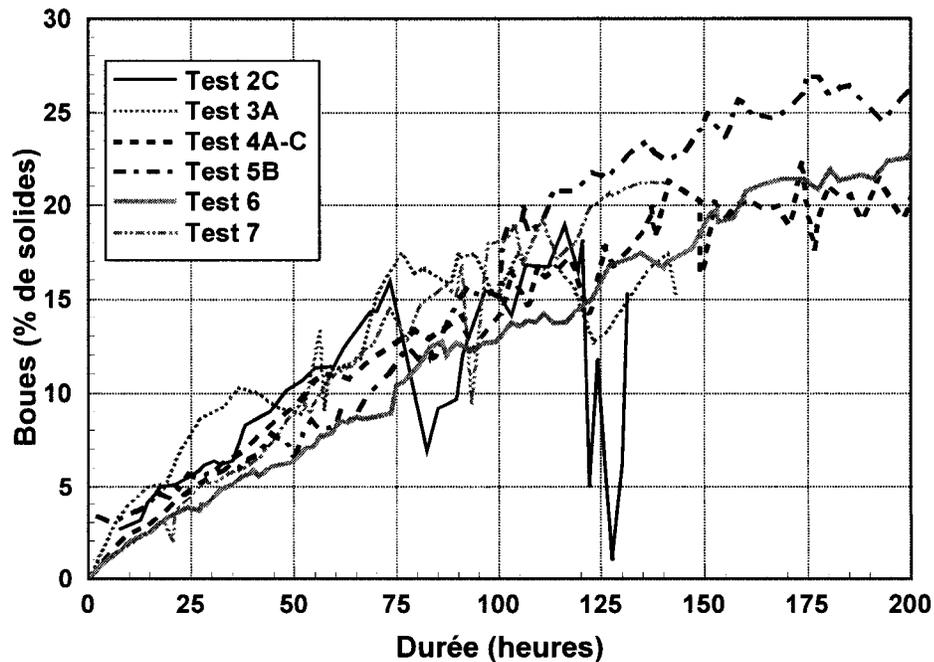


Figure 3.17 : Courbes de densité pour les tests utilisant le Percol E10

Ces résultats indiquent que même si les procédés BHD et Geco diffèrent de façon assez importante, les boues se densifient de façon très semblables. Les essais 2C et 3A, qui ont un dosage plus élevé de Percol E10, montrent une densité des boues qui grimpe un peu plus rapidement. Les tests 5B et 6, qui ont des dosages plus bas, semblent atteindre un niveau maximal plus élevé. Les densités maximales obtenues sont illustrées à la figure 3.18.

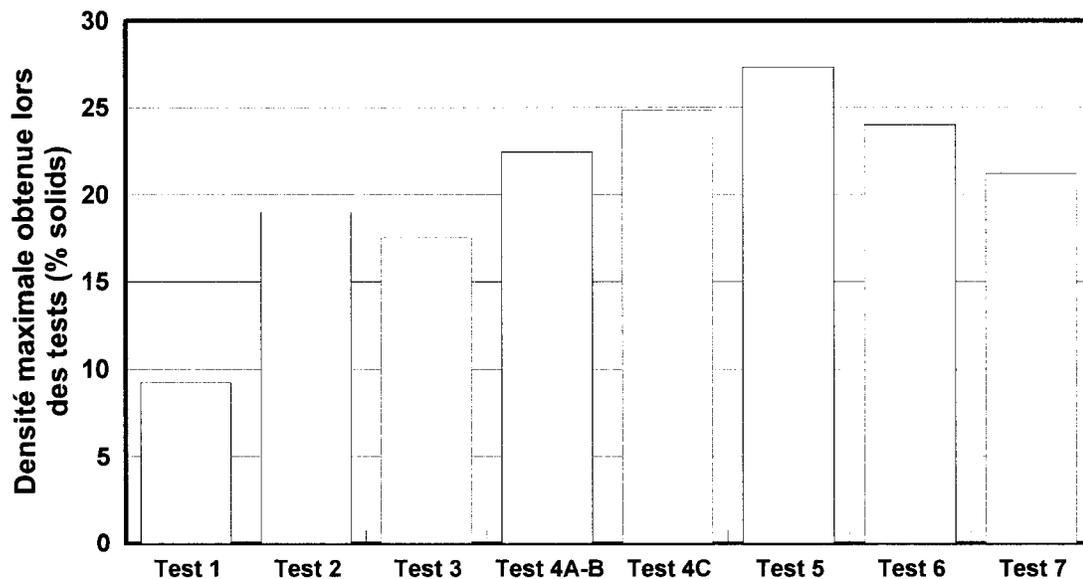


Figure 3.18 : Valeur de la densité maximale des boues selon chaque test

Il est important de noter que le test 4 a été soumis à plusieurs différents dosages au cours de l'essai. C'est pourquoi l'essai est divisé dans la figure 3.18 : les tests 4A-4B ont un haut dosage de flocculant et le test 4C a un dosage plus bas. Il est difficile de juger si le dosage élevé en début du test 4 peut affecter les boues créées subséquemment. Avec la recirculation des boues, le flocculant peut continuer à couvrir les particules.

Un autre point à noter, en examinant les figures 3.17 et 3.18, c'est que les tests 6 et 7 ont été arrêtés avant que la densité des boues se soit stabilisée, contrairement aux autres tests. Ces résultats nous laissent donc croire que, même si la plus haute densité est atteinte avec le

procédé BHD (test 5), il est bien possible que le procédé Geco ait pu, lui aussi, atteindre ce niveau de densité.

3.6.2 Viscosité des boues

La viscosité des boues est importante puisqu'une boue trop visqueuse peut entraîner des problèmes de pompage ou de formation de beigne dans le clarificateur. Ce sont des problèmes très sérieux et même très dispendieux pour une usine de traitement des eaux. La viscosité peut causer des arrêts d'usine lorsqu'il est impossible de pomper les boues de recirculation. Encore plus sérieux, le pompage des boues aux étangs d'entreposage peut bloquer la conduite qui s'allonge souvent sur plus d'un kilomètre. La formation de beigne peut causer la fermeture de l'usine et nécessiter un nettoyage manuel du clarificateur. Ces problèmes sont rencontrés typiquement lorsque les boues dépassent les 1000 cP (Payant et Aubé, 1996).

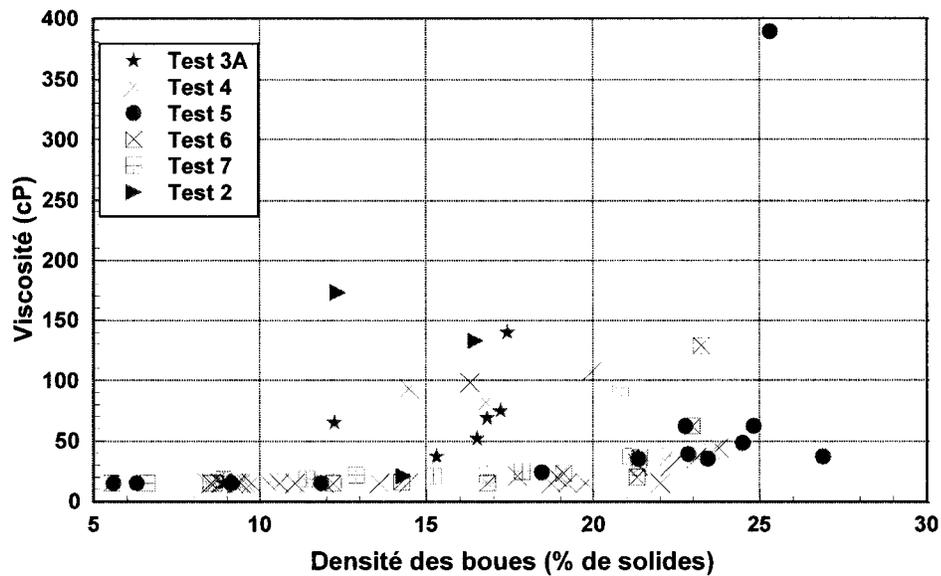


Figure 3.19 : Viscosité des boues en fonction de la densité

La figure 3.19 illustre la relation entre la viscosité des boues et sa densité. La méthode de mesure utilisée (voir section 3.2.7) est trop imprécise à basse viscosité, pour des viscosités de moins de 15 cP. Cette valeur est donc indiquée comme limite de détection. Il est évident, d'après la figure 3.19, que la viscosité augmente avec la densité. Par contre, même la valeur la

plus haute (389 cP) ne devrait pas poser de problèmes de pompage pour une usine de traitement à pleine échelle. Ceci indique que les boues formées avec le DMA de Heath Steele ne sont pas susceptibles de causer des problèmes de viscosité.

La viscosité des boues des tests spécifiques est comparée à la figure 3.20. Les échantillons de boues utilisés pour calculer les moyennes illustrées ici ont tous une densité de plus de 10% de solides afin d'avoir une base de comparaison analogue. Les deux échantillons du test 5 possédant une densité de plus de 25% de solides sont exclus des calculs. Un de ces échantillons est celui qui dépasse toutes les autres mesures à la figure 3.19 : 384 cP à 25,3% de solides. Puisque le test 5 est le seul à avoir des mesures au-dessus de 25% solides, la comparaison est plus représentative sans ces données.

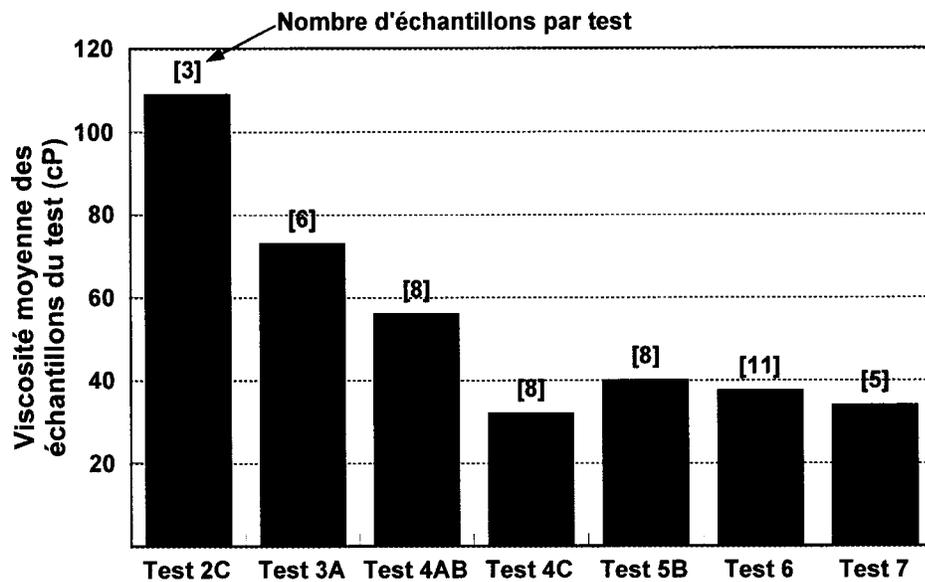


Figure 3.20 : Viscosité moyenne des boues de tous les tests (10 à 25% solides)

La comparaison entre les différents procédés démontre clairement que le dosage de flocculant peut avoir une influence importante sur la viscosité des boues. Les tests 2C, 3A, 4A et 4B ont tous un haut dosage de Percol E10 et une viscosité supérieure aux autres. De ces 3 tests, le procédé Geco semble produire des boues un peu moins visqueuses. Les quatre tests effectués à bas dosage ont tous des viscosités réduites. Trois des quatre (4C, 6 et 7) sont des variantes du

procédé Geco, alors que le test 5 est le procédé BHD. Même avec l'élimination de la très haute valeur de viscosité, on peut déduire que le procédé BHD forme une boue légèrement plus visqueuse.

3.7 Consommation de chaux

La chaux est mesurée pour évaluer le taux de consommation à chaque essai. Le lait de chaux restant à la fin des tests est noté et soustrait de la masse totale ajoutée. Les résultats sont donnés au tableau 3.3, avec la moyenne des concentrations de fer et de soufre de l'alimentation. Les concentrations de Fe et de S sont données puisque la consommation se rapporte directement aux concentrations de métaux qui sont précipitées. Le fer est le métal le plus important et la concentration de soufre est proportionnelle à la concentration totale de métaux. Si tous les procédés utilisaient la chaux pareillement, une corrélation directe existerait entre ces concentrations et la consommation de chaux.

Tableau 3.3 : Consommation de chaux des procédés

	Procédé	Chaux consommée g/L	Fe (moyenne) mg/L	S (moyenne) mg/L
Test 1	BHD	1,00	241	538
Test 2	BHD	1,27	379	679
Test 3	BHD	1,01	-	-
Test 4	Geco	0,77	206	459
Test 5	BHD	0,86	280	539
Test 6	Geco	0,73	222	516
Test 7	Geco	0,73	186	509

Différentes façons de comparer les résultats ont été essayés, mais sans succès. Les variations du DMA rendent impossible la comparaison juste des résultats. En général, on voit que la consommation de chaux du procédé Geco est plus petite, mais les concentrations moyennes de fer et de soufre sont aussi plus basses, pour tous les tests Geco. En plus, ces moyennes de concentrations sont calculées avec des échantillons de DMA pris aux 12 heures, alors que les variations de concentrations sont souvent plus rapides. Une discussion détaillée sur la chimie du DMA se retrouve à la section 4.2.

Les sections 4.5 et 4.6 discutent de la chimie des boues et comparent les concentrations en carbonates des boues produites par les deux procédés (BHD et Geco). Les composés de carbonates sont des précipités qui consomment de la chaux lors de leur formation mais qui ne sont pas nécessaires au traitement. Les résultats démontrent que le procédé Geco contient moins de ces composés et utilise donc la chaux de façon plus efficace. Dû aux variations des concentrations de métaux dans le DMA, ce contenu en carbonates est en fait le seul indice qui nous permet de comparer l'efficacité d'utilisation de chaux.

3.8 Entartrage

Des coupons de métal d'environ 25 cm² et d'un poids d'environ 8 g ont été suspendus dans les réacteurs lors des tests. Le poids sec des coupons est mesuré au début et à la fin de chaque essai. Aucun entartrage n'est mesuré lors des tests.

3.9 Réacteur de mélange rapide

Tel que démontré par les essais, la présence d'un réacteur à mélange rapide ne semble avoir aucun effet sur les procédés. Les tests 1, 2B et 2C incluent ce réacteur et les tests 2A, 3 (au complet) et 5 (au complet) se font sans le réacteur de mélange rapide. Les qualités d'effluent, la viscosité des boues, et la densification des boues sont tous très semblables. Le contrôle de pH est toujours adéquat, même avec le simple contrôle proportionnel utilisé par l'usine pilote.

CHAPITRE 4 : ÉVALUATION CHIMIQUE DES PROCÉDÉS

Les résultats présentés au chapitre précédent sont issus de mesures complétées par les opérateurs de l'usine pilote et par les analyses chimiques complétées par absorption atomique à un laboratoire local (Noranda Inc., Brunswick Smelting Division). Ces analyses sont rapides et nécessaires afin de faire le suivi des résultats lors de l'opération de l'usine pilote. Seulement le Cu, Fe, Pb, et Zn contenus dans les échantillons non-filtrés du DMA et de l'effluent ont été analysés lors de la campagne. Suite aux essais pilotes, plusieurs échantillons liquides et solides ont été analysés au laboratoire accrédité du CTN. Le but de ces analyses était de mieux comprendre les caractéristiques des procédés, et de nombreux éléments sont analysés. Certains échantillons solides sont aussi soumis à une détermination du carbone organique et inorganique.

Dans ce chapitre, les résultats d'analyse chimiques sont présentés, discutés, et utilisés afin de déterminer le mode de fonctionnement des procédés appliqués lors des essais pilotes. Toutefois, certaines analyses n'ont pas été complétées, par erreur. Les échantillons ont été jetés il y a longtemps; il est impossible de corriger cette omission involontaire. Les évaluations détaillées des résultats utilisent les analyses des deux laboratoires (Brunswick Smelting et CTN) lorsque nécessaire. Les résultats d'analyses détaillées des liquides sont donnés en Annexe I pour les échantillons par absorption atomique et en Annexe II pour ceux par ICP-AES. Les résultats d'analyse des solides sont présentés à l'Annexe III.

4.1 Contrôle de la qualité

Divers contrôles de qualité ont été effectués au laboratoire analytique du CTN, à l'aide de duplicatas et d'échantillons standards durant cette campagne d'essais; ces éléments ne sont toutefois pas présentés ici. De plus, lors des essais, des échantillons d'eau déionisée de la mine Heath Steele ont aussi été collectés, acidifiés et envoyés pour analyse avec les autres échantillons liquides. Ce sont des « Blancs de chantier » qui servent à vérifier la qualité de l'échantillonnage et des analyses en laboratoire. Au total, cinq échantillons ont été analysés de cette façon. Les résultats et les limites de détection des analyses sont donnés au tableau 4.1.

Les limites de détection du Ca, Mg, et Na ne sont pas données puisqu'aucun échantillon n'est sous la limite (y inclus les eaux déionisées).

Tableau 4.1 : Limites de détection et contrôle de qualité des analyses chimiques

Source	Date	Al mg/L	As mg/L	Ca mg/L	Cd mg/L	Cu mg/L	Fe mg/L	K mg/L	Mg mg/L	Mn mg/L	Na mg/L	Pb mg/L	S mg/L	Se mg/L	Zn mg/L
Limite de détection		0,25	< 0,25	-	< 0,02	< 0,02	< 0,02	< 5,0	-	< 0,01	-	< 0,25	0,25	< 0,50	< 0,02
Blanc	27/01/96	0,40	< 0,25	0,96	< 0,02	< 0,02	0,16	< 5,0	0,34	0,04	6,02	< 0,25	0,25	< 0,50	0,03
Blanc	04/02/96	0,41	< 0,25	0,74	< 0,02	< 0,02	0,16	< 5,0	0,33	0,04	6,70	< 0,25	0,25	< 0,50	0,03
Blanc	18/02/96	0,34	< 0,25	0,88	< 0,02	< 0,02	0,11	< 5,0	0,33	0,02	3,97	< 0,25	< 0,25	< 0,50	0,05
Blanc	18/03/96	0,49	< 0,25	0,77	< 0,02	< 0,02	0,04	< 5,0	0,33	0,01	6,21	< 0,25	0,25	< 0,50	0,21
Blanc	29/03/96	0,34	< 0,25	0,64	< 0,02	< 0,02	< 0,02	< 5,0	0,27	< 0,01	5,94	< 0,25	0,25	< 0,50	< 0,02
Moyenne		0,40	< 0,25	0,80	< 0,02	< 0,02	0,10	< 5,0	0,32	0,02	5,77	< 0,25	0,25	< 0,50	0,07
Médiane		0,40	< 0,25	0,77	< 0,02	< 0,02	0,11	< 5,0	0,33	0,02	6,02	< 0,25	0,25	< 0,50	0,03

On voit, d'après le tableau 4.1, que la majorité des éléments sont proches de la limite de détection dans l'eau déionisée de Heath Steele. Seul l'Al, le Ca, le Mg et le Na sont toujours au-dessus de la limite de détection. Il est normal qu'une eau de laboratoire contienne tous ces éléments, à part l'Al, qui n'est pas typiquement présent. Cet aluminium pourrait provenir des bouteilles d'échantillonnage. Ces bouteilles ont un revêtement métallique sur le bouchon et l'acidification des échantillons aurait pu lixivier un peu d'Al de cet endroit.

L'eau déionisée contient, en moyenne, 0,1 mg/L de fer. Les échantillons frôlent normalement la limite de détection pour le Zn, à part un seul échantillon qui en contient 0,21 mg/L. Ce résultat est probablement causé par une contamination sur le site. Les échantillons sont collectés à proximité de l'usine pilote en marche et il y a souvent des courants d'air. Il est possible qu'une poussière de boue séchée se soit déposée sur le bouchon ou dans la bouteille lors de la collecte et de l'acidification de l'échantillon. Ce résultat indique qu'il est possible que certains échantillons soient légèrement contaminés.

4.2 Alimentation

Les variations des caractéristiques du DMA alimenté ont été discutées de façon générale à la section 3.4. Ici, les différences entre les tests et les concentrations d'éléments autres que le Cu, Fe, Pb et Zn sont analysées. Les résultats détaillés des analyses par ICP sont donnés à l'Annexe II. Les échantillons de DMA collectés lors du test 3 n'ont pas été analysés. Le tableau 4.2 donne les médianes et les moyennes pour chaque test. La médiane est donnée

puisque les concentrations maximales mesurées ont un effet important sur le calcul des moyennes.

Le sulfate est inclus dans le tableau 4.2 et non au tableau 4.1 puisque cette valeur est calculée à partir de la concentration total de soufre (non analysée directement). Ceci suppose que tout le soufre en solution est sous forme de sulfate, supposition vraisemblable puisque le DMA provient de mines souterraines et d'amas de stériles, où il existe un temps de rétention important. Le potentiel oxydoréduction élevé justifie aussi cette supposition.

Tableau 4.2 : Valeurs moyennes et médianes des concentrations d'éléments dans l'alimentation des essais

		Al mg/L	As mg/L	Ca mg/L	Cd mg/L	Cu mg/L	Fe mg/L	K mg/L	Mg mg/L	Mn mg/L	Na mg/L	Pb mg/L	S mg/L	SO4 mg/L	Se mg/L	Zn mg/L
Test 1 (BHD)	Moyenne	50,4	0,26	112	0,21	16,87	241	5,02	62,6	38,0	40,6	0,64	538	1613	0,50	155
	Médiane	51,2	0,25	91	0,20	17,50	220	5,00	56,0	37,7	37,7	0,49	481	1443	0,50	137
Test 2 (BHD)	Moyenne	63,9	0,25	94	0,28	25,40	379	5,00	71,7	40,6	33,9	0,57	679	2038	0,50	202
	Médiane	62,9	0,25	95	0,25	23,06	316	5,00	68,0	40,3	34,2	0,56	624	1871	0,50	185
Test 4 (Geco)	Moyenne	43,2	0,25	89	0,25	14,23	206	5,00	59,9	31,2	27,0	0,64	459	1378	0,50	156
	Médiane	42,7	0,25	93	0,24	11,97	203	5,00	62,6	31,9	26,7	0,66	463	1389	0,50	159
Test 5 (BHD)	Moyenne	46,6	0,25	100	0,29	17,05	280	5,00	73,4	33,4	25,0	0,71	539	1617	0,50	192
	Médiane	43,5	0,25	92	0,25	13,27	231	5,00	63,5	31,8	24,5	0,58	458	1375	0,50	168
Test 6 (Geco)	Moyenne	48,6	0,25	98	0,27	14,99	222	5,00	68,1	33,5	29,0	0,53	516	1547	0,50	165
	Médiane	49,6	0,25	97	0,26	15,14	226	5,00	66,7	32,9	29,8	0,57	523	1569	0,50	168
Test 7 (Geco)	Moyenne	50,6	0,25	102	0,27	12,14	186	5,00	72,7	36,1	26,4	0,61	509	1528	0,50	170
	Médiane	51,8	0,25	103	0,27	10,37	204	5,00	72,0	36,7	26,3	0,62	531	1594	0,50	173

En général, le DMA contient environ 50 mg/L d'Al, 15 mg/L de Cu, 250 mg/L de Fe, 35 mg/L de Mn, et 160 mg/L de Zn. Ce sont ces métaux qui sont précipités suite à la neutralisation du DMA et qui consomment donc de la chaux. On voit que le test 2 contient plus de métaux que les autres tests. Ceci est conforme avec le fait que le test 2 ait consommé le plus de chaux.

On voit aussi que les concentrations d'As, K, et Se sont presque toujours sous la limite de détection. Les deux ou trois résultats qui dépassent les limites de détection pour chacun de ces éléments sont possiblement dus à des erreurs analytiques puisque rien d'autre ne différencie ces échantillons (voir Annexe II). Le Cd est toujours sous la concentration de 1 mg/L et le Pb a touché un maximum de 2,1 mg/L (au test 5) alors que sa concentration est normalement plus petite que 1 mg/L.

4.3 Effluent

Les concentrations de métaux dans l'effluent sont souvent inférieures à la limite de détection. Dans ce cas, la limite même est utilisée pour calculer les moyennes de l'effluent filtré présentées au tableau 4.3. Les concentrations d'As, K, et Se ne sont pas présentées puisqu'elles sont soit sous la limite de détection ou très près de cette limite. Dans les tableaux qui suivent (tableaux 4.3 à 4.6), la médiane est aussi calculée puisqu'une seule mesure élevée peut grandement affecter la moyenne. Le test 1 en est un bon exemple : les concentrations de Zn sont plus petites que 0,02 mg/L pour 24 des 26 mesures, mais un problème de contrôle de pH a engendré une valeur de 13,5 mg/L ce qui a rehaussé la moyenne considérablement. La moyenne de 0,55 mg/L pour le test 1 n'est donc pas représentative du fonctionnement du procédé et la médiane en est un meilleur indicateur.

4.3.1 Effluent filtré

L'élément clé pour l'effluent de Heath Steele est le Zn puisqu'atteindre la limite environnementale de 0,5 mg/L représente le défi le plus important pour le traitement de ce DMA. Le tableau 4.3 démontre bien que le Zn dissous dans l'effluent respecte facilement cette limite. Seulement le test 1 a montré une moyenne plus élevée que cette limite et cette moyenne est le résultat d'une erreur d'opération. Ce genre de problème arrive souvent lors d'une campagne d'essais pilotes, particulièrement lors des premiers essais alors que les opérateurs sont en phase d'apprentissage.

Les autres éléments réglementés respectent aussi les limites présentées au tableau 1.2, sauf le Pb qui a une limite de détection de 0,25 mg/L alors qu'il est réglementé à 0,2 mg/L. Une limite de détection plus basse pour le Pb par ICP aurait nécessité des analyses plus dispendieuses et ce n'était pas considéré nécessaire. Les analyses complétées par Brunswick Smelting donnent des résultats typiques de 0,01 à 0,05 mg/L de plomb (par AA). Parmi tous les échantillons d'effluents des 7 tests analysés par ICP, quatre analyses de Pb dépassent le 0,25 mg/L et sont considérés être des erreurs. Trois des quatre proviennent du test 5 et sont proches de la limite de détection (0,26 – 0,81 mg/L). Le quatrième dépassement provient du test 4 dans un échantillon filtré alors que l'échantillon non-filtré collecté en même temps

donne une concentration de Pb sous la limite de détection. Dans tous les cas, les concentrations de Pb analysés par AA sont inférieures à 0,05 mg/L.

Tableau 4.3 : Valeurs moyennes et médianes des concentrations d'éléments dans l'effluent filtré

		Al mg/L	Ca mg/L	Cd mg/L	Cu mg/L	Fe mg/L	Mg mg/L	Mn mg/L	Na mg/L	Pb mg/L	S mg/L	SO4 mg/L	Zn mg/L
Test 1 (BHD)	Moyenne	0,97	634	0,02	0,02	0,17	40,0	2,58	37,2	0,25	553	1660	0,55
	Médiane	0,82	575	0,02	0,02	0,10	36,4	1,56	30,3	0,25	512	1536	0,02
Test 2 (BHD)	Moyenne	1,04	731	0,02	0,02	0,07	38,3	1,98	30,4	0,25	650	1949	0,04
	Médiane	0,95	644	0,02	0,02	0,04	37,3	1,60	25,3	0,25	578	1733	0,03
Test 3 (BHD)	Moyenne	0,63	679	0,02	0,02	0,25	46,6	1,56	19,3	0,25	607	1821	0,03
	Médiane	0,65	632	0,02	0,02	0,04	45,3	1,50	19,4	0,25	566	1697	0,03
Test 4 (Geco)	Moyenne	0,90	523	0,02	0,02	0,03	48,5	3,38	27,3	0,31	509	1528	0,05
	Médiane	0,68	524	0,02	0,02	0,02	48,2	3,88	28,0	0,25	506	1517	0,03
Test 5 (BHD)	Moyenne	1,05	621	0,03	0,04	0,09	43,6	0,99	29,6	0,25	569	1706	0,05
	Médiane	0,93	485	0,02	0,02	0,05	35,7	0,96	25,2	0,25	446	1337	0,02
Test 6 (Geco)	Moyenne	0,79	511	0,02	0,02	0,02	48,1	2,74	33,6	0,25	468	1403	0,02
	Médiane	0,81	507	0,02	0,02	0,02	47,7	2,48	34,0	0,25	472	1415	0,02
Test 7 (Geco)	Moyenne	0,69	550	0,02	0,02	0,02	48,7	3,36	30,5	0,25	491	1474	0,02
	Médiane	0,71	547	0,02	0,02	0,02	48,6	3,29	30,3	0,25	494	1481	0,02

Ces résultats démontrent donc que pour tous les procédés, les concentrations de métaux en solution respectent les normes. La réglementation étant établie pour les concentrations totales, ceci indique que s'il y a problème, il serait relié aux solides en suspension.

4.3.2 Effluent non-filtré

Le tableau 4.4 donne un sommaire des résultats d'analyse des effluents non-filtrés (résultats complets en annexe II). Ces analyses représentent les concentrations totales dans l'effluent et constituent donc les valeurs réglementées (voir tableau 1.2). Les échantillons du test 3 et d'une partie du test 2 ne furent pas analysés. Seules les concentrations dissoutes au réacteur et à l'effluent ont été analysées pour le test 3. Pour cette raison, les graphiques présentés aux figures 4.1 et 4.2 utilisent les résultats d'analyse de Zn de Brunswick Smelting.

Tableau 4.4 : Valeurs moyennes et médianes des concentrations d'éléments dans l'effluent non-filtré

		Al mg/L	Ca mg/L	Cd mg/L	Cu mg/L	Fe mg/L	Mg mg/L	Mn mg/L	Na mg/L	Pb mg/L	S mg/L	SO4 mg/L	Zn mg/L
Test 1 (BHD)	Moyenne	1,06	646	0,02	0,02	0,44	40,5	2,60	37,2	0,25	562	1687	0,70
	Médiane	1,03	588	0,02	0,02	0,26	36,9	1,56	30,1	0,25	524	1571	0,02
Test 2 (BHD)	Moyenne	1,24	740	0,02	0,04	0,67	33,4	1,54	32,4	0,25	640	1920	0,33
	Médiane	1,26	638	0,02	0,03	0,40	33,4	1,24	31,2	0,25	574	1723	0,20
Test 4 (Geco)	Moyenne	1,13	486	0,02	0,17	2,30	44,9	3,21	26,3	0,25	464	1392	1,67
	Médiane	0,88	485	0,02	0,06	0,69	44,8	3,30	27,1	0,25	446	1339	0,56
Test 5 (BHD)	Moyenne	1,25	583	0,02	0,12	2,02	39,0	1,10	22,6	0,30	531	1592	1,53
	Médiane	1,02	459	0,02	0,06	1,21	34,9	1,13	22,5	0,25	426	1279	0,61
Test 6 (Geco)	Moyenne	1,69	509	0,02	0,23	3,88	48,2	3,37	32,8	0,25	466	1398	2,97
	Médiane	1,49	512	0,02	0,20	3,62	47,7	3,21	33,3	0,25	470	1410	2,63
Test 7 (Geco)	Moyenne	1,16	531	0,02	0,11	1,70	47,5	3,53	31,6	0,25	489	1467	1,42
	Médiane	1,25	525	0,02	0,12	1,74	47,4	3,40	31,3	0,25	491	1472	1,42

On voit au tableau 4.4 que les concentrations de Zn dépassent souvent l'objectif de 0,5 mg/L. On remarque aussi que les concentrations des tests avec Percol E10 sont plus hautes que celles des tests avec Percol 727. Le fait d'avoir des tests qui utilisent partiellement le Percol E10 et partiellement le 727 rend l'interprétation difficile. Afin de permettre une comparaison juste des procédés, le tableau 4.5 contient seulement les résultats des essais utilisant le Percol E10. Ce tableau contient donc les résultats des tests qui ont produits de la boue à haute densité.

Tableau 4.5 : Valeurs moyennes et médianes des concentrations d'éléments dans l'effluent non-filtré des procédés avec Percol E10

		Al mg/L	Ca mg/L	Cd mg/L	Cu mg/L	Fe mg/L	Mg mg/L	Mn mg/L	Na mg/L	Pb mg/L	S mg/L	SO4 mg/L	Zn mg/L
Test 2C (BHD)	Moyenne	1,19	702	0,02	0,09	1,56	39,7	2,41	23,6	0,25	618	1855	0,82
	Médiane	1,23	635	0,02	0,07	1,41	42,4	2,48	23,9	0,25	579	1736	0,73
Test 4A-C (Geco)	Moyenne	1,00	469	0,02	0,13	1,82	43,3	2,98	27,4	0,25	456	1369	1,38
	Médiane	0,74	447	0,02	0,05	0,66	42,6	2,89	28,8	0,25	443	1329	0,55
Test 5B (BHD)	Moyenne	1,54	482	0,02	0,19	3,23	37,6	1,19	22,5	0,32	449	1348	2,53
	Médiane	1,34	467	0,02	0,18	3,16	35,7	1,25	22,8	0,25	430	1290	2,45
Test 6 (Geco)	Moyenne	1,69	509	0,02	0,23	3,88	48,2	3,37	32,8	0,25	466	1398	2,97
	Médiane	1,49	512	0,02	0,20	3,62	47,7	3,21	33,3	0,25	470	1410	2,63
Test 7 (Geco)	Moyenne	1,16	531	0,02	0,11	1,70	47,5	3,53	31,6	0,25	489	1467	1,42
	Médiane	1,25	525	0,02	0,12	1,74	47,4	3,40	31,3	0,25	491	1472	1,42

Les concentrations de Zn observées au tableau 4.5 indiquent une variation assez importante entre les résultats des divers tests. Il semble que les essais avec un plus haut dosage de Percol E10 (2C, 4A, et 4B) donnent de meilleurs résultats. Il est aussi intéressant de constater que le

test 7, avec un dosage réduit de flocculant, se comporte mieux que les tests 5 et 6. Les résultats du test 7 peuvent s'expliquer par le mode d'opération adopté lors de ce test, ainsi que par la relation illustrée à la figure 4.1. La figure 4.1 montre une corrélation entre la concentration de solides dans la pulpe du réacteur de neutralisation et la concentration de Zn dans l'effluent non-filtré. Cette figure a été tracée à partir des résultats d'analyse de Brunswick Smelting (puisque'il y a plus d'échantillons analysés et que le test 3 est inclus).

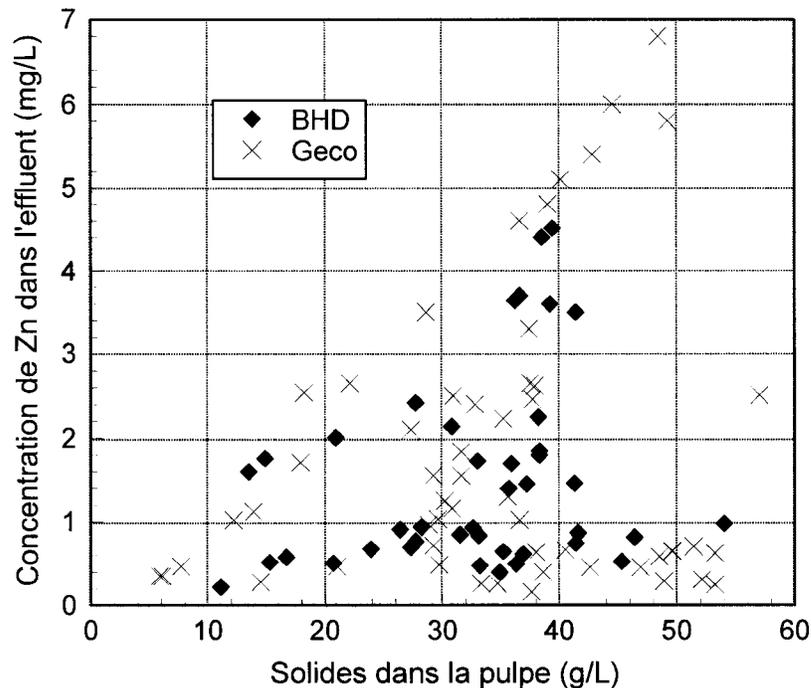


Figure 4.1 : Relation entre le contenu en solides de la pulpe et la concentration de Zn dans l'effluent

Pour tous les tests, le taux de recirculation des boues a été réduit afin de compenser pour l'augmentation de sa densité. Si la recirculation était maintenue trop haute, la concentration de solides en suspension dans la pulpe des réacteurs de neutralisation augmentait. Ceci ne posait pas de problème au fonctionnement du procédé et à la formation des boues, mais pouvait détériorer la qualité de l'effluent. Lorsque la concentration de solides dans la pulpe est très haute, il devient difficile de bien flocculer les précipités et leur concentration peut dépasser la capacité du clarificateur. Le but des essais était de recirculer environ 25 fois plus de solides que la production du DMA (rapport 25 : 1, section 3.2.4). Dû au délai de séchage des

échantillons, le rapport est connu seulement 16 à 24 heures plus tard, et c'est à ce moment que le taux de recirculation pouvait être ajusté. Ce délai a souvent causé des rapports qui dépassent le 25 : 1 et engendre un excédant de solides dans la pulpe du procédé. Pour le test 7, l'expérience acquise par les opérateurs a permis des ajustements en prévision des résultats, de sorte que le taux d'alimentation en solides au clarificateur était réduit.

Ce qui précède explique pourquoi l'effluent du test 7 est de meilleure qualité que l'effluent des tests 5 et 6, mais pas pourquoi l'effluent du test 2 est encore meilleur que celui du test 7. Afin d'expliquer ce résultat, la figure 4.2 prend en considération non seulement les solides dans la pulpe, mais aussi le dosage de Percol E10.

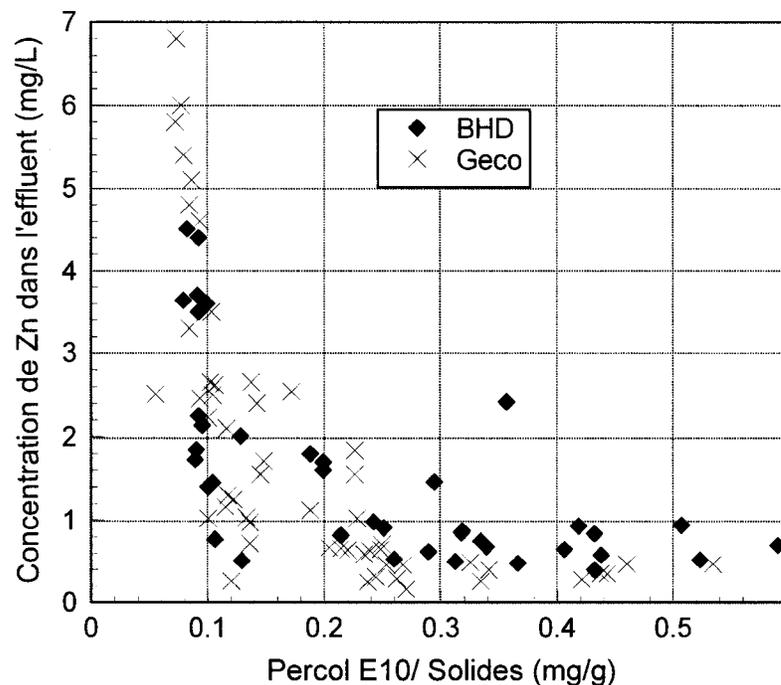


Figure 4.2 : Relation entre le dosage de Percol E10 et la concentration de Zn de l'effluent

Les données de la figure 4.2 ont été calculées à l'aide du dosage de Percol converti en milligrammes par minute, divisé par la masse de solides alimentés au clarificateur, en grammes par minute. Cette valeur nous indique directement la quantité de flocculant fournie par les opérateurs afin d'agglomérer les solides présents. On voit qu'il y a un minimum nécessaire d'environ 0,1 mg de Percol E10 par gramme de précipité. Sous cette valeur, la

qualité de l'effluent n'est pas contrôlée. De 0,1 à 0,2 mg/g on voit une amélioration importante mais graduelle. Au dessus de 0,25 mg/g, l'effluent semble être bien contrôlé.

La figure 4.1 semble montrer que le procédé Geco produit une qualité d'effluent inférieure, alors que la figure 4.2 montre le contraire. Tous les résultats du procédé Geco avec un dosage supérieur à 0,25 mg Percol E10 par g de solides sont sous la barre de 0,5 mg/L de Zn (11 échantillons). Pour le procédé BHD, 17 des 21 échantillons avec un dosage de plus 0,25 mg/g dépassent le 0,5 mg/L de Zn. Si la figure 4.1 semble démontrer que le procédé Geco est moins efficace, c'est parce que le dosage de flocculant est en moyenne plus bas lors des tests Geco puisque l'effluent paraissait être plus clair. L'ensemble des données indique que, pour une densité de pulpe et un dosage de Percol donnés, le procédé Geco réussit à produire un effluent de qualité supérieure à celui du procédé BHD.

4.3.3 Représentativité de l'effluent

Les résultats à l'effluent, présentés dans la section précédente, ne respectent généralement pas les normes environnementales pour le Zn. Plusieurs autres études ont été complétées en usine pilote afin de comprendre le fonctionnement d'usines à pleine échelle (Kuit, 1980 : Aubé et Payant, 1997). En général, les résultats de ces études sont semblables à ceux des usines réelles. Lors des essais sous observation, la production des boues semble réaliste, les temps de rétention des réacteurs sont respectés, le pH est bien contrôlé, et les concentrations dissoutes des effluents sont excellentes. Le problème semble se situer au niveau de la séparation solide/liquide.

La raison première de ce problème est visible à la figure 4.1 : le contenu en solides élevé dans la pulpe qui alimente le clarificateur. Une étude d'usines de traitement de DMA (Aubé, 1999b) a démontré que les pulpes de procédés de boue à haute densité contiennent de 10 à 25 g/L de solides en suspension. Lors de cette campagne d'usine pilote, les contenus en solides des pulpes dépassent normalement le 30 g/L pour parfois atteindre le 50 g/L (figure 4.1). Ceci est dû aux très haut taux de recirculation des boues. Afin de produire des boues à haute densité rapidement, les taux de recirculation atteignent jusqu'à 500 mL/min lors de cette étude. Ceci représente une recirculation volumétrique équivalente à 50% (500 mL/min de boues sur

l'alimentation de 1 L/min). Les usines de traitement de DMA ont normalement la capacité de recirculer seulement de 10 à 20%, alors que le taux opérationnel se situe plus souvent entre 5 et 10% (Aubé, 1999b). Ceci est donc une différence d'application des procédés.

Cette différence engendre une alimentation trop élevée en solides pour le clarificateur. En fait, l'alimentation en solides à un clarificateur est un critère de conception afin de décider de son diamètre. Les clarificateurs de procédés BHD utilisés chez Noranda ont typiquement un taux d'alimentation de 10 à 20 kg/(m²•h) alors que les tests 2 à 7 ont des taux qui dépassent souvent le 30 kg/(m²•h) dans l'usine pilote.

Le design du clarificateur pourrait aussi être responsable de la pauvre qualité d'effluent. Les clarificateurs industriels ont une surverse distribuée sur toute sa circonférence. Le clarificateur utilisé lors de cette campagne a une surverse localisée à un seul point (figure 3.2). Il est très possible qu'un court-circuit hydraulique se soit formé, ce qui aurait pu créer un courant direct de l'alimentation du clarificateur à sa surverse sans utiliser toute sa superficie. Ce genre de court-circuit réduit l'efficacité de décantation puisque les particules peuvent être facilement entraînées dans ce courant.

Le clarificateur utilisé lors de cette campagne a une hauteur de seulement 1,8 m alors qu'un clarificateur industriel fait plus de 3 m. Le clarificateur industriel offre donc plus de temps aux particules pour décanter, puisque l'eau doit parcourir une plus grande distance avant d'atteindre la surverse.

Ces deux observations (surverse à un seul point et clarificateur moins haut) suggèrent que la séparation solide/liquide en usine pilote serait moins efficace lorsque cet unité est utilisée. Seule la comparaison entre les procédés peut être utilisée.

4.4 Réacteurs

Les résultats d'analyses chimiques des solutions et des solides échantillonnés des réacteurs sont présentés dans cette section. Ces résultats sont utilisés afin de bien comprendre les réactions chimiques qui se produisent lors de la neutralisation. Le premier réacteur étudié est

le réacteur de neutralisation (RN). Pour le procédé BHD, c'est le réacteur principal (R1) alors que pour le procédé Geco, il s'agit du deuxième réacteur (R2).

Le réacteur d'alcalinisation du procédé BHD, les réacteurs de mélange rapide et les flocculateurs n'ont pas été échantillonnés. Puisque le mélange de boue et de chaux est très visqueux et contient beaucoup de solides, il est difficile d'obtenir un échantillon de la solution du réacteur d'alcalinisation. Les flocculateurs aussi sont difficiles à échantillonner ; ceci n'a pas été jugé critique puisqu'il n'y a que l'agglomération des particules qui se produit dans ce réacteur.

En plus des réacteurs de neutralisation, les solutions et solides du réacteur 1 (R1) du procédé Geco sont échantillonnés. Ces résultats sont discutés à la section 4.4.3. Les effets du réacteur d'alcalinisation du procédé BHD sont discutés dans la section 4.4.2. La section 4.4.4 traite des résultats d'oxydation du fer ferreux lors des essais Geco.

4.4.1 Réacteurs de neutralisation

Le tableau 4.4 donne les moyennes des concentrations en solution ($<8 \mu\text{m}$) dans les réacteurs de neutralisation. Puisque les réactions sont considérées complétées suite au temps de rétention offert par le réacteur, on s'attend à ce que les concentrations en solution soient les mêmes que celles de l'effluent filtré (voir tableau 4.3). Cette hypothèse est vérifiée puisque les concentrations de tous les éléments analysés sont très proches à part deux : Fe et Zn. Alors que les moyennes de concentrations de Zn sont d'environ 0,02 mg/L pour l'effluent filtré, les moyennes au réacteur sont plus près de 0,20 mg/L. Pour le Fe, les moyennes sont plus hautes aux réacteurs pour tous les tests à part les tests 6 et 7.

Tel qu'expliqué dans la section 3.2, des échantillons de pulpe des réacteur sont filtrés à l'aide d'un papier ayant des pores d'un diamètre de $8 \mu\text{m}$. La filtration des échantillons d'effluent est complétée avec des filtres de $0,45 \mu\text{m}$. Il est donc possible qu'une petite fraction des particules soit passée au travers du filtre lorsque la pulpe des réacteurs a été échantillonnée. Le fait que les concentrations de Fe et de Zn soient un peu plus hautes est normal puisque ce sont les deux composantes les plus importantes des précipités.

Tableau 4.6 : Valeurs moyennes et médianes des concentrations d'éléments en solution dans les réacteurs de neutralisation

		Al	Ca	Cd	Cu	Fe	Mg	Mn	Na	Pb	S	SO ₄	Zn
		mg/L	mg/L										
Test 1 (BHD)	Moyenne	1,17	554	0,02	0,05	0,70	33,4	1,52	40,7	0,25	483	1448	0,18
	Médiane	1,27	517	0,02	0,02	0,34	29,6	1,30	40,4	0,25	452	1356	0,02
Test 2 (BHD)	Moyenne	1,13	733	0,02	0,04	0,24	35,2	3,33	34,0	0,25	671	2013	0,58
	Médiane	1,16	660	0,02	0,02	0,02	31,4	1,36	34,8	0,25	636	1909	0,09
Test 3 (BHD)	Moyenne	0,80	683	0,02	0,08	1,32	44,3	1,62	18,5	0,25	603	1810	0,91
	Médiane	0,62	644	0,02	0,02	0,12	42,4	1,43	18,5	0,25	569	1707	0,04
Test 4 (Geco)	Moyenne	0,87	505	0,02	0,03	0,18	44,6	3,18	25,2	0,25	473	1418	0,21
	Médiane	0,84	499	0,02	0,02	0,04	43,9	3,31	26,6	0,25	471	1414	0,09
Test 5 (BHD)	Moyenne	0,83	595	0,02	0,02	0,20	39,8	0,99	26,0	0,26	522	1567	0,20
	Médiane	0,82	544	0,02	0,02	0,07	36,9	0,98	27,3	0,25	481	1443	0,13
Test 6 (Geco)	Moyenne	0,76	507	0,02	0,02	0,04	46,6	2,80	32,0	0,25	473	1420	0,03
	Médiane	0,78	516	0,02	0,02	0,02	47,4	2,67	31,9	0,25	480	1439	0,02
Test 7 (Geco)	Moyenne	0,65	530	0,02	0,02	0,02	45,1	3,27	30,8	0,25	486	1458	0,02
	Médiane	0,68	526	0,02	0,02	0,02	46,6	3,18	30,4	0,25	492	1477	0,02

Solides des réacteurs de neutralisation

Lors des mesures des solides en suspension, les liquides et les solides sont conservés. Les analyses de solides ont été complétées afin de comprendre les réactions responsables de la neutralisation et de la formation des boues à haute densité. Le tableau 4.7 présente certains résultats de ces analyses, alors que les résultats détaillés sont fournis en Annexe III. Tous les éléments qui ne sont pas représentés dans le tableau 4.7 ont des concentrations plus petites que 0,1%. Les échantillons des tests 2 et 3 n'ont pas été analysés. Dû au fait que le laboratoire du CTN était très occupé, certains échantillons furent analysés chez un laboratoire commercial (Barringer Laboratories). Les procédures de préparation des échantillons sont données dans la section 3.2.6.

Tableau 4.7 : Résultats des analyses des solides dans les réacteurs de neutralisation

Analysés au CTN			Al	Ca	Cu	Fe	Mg	Mn	S	Zn
	Procédé	Date	%	%	%	%	%	%	%	%
Test 1	BHD	19/1/96	3,50	2,89	1,16	24,6	3,03	2,98	2,81	15,2
Test 4B	Geco	25/2/96	3,98	1,55	1,15	22,6	1,39	2,41	2,13	16,4
Test 4C	Geco	27/2/96	4,59	1,28	1,02	22,8	1,04	1,84	1,54	16,6
Test 4C	Geco	28/2/96	4,42	1,34	1,16	22,0	1,17	1,91	1,62	15,9
Test 4D	Geco	4/3/96	4,25	1,59	1,22	23,1	1,35	2,29	1,93	15,5
Test 5B	BHD	15/3/96	3,93	2,90	1,14	20,0	2,53	2,72	2,30	14,4
Test 5B	BHD	17/3/96	4,14	2,42	0,96	21,0	2,11	2,32	1,85	16,4
Test 6	Geco	26/3/96	4,68	2,08	1,16	19,4	2,08	2,88	2,34	15,6
Test 7	Geco	3/4/96	4,88	1,48	1,22	19,1	2,24	2,77	2,95	15,5
Analysés à Barringer										
Test 4C	Geco	28/2/96	4,16	1,83	1,52	20,8	1,66	2,69	2,10	15,0
Test 5B	BHD	17/3/96	3,73	2,89	1,10	19,9	2,54	3,00	2,12	15,0
Test 6	Geco	28/3/96	4,20	1,87	1,15	18,3	2,01	2,76	2,10	14,7
Test 7	Geco	4/4/96	4,42	1,55	1,18	18,5	2,19	2,86	2,76	15,4

La concordance entre les résultats des deux laboratoires n'est pas parfaite, mais elle est considérée acceptable puisque les différences entre les tests demeurent relativement constantes. Par exemple, la concentration d'aluminium est plus basse pour les tests 1 et 5 au laboratoire du CTN alors que le test 5 a enregistré la valeur la plus basse à Barringer. Le Ca est plus haut dans les solides des tests BHD pour les deux laboratoires.

Les résultats obtenus semblent démontrer une différence entre les procédés de traitement. Le tableau 4.8 résume ces différences en comparant les moyennes de tous les tests Geco (tests 4, 6, et 7) et les tests BHD (tests 1 et 5 seulement). Les concentrations de Zn et de Fe dans les solides sont probablement affectées par leurs concentrations dans le DMA alimenté, alors que les concentrations de Ca, Mg, et Al semblent être affectées par le procédé.

Tableau 4.8 : Comparaison entre les valeurs moyennes des résultats d'analyse des solides issus des deux procédés

Procédé	Al	Ca	Cu	Fe	Mg	Mn	S	Zn
	%	%	%	%	%	%	%	%
Geco	4.40	1.62	1.20	20.7	1.68	2.49	2.16	15.6
BHD	3.82	2.78	1.09	21.4	2.55	2.75	2.27	15.2
Différence relative [(Geco-BHD)/Geco]	13%	-72%	9%	-3%	-52%	-11%	-5%	2%

Le tableau 4.8 montre que les différences pour le Cu, Fe, S, et Zn ne sont pas très importantes alors que les différences de Ca et Mg sont significatives. Les différences de concentration pour l'Al et le Mn sont aussi importantes, puisqu'elles dépassent le 10%, résolution typique des analyses chimiques. Ces résultats signifient que même si les densités des boues et les qualités d'effluent étaient semblables, il existe des différences importantes entre les deux procédés au niveau de la composition des solides. Ces différences sont discutées en plus grand détail dans les sections qui suivent.

4.4.2 Réacteur d'alcalinisation (Procédé BHD)

Ce réacteur a un temps de rétention d'environ 5 minutes pour bien mélanger la chaux et les boues recirculées. En théorie, il n'y a pas de réactions chimiques notables qui se produisent dans ce réacteur, car il est conçu pour un mélange physique de deux solides en suspension. Le pH du réacteur d'alcalinisation est mesuré deux fois lors du test 5, avec comme résultat des mesures de pH de 10,8 et 11,02. La chaux est donc partiellement dissoute dans ce réacteur, ce qui augmente le pH. Ceci indique aussi que la concentration de Ca en solution était élevée. Il existe des réactions de précipitation de carbonates de calcium (voir section 4.6) et de gypse qui seraient favorisées.

Le réacteur d'alcalinisation n'a pas été échantillonné parce qu'il est difficile d'obtenir une solution sans solides. C'est un mélange très visqueux et difficile à manipuler. Lors des essais BHD où les boues étaient de haute densité (tests 2C, 3A et 5B), ce réacteur nécessitait un entretien constant. Si le délai entre nettoyages était trop long, la surverse du réacteur se bloquait ou l'entartrage du réacteur s'accumulait sur tout son volume à part les alentours immédiat de l'agitateur. Ces problèmes avec les réacteurs d'alcalinisation sont reconnus non seulement dans les usines pilotes, mais aussi dans les usines à pleine échelle (Aubé, 1999b).

4.4.3 Réacteur 1 du procédé Geco

Lors du traitement avec le procédé Geco, le Réacteur 1 (R1) est utilisé pour mettre en contact les boues recirculées et le DMA avec un temps de rétention d'environ 30 minutes. Une recirculation de 120 à 500 mL/min fait en sorte que le pourcentage volumique de recirculation

est de 12 à 50%. Le pH résultant fluctue de 6,5 à 8,4, mais est typiquement près de 7,8 suite à la stabilisation du procédé. Ces valeurs sont valables pour les trois tests Geco, soit les test 4, 6, et 7, tel que démontré au tableau 4.9. Malheureusement, le potentiel d'oxydoréduction (redox) n'a pas été mesuré lors du test 4. Pour les tests 6 et 7, ces données sont recueillies 2 ou 3 fois et les résultats montrés dans ce tableau sont des moyennes.

Tableau 4.9 : Données physico-chimiques mesurées au réacteur 1 lors des essais avec le procédé Geco

	Aération	pH typique	Température (°C)	Redox typique (mV)	Oxygène Dissous (mg/L)
Test 4	Non	7,9	7,0	-	2.5
Test 6	Oui	7,7	6,5	175	14
Test 7	Non	7,7	6,5	75	5

Le tableau 4.10 donne les résultats d'analyses des liquides filtrés du R1 des tests appliquant le procédé Geco. Tout comme pour les réacteurs de neutralisation, il est possible qu'une petite fraction des solides soit passée au travers du filtre utilisé pour les filtrations de pulpes - ce sont donc les concentrations maximales qui sont présentées dans ce tableau.

Tableau 4.10 : Valeurs moyennes et médianes des concentrations en solution dans le réacteur 1 du procédé Geco

		Al mg/L	Ca mg/L	Cd mg/L	Cu mg/L	Fe mg/L	Mg mg/L	Mn mg/L	Na mg/L	Pb mg/L	S mg/L	SO4 mg/L	Zn mg/L
Test 4 (Geco)	Moyenne	0,50	369	0,04	0,03	0,24	73,7	39,90	23,9	0,25	418	1255	3,18
	Médiane	0,51	364	0,02	0,02	0,09	74,7	29,00	22,3	0,25	415	1246	1,07
Test 6 (Geco)	Moyenne	0,62	456	0,04	0,03	0,37	95,8	55,41	27,8	0,25	461	1384	3,86
	Médiane	0,56	462	0,03	0,02	0,07	95,9	63,24	28,3	0,25	467	1401	3,58
Test 7 (Geco)	Moyenne	0,51	407	0,03	0,02	0,02	94,5	56,18	28,4	0,25	467	1401	1,58
	Médiane	0,50	398	0,03	0,02	0,02	94,2	53,11	28,5	0,25	470	1411	1,26

En comparant ces résultats avec ceux de l'alimentation (tableau 4.2), on voit que les concentrations des métaux lourds ont diminué considérablement. Les concentrations de Fe sont descendues à moins de 0,5 mg/L et celles de Zn à moins de 4 mg/L. Les concentrations de Cu sont à la limite de détection et celles d'Al sont plus basses dans le R1 que dans tout autre endroit échantillonné. Ce traitement partiel se fait sans ajout de chaux et seulement avec de la boue recirculée.

Afin d'élever le pH du DMA et de causer la précipitation de ces métaux, il faut qu'il y ait un ajout d'alcalinité. Une comparaison de cette solution avec l'alimentation nous montre qu'il y a eu une augmentation importante de Ca et de Mg. La concentration de Ca augmente d'environ 300 mg/L alors que le Mg augmente d'environ 15 mg/L. Les concentrations de calcium sont illustrées à la figure 4.3. Ce sont donc des composés contenant ces deux éléments qui se sont dissous pour augmenter le pH.

Les réactions responsables de cette hausse de pH sont discutées dans la section 4.6, qui traite du carbone inorganique.

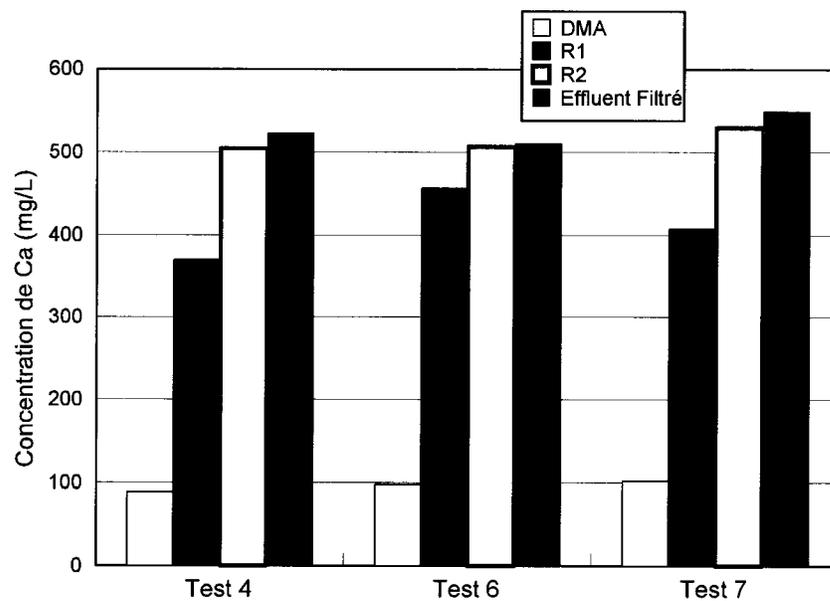


Figure 4.3 : Changement des concentrations de Ca lors des diverses étapes du procédé Geco

Solides du Réacteur 1

Le tableau 4.11 donne les concentrations des éléments majeurs dans les solides recueillis du réacteur 1. En comparant ces valeurs avec celles du R2, on voit que les contenus en Ca et Mg sont plus bas dans les précipités du R1. Il semble aussi que les concentrations de S et de Mn

soient réduites mais les différences sont moins importantes. Les concentrations de Cu, Fe, Zn, et Al sont essentiellement les mêmes.

Tableau 4.11 : Valeurs moyennes des concentrations d'éléments majeurs dans les solides du R1 du procédé Geco

	Al %	Ca %	Cu %	Fe %	Mg %	Mn %	S %	Zn %
Test 4	4,37	0,97	1,24	22,80	1,25	2,16	1,90	16,16
Test 6	4,66	1,23	1,20	20,41	1,94	2,86	2,36	16,63
Test 7	4,83	0,80	1,22	18,72	2,11	2,67	3,02	15,64

Ces résultats concordent bien avec les analyses des liquides dans ce même réacteur, puisque les changements dans les concentrations de Ca et Mg sont importantes. L'augmentation de pH est due à une dissolution de composés impliquant le Ca et le Mg. Tel que discuté à la section 4.6, le Ca est probablement présent sous forme de carbonate. Pour le Mg, il est probable que ce soit un hydroxyde qui se dissout dans ce réacteur.

4.4.4 Oxydation du fer ferreux

En moyenne, 79% du fer dans l'alimentation (DMA) était sous forme d'ions ferreux (Fe^{2+}). Tel que déjà mentionné (section 3.4), il est possible que cette concentration de fer ferreux soit quelque peu surestimée. Afin de produire une boue stable, il est préférable de précipiter des hydroxydes de fer ferrique puisque les hydroxydes de fer ferreux se dissolvent plus facilement. Par exemple, au pH 7, les hydroxydes de fer ferreux sont solubles jusqu'à une concentration de plus de 200 mg/L de fer, alors que les hydroxydes ferriques ont une solubilité de moins de 0,01 mg/L (voir figure 2.1). Dans les deux procédés étudiés, l'aération est donc utilisée afin d'oxyder le Fe d'après les réactions présentées à la section 2.1.2.

Le contenu en fer ferreux a été mesuré régulièrement dans les réacteurs de neutralisation. Puisqu'il y a aération, il n'est pas surprenant de constater que le contenu en fer ferreux soit sous la limite de détection. Par contre, ce qui n'était pas anticipé, c'est que le fer ferreux soit généralement sous la limite de détection dans le premier réacteur du procédé Geco, alors qu'il n'y a pas d'aération dans ce réacteur. Avec des concentrations de fer ferreux variant typiquement de 100 à 300 mg/L, ceci indiquerait donc la présence d'un agent oxydant.

D'après les réactions chimiques présentées à la section 2.1.2, il faut $\frac{1}{4}$ de mole d'oxygène pour oxyder une mole de fer. Ceci équivaut à un 14,3 mg/L d'oxygène pour oxyder 100 mg/L de fer ferreux. L'oxygène dissous (OD) du DMA est toujours au point de saturation, ce qui représente une concentration de 12,9 à 13,8 mg/L aux températures mesurées. Lors des tests 4 et 7, où il n'y a pas d'aération dans le R1 du procédé Geco, l'OD du réacteur est d'environ 2,5 mg/L. Ceci représente donc une consommation d'environ 10,9 mg/L, ce qui équivaut à l'oxydation de 76 mg/L de fer.

Il existe aussi deux autres apports potentiels d'oxygène : les boues recirculées et le transfert d'oxygène de la surface du réacteur. L'OD des boues n'a pas été mesuré lors des essais, mais typiquement (Aubé, 1999b), ces boues contiennent environ la même concentration d'oxygène qui est mesuré dans le R1 (2,5 mg/L). On peut donc éliminer les boues comme source importante d'oxygène.

Le transfert de la surface du réacteur est plus important. En supposant un coefficient de transfert d'oxygène (k_L) de $4,7 \cdot 10^{-2}$ cm/s et en considérant la superficie du R1, environ 17 mg O_2 /(L·min) est disponible (Aubé et Payant, 1996). Cet oxygène transféré de la surface pourrait donc oxyder 119 mg de fer additionnel. Au total, ces apports d'oxygène du DMA et de la surface correspondent à environ 194 mg Fe/L.

Ces calculs montrent qu'il serait possible d'oxyder presque 200 mg/L de fer ferreux sans aération. Mais dans le cas du test 4, un échantillon de DMA contenant 279 mg/L d'ions ferreux est complètement oxydé dans le R1. Lors des tests 4 et 7, l'oxydation ne se fait complètement que suite à la stabilisation du procédé. En plus, avec un pH neutre ($\sim 7,7$) et une concentration d'oxygène si basse, il est surprenant que le fer soit oxydé si rapidement. Ceci pourrait indiquer que l'apport d'un oxydant additionnel serait relié à la recirculation des boues. Le mécanisme spécifique qui serait responsable de l'oxydation n'est cependant pas connu. On retient néanmoins que même lorsque le DMA contient plus de 200 mg/L de fer sous forme d'ions ferreux, l'aération n'est pas toujours nécessaire pour l'oxyder en fer ferrique durant le procédé.

4.5 Boues

Le tableau 4.12 donne un sommaire des résultats sur les éléments analysés dans les boues produites lors des essais pilotes. Ces résultats ne sont pas très différents de ceux des réacteurs de neutralisation donnés à la section 4.4.1. On note une légère augmentation du Ca et S. Ceci est normal puisque la précipitation du gypse est lente et le temps de rétention additionnel du clarificateur permet d'augmenter le contenu en gypse.

Tableau 4.12 : Résultats des analyses chimiques des solides dans les boues

Analysés au CTN			Al	Ca	Cu	Fe	Mg	Mn	S	Zn
	Procédé		%	%	%	%	%	%	%	%
Test 1	BHD	19/01/96	3,39	4,09	1,12	24,2	3,26	2,87	3,83	14,6
Test 4B	Geco	25/2/96	4,02	1,71	1,24	22,6	1,42	2,51	2,16	16,1
Test 4C	Geco	27/2/96	4,55	1,64	1,30	22,7	1,33	2,27	1,90	16,6
Test 4C	Geco	28/2/96	4,57	1,58	1,28	23,0	1,29	2,11	1,87	16,6
Test 4D	Geco	4/3/96	4,35	1,81	1,09	23,2	1,28	2,19	2,07	16,0
Test 5B	BHD	15/3/96	3,87	3,17	1,14	20,1	2,52	2,70	2,53	14,1
Test 5B	BHD	17/3/96	4,37	2,50	0,95	22,0	2,11	2,31	1,93	17,2
Test 6	Geco	26/3/96	4,87	2,33	1,25	20,2	2,20	3,08	2,60	16,5
Test 7	Geco	03/4/96	5,16	1,75	1,28	19,8	2,33	2,91	3,18	16,4
Analysés à Barringer										
Test 4C	Geco	28/2/96	4,08	1,94	1,51	20,4	1,60	2,62	2,28	14,1
Test 5B	BHD	17/3/96	3,69	2,98	1,09	18,7	2,51	2,90	2,30	14,5
Test 6	Geco	28/3/96	4,21	1,98	1,15	19,7	2,03	2,97	2,38	16,0
Test 7	Geco	04/4/96	4,52	1,63	1,18	19,3	2,21	3,02	3,04	16,4

Le tableau 4.13 montre une comparaison des caractéristiques des boues des deux procédés. On voit encore que les solides issus du procédé Geco contiennent beaucoup moins de Ca et de Mg. Le contenu en S est aussi plus petit, bien que la différence soit moins grande. La différence de Ca et de Mg peut être expliquée par le fait que des composés contenant ces métaux sont dissous dans le premier réacteur du procédé Geco, tel que discuté en détail à la section 4.6. La différence du contenu en soufre s'explique par le fait que le procédé BHD comprend un réacteur d'alcalinisation. Le réacteur d'alcalinisation combine les boues recirculées avec la chaux. C'est dans ce réacteur que le potentiel de précipitation de gypse ($\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$) est le plus grand, puisque la concentration de Ca est plus haute ici que dans n'importe quelle autre étape des deux procédés. Le procédé Geco n'a pas de réacteur de ce genre où la concentration de Ca est très élevée. Il est donc normal que le procédé BHD cause la précipitation de plus de gypse que le procédé Geco.

Tableau 4.13 : Comparaison entre les valeurs moyennes de concentrations d'éléments dans les boues des deux procédés

Procédé	Al %	Ca %	Cu %	Fe %	Mg %	Mn %	S %	Zn %
Geco	4,48	1,82	1,25	21,20	1,74	2,63	2,39	16,08
BHD	3,83	3,18	1,07	21,25	2,60	2,70	2,65	15,09
Différence [(Geco-BHD)/Geco]	15%	-75%	14%	0%	-49%	-2%	-11%	6%

Le tableau 4.13 montre aussi que les concentrations d'Al et de Cu sont plus élevées dans le procédé Geco. Ceci peut être dû au fait que le procédé produit moins de gypse, ce qui augmente la concentration des autres matières. En d'autres mots, le contenu plus élevé de gypse dans les boues du procédé BHD dilue les concentrations d'Al et de Cu. Il est aussi possible qu'il y avait plus de Cu et d'Al dans l'alimentation des procédés Geco, mais ceci ne peut pas être confirmé par les analyses puisque les variations sont trop grandes.

4.5.1 Stabilité des boues

Des essais de lixiviation ont été complétés sur les boues de tous les tests selon la méthodologie mentionnée à la section 3.2.8. Les résultats détaillés des concentrations mesurées dans le lixiviat sont donnés dans l'Annexe IV. Les concentrations d'As, de Fe, de Pb, et de Se étaient sous la limite de détection dans tous les cas. La figure 4.4 illustre des résultats partiels – les concentrations d'éléments clés dans le lixiviat. Les barres représentant l'Al, le Cd et le Cu se rapportent à l'axe des y de la gauche, tandis que les concentrations de Zn sont indiquées à la droite. Le Cu, le Cd, et l'Al sont sous la barre des 2 mg/L, à part un seul échantillon : le Cu du test 4. Le test 4 a aussi produit la plus haute concentration de Zn et la deuxième plus haute concentration de Cd. Ces concentrations sont apparemment reliées au pH, puisque le test 4 montre aussi le plus bas pH final (pH du lixiviat suite aux 24 heures de mélange).

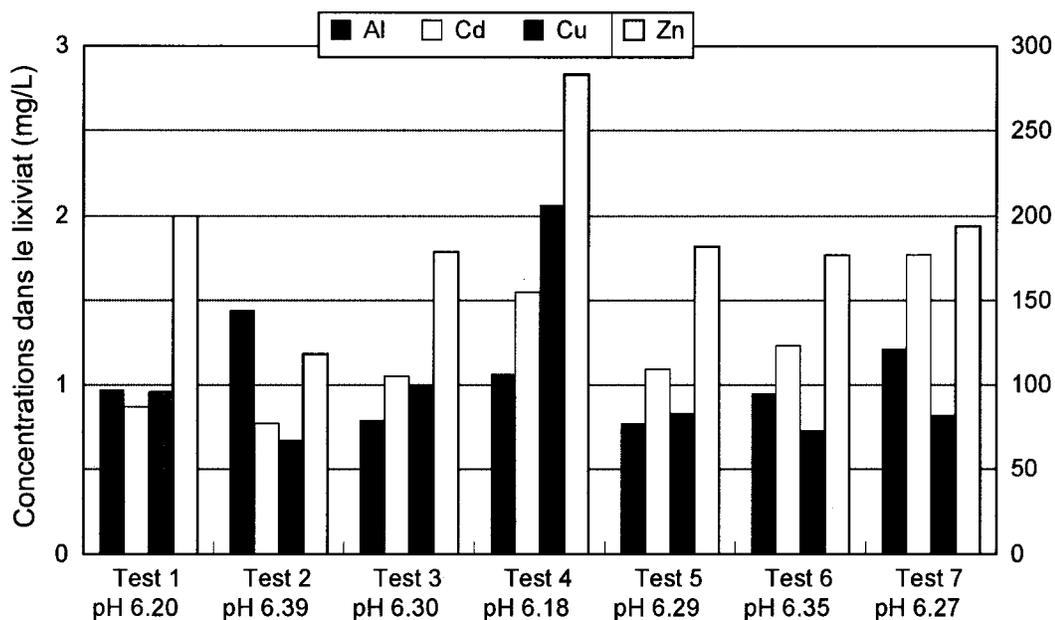


Figure 4.4 : Résultats des essais de lixiviation des boues

Un sommaire des résultats de lixiviation est donné au tableau 4.14. On y a aussi inclus la comparaison des valeurs moyennes des deux procédés. La colonne « Solides » donne la densité des échantillons de boues utilisés pour la lixiviation et le « pH final » est le pH du lixiviat suite au mélange de 24 heures.

Tableau 4.14 : Principaux résultats des essais de lixiviation des boues

	Solides	pH final	Al mg/L	Ca mg/L	Cd mg/L	Cu mg/L	Mg mg/L	Mn mg/L	SO4 mg/L	Zn mg/L
Test 1 (BHD)	8.6%	6,20	0,97	1335	0,87	0,96	246	422	1114	200
Test 2 (BHD)	12.5%	6,39	1,44	1655	0,77	0,67	219	321	1254	118
Test 3 (BHD)	17.3%	6,30	0,79	1509	1,05	0,99	235	306	953	179
Test 4 (Geco)	22.5%	6,18	1,06	983	1,55	2,06	248	527	527	283
Test 5 (BHD)	21.4%	6,29	0,77	1513	1,09	0,83	207	249	766	182
Test 6 (Geco)	19.1%	6,35	0,95	1071	1,23	0,73	362	440	659	177
Test 7 (Geco)	17.5%	6,27	1,21	844	1,77	0,82	349	654	638	194
Moyenne Geco	19.7%	6,27	1,07	966	1,52	1,20	320	540	608	218
Moyenne BHD	15.0%	6,30	0,99	1503	0,95	0,86	227	324	1022	170

En général, les boues des procédés BHD libèrent plus de sulfate et de Ca que les boues Geco. Ceci indiquerait qu'il y a une plus grande dissolution de gypse provenant des boues BHD, ce qui est possible puisqu'on a déjà démontré qu'il y a plus de gypse dans ces boues. Mais même en soustrayant tout le Ca qui pourrait être relié au sulfate, il y a toujours plus de

Ca provenant des boues BHD. En moyenne, les boues BHD libèrent 537 mg/L de Ca de plus que les boues Geco, incluant environ 365 mg/L qui ne peut être attribué au gypse (par calcul stœchiométrique). La source de calcium sera discutée à la section 4.6.

Pour ce qui est des normes prescrites par la réglementation, les limites imposées au Nouveau-Brunswick sont respectées pour toutes les composantes sauf pour le Cd. La limite usuelle pour le Cd est de 0,5 mg/L, et cette valeur est dépassée par tous les échantillons. Ce résultat indique donc que ces boues auraient été classifiées comme étant des matières dangereuses si elles étaient transportées sur voies publiques. Leur classification actuelle est celle de résidu minier donc cette lixiviation n'a pas de conséquence réelle.

4.5.2 Grosseur des particules

La grosseur des particules des boues a été mesurée par un « *Mastersizer* » au CTN et par un « *Microtrac* » aux laboratoires de CANMET à Ottawa (voir section 3.2.9). Seulement deux échantillons ont été soumis : un du test 4 (Geco) et un du test 5 (BHD). Les résultats sont donnés au tableau 4.15.

Tableau 4.15 : Grosseur des particules de boues

Échantillon	Laboratoire	10% Passant (μm)	50% Passant (μm)	90% Passant (μm)
Test 4C (Geco)	CTN	0,82	2,38	8,90
	CANMET	1,16	4,06	9,56
Test 5B (BHD)	CTN	0,82	2,92	8,96
	CANMET	1,08	2,79	5,27

Les résultats montrés au tableau 4.15 sont contradictoires, puisque les mesures faites au CTN indiquent que le procédé Geco forme des particules plus petites alors que les mesures de CANMET indiquent que les précipités du test 5 sont plus petits. Aucune conclusion ne peut donc être tirée de ces mesures; plus d'essais seraient requis pour clarifier cette contradiction.

4.5.3 Analyses microscopiques des boues

Des boues lyophilisées ont été soumises à la microscopie MEB (microscopie électronique à balayage) (voir section 3.2.9). Quatre des photos prises sont illustrées aux figures 4.5 à 4.8. Deux des échantillons choisis proviennent de tests du procédé BHD (tests 2 et 5) et deux du procédé Geco (tests 4 et 7). Tous ont une magnification de 3 000 fois et une échelle de 5 μm donnée à la droite.

Dans tous les cas, les particules sont sphériques et varient en grosseur d'environ 0,5 μm à 4 μm . Il ne semble pas y avoir de différence marquée entre les deux procédés. Ces photos remettent en question les mesures de grosseur des particules discutées dans la section précédente, puisqu'on ne voit pas de particules plus grandes que 5 μm . Les données du 90% passant d'environ 9 μm du tableau 4.15 pourraient provenir de mesures d'agglomérations et non de particules individuelles.

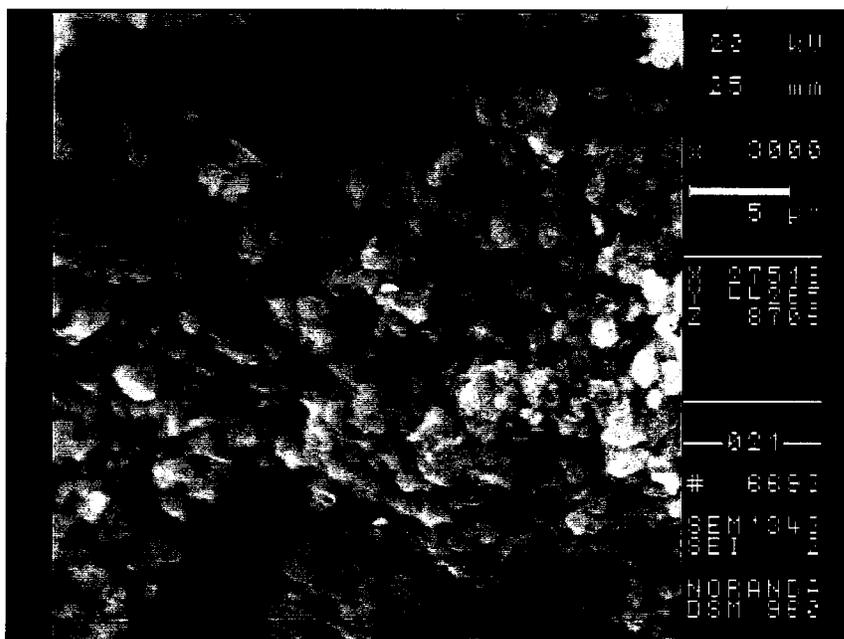


Figure 4.5 Photo MEB des boues du test 2 avec une magnification de 3 000 fois (BHD - 19% solides)

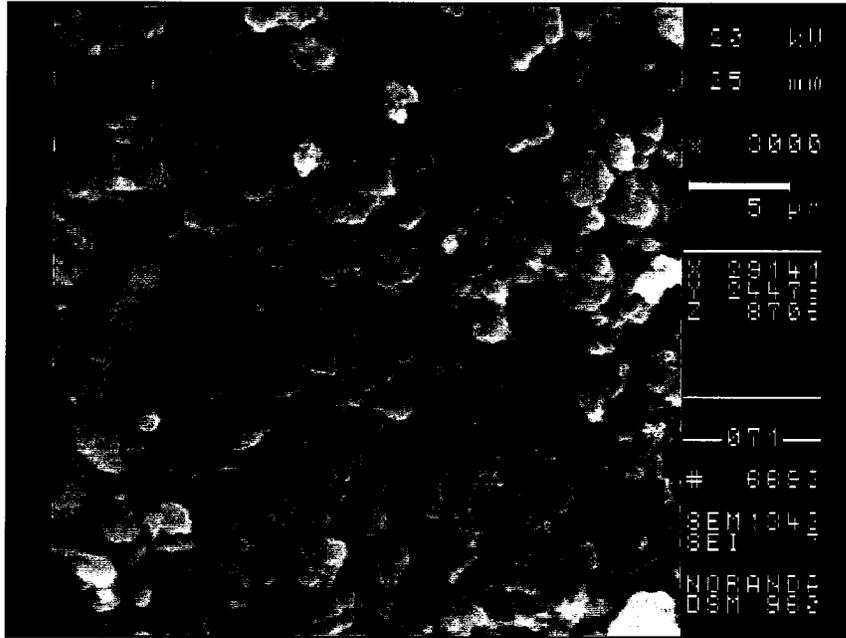
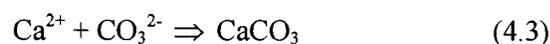
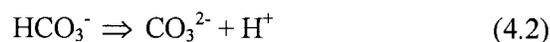


Figure 4.8 : Photo MEB des boues du test 7 avec une magnification de 3 000 fois (Geco - 21% solides)

4.6 Carbone inorganique

En plus des analyses de solides déjà présentées, le carbone total (organique et inorganique) a été analysé dans les solides des réacteurs et dans les boues. Le système de carbone est intéressant puisque la dissolution et la précipitation du carbone nous offrent des informations importantes au sujet du procédé. Le carbone n'est pas utilisé comme réactif et n'est pas non plus ciblé pour le traitement, mais il est tout de même présent, comme dans tous les procédés ouverts à l'atmosphère.

Les réactions concernant le carbone inorganique présentées dans la section 2.1.2 sont répétées ici (équations 4.1, 4.2, et 4.3) afin de bien comprendre ce système.



D'après l'équation 4.1, le carbone inorganique (CI) provient de l'air, mais il peut aussi provenir du DMA. Il y a souvent dans la gangue des minéraux un certain pourcentage de calcaire qui se dissout lors de l'acidification des eaux de drainage. Cette dissolution (i.e. réaction 4.3 en sens inverse) peut mettre en solution du CI ou peut continuer selon les réactions 4.2 et 4.1 (toujours en sens inverse) pour se gazéifier en dioxyde de carbone. La réaction de dissolution à la gazéification est favorisée puisque le pH du DMA est sous 3,3 et, dans ces conditions, le CI est normalement sous forme de CO_2 , tel qu'illustré à la figure 4.9.

La figure 4.9 indique que trois ions principaux existent pour le CI et que leurs concentrations relatives sont contrôlées principalement par le pH. Le système de CI peut aussi, réciproquement, contrôler le pH. La dissolution de dioxyde de carbone de l'air peut réduire le pH et la dissolution de solides contenant des carbonates peut l'augmenter.

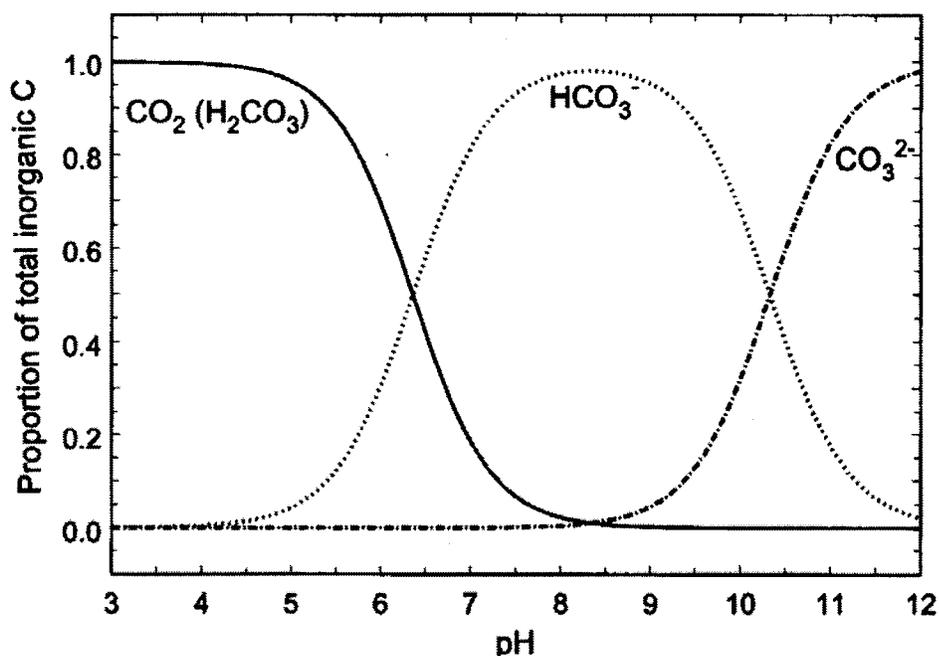


Figure 4.9 : Équilibre du carbone inorganique dissous en relation avec le pH
(source : www.bio.psu.edu/courses/fall2002/biol435/Class_Notes/4, septembre, 2003)

Les solides des boues et des réacteurs ont été analysés pour leur teneur en carbone total, organique et inorganique. Les résultats d'analyse sont donnés au tableau 4.16. En général,

environ deux tiers du carbone total est sous forme de carbone inorganique. Le carbone organique (CO) provient partiellement du floculant utilisé pour la séparation solide/liquide. Le floculant est un composé polyacrylamide ($[\text{CH}_2\text{-CHCONH}_2]_n$) qui contient environ 51% de carbone organique (Ciba, 2000). Avec une production de solides de 1,5 g/L et un dosage de 10 mg/L de floculant, ceci équivaut à un contenu en CO de 0,34%. Ce résultat concorde bien avec les concentrations mesurées. On voit aussi que les tests 1 à 4, qui ont un plus haut dosage de floculant, contiennent plus de CO que les tests 5 à 7. En plus, les boues contiennent plus de CO que les solides des réacteurs, ce qui semble correct puisque le floculant est ajouté à la suite du réacteur de neutralisation (RN).

Les autres sources de CO incluent les bactéries et toutes les composantes organiques qui se mélangent au DMA. Ces sources seraient minimales puisque le DMA est issue en grande partie des mines souterraines et que les essais se sont produits en hiver. En hiver, l'activité bactérienne est moins importante et il y a très peu de pollen ou de feuilles mortes qui viennent en contact avec le DMA. Ceci étant dit, des essais réalisés avec la méthode MPN (Most Probable Number) sur le DMA de Heath Steele ont montrés qu'une population d'environ 900 cellules par mL y était présente (Faubert, 1996).

Tableau 4.16 : Analyses du carbone total, organique et inorganique dans les précipités

	Carbone Total (%)			Carbone Inorganique Total (%)			Carbone Organique Total (%)		
	R1	RN*	Boues	R1	RN*	Boues	R1	RN*	Boues
Test 1 BHD		1,03	0,91		0,66	0,56		0,37	0,35
Test 2 BHD			0,70			0,45			0,25
Test 3 BHD		1,22	1,20		0,69	0,67		0,53	0,53
Test 4 Geco	0,93	1,04	0,97	0,44	0,58	0,46	0,49	0,46	0,52
Test 5 BHD			0,98			0,74			0,24
Test 5 BHD		0,98	0,89		0,79	0,66		0,19	0,23
Test 6 Geco	0,73	0,86	0,77	0,52	0,66	0,54	0,21	0,20	0,23
Test 7 Geco	0,49	0,62	0,54	0,23	0,38	0,26	0,26	0,24	0,28

* RN : Réacteur de Neutralisation (R1 pour procédé BHD et R2 pour procédé Geco)

La teneur en CI des boues varie de 0,26 à 0,74%. Tel que démontré au tableau 4.17, les boues du procédé Geco contiennent moins de CI que celles du procédé BHD. Le test 2 a un contenu de CI semblable aux essais Geco, ce qui serait dû au fait que le DMA est plus concentré pour ce test, qui forme donc plus de solides et qui dilue les concentrations de carbone.

Tableau 4.17 : Valeurs moyennes du contenu de CI des procédés

	Carbone Inorganique Total (%)		
	R1	RN	Boues
Moyenne Geco	0,40	0,54	0,42
Moyenne BHD	-	0,71	0,62

Afin de comparer les CI des deux procédés, on doit examiner la forme sous laquelle le carbone précipite. De tous les échantillons, ce sont les solides du réacteur 1 du procédé Geco qui contiennent le moins de CI. C'est aussi dans ce réacteur que le pH augmente par les boues et que le Ca et le Mg sont dissous. Le carbone inorganique précipite avec un ou deux de ces métaux légers, sous forme de calcite et/ou dolomite (ou autres composés chimiquement équivalent comme l'aragonite). La formation de la calcite est bien connue dans le traitement du DMA (Zinck et al., 1997). D'après les données géochimiques, le Mg est probablement précipité sous forme d'hydroxyde (Brookins, 1988), ce qui supposerait donc que tous les carbonates dissous proviennent de la calcite.

Les boues du procédé Geco contiennent moins de calcite puisque cette calcite serait dissoute dans le R1 du procédé afin de partiellement neutraliser le DMA. Dans le cas du procédé BHD, les boues ne sont jamais soumises à un pH plus bas que le pH de contrôle du procédé (dans ce cas 9,4) de sorte que les carbonates n'ont pas tendance à être dissous. Le réacteur d'alcalinisation peut même augmenter la précipitation de calcite avec le pH élevé de ce mélange et la plus grande fraction du CI dissous qui serait conséquemment sous forme de carbonate (figure 4.9).

D'après la figure 4.9, 10 à 15% du CI est sous forme de carbonate au pH de contrôle de 9,4 et l'autre 85 à 90% est sous forme de bicarbonate. C'est donc une fraction de ce 10 à 15% qui précipite pour former de la calcite. Dans le R1 du procédé Geco, avec un pH d'environ 7,8, la distribution du CI dissous est d'environ 90% de bicarbonate et de 10% de dioxyde de carbone (figure 4.9). Il est donc normal que la calcite soit dissoute dans ce réacteur et qu'une fraction du CI soit gazéifiée.

4.6.1 Le carbone inorganique et le procédé Geco

Le tableau 4.18 compare les contenus en CI des boues issues des trois procédés Geco testés. Le procédé Geco conventionnel, appliqué au test 4, comprend une aération seulement dans le deuxième réacteur. Le test 6 comporte une aération dans les deux réacteurs, alors que le test 7 n'a pas d'aération. Les résultats démontrent qu'avec une plus grande aération, il y a une plus importante formation de calcite. Ce résultat est anticipé, puisqu'avec plus d'aération, il y a un plus grand potentiel de dissolution de dioxyde de carbone (selon l'équation 4.1).

Tableau 4.18 : Comparaison du contenu de CI des boues du procédés Geco

	Aération	Carbone Inorganique Total (%)			Différence R2-R1
		R1	R2	Boues	
Test 4	R2	0.44	0.58	0.46	0.14
Test 6	R1 et R2	0.52	0.66	0.54	0.14
Test 7	-	0.23	0.38	0.26	0.15

D'après les résultats d'analyse des solutions du réacteur 1 (section 4.4.3), les métaux lourds étaient déjà précipités dans cette première étape. Ce résultat soulève la question suivante : comment la consommation de chaux pourrait être d'environ 0,7 g/L alors qu'il ne reste pas de fer ou de zinc à précipiter ? Pour rehausser le pH d'eau propre au point de contrôle (pH 9,4), il faudrait moins que 0,05 g/L de chaux. Le CI devrait donc jouer un rôle important.

En comparant les concentrations de CI dans les solides des réacteurs, il est possible d'estimer la consommation de chaux causée par la précipitation de la calcite. Le contenu en solides de la pulpe des réacteurs était mesuré régulièrement. Toutefois, ces mesures n'ont pas été prises dans le premier réacteur lors des tests 6 et 7. Dans le réacteur 2, les contenus en solides variaient d'environ 30 à 50 g/L à l'état stable. Pour le test 4, il y avait une différence négligeable entre les deux réacteurs. Les calculs suivants ont donc été complétés avec une moyenne approximative de 40 g/L de solides.

La dernière colonne du tableau 4.18 montre que la différence entre les concentrations de CI du R2 et R1 est d'environ 0,14%. Multiplié par le contenu en solides des réacteurs (40 g/L), ceci représente 56 mg de carbone précipité par litre transféré. La recirculation des boues variant de 120 mL/min à 500 mL/min, avec un débit typique d'environ 200 mL/min. Ceci veut donc dire

que pour chaque litre de DMA traité, à peu près 1,2 L de pulpe est transféré d'un réacteur à l'autre. Ces 56 mg/L de CI dans la pulpe équivalent donc à environ 67,2 mg par litre de DMA. Pour chaque mole de carbone (12 g/mol) précipitée, une mole de chaux (Ca(OH)_2 – 74 g/mol) est consommée selon les réactions 4.1 à 4.3. Ceci représente donc une consommation de chaux de 0,4 g/L, ce qui correspond à environ 60% (en moyenne) de la consommation actuelle des essais.

D'après les calculs du paragraphe précédent, 0,4 des 0,7 g/L de consommation de chaux est identifié. La comparaison des concentrations de métaux dissous dans les deux réacteurs, montre que 30 à 50 mg/L de Mg et que 25 à 60 mg/L de Mn sont précipités dans le deuxième réacteur. Ces métaux sont probablement précipités sous forme d'hydroxydes (Brookins, 1988) et donc consomment une mole de chaux pour chaque mole précipitée. En supposant 40 mg/L de Mg (24 g/mol) et 35 mg/L de Mn (55 g/mol), et en corrigeant pour les 1,2 L de pulpe transféré pour chaque L traité, ceci équivaldrait à une consommation totale de 0,2 g/L de chaux.

Tel que discuté à la fin de la section 4.6, la distribution des ions de carbone dans la solution est d'environ 8% de dioxyde de carbone et 92% de bicarbonate dans R1. Dans R2, environ 12% du CI est sous forme de carbonate et 88% sous forme de bicarbonate. Même si le carbone inorganique dissous n'a pas été mesuré lors des tests, on peut croire qu'une concentration assez importante serait présente puisqu'il y a indication de dissolution et de précipitation. Il est donc probable que la consommation de chaux non-identifiée d'environ 0,1 g/L soit dû au carbone inorganique qui suit les réactions 4.1 et 4.2 et non 4.3.

Les calculs présentés dans cette section utilisent souvent des moyennes et des concentrations approximatives. Il est impossible de compléter un calcul précis à un temps donné puisque les taux de consommation de chaux et de formation de boues sont calculés sur la durée complète d'un essai. Les variations importantes de la qualité du DMA augmentent la complexité d'analyse des données. Tout de même, en utilisant les données moyennes accumulées sur un intervalle minimal de 5 jours (test 7), on a été en mesure d'extraire des informations utiles. Celles-ci nous révèlent que la consommation de chaux dans le R2 du procédé Geco serait le

résultat de la précipitation de calcite, la précipitation des hydroxydes de Mg et de Mn, ainsi que la transformation de bicarbonate au carbonate (équation 4.2).

4.6.2 Impact du carbone inorganique sur la consommation de chaux

Dans les procédés considérés ici, les intrants sont le DMA, la chaux, l'air, et le flocculant alors que les extrants sont l'effluent et la boue. À toute fin pratique, les différences dans la qualité d'effluent sont petites. Si on considère que les effluents sont essentiellement identiques pour les deux procédés, ce qui diffère est la boue produite. Pour les réactifs, le flocculant a un dosage semblable indépendamment du procédé et représente typiquement moins de 5% des coûts annuels de traitement. L'efficacité du procédé dépend de la consommation de chaux. Si la qualité du DMA avait été constante, cette comparaison aurait été simple. Dans notre cas, on doit mesurer des données secondaires afin de comparer la consommation de chaux des deux procédés.

Pour chaque mole de calcite précipitée, une mole de chaux est consommée (équations 4.1 à 4.3). Les tableaux 4.16 et 4.17 montrent qu'il y a généralement moins de calcite produit lors des procédés Geco, mais ces données ne prennent pas en considération la production de solides. Afin de connaître le véritable taux de production de calcite, la concentration doit être multipliée par la masse de solides produits. À chaque fois que les boues sont saignées du procédé, le volume et le pourcentage de solides des boues sont mesurés. La production de solides de chaque procédé fut calculé en totalisant ces saignées et en divisant par le volume d'eau traité.

Le taux de production de solides est le résultat direct des concentrations de métaux dans le DMA. Puisque la composition du DMA varie constamment, chaque test avait une production de solides distincte. Les résultats de ces mesures sont donnés au tableau 4.19, avec les contenus en CI et les consommations de chaux correspondantes. Comme dans les essais, c'est de la chaux hydratée qui est utilisée pour les calculs (poids moléculaire de 74 g/mol). Lors du test 1, les opérateurs apprenaient à contrôler et à prendre des mesures et plus d'erreurs se sont produites. Certaines saignées n'avaient pas été prises en note et il est possible que des boues

avaient été déversées sans être mesurées. La production de solides de 0,94 g/L sous-estime vraisemblablement la production actuelle.

Tableau 4.19 : Consommation de chaux relative à la formation de calcite

Test	Production Solides (g/L)	Carbone Inorganique		Consommation de chaux relative au CI	
		(%)	(mg/L)	(g/L)	(t/Mm ³)
Test 1 (BHD)	0,94	0,56	5,3	0,032	32,5
Test 2 (BHD)	1,50	0,45	6,8	0,042	41,6
Test 3 (BHD)	1,31	0,67	8,8	0,054	54,1
Test 4 (Geco)	1,05	0,46	4,8	0,030	29,8
Test 5 (BHD)	1,23	0,70	8,6	0,053	53,1
Test 6 (Geco)	0,95	0,54	5,1	0,032	31,6
Test 7 (Geco)	0,93	0,26	2,4	0,015	14,9
Moyenne BHD	1,25	0,60	7,4	0,045	45,3
Moyenne Geco	0,98	0,42	4,1	0,025	25,4

Contrairement à ce qui a été présenté à la section précédente (4.6.1), où les calculs furent complétés en utilisant les concentrations de CI dans les solides des réacteurs, les données présentées au tableau 4.19 ont été produites en utilisant seulement les intrants et les extrants (dont les boues). Le pourcentage de CI dans les boues est directement multiplié par la production moyenne de solides du test afin d'estimer une concentration de CI précipité par litre traité (en mg/L). Cette concentration est ensuite directement transférée en consommation de chaux par stœchiométrie (1 mole de calcite = 1 mole de chaux). La dernière colonne du tableau 4.19 donne la consommation de chaux d'une usine de traitement de DMA en fonction d'un million de mètres cubes (Mm³) traités. En 1997, Heath Steele a traité environ 7 Mm³ de DMA.

Le tableau 4.19 montre clairement que le procédé Geco produit moins de calcite et consomme moins de chaux. Spécifiquement, le test 7 (sans aération) produit le moins de calcite. Le test 6 (Geco avec aération dans les 2 réacteurs) consomme deux fois plus de chaux que le test 7 relativement à la formation de calcite. En moyenne, les essais BHD consomment 3 fois plus de chaux pour la précipitation de la calcite que le test 7.

On peut faire une comparaison économique, avec un coût de chaux hydratée de 130\$/t et un débit annuel de 7 Mm³. Si on prend comme référence le test 7, avec une consommation de

0.73 g/L (tableau 3.3), il coûterait 651 000\$/a en chaux. D'après les données du tableau 4.19, le procédé BHD coûterait environ 28 000\$ de plus par année. Si on compare spécifiquement le test 5 (celui qui a produit la plus haute densité de boue), il coûterait presque 35 000\$/a de plus que le test 7. En moyenne, les tests BHD coûteraient 18 000\$/a de plus que la moyenne des différents procédés Geco.

La forme des solides précipités peut aussi avoir un impact important sur la consommation de chaux. Si, par exemple, le fer est précipité sous forme cristalline, il est possible que la consommation de chaux soit moindre. Des composés cristallins ont été mesurés dans les boues produites par l'usine de traitement du site Geco mais pas dans les boues d'un procédé BHD, même si plusieurs sites furent échantillonnés (Zinck et al., 1997). Les boues produites lors la campagne pilote décrite ici n'ont pas été analysées pour leur minéralogie, donc il nous est impossible de savoir si une composante cristalline s'y trouvait.

4.7 Discussion

4.7.1 Procédé BHD

Le procédé BHD met en contact des boues recirculées avec un lait de chaux. Il utilise ce mélange afin de neutraliser le DMA. Cette méthode de neutralisation fait en sorte que les particules de boues sont agglomérées avec la chaux, ce qui force les réactions de précipitation des métaux à se produire sur la surface des particules existantes. Le résultat est un grossissement des particules et la production d'une boue à haute densité.

Les réactions se font en surface des particules car les boues sont mises en contact avec la chaux dans le réacteur d'alcalinisation. C'est un procédé hautement physique qui, chimiquement, ne diffère pas substantiellement du procédé conventionnel où la chaux est mélangée directement au DMA.

4.7.2 Procédé Geco

Le procédé Geco recircule les boues dans un premier réacteur où elles sont mises en contact direct avec le DMA. Une dissolution partielle des boues se produit, ce qui rehausse le pH et cause la précipitation des métaux lourds provenant du DMA. Les composantes dissoutes sont principalement des carbonates de calcium et des hydroxydes de magnésium. Ces réactions de dissolution et de précipitation se produisent sur la surface des particules recirculées.

Dans le deuxième réacteur du procédé Geco, l'addition de chaux et l'augmentation du pH engendre la précipitation du Ca, du Mg, et du Mn. Le Ca précipite sous forme de carbonate et le Mg et le Mn sous forme d'hydroxydes.

Le procédé Geco diffère donc du procédé conventionnel et du procédé BHD en raison de réactions chimiques distinctes. Le fait d'utiliser la boue afin d'effectuer une neutralisation partielle dans le premier réacteur forme une boue différente et économise sur l'utilisation de la chaux.

4.7.3 Avantages et inconvénients des procédés

Les procédés étudiés ont tous deux permis de traiter adéquatement le DMA de Heath Steele et de produire une boue à haute densité, malgré des variations importantes dans les concentrations de métaux lourds. Les différents aspects du traitement du DMA et des performances respectives des deux procédés sont discutés brièvement dans ce qui suit.

Qualité de l'effluent

La figure 4.2 montre que tous les échantillons du procédé Geco où le dosage de flocculant dépasse le 0,25 mg/g de solides respectent la norme de 0,5 mg/L de Zn. Pour le procédé BHD 17 des 21 échantillons dépassent cette norme. Par contre, les deux procédés n'ont pas permis de respecter les normes de façon constante. Ceci pourrait toutefois être relié au mode d'opération (trop de recirculation) et au clarificateur utilisé (de conception inadéquate). Pour la qualité de l'effluent, le procédé Geco montrerait donc un léger avantage.

Densité des boues

La densité des boues maximale atteinte avec le procédé BHD était de 27% de solides et le maximum atteint par le procédé Geco était de 25%. Il est néanmoins important de mentionner que les tests 6 et 7 (procédés Geco) ont été terminés avant que la boue n'atteigne sa densité finale. Les deux procédés ont permis de surpasser le minimum visé de 20% de solides. Le procédé BHD aurait donc un léger avantage en ce qui concerne la densité des boues, selon les données (partielles) disponibles suite à ces essais.

Masse de boue produite

Bien qu'une comparaison directe soit impossible dû aux grandes variations de la qualité du DMA, les boues Geco contiennent moins de gypse, moins de calcite et moins de magnésium. Ceci indique que la production annuelle de boue en masse de solides serait réduite avec le procédé Geco. Pour la masse de boue produite, le procédé Geco aurait donc un léger avantage.

Viscosité des boues

En moyenne, les boues du procédé Geco sont moins visqueuses que les boues du procédé BHD. Par contre, toutes les boues produites lors de ces essais pilotes sont acceptables. L'avantage est tout de même concédé au procédé Geco pour la viscosité des boues.

Stabilité des boues

Les tests de lixiviation démontrent qu'en moyenne, les boues des procédés Geco ont libéré plus de Zn et de Cd. Ceci serait dû au fait que les boues du procédé BHD contiennent plus de calcite. Pour la stabilité des boues, on concède un avantage au procédé BHD.

Consommation de chaux

Bien que les variations importantes de la qualité du DMA ne permettent pas de comparaison directe de la consommation de chaux, le procédé Geco précipite moins de carbone inorganique et consomme donc moins de chaux : avantage au procédé Geco.

Entartrage

Les deux procédés n'ont pas créé d'entartrage significatif.

Facilité d'opération

L'étape qui nécessitait le plus d'entretien lors des essais était le réacteur d'alcalinisation du procédé BHD. Le mélange de chaux et de boues crée une pulpe très visqueuse et ce réacteur doit être nettoyé fréquemment. Le procédé Geco ne produit pas de mélange aussi visqueux puisque la recirculation se fait directement avec le DMA, d'où une opération moins problématique. L'avantage est concédé au procédé Geco pour la facilité d'opération.

Dernières Remarques

Les deux points importants qui ressortent de cette étude sont la stabilité des boues et la consommation de chaux. Le procédé BHD forme une boue plus stable mais il consomme plus de chaux. Si un site minier n'a que du Fe et du Cu dans le DMA, le procédé Geco serait de mise puisque les boues seront tout de même stables. Dans le cas d'un DMA qui contiendrait beaucoup de Zn, de Ni et de Cd, un excès de carbonates dans les boues serait avantageux afin de maintenir l'alcalinité des boues et minimiser la dissolution de ces métaux.

Par contre, il est important de préciser que si l'on choisi le procédé Geco, il est possible d'ajouter de la chaux aux boues avant l'entreposage (mais on devrait alors tenir compte des coûts additionnels que cela représente). Lorsque ces boues sont exposées à l'air, la chaux se transforme en calcite et procure de l'alcalinité additionnelle. On peut donc dire que le procédé Geco permet un meilleur contrôle sur la consommation de chaux.

CHAPITRE 5 : CONCLUSION ET RECOMMANDATIONS

5.1 Conclusions

Les résultats issus de cette étude ont montré que :

- En dépit du fait que les concentrations de fer et de zinc dans le DMA fluctuent beaucoup, la qualité d'effluent traité est relativement constante. Les procédés étudiés peuvent donc traiter l'eau de façon adéquate, bien qu'il y ait de grandes variations dans l'alimentation.
- Les deux procédés forment une boue à haute densité en forçant les réactions de précipitation à se produire à la surface des précipités existants.
- L'absence d'un réacteur à mélange rapide ne semble avoir aucun effet sur les procédés. Le contrôle de pH est toujours adéquat et les qualités d'effluent et des boues ne sont pas affectées.
- Les réactions impliquant le carbone inorganique seraient importantes dans le fonctionnement du procédé Geco.
- Le procédé Geco consomme moins de chaux.
- Le procédé BHD forme une boue chimiquement plus stable.
- Il n'a pas été possible de former de la boue à haute densité avec le Percol 727 pour le DMA utilisé. Le Percol E10 permet la formation de boues à haute densité.
- Pour les deux procédés, l'ajout de flocculant en trop grande quantité cause la formation d'une boue moins dense et plus visqueuse.
- Pour respecter les normes d'effluent final, il est important de ne pas recirculer trop de boues.
- Avec le procédé Geco, l'aération n'est pas nécessaire afin d'oxyder le fer ferreux en fer ferrique.

5.2 Recommandations pour études futures

Cette campagne d'essais pilotes a été fructueuse, mais quelques erreurs pourraient être corrigées lors d'essais futurs :

- Il est important de ne pas recirculer trop de boues afin de produire un effluent acceptable.
- Le clarificateur doit être conçu de façon à ce que l'effluent se déverse à plusieurs endroits autour de sa circonférence.
- Le dosage de flocculant ne devrait pas dépasser environ 10 ppm afin d'être représentatif des usines de traitement à pleine échelle.
- Une analyse de minéralogie des boues servirait à mieux comparer les précipités formés.
- Une détermination de la concentration en carbone inorganique dissous aiderait à l'interprétation des essais, particulièrement pour le procédé Geco.
- Pour une comparaison robuste, il serait préférable soit d'utiliser une source de DMA constante ou d'opérer les deux procédés en parallèle. Les variations importantes dans le DMA de cette étude ont compliqué les comparaisons entre les procédés. Si les deux procédés utilisent le même DMA, il est plus facile de comparer la consommation de chaux et la qualité des boues.

D'autre part, les résultats du procédé Geco ont démontré que l'aération affecte son fonctionnement. Afin de minimiser la consommation de chaux, il serait peut-être avantageux d'aérer seulement dans le premier réacteur. Le pH du premier réacteur fait en sorte que le carbone inorganique est majoritairement sous forme de bicarbonate et partiellement sous forme de dioxyde de carbone dissous. En aérant dans ce réacteur, il serait possible de faire évoluer une portion du carbone inorganique.

Le deuxième réacteur, avec un pH d'environ 9,4, contient des carbonates et du bicarbonate. La chaux est consommée alors que la calcite se précipite dans ce réacteur. Sans aération, la consommation de chaux pourrait être réduite puisqu'il y aurait moins de formation de calcite. L'avantage potentiel de ce procédé (avec aération seulement dans le premier réacteur) serait une meilleure utilisation de la chaux. Le désavantage de ce procédé serait que les boues aient

moins de potentiel de neutralisation. S'il y a une composante importante de métaux plus mobiles (Cd, Ni, et Zn), il est probable que ces métaux soient plus facilement lixiviés des boues produites avec ce procédé. Mais si les boues sont entreposées dans un parc à résidus ou dans les travaux miniers souterrains, cet aspect pourrait ne pas être important. Aussi, si les boues contiennent beaucoup plus de fer que d'autres métaux, la stabilité pourrait ne pas être affectée. Il existe en plus le potentiel de former des précipités cristallins, ce qui augmente la stabilité des boues.

Il est donc recommandé que le procédé Geco avec aération seulement dans le premier réacteur soit testé en usine pilote et comparé au procédé BHD et au procédé Geco conventionnel.

RÉFÉRENCES

AUBÉ, B., 1999a. "Innovative Modification to High Density Sludge Process" Proceedings for Sudbury '99, Mining and the Environment II, Sudbury, du 13 au 17 septembre, 1999, pp. 1103-1111.

AUBÉ, B., 1999b. « Reviews of Noranda Waste Water Treatment Plants ». Une compilation de détails de neuf usines de traitement du groupe Noranda. Rapport interne (non publié) soumis à Noranda Inc.

AUBÉ, B.C., ET PAYANT, S.C., 1997. « The Geco Process : A New High Density Sludge Treatment for Acid Mine Drainage ». Proceedings of the Fourth International Conference on Acid Rock Drainage, Vancouver, du 31 mai au 6 juin, 1997, pp.167-179.

AUBÉ, B.C., ET S. PAYANT, 1996. « Engineering and Process Summary of the AMD Treatment Pilot Program at Heath Steele ». Rapport interne (non publié) soumis à Noranda Inc., division Heath Steele, 34 pages.

AUBERTIN, M., BUSSIÈRE, B., JOANES, A-M., MONZON, M., GAGNON, D., BARBERA, J-M., BÉDARD, C., CHAPUIS, R.P., ET BERNIER, L. 1999. « Projet sur les barrières sèches construites à partir de résidus miniers, Phase II: Essais en place, École Polytechnique de Montréal ». Mine Environment Neutral Drainage (MEND) Report 2.22.2c. CANMET, Ottawa, Ont.

BROOKINS, G.B., 1988. « Eh-pH Diagrams for Geochemistry ». Springer-Verlag, Berlin, 1988.

BROWN, M., BARLEY, B., ET WOOD, C., 2002. « Minewater Treatment Technology, Application and Policy ». IWA Publishing, Londres.

CANADA, 2002. « Règlement sur les effluents des mines de métaux ». Gazette du Canada Partie II, Vol. 136, no 13, SOR/DORS/2002-222, juin 2002.

CIBA, 2000. « Extractive Industries Ressource ». Cédérom fourni par Ciba Specialty Chemicals.

FAUBERT, K., 1996. « Ferrous Determination of Heath Steele Raw Water » Rapport interne soumis au Centre de Technologie Noranda, août, 1996, 12 pages.

KOSTENBADER, P.D., ET HAINES, G.F., 1970. « High Density Sludge Process for Treating Acid Mine Drainage », Third Symposium on Coal Mine Drainage Research, Pittsburgh, PA., May 1970, pp. 12-26.

KUIT, W.J., 1980. « Mine and Tailings Effluent Treatment at the Kimberley, B.C. Operations of Cominco Ltd. », CIM Bulletin, Dec. 1980, pp. 105-112.

KUST, R.N., 1991. « Improved Technology for Precipitating Metal Hydroxides ». In : Residues and Effluents - Processing and Environmental Considerations, The Minerals, Metals and Materials Society, 1991.

MACDONALD, R.J.C., KONDOS, P.D., CREVIER, S., RUBINSKY, P., ET WASSERLAUF, M. 1989. « Generation of, and Disposal Options for Canadian Mineral Industry Effluent Treatment Sludges », Tailings and Effluent Management Symposium, Halifax, Nova Scotia, août, 1989, pp.139-157.

MEND, 2001. « MEND Manual – Report 5.4.2 » Cédérom distribué par le ministère des Ressources naturelles du Canada et le NEDEM (Programme de Neutralisation des eaux de drainage dans l'environnement minier).

MURDOCH, D.J., FOX, J.R.W., ET BENSLEY, J.G., 1995. « Treatment of Acid mine Drainage by the High Density Sludge Process », Sudbury '95, Mining and the Environment – Conference Proceedings, Sudbury, pp. 431-439.

PAYANT, S. ET AUBÉ, B., 1996. « AMD Treatment Pilot Program at Geco Division ». Rapport interne (non publié) soumis à Noranda Inc. division Geco.

RICE, M.A. 1986. « Sludge reduction through the use of the High Density Sludge Process ». In : 7th Conference on Pollution Control in the Metal Mining Industry, AESF, juillet, 1986, Orlando, Florida. pp. 111-120.

RITCEY, G.M., 1989. « Tailings Management – Problems and Solutions in the Mining Industry » Elsevier, Amsterdam.

SENES CONSULTANTS LIMITED ET LAKEFIELD RESEARCH LIMITED, 1999. « Report on Technologies Applicable to the Management of Canadian Mining Effluents ». Rapport soumis à Environnement Canada, mars 1999.

SKOUSEN, G. ET ZIEMKIEWICZ, P.F., 1995. « Acid Mine Drainage Control and Treatment ». West Virginia University et National Land Reclamation Centre, Morgantown, West Virginia.

SRK, 1989. « Draft Acid Rock Drainage Technical Guide Vol 1. British Columbia Acid Mine Drainage Task Force Report ». Prepared by Steffen, Robertson and Kirsten in Association with Norecol Environmental Consultants and Gormely Process Engineering.

U.S. ARMY CORPS OF ENGINEERS, 2001. « Engineering and Design PRECIPITATION /COAGULATION/FLOCCULATION » Engineering Manual No. 1110-1-4012, Novembre 2001.

ZICK, R.L., LEON, M.H., ET FINN, D.C., 1999. « Dense-Sludge Process for Reduced AMD Sludge Disposal ». Mining Engineering, Vol. 51, No. 11, Novembre 1999, pp. 46-50.

ZINCK, J.M., WILSON, L.J., CHEN, T.T., GRIFFITH, W. MIKHAIL, S. ET TURCOTTE, A.M., 1997. « Characterization and Stability of Acid Mine Drainage Treatment Sludges ». Mining and Mineral Sciences Laboratories Report 96-079, MEND Report 3.42.2, May, 1997.

Brevets

ACKMAN, T.E. AND J.M. PLACE, 1987. « Acid Mine Water Aeration and Treatment System », USA Secretary of the Interior. Brevet US 4,695,378

HERMAN, S.T, J.B. PFEIFFER, R.T. SEWALD, C.J. STERNER. 1981. « Treatment of Industrial Wastewaters », Tetra Technologies, Inc. Brevet US 4,465,597

KUYUCAK, N. ET T. SHEREMATA, 1995. « Lime Neutralization Process for Treating Acidic Waters », Noranda Inc. Brevet US 5,427,691

RICE, M.A. ET S.T. HERMAN, 1985. « Removal of Complexed Zinc-Cyanide from Wastewater », Bethlehem Steel Corp. Brevet US 4,543,189

RICE, M.A. ET S.T. HERMAN, 1986. « Removal of Complexed Zinc-Cyanide from Wastewater with Improved Sludge Stability » Bethlehem Steel Corp. Brevet US 4,606,829

WENTZLER, T.H., S.K. MISHRA, R.N. KUST, ET E.S. SAVAGE, 1991. « Waste Water Treatment Process Using Improved Recycle of High Density Sludge », Tetra Technologies Inc. Brevet US 5,039,428

ANNEXE I
Analyses chimiques par adsorption atomique (AA)
(Brunswick Smelting)

Test 1 : Résultats analytiques des liquides par AA

Effluent							
Date	Heure	Durée (heures)	Cu (mg/L)	Pb (mg/L)	Zn (mg/L)	Fe (mg/L)	Tss (mg/L)
01/12/96	16:00	0					
01/13/96	11:00	19	0,01	0,01	0,06	0,1	0,4
01/13/96	20:00	28	0,01	0,01	0,07	0,1	1,2
01/14/96	10:00	42	0,01	0,01	0,15	0,1	1,6
01/14/96	20:00	52	0,01	0,01	0,35	0,1	1,2
01/15/96	21:00	77	0,01	0,01	0,06	0,1	1,6
01/16/96	14:00	94	0,01	0,01	0,05	0,1	0,4
01/16/96	22:00	102	0,01	0,01	0,16	0,2	1,2
01/17/96	10:00	114	0,02	0,01	0,29	0,4	3,6
01/17/96	22:00	126	0,01	0,01	0,12	0,1	1,6
01/18/96	10:00	138	0,01	0,01	0,07	0,1	1,6
01/18/96	22:00	150	0,01	0,01	0,09	0,2	2,0
01/19/96	10:00	162	0,01	0,01	0,06	0,2	2,0
01/19/96	22:00	174	0,01	0,01	0,12	0,1	3,2
01/20/96	10:00	186	0,01	0,01	0,06	0,1	2,4
01/21/96	10:00	210	0,01	0,01	0,10	0,2	2,0
01/21/96	22:00	222	0,01	0,01	0,09	0,1	2,4
01/22/96	10:00	234	0,01	0,01	0,06	0,1	1,2
01/22/96	22:00	246	0,01	0,01	0,07	0,1	1,6
01/23/96	10:00	258	0,01	0,01	0,08	0,1	1,2
01/23/96	22:00	270	0,01	0,01	0,07	0,1	0,8
01/24/96	10:00	282	0,01	0,01	0,04	0,2	0,8
01/24/96	22:00	294	0,01	0,01	0,07	0,1	4,0
01/25/96	10:00	306	0,02	0,01	0,14	0,2	7,0

DMA						
Date	Heure	Durée (heures)	Cu (mg/L)	Pb (mg/L)	Zn (mg/L)	Fe (mg/L)
01/12/96	16:00	0				
01/13/96	11:00	19	12,8	0,6	152	192
01/13/96	20:00	28	24,0	1,3	278	436
01/14/96	10:00	42	11,8	0,6	136	196
01/14/96	20:00	52	22,0	1,3	298	436
01/15/96	21:00	77	27,7	1,2	305	570
01/16/96	14:00	94	10,9	0,5	115	135
01/16/96	20:00	100	20,7	0,7	137	255
01/16/96	22:00	102	18,6	0,6	133	204
01/17/96	0:00	104	17,2	0,8	183	315
01/17/96	2:00	106	17,2	0,9	245	405
01/17/96	4:00	108	32,1	1,1	263	530
01/17/96	6:00	110	30,3	1,2	288	565
01/17/96	8:00	112	28,6	1,2	312	610
01/17/96	9:00	113	27,7	1,2	324	610
01/17/96	10:00	114	28,1	1,1	298	515
01/17/96	16:00	120	19,2	0,8	258	366
01/17/96	18:00	122	24,0	0,9	256	400
01/17/96	20:00	124	16,2	0,7	184	280
01/17/96	22:00	126	11,4	0,6	166	242
01/18/96	0:00	128	14,8	0,7	166	260
01/18/96	2:00	130	15,0	0,6	144	226
01/18/96	4:00	132	10,6	0,6	138	202
01/18/96	6:00	134	10,6	0,7	180	252
01/18/96	8:00	136	17,2	0,9	220	336
01/18/96	10:00	138	17,4	0,8	196	292
01/18/96	22:00	150	7,0	0,4	122	146
01/19/96	4:00	156	7,0	0,4	116	146
01/19/96	10:00	162	10,6	0,4	116	146
01/19/96	16:00	168	16,6	0,7	118	258
01/19/96	22:00	174	7,7	0,8	102	196
01/20/96	5:00	181	17,8	1,7	126	338
01/20/96	10:00	186	19,8	0,8	136	334
01/20/96	16:00	192	7,0	0,6	150	172
01/20/96	22:00	198	14,8	0,7	112	206
01/21/96	4:00	204	13,8	0,7	112	180
01/21/96	10:00	210	11,8	0,6	104	132
01/21/96	16:00	216	19,2	0,7	126	198
01/21/96	22:00	222	12,2	0,6	106	122
01/22/96	4:00	228	27,0	0,8	152	250
01/22/96	10:00	234	14,4	0,6	118	148
01/22/96	16:00	240	26,0	0,6	126	212
01/22/96	22:00	246	12,4	0,6	100	112
01/23/96	4:30	252,5	8,6	0,6	96	86
01/23/96	10:00	258	19,4	0,8	138	190
01/23/96	16:00	264	17,8	0,7	114	114
01/23/96	22:00	270	10,2	0,6	102	102
01/24/96	4:00	276	20,0	0,7	120	120
01/24/96	10:00	282	17,8	0,6	104	104
01/24/96	16:00	288	8,8	0,8	130	138
01/24/96	22:00	294	29,0	1,6	138	264
01/25/96	4:00	300	17,6	2,5	106	220
01/25/96	10:00	306	16,8	1,4	110	204

Test 2 : Résultats analytiques des liquides par AA

Effluent							
Date	Heure	Durée (heures)	Cu (mg/L)	Pb (mg/L)	Zn (mg/L)	Fe (mg/L)	Tss (mg/L)
01/25/96	16:00	0					
01/25/96	22:00	6	0,03	0,01	0,18	0,1	2,0
01/26/96	10:00	18	0,01	0,01	0,08	0,1	1,6
01/26/96	22:00	30	0,01	0,01	0,09	0,1	2,0
01/27/96	10:00	42	0,02	0,01	0,14	0,1	2,8
01/27/96	22:00	54	0,03	0,01	0,17	0,1	4,0
01/28/96	10:00	66	0,02	0,01	0,14	0,1	2,4
01/28/96	22:00	78	0,03	0,01	0,17	0,1	2,4
01/29/96	10:00	90	0,02	0,01	0,16	0,1	3,2
01/29/96	22:00	102	0,05	0,01	0,30	0,5	3,6
01/30/96	10:00	114	0,03	0,01	0,14	0,2	3,2
01/30/96	22:00	126	0,04	0,01	0,24	0,3	4,4
01/31/96	10:00	138	0,03	0,01	0,20	0,2	8,4
01/31/96	22:00	150	0,02	0,01	0,19	0,2	34,0
02/01/96	10:00	162	0,02	0,01	0,22	0,3	3,6
02/01/96	22:00	174	0,01	0,01	0,14	0,1	
02/02/96	10:00	186	0,02	0,01	0,14	0,2	
02/02/96	22:00	198	0,02	0,01	0,22	0,2	3,2
02/03/96	10:00	210	0,06	0,01	0,58	0,8	6,8
02/03/96	22:00	222	0,11	0,01	0,91	1,4	8,4
02/04/96	10:00	234	0,10	0,01	0,85	1,3	13,2
02/04/96	22:00	246	0,08	0,01	0,82	1,3	8,0
02/05/96	10:00	258	0,05	0,01	0,53	0,8	3,6
02/06/96	2:00	274	0,18		2,42	2,6	
02/06/96	10:00	282	0,07		0,62	0,9	
02/06/96	22:00	294	0,08		0,87	1,2	
02/07/96	10:00	306	0,10		0,98	1,4	
02/07/96	22:00	318	0,09	0,01	0,93	1,3	7,6

DMA						
Date	Heure	Durée (heures)	Cu (mg/L)	Pb (mg/L)	Zn (mg/L)	Fe (mg/L)
01/25/96	16:00	0	19,6	0,9	118	190
01/25/96	22:00	6	14,6	0,8	112	156
01/26/96	4:00	12	20,8	0,8	114	174
01/26/96	10:00	18	21,2	0,7	112	174
01/26/96	16:00	24	21,0	0,7	108	178
01/26/96	22:00	30	23,6	0,8	124	194
01/27/96	4:00	36	24,4	0,8	130	196
01/27/96	10:00	42	28,8	0,8	142	234
01/27/96	16:00	48	15,2	0,6	128	158
01/27/96	22:00	54	11,8	0,5	138	174
01/28/96	4:00	60	32,6	0,6	176	310
01/28/96	10:00	66	24,4	1,6	145	294
01/28/96	16:00	72	19,0	0,9	122	192
01/28/96	22:00	78	24,4	0,7	136	244
01/29/96	4:00	84	21,8	0,6	144	248
01/29/96	10:00	90	13,6	0,5	150	242
01/29/96	16:00	96	35,8	0,7	151	335
01/29/96	22:00	102	19,3	0,8	152	275
01/30/96	4:00	108	12,9	0,7	180	300
01/30/96	10:00	114	44,8	0,9	207	445
01/30/96	22:00	126	13,4	0,7	172	274
01/31/96	4:00	132	49,0	1,0	272	550
01/31/96	10:00	138	31,0	1,0	314	565
01/31/96	16:00	144	33,8	1,2	266	500
01/31/96	22:00	150	54,8	1,5	358	705
02/01/96	4:00	156	34,4	1,2	312	595
02/01/96	10:00	162	42,4	1,1	320	615
02/01/96	22:00	174	40,5	1,0	260	500
02/02/96	4:00	180	31,5	1,2	305	500
02/02/96	10:00	186	37,0	1,0	295	555
02/02/96	16:00	192	21,5	1,1	230	385
02/02/96	22:00	198	13,0	0,9	205	310
02/03/96	4:00	204	31,0	1,0	245	435
02/03/96	10:00	210	17,5	1,0	210	315
02/03/96	16:00	216	11,0	0,8	195	280
02/03/96	22:00	222	13,5	0,9	225	325
02/04/96	4:00	228	14,0	0,6	190	280
02/04/96	10:00	234	15,5	0,7	155	225
02/04/96	16:00	240	9,5	0,6	160	220
02/04/96	22:00	246	10,0	0,7	190	270
02/05/96	4:00	252	25,4	0,9	202	376
02/05/96	10:00	258	32,5	0,8	200	350
02/05/96	16:00	264	13,0	0,5	170	230
02/06/96	2:00	274	12,0	0,9	160	210
02/06/96	4:00	276	11,0	0,9	190	240
02/06/96	10:00	282	9,5	0,8	225	275
02/06/96	16:00	288	34,0	1,8	358	585
02/06/96	22:00	294	48,5	1,9	318	580
02/07/96	4:00	300	42,5	1,5	294	540
02/07/96	10:00	306	22,5	1,2	232	396
02/07/96	16:00	312	20,6	1,1	250	390
02/07/96	22:00	318	18,4	1,3	265	395
02/08/96	4:00	324	16,6	1,2	230	320

Test 3 : Résultats analytiques des liquides par AA

Effluent							
Date	Heure	Durée (heures)	Cu (mg/L)	Pb (mg/L)	Zn (mg/L)	Fe (mg/L)	Tss (mg/L)
02/08/96	12:00	0					
02/08/96	22:00	10	0,05	0,01	0,52	0,6	4,0
02/09/96	10:00	22	0,06	0,01	0,68	0,9	5,6
02/09/96	22:00	34	0,05	0,01	0,48	0,7	4,4
02/10/96	10:00	46	0,05	0,01	0,50	0,6	4,8
02/10/96	22:00	58	0,14	0,01	1,46	2,1	11,6
02/11/96	10:00	70	0,07	0,01	0,75	1,0	6,8
02/11/96	22:00	82	0,03	0,01	0,40	0,5	
02/12/96	10:00	94	0,08	0,01	0,84	1,1	4,8
02/12/96	22:00	106	0,09	0,01	0,94	1,2	6,4
02/13/96	10:00	118	0,06	0,01	0,65	0,7	5,2
02/13/96	22:00	130	0,16	0,01	1,76	2,4	12,0
02/14/96	10:00	142	0,07	0,01	0,70	0,9	4,8
02/14/96	13:00	145	0,01	0,01	0,17	0,1	
02/14/96	22:00	154	0,01	0,01	0,11	0,1	0,8
02/15/96	10:00	166	0,02	0,01	0,09	0,1	1,6
02/15/96	22:00	178	0,02	0,01	0,17	0,2	3,6
02/16/96	10:00	190	0,02	0,01	0,15	0,2	2,8
02/16/96	22:00	202	0,09	0,01	0,95	1,4	
02/17/96	9:00	213	0,05	0,01	0,59	0,8	

DMA						
Date	Heure	Durée (heures)	Cu (mg/L)	Pb (mg/L)	Zn (mg/L)	Fe (mg/L)
02/08/96	12:00	0				
02/08/96	16:00	4	12,8	1,1	240	330
02/08/96	22:00	10	12,0	1,0	240	320
02/09/96	10:00	22	25,2	1,3	275	425
02/09/96	16:00	28	12,0	1,0	150	206
02/09/96	22:00	34	27,5	1,2	188	330
02/10/96	4:00	40	24,5	1,0	176	285
02/10/96	10:00	46	15,3	0,9	164	236
02/10/96	22:00	58	20,1	0,9	218	355
02/11/96	10:00	70	8,9	0,7	158	202
02/11/96	22:00	82	29,0	0,7	152	265
02/12/96	10:00	94	8,0	0,5	128	152
02/12/96	22:00	106	25,2	0,9	198	316
02/13/96	10:00	118	20,8	0,8	180	290
02/13/96	16:00	124	24,6	0,9	210	334
02/13/96	22:00	130	9,0	1,1	222	280
02/14/96	4:00	136	30,8	1,3	210	346
02/14/96	10:00	142	25,4	1,2	204	338
02/14/96	16:00	148	20,4	0,9	154	248
02/14/96	22:00	154	4,3	0,7	110	108
02/15/96	4:00	160	4,3	0,7	112	102
02/15/96	10:00	166	5,1	0,7	146	138
02/15/96	16:00	172	30,5	1,6	330	540
02/15/96	22:00	178	45,5	1,9	380	690
02/16/96	4:00	184	34,0	1,4	310	525
02/16/96	10:00	190	45,0	1,5	330	600
02/16/96	16:00	196	34,2	1,9	418	780
02/16/96	22:00	202	18,1	1,7	298	480
02/17/96	4:00	208	11,0	1,3	222	316
02/17/96	9:00	213	11,7	1,1	176	248

Test 4 : Résultats analytiques des liquides par AA

Effluent							
Date	Heure	Durée (heures)	Cu (mg/L)	Pb (mg/L)	Zn (mg/L)	Fe (mg/L)	Tss (mg/L)
02/17/96	12:00	0					
02/17/96	22:00	10	0,04	0,01	0,47	0,6	6,4
02/18/96	10:00	22	0,03	0,01	0,28	0,3	3,2
02/18/96	22:00	34	0,04	0,01	0,47	0,6	5,2
02/19/96	10:00	46	0,04	0,01	0,49	0,6	4,0
02/19/96	22:00	58	0,02	0,01	0,26	0,2	2,4
02/20/96	10:00	70	0,01	0,01	0,16	0,2	2,0
02/20/96	22:00	82	0,04	0,01	0,46	0,4	
02/21/96	10:00	94	0,04	0,01	0,66	0,7	
02/21/96	22:00	106	0,03	0,01	0,40	0,6	
02/22/96	10:00	118	0,05	0,01	0,65	0,5	
02/22/96	22:00	130	0,04	0,01	0,59	0,6	4,8
02/23/96	10:00	142	0,06	0,01	0,71	0,8	4,8
02/23/96	22:00	154	0,03	0,01	0,29	0,2	2,8
02/24/96	10:00	166	0,03	0,01	0,31	0,3	3,6
02/24/96	22:00	178	0,04	0,01	0,46	0,4	4,0
02/25/96	10:00	190	0,06	0,01	0,63	0,6	5,6
02/25/96	22:00	202	0,02	0,01	0,25	0,2	2,8
02/26/96	10:00	214	0,24	0,01	2,51	3,2	18,4
02/26/96	22:00	226	0,62	0,03	6,80	8,2	45,6
02/27/96	10:00	238	0,57	0,03	5,80	7,0	40,8
02/27/96	22:00	250	0,26	0,01	2,65	3,4	19,6
02/28/96	10:00	262	0,26	0,01	2,46	2,9	17,2
02/28/96	22:00	274	0,07	0,01	0,64	0,8	5,2
02/29/96	10:00	286	0,07	0,01	0,67	0,8	4,0
02/29/96	22:00	298	0,03	0,01	0,34	0,3	2,4
03/01/96	10:00	310	0,03	0,01	0,36	0,3	3,2
03/01/96	22:00	322	0,05	0,01	0,37	0,3	4,0
03/02/96	10:00	334	0,05	0,01	0,44	0,3	4,8
03/02/96	22:00	346	0,22	0,01	1,94	2,9	18,4
03/03/96	10:00	358	0,25	0,01	2,18	3,2	20,4
03/03/96	22:00	370	0,28	0,01	2,70	3,7	23,2
03/04/96	10:00	382	0,39	0,02	3,8	5,2	33,6
03/04/96	22:00	394	0,36	0,01	3,8	5,2	0,8
03/05/96	10:00	406	0,4	0,02	4,3	5,9	0,8

DMA						
Date	Heure	Durée (heures)	Cu (mg/L)	Pb (mg/L)	Zn (mg/L)	Fe (mg/L)
02/17/96	12:00					
02/17/96	16:00	4	11,0	0,8	166	232
02/17/96	22:00	10	7,5	0,8	134	162
02/18/96	4:00	16	10,7	0,8	138	176
02/18/96	10:00	22	17,2	0,7	146	220
02/18/96	16:00	28	21,6	0,7	204	328
02/18/96	22:00	34	6,7	0,7	170	212
02/19/96	4:00	40	7,1	0,7	162	206
02/19/96	10:00	46	10,5	0,6	170	236
02/19/96	17:00	53	8,6	0,7	132	148
02/19/96	22:00	58	11,4	0,8	126	158
02/20/96	4:00	64	4,8	0,8	134	144
02/20/96	10:00	70	9,2	0,8	144	172
02/20/96	16:00	76	4,8	0,8	136	128
02/20/96	22:00	82	5,4	0,9	162	182
02/21/96	4:00	88	4,8	0,9	156	154
02/21/96	10:00	94	7,2	0,6	112	82
02/21/96	16:00	100	26	1	182	268
02/21/96	22:00	106	17,8	1,2	208	326
02/22/96	4:00	112	6,3	1	162	196
02/22/96	10:00	118	9,5	0,9	154	198
02/22/96	16:00	124	5,3	0,8	132	152
02/22/96	22:00	130	6,1	0,9	108	114
02/23/96	4:00	136	21	1,1	154	250
02/23/96	10:00	142	19,8	1,2	168	276
02/23/96	16:00	148	20	1,3	138	218
02/23/96	22:00	154	10,8	1,1	146	188
02/24/96	4:00	160	4,4	1	114	94
02/24/96	10:00	166	5,8	1	126	114
02/24/96	16:00	172	29,8	1,2	224	376
02/24/96	22:00	178	20,2	0,8	140	218
02/25/96	4:00	184	17,6	0,8	124	202
02/25/96	10:00	190	17,2	0,8	112	198
02/25/96	22:00	202	6,2	0,6	110	112
02/26/96	4:00	208	11,4	0,6	116	138
02/26/96	10:00	214	7	0,6	130	140
02/26/96	16:00	220	9	8	150	152
02/26/96	22:00	226	6,8	9	118	100
02/27/96	4:00	232	18,8	9	126	160
02/27/96	10:00	238	19,2	9	124	158
02/27/96	16:00	244	6,6	7	110	90
02/27/96	22:00	250	17,2	1,1	162	202
02/28/96	4:00	256	12,4	1,1	164	186
02/28/96	10:00	262	11,6	0,9	156	178
02/28/96	16:00	268	35	1,2	206	362
02/28/96	22:00	274	35	1,5	224	392
02/29/96	4:00	280	33	1,6	208	358
02/29/96	10:00	286	23	1,2	162	258
02/29/96	16:00	292	19,2	1,1	170	244
02/29/96	22:00	298	12,6	1,3	170	202
03/01/96	4:00	304	17	1,3	156	196
03/01/96	10:00	310	26,4	1,2	182	278
03/01/96	16:00	316	26,6	1,3	182	332
03/01/96	22:00	322	32,2	1,5	204	382
03/02/96	4:00	328	26,6	1,5	182	320
03/02/96	10:00	334	18,4	0,9	142	238
03/02/96	16:00	340	11,9	0,8	150	214
03/02/96	22:00	346	14,1	0,8	174	262
03/03/96	4:00	352	16,8	0,8	178	278
03/03/96	10:00	358	13	0,7	160	232
03/03/96	16:00	364	9,4	0,6	162	214
03/03/96	22:00	370	14,7	0,6	184	268
03/04/96	4:00	376	11,6	0,7	156	212
03/04/96	10:00	382	8,9	0,6	146	182
03/04/96	22:00	394	8,5	0,9	148	170
03/05/96	4:00	400	9,7	0,9	156	176
03/05/96	10:00	406	11,6	1	156	188

Test 5 : Résultats analytiques des liquides par AA

Effluent							
Date	Heure	Durée (heures)	Cu (mg/L)	Pb (mg/L)	Zn (mg/L)	Fe (mg/L)	Tss (mg/L)
03/05/96	14:00	0					
03/05/96	22:00	8	0,01	0,01	0,16	0,2	1,2
03/06/96	10:00	20	0,01	0,01	0,14	0,2	1,2
03/06/96	23:00	33	0,01	0,01	0,11	0,2	6,4
03/07/96	10:00	44	0,01	0,01	0,03	0,2	-
03/07/96	22:00	56	0,01	0,01	0,21	0,2	-
03/08/96	10:00	68	0,01	0,01	0,10	0,1	-
03/08/96	22:00	80	0,03	0,01	0,19	0,2	2,8
03/09/96	10:00	92	0,03	0,01	0,26	0,3	2,8
03/09/96	22:00	104	0,03	0,01	0,28	0,3	4,0
03/10/96	10:00	116	0,03	0,01	0,37	0,4	2,4
03/10/96	22:00	128	0,03	0,01	0,36	0,4	4,0
03/11/96	10:00	140	0,03	0,01	0,44	0,5	2,8
03/11/96	22:00	152	0,14	0,01	1,60	2,1	13,2
03/12/96	10:00	164	0,04	0,01	0,51	0,7	4,8
03/12/96	22:00	176	0,20	0,01	2,01	2,4	15,6
03/13/96	10:00	188	0,07	0,01	0,77	0,8	6,8
03/13/96	22:00	200	0,18	0,01	2,14	2,9	16,0
03/14/96	10:00	212	0,14	0,01	1,73	2,3	11,2
03/14/96	22:00	224	0,28	0,02	3,64	4,3	26,0
03/15/96	10:00	236	0,36	0,04	4,51	5,4	32,8
03/15/96	22:00	248	0,29	0,01	3,70	4,5	26,4
03/16/96	10:00	260	0,33	0,01	4,40	5,1	29,6
03/16/96	22:00	272	0,14	0,01	1,85	2,2	12,4
03/17/96	10:00	284	0,28	0,02	3,50	4,2	24,8
03/17/96	22:00	296	0,12	0,01	1,40	1,7	10,0
03/18/96	10:00	308	0,12	0,01	1,45	1,7	10,4
03/18/96	22:00	320	0,20	0,01	2,25	2,9	17,6
03/19/96	10:00	332	0,29	0,01	3,60	4,1	21,2
03/19/96	16:00	338	0,13	0,01	1,37	1,8	14,0
03/19/96	22:00	344	0,14	0,04	1,70	2,0	12,0
03/20/96	10:00	356	0,14	0,01	1,80	2,1	12,8

DMA						
Date	Heure	Durée (heures)	Cu (mg/L)	Pb (mg/L)	Zn (mg/L)	Fe (mg/L)
03/05/96	14:00	0				
03/05/96	17:00	3	5,8	0,9	130	116
03/05/96	22:00	8	15,0	0,9	148	196
03/06/96	4:00	14	19,4	1,1	146	218
03/06/96	10:00	20	17,8	0,9	142	206
03/06/96	16:00	26	16,5	1,2	210	300
03/06/96	23:00	33	28,5	1,9	360	615
03/07/96	4:00	38	43,5	2,4	425	805
03/07/96	10:00	44	56,5	2,4	475	915
03/07/96	16:00	50	38,0	1,7	355	630
03/07/96	22:00	56	50,0	2,3	445	795
03/08/96	4:00	62	365,0	3,0	490	820
03/08/96	10:00	68	14,0	1,8	285	400
03/08/96	16:00	74	7,0	0,8	145	150
03/08/96	22:00	80	8,0	0,9	140	150
03/09/96	4:00	86	7,5	0,9	135	140
03/09/96	10:00	92	11,0	0,8	150	165
03/09/96	16:00	98	20,5	0,9	185	255
03/09/96	22:00	104	17	1	195	245
03/10/96	4:00	110	9,5	0,8	180	190
03/10/96	10:00	116	8	0,6	155	150
03/10/96	16:00	122	6,5	0,6	160	150
03/10/96	22:00	128	19	0,7	175	225
03/11/96	4:00	134	28,5	0,9	220	350
03/11/96	10:00	140	20	0,8	195	270
03/11/96	16:00	146	32,2	1	178	326
03/11/96	22:00	152	7,8	0,8	170	206
03/12/96	4:00	158	9,2	0,7	136	158
03/12/96	10:00	164	10,8	0,6	132	146
03/12/96	16:00	170	11,6	1	200	280
03/12/96	22:00	176	17,8	1,3	204	292
03/13/96	4:00	182	15,8	1	178	230
03/13/96	10:00	188	13,8	0,7	150	184
03/13/96	16:00	194	9,6	0,8	168	200
03/13/96	22:00	200	6,8	0,9	158	180
03/14/96	4:00	206	6,8	0,9	176	202
03/14/96	10:00	212	20,8	0,9	178	254
03/14/96	16:00	218	16,5	1,2	179	236
03/14/96	22:00	224	17,8	1,3	168	262
03/15/96	4:00	230	10,6	1,1	142	182
03/15/96	10:00	236	12,8	0,9	159	218
03/15/96	16:00	242	12	0,8	134	146
03/15/96	22:00	248	12	0,9	140	152
03/16/96	4:00	254	11,4	1	162	180
03/16/96	10:00	260	8	0,9	172	184
03/16/96	16:00	266	19,8	1	198	282
03/16/96	22:00	272	17,6	1	180	240
03/17/96	4:00	278	16,6	0,9	166	210
03/17/96	10:00	284	13,6	0,7	150	186
03/17/96	16:00	290	7,8	0,8	178	288
03/17/96	22:00	296	9	0,7	140	166
03/18/96	4:00	302	12,8	0,7	170	246
03/18/96	10:00	308	17,6	0,6	166	244
03/18/96	16:00	314	11	0,7	162	200
03/18/96	22:00	320	13,8	0,8	156	190
03/19/96	4:00	326	11,2	0,8	162	178
03/19/96	10:00	332	9,6	0,6	132	130
03/19/96	16:00	338	6,4	0,9	156	144
03/19/96	22:00	344	7,1	1	126	142
03/20/96	4:00	350	12,5	1	166	222
03/20/96	10:00	356	20,5	0,8	168	242

Test 6 : Résultats analytiques des liquides par AA

Effluent							
Date	Heure	Durée (heures)	Cu (mg/L)	Pb (mg/L)	Zn (mg/L)	Fe (mg/L)	Tss (mg/L)
03/20/96	14:00	0					
03/20/96	22:00	8	0,03	0,01	0,35	0,3	4
03/21/96	10:00	20	0,08	0,01	1,02	1,2	7,2
03/21/96	22:00	32	0,13	0,01	1,71	1,9	13,6
03/22/96	10:00	44	0,22	0,01	2,65	2,9	19,2
03/22/96	22:00	56	0,28	0,01	3,5	3,9	27,2
03/23/96	10:00	68	0,2	0,04	2,5	2,8	24,4
03/23/96	22:00	80	0,26	0,02	3,3	3,7	27,6
03/24/96	10:00	92	0,36	0,02	4,6	4,9	38
03/24/96	22:00	104	0,37	0,02	4,8	5	38
03/25/96	10:00	116	0,39	0,03	5,1	5,6	36
03/25/96	22:00	128	0,44	0,02	5,4	6,1	39,2
03/26/96	10:00	140	0,5	0,02	6	6,6	
03/26/96	22:00	152	0,09	0,01	1,02	1,3	
03/27/96	10:00	164	0,1	0,01	1,25	1,4	
03/27/96	22:00	176	0,08	0,01	1,03	1,1	
03/28/96	10:00	188	0,09	0,01	0,97	1	
03/28/96	22:00	200	-0,13	0,01	1,55	1,5	
03/29/96	10:00	212	0,16	0,01	1,84	2	

DMA						
Date	Heure	Durée (heures)	Cu (mg/L)	Pb (mg/L)	Zn (mg/L)	Fe (mg/L)
03/20/96	14:00	0				
03/20/96	17:00	3	11,4	0,7	164	198
03/20/96	22:00	8	16,6	0,9	177	234
03/21/96	4:00	14	11,3	0,8	160	178
03/21/96	10:00	20	9	0,6	156	174
03/21/96	16:00	26	8,8	0,6	156	170
03/21/96	22:00	32	10	0,7	164	186
03/22/96	4:00	38	7,4	0,8	154	174
03/22/96	10:00	44	19	0,7	182	282
03/22/96	16:00	50	8,2	0,7	144	138
03/22/96	22:00	56	9,4	1	170	192
03/23/96	4:00	62	9	1,1	180	208
03/23/96	10:00	68	12,6	0,6	138	150
03/23/96	22:00	80	19,2	0,7	164	216
03/24/96	4:00	86	8,2	0,7	156	152
03/24/96	10:00	92	6,2	0,4	128	92
03/24/96	16:00	98				
03/24/96	22:00	104				
03/25/96	4:00	110				
03/25/96	10:00	116				
03/25/96	16:00	122	11,6	0,7	122	150
03/25/96	22:00	128	19,2	0,9	172	236
03/26/96	4:00	134	10,4	0,7	160	166
03/26/96	10:00	140	11,6	0,5	144	156
03/26/96	16:00	146	8	0,8	128	142
03/26/96	22:00	152	8,8	1	156	164
03/27/96	4:00	158	9,8	0,9	152	180
03/27/96	10:00	164	18,6	0,7	150	214
03/27/96	16:00	170	18,6	0,8	174	184
03/27/96	22:00	176	10,6	0,9	192	184
03/28/96	4:00	182	19,2	0,9	186	228
03/28/96	10:00	188	17,8	0,7	160	192
03/28/96	16:00	194	13,4	0,8	164	208
03/28/96	22:00	200	12	0,9	176	162
03/29/96	4:00	206	10	1	178	204
03/29/96	10:00	212	15,2	1	184	244

Test 7 : Résultats analytiques des liquides par AA**Effluent**

Date	Heure	Durée (heures)	Cu (mg/L)	Pb (mg/L)	Zn (mg/L)	Fe (mg/L)
03/29/96	13:00	0				
03/29/96	22:00	9	0,03	0,01	0,35	0,4
03/30/96	10:00	21	0,09	0,01	1,12	1,2
03/30/96	22:00	33	0,2	0,01	2,54	2,8
03/31/96	10:00	45	0,16	0,01	2,1	2,2
03/31/96	22:00	57	0,09	0,01	1,16	1,3
04/01/96	10:00	69	0,16	0,01	2,23	2,2
04/01/96	22:00	81	0,06	0,01	0,72	0,7
04/02/96	10:00	93	0,02	0,01	0,26	0,1
04/02/96	22:00	105	0,09	0,02	1,3	1,2
04/03/96	10:00	117	0,19	0,01	2,62	2,8
04/03/96	22:00	129	0,11	0,01	1,55	1,8
04/04/96	9:00	140	0,17	0,01	2,4	2,6

DMA

Date	Heure	Durée (heures)	Cu (mg/L)	Pb (mg/L)	Zn (mg/L)	Fe (mg/L)
03/29/96	13:00	0				
03/29/96	16:00	3	11	0,8	166	198
03/29/96	22:00	9	10,5	0,9	148	172
03/30/96	4:00	15	16,6	1	180	242
03/30/96	10:00	21	9,8	0,7	156	182
03/30/96	16:00	27	11,8	0,8	174	230
03/30/96	22:00	33	9,4	0,7	154	114
03/31/96	4:00	39	12,6	0,7	198	212
03/31/96	10:00	45	14,1	0,6	180	216
03/31/96	16:00	51	12	0,4	140	166
03/31/96	22:00	57	6,2	0,5	156	94
04/01/96	4:00	63	12,4	0,6	212	244
04/01/96	10:00	69	8,2	0,5	136	94
04/01/96	16:00	75	5,1	0,6	106	90
04/01/96	22:00	81	11,5	0,6	120	136
04/02/96	4:00	87	5,8	0,7	152	120
04/02/96	10:00	93	13,8	0,7	164	212
04/02/96	16:00	99	13,6	0,9	170	216
04/02/96	22:00	105	8,2	0,8	168	168
04/03/96	4:00	111	18,8	1	208	270
04/03/96	10:00	117	10,6	0,9	170	186
04/03/96	16:00	123	16,4	1	170	228
04/03/96	22:00	129	14	1,1	184	232
04/04/96	4:00	135	11,6	0,9	154	162
04/04/96	9:00	140	9,8	1	186	198

ANNEXE II
Analyses chimiques par ICP
(Centre de technologie Noranda)

Test 1 : Analyses chimiques de l'alimentation

Source	FILT	Temps (date)	(hrs)	Al mg/L	As mg/L	Ca mg/L	Cd mg/L	Cu mg/L	Fe mg/L	K mg/L	Mg mg/L	Mn mg/L	Na mg/L	Pb mg/L	S mg/L	SO4 mg/L	Se mg/L	Zn mg/L
DMA	NF	12/01/96 16:00	0	46.34	< 0.25	145	0.22	13.64	233	< 5.00	71.5	45.1	23.8	0.61	563	1689	< 0.50	169
DMA	NF	13/01/96 11:00	19	63.09	< 0.25	180	0.34	25.76	496	5.68	118.4	51.4	29.4	1.22	918	2754	< 0.50	300
DMA	NF	13/01/96 20:00	28	41.35	< 0.25	136	0.15	12.38	223	< 5.00	65.9	50.5	22.4	0.43	530	1590	< 0.50	141
DMA	NF	14/01/96 10:00	42	63.00	< 0.25	185	0.34	23.20	505	< 5.00	128.9	54.2	30.6	1.20	958	2873	< 0.50	319
DMA	NF	14/01/96 20:00	52	35.66	< 0.25	129	0.12	6.83	165	< 5.00	61.4	47.7	22.5	0.27	458	1374	< 0.50	123
DMA	NF	15/01/96 10:00	66	66.09	< 0.25	181	0.37	26.88	553	< 5.00	131.4	52.0	31.0	1.29	998	2995	< 0.50	333
DMA	NF	15/01/96 21:00	77	41.80	< 0.25	126	0.16	10.77	151	< 5.00	56.0	43.3	21.8	0.36	450	1349	< 0.50	124
DMA	NF	16/01/96 14:00	94	49.34	< 0.25	120	0.20	18.87	241	< 5.00	58.5	42.2	21.7	0.55	538	1613	< 0.50	145
DMA	NF	16/01/96 22:00	102	66.58	< 0.25	194	0.38	29.16	542	< 5.00	126.9	46.7	28.4	1.03	997	2991	< 0.50	323
DMA	NF	17/01/96 10:00	114	45.48	< 0.25	170	0.19	11.54	277	< 5.00	85.8	51.1	27.1	0.48	645	1935	< 0.50	183
DMA	NF	17/01/96 22:00	126	49.35	< 0.25	177	0.27	17.67	332	< 5.00	92.7	47.3	28.0	0.66	717	2152	< 0.50	215
DMA	NF	18/01/96 10:00	138	36.26	< 0.25	149	0.15	7.73	187	< 5.00	68.2	48.5	26.8	0.39	503	1508	< 0.50	136
DMA	NF	18/01/96 22:00	150	35.81	< 0.25	144	0.14	7.72	181	< 5.00	64.8	48.9	25.4	0.41	481	1443	< 0.50	126
DMA	NF	19/01/96 04:00	156	40.74	< 0.25	130	0.16	11.52	180	< 5.00	58.0	44.2	24.3	0.37	471	1413	< 0.50	122
DMA	NF	19/01/96 10:00	162	41.30	< 0.25	141	0.17	7.21	88	< 5.00	78.0	40.2	34.4	0.48	524	1572	< 0.50	165
DMA	NF	19/01/96 22:00	174	45.20	< 0.25	101	0.14	8.09	220	< 5.00	57.0	28.7	34.6	0.84	473	1420	< 0.50	114
DMA	NF	20/01/96 05:00	181	56.83	< 0.25	90	0.27	20.78	374	< 5.00	56.1	23.7	30.8	1.56	619	1858	< 0.50	154
DMA	NF	20/01/96 10:00	186	59.67	< 0.25	88	0.27	22.38	355	< 5.00	53.4	24.9	33.5	0.73	614	1843	< 0.50	160
DMA	NF	20/01/96 16:00	192	54.89	< 0.25	81	0.23	17.50	272	< 5.00	49.1	24.5	37.5	0.72	517	1552	< 0.50	138
DMA	NF	20/01/96 22:00	198	51.64	< 0.25	76	0.21	15.70	228	< 5.00	43.5	25.1	41.0	0.60	463	1389	< 0.50	119
DMA	NF	21/01/96 04:00	204	51.62	< 0.25	86	0.18	14.92	125	< 5.00	49.5	30.5	54.9	0.38	454	1361	< 0.50	129
DMA	NF	21/01/96 10:00	210	51.76	< 0.25	82	0.17	12.72	156	< 5.00	45.5	31.7	60.4	0.42	413	1240	< 0.50	114
DMA	NF	21/01/96 16:00	216	54.21	< 0.25	85	0.22	21.03	227	< 5.00	49.4	32.7	58.8	0.50	488	1463	< 0.50	138
DMA	NF	21/01/96 22:00	222	52.82	< 0.25	83	0.18	12.90	142	< 5.00	46.7	33.4	61.2	0.40	407	1220	< 0.50	117
DMA	NF	22/01/96 04:00	228	60.59	< 0.25	95	0.28	29.26	282	< 5.00	57.4	38.1	66.2	0.55	575	1724	< 0.50	171
DMA	NF	22/01/96 10:00	234	54.13	< 0.25	88	0.20	15.13	172	< 5.00	51.8	35.0	59.9	0.41	450	1350	< 0.50	133
DMA	NF	22/01/96 16:00	240	53.64	< 0.39	82	0.25	28.46	242	< 5.00	46.3	33.0	56.0	0.43	494	1481	< 0.50	142
DMA	NF	22/01/96 22:00	246	52.15	< 0.25	85	0.18	13.54	125	< 5.00	45.1	37.7	64.7	0.32	397	1191	< 0.50	112
DMA	NF	23/01/96 04:30	253	51.79	< 0.25	86	0.17	9.51	98	< 5.00	45.1	38.2	62.6	< 0.25	374	1122	< 0.50	105
DMA	NF	23/01/96 10:00	258	55.95	< 0.25	98	0.23	21.25	218	< 5.00	56.9	39.6	57.9	0.49	511	1532	< 0.50	152
DMA	NF	23/01/96 16:00	264	51.21	< 0.25	87	0.20	18.51	207	< 5.00	47.5	37.0	52.4	0.40	439	1316	< 0.50	125
DMA	NF	23/01/96 22:00	270	47.34	< 0.25	86	0.17	10.63	122	< 5.00	46.2	36.8	50.3	0.34	385	1154	< 0.50	110
DMA	NF	24/01/96 04:00	276	54.06	< 0.25	91	0.22	21.77	205	< 5.00	50.2	37.1	45.8	0.42	470	1411	< 0.50	137
DMA	NF	24/01/96 10:00	282	47.55	< 0.25	82	0.19	19.05	173	< 5.00	42.7	32.8	37.7	0.37	409	1228	< 0.50	116
DMA	NF	24/01/96 16:00	288	49.28	< 0.25	107	0.18	9.19	160	< 5.00	60.3	41.3	42.7	0.59	453	1360	< 0.50	140
DMA	NF	24/01/96 22:00	294	48.09	< 0.54	81	0.25	28.33	265	< 5.00	45.8	29.9	46.1	1.14	502	1506	< 0.50	140
DMA	NF	25/01/96 04:00	300	45.12	< 0.25	73	0.18	18.18	237	< 5.00	41.8	25.4	38.5	1.69	420	1259	< 0.50	112
DMA	NF	25/01/96 10:00	306	49.31	< 0.25	74	0.19	18.07	231	< 5.00	44.3	24.4	43.2	0.93	449	1347	< 0.50	121
DMA	NF	25/01/96 16:00	312	46.09	< 0.25	73	0.20	19.99	219	< 5.00	42.4	26.8	47.9	0.77	439	1316	< 0.50	123
		Moyenne		50.44	0.26	112	0.21	16.87	241	5.02	62.6	38.0	40.6	0.64	538	1613	0.50	155
		Médiane		51.21	0.25	91	0.20	17.50	220	5.00	56.0	37.7	37.7	0.49	481	1443	0.50	137

Test 1 : Analyses chimiques du réacteur 1

Source	FILT	Temps (date)	(hrs)	Al mg/L	As mg/L	Ca mg/L	Cd mg/L	Cu mg/L	Fe mg/L	K mg/L	Mg mg/L	Mn mg/L	Na mg/L	Pb mg/L	S mg/L	SO4 mg/L	Se mg/L	Zn mg/L
Réacteur 1	F	12/01/96 16:00	0	0.63	< 0.25	734	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	40.1	3.33	24.7	< 0.25	633	1900	< 0.50	< 0.02
Réacteur 1	F	14/01/96 10:00	42	1.29	< 0.25	581	< 0.02	< 0.02	1.82	< 5.00	39.2	1.28	23.9	< 0.25	511	1534	< 0.50	< 0.02
Réacteur 1	F	15/01/96 10:00	66	0.94	< 0.25	582	< 0.02	< 0.02	0.15	< 5.00	39.0	3.22	22.2	< 0.25	508	1524	< 0.50	< 0.02
Réacteur 1	F	16/01/96 22:00	102	0.74	< 0.25	819	< 0.02	< 0.02	< 0.02	5.02	55.6	1.83	27.3	< 0.25	716	2149	< 0.50	< 0.02
Réacteur 1	F	17/01/96 22:00	126	0.62	< 0.25	620	< 0.02	< 0.02	< 0.02	5.29	51.0	1.97	26.5	< 0.25	555	1665	< 0.50	< 0.02
Réacteur 1	F	18/01/96 22:00	150	0.80	< 0.25	517	< 0.02	< 0.02	0.31	< 5.00	40.1	1.29	36.0	< 0.25	452	1356	< 0.50	< 0.02
Réacteur 1	F	19/01/96 22:00	174	1.03	< 0.25	677	< 0.02	< 0.02	0.39	< 5.00	31.7	0.72	34.0	< 0.25	580	1740	< 0.50	< 0.02
Réacteur 1	F	20/01/96 22:00	198	0.46	< 0.25	528	< 0.02	< 0.02	0.14	< 5.00	29.0	0.68	40.4	< 0.25	457	1371	< 0.50	< 0.02
Réacteur 1	F	20/01/96 10:00	210	1.22	< 0.25	495	< 0.02	< 0.02	1.47	< 5.00	29.7	1.18	58.6	< 0.25	434	1301	< 0.50	< 0.02
Réacteur 1	F	21/01/96 22:00	222	1.38	< 0.25	446	< 0.02	0.04	0.58	< 5.00	28.4	1.44	57.9	< 0.25	391	1174	< 0.50	< 0.02
Réacteur 1	F	22/01/96 22:00	246	2.02	< 0.25	529	< 0.02	0.18	2.31	< 5.00	25.3	1.19	56.3	< 0.25	454	1361	< 0.50	1.10
Réacteur 1	F	23/01/96 10:00	258	1.49	< 0.25	499	< 0.02	< 0.02	0.20	< 5.00	29.1	1.30	57.4	< 0.25	434	1301	< 0.50	< 0.02
Réacteur 1	F	23/01/96 22:00	270	1.54	< 0.25	472	< 0.02	0.13	1.47	< 5.00	29.6	1.84	48.8	< 0.25	416	1248	< 0.50	0.70
Réacteur 1	F	24/01/96 10:00	282	1.27	< 0.25	488	< 0.02	0.05	0.34	< 5.00	28.0	1.58	40.0	< 0.25	424	1272	< 0.50	< 0.02
Réacteur 1	F	24/01/96 22:00	294	1.35	< 0.25	502	< 0.02	< 0.02	0.26	< 5.00	27.5	1.35	48.5	< 0.25	439	1316	< 0.50	< 0.02
Réacteur 1	F	25/01/96 10:00	306	1.43	< 0.25	465	< 0.02	0.05	0.56	< 5.00	21.7	0.70	42.2	< 0.25	399	1198	< 0.50	0.07
Réacteur 1	F	25/01/96 16:30	313	1.74	< 0.25	482	< 0.02	0.16	1.82	< 5.00	23.2	0.97	46.9	< 0.25	400	1201	< 0.50	0.86
		Moyenne		1.17	0.25	554	0.02	0.05	0.70	5.02	33.4	1.52	40.7	0.25	483	1448	0.50	0.18
		Médiane		1.27	0.25	517	0.02	0.02	0.34	5.00	29.6	1.30	40.4	0.25	452	1356	0.50	0.02

Test 1 : Analyses chimiques de l'effluent filtré

Source	FILT	Temps (date)	(hrs)	Al mg/L	As mg/L	Ca mg/L	Cd mg/L	Cu mg/L	Fe mg/L	K mg/L	Mg mg/L	Mn mg/L	Na mg/L	Pb mg/L	S mg/L	SO4 mg/L	Se mg/L	Zn mg/L
Effluent	F	12/01/96	16:00	0	< 0.25	806	0.06	< 0.02	0.20	< 5.00	54.2	11.82	27.6	< 0.25	706	2117	< 0.50	0.29
Effluent	F	12/01/96	19:00	3	< 0.25	574	< 0.02	< 0.02	0.27	5.21	46.4	4.24	25.6	< 0.25	516	1548	< 0.50	< 0.02
Effluent	F	13/01/96	11:00	19	< 0.25	803	< 0.02	< 0.02	0.21	5.55	56.7	3.30	27.9	< 0.25	706	2118	< 0.50	< 0.02
Effluent	F	14/01/96	20:00	28	< 0.25	760	< 0.02	< 0.02	0.14	5.19	40.0	3.81	26.2	< 0.25	647	1940	< 0.50	< 0.02
Effluent	F	14/01/96	20:00	42	< 0.25	851	< 0.02	< 0.02	0.09	5.22	53.6	7.60	29.2	< 0.25	732	2197	< 0.50	< 0.02
Effluent	F	14/01/96	20:00	52	< 0.25	603	< 0.02	< 0.02	1.82	< 5.00	42.5	8.73	24.0	< 0.25	546	1639	< 0.50	13.45
Effluent	F	15/01/96	10:00	66	< 0.25	861	< 0.02	< 0.02	0.06	< 5.00	49.7	1.18	28.2	< 0.25	741	2222	< 0.50	< 0.02
Effluent	F	15/01/96	21:00	77	< 0.25	601	< 0.02	< 0.02	0.07	< 5.00	29.1	0.86	25.1	< 0.25	513	1539	< 0.50	< 0.02
Effluent	F	16/01/96	14:00	94	< 0.25	576	< 0.02	< 0.02	<	< 5.00	32.8	1.94	22.6	< 0.25	499	1496	< 0.50	< 0.02
Effluent	F	16/01/96	22:00	102	< 0.25	1113	< 0.02	< 0.02	0.17	< 5.00	67.9	2.00	30.2	< 0.25	934	2802	< 0.50	< 0.02
Effluent	F	17/01/96	10:00	114	< 0.25	736	< 0.02	< 0.02	0.04	< 5.00	53.4	1.89	26.9	< 0.25	654	1963	< 0.50	< 0.02
Effluent	F	17/01/96	22:00	126	< 0.25	725	< 0.02	< 0.02	0.04	< 5.00	60.2	2.75	30.3	< 0.25	656	1967	< 0.50	< 0.02
Effluent	F	18/01/96	10:00	138	< 0.25	658	< 0.02	< 0.02	0.04	< 5.00	51.7	1.93	27.0	< 0.25	589	1768	< 0.50	< 0.02
Effluent	F	18/01/96	22:00	150	< 0.25	520	< 0.02	< 0.02	0.06	< 5.00	45.2	2.01	25.7	< 0.25	511	1534	< 0.50	< 0.02
Effluent	F	19/01/96	10:00	162	< 0.25	571	< 0.02	< 0.02	0.11	< 5.00	41.3	1.31	36.0	< 0.25	463	1389	< 0.50	< 0.02
Effluent	F	19/01/96	22:00	174	< 0.25	638	< 0.02	< 0.02	0.05	< 5.00	32.3	0.64	32.7	< 0.25	553	1660	< 0.50	< 0.02
Effluent	F	20/01/96	10:00	186	< 0.25	500	< 0.02	< 0.02	0.09	< 5.00	29.0	0.61	38.8	< 0.25	485	1454	< 0.50	< 0.02
Effluent	F	20/01/96	22:00	198	< 0.25	562	< 0.02	< 0.02	0.08	< 5.00	29.1	1.02	56.2	< 0.25	434	1301	< 0.50	< 0.02
Effluent	F	21/01/96	10:00	210	< 0.25	510	< 0.02	< 0.02	0.03	< 5.00	29.3	1.21	59.7	< 0.25	440	1319	< 0.50	< 0.02
Effluent	F	21/01/96	22:00	222	< 0.25	526	< 0.02	< 0.02	0.05	< 5.00	28.9	1.15	63.6	< 0.25	454	1362	< 0.50	< 0.02
Effluent	F	22/01/96	10:00	234	< 0.25	491	< 0.02	< 0.02	0.11	< 5.00	28.4	0.99	57.3	< 0.25	455	1364	< 0.50	< 0.02
Effluent	F	22/01/96	22:00	246	< 0.25	521	< 0.02	< 0.02	0.11	< 5.00	26.3	0.98	60.5	< 0.25	426	1279	< 0.50	< 0.02
Effluent	F	23/01/96	10:00	258	< 0.25	491	< 0.02	< 0.02	0.10	< 5.00	30.9	1.53	51.6	< 0.25	467	1401	< 0.50	< 0.02
Effluent	F	23/01/96	22:00	270	< 0.25	532	< 0.02	< 0.02	0.12	< 5.00	30.0	1.59	45.2	< 0.25	422	1267	< 0.50	< 0.02
Effluent	F	24/01/96	10:00	282	< 0.25	484	< 0.02	< 0.02	0.12	< 5.00	29.9	1.34	47.8	< 0.25	429	1286	< 0.50	< 0.02
Effluent	F	24/01/96	22:00	294	< 0.25	493	< 0.02	< 0.02	0.21	< 5.00	20.6	0.53	42.4	< 0.25	410	1230	< 0.50	< 0.02
Effluent	F	25/01/96	10:00	306	< 0.25	483	< 0.02	< 0.02	0.17	< 5.00	40.0	2.58	37.2	< 0.25	553	1660	< 0.50	< 0.02
		Moyenne		0.97	0.25	634	0.02	0.02	0.10	5.06	36.4	1.56	30.3	0.25	512	1536	0.50	0.55
		Médiane		0.82	0.25	575	0.02	0.02	0.10	5.00	36.4	1.56	30.3	0.25	512	1536	0.50	0.55

Test 1 : Analyses chimiques de l'effluent non-filtré

Source	FILT	Temps (date)		(hrs)	Al mg/L	As mg/L	Ca mg/L	Cd mg/L	Cu mg/L	Fe mg/L	K mg/L	Mg mg/L	Mn mg/L	Na mg/L	Pb mg/L	S mg/L	SO4 mg/L	Se mg/L	Zn mg/L
Effluent	NF	12/01/96	16:00	0	0.59	< 0.25	802	0.05	0.03	0.99	< 5.00	54.0	11.95	27.4	< 0.25	719	2156	< 0.50	0.91
Effluent	NF	12/01/96	19:00	3	0.60	< 0.25	574	< 0.02	< 0.02	0.19	< 5.00	46.2	4.27	25.6	< 0.25	524	1571	< 0.50	< 0.02
Effluent	NF	13/01/96	11:00	19	0.99	< 0.25	818	< 0.02	< 0.02	0.15	< 5.00	57.7	3.36	28.9	< 0.25	723	2169	< 0.50	< 0.02
Effluent	NF	13/01/96	20:00	28	0.71	< 0.25	762	< 0.02	< 0.02	0.28	< 5.00	40.2	4.01	25.5	< 0.25	652	1955	< 0.50	< 0.02
Effluent	NF	14/01/96	10:00	42	0.60	< 0.25	895	< 0.02	< 0.02	0.29	< 5.00	54.2	6.93	28.7	< 0.25	761	2282	< 0.50	< 0.02
Effluent	NF	14/01/96	20:00	52	1.06	< 0.25	604	< 0.02	0.07	3.23	< 5.00	43.1	8.72	23.8	< 0.25	556	1667	< 0.50	16.86
Effluent	NF	15/01/96	10:00	66	0.98	< 0.25	872	< 0.02	< 0.02	0.32	< 5.00	49.7	1.19	28.6	< 0.25	727	2182	< 0.50	< 0.02
Effluent	NF	15/01/96	21:00	77	1.14	< 0.25	611	< 0.02	< 0.02	0.65	< 5.00	29.4	0.97	25.2	< 0.25	523	1570	< 0.50	< 0.02
Effluent	NF	16/01/96	14:00	94	0.96	< 0.25	586	< 0.02	< 0.02	0.30	< 5.00	33.5	2.04	23.4	< 0.25	512	1535	< 0.50	< 0.02
Effluent	NF	16/01/96	22:00	102	0.85	< 0.25	1090	< 0.02	< 0.02	0.44	< 5.00	68.7	2.11	30.3	< 0.25	941	2822	< 0.50	< 0.02
Effluent	NF	17/01/96	10:00	114	0.69	< 0.25	914	< 0.02	< 0.02	0.14	5.05	55.7	1.86	27.1	< 0.25	727	2181	< 0.50	< 0.02
Effluent	NF	17/01/96	10:00	126	0.76	< 0.25	721	< 0.02	< 0.02	0.96	< 5.00	62.8	2.91	29.9	< 0.25	683	2048	< 0.50	< 0.02
Effluent	NF	18/01/96	10:00	138	0.71	< 0.25	685	< 0.02	< 0.02	0.17	5.24	53.5	2.01	27.4	< 0.25	613	1839	< 0.50	< 0.02
Effluent	NF	18/01/96	22:00	150	0.69	< 0.25	591	< 0.02	< 0.02	0.15	< 5.00	46.9	2.06	26.1	< 0.25	533	1598	< 0.50	< 0.02
Effluent	NF	19/01/96	10:00	162	0.78	< 0.25	531	< 0.02	< 0.02	0.20	< 5.00	41.9	1.35	35.7	< 0.25	479	1436	< 0.50	< 0.02
Effluent	NF	19/01/96	10:00	174	1.27	< 0.25	643	< 0.02	< 0.02	0.24	< 5.00	32.6	0.71	34.0	< 0.25	550	1649	< 0.50	< 0.02
Effluent	NF	20/01/96	10:00	186	1.06	< 0.25	565	< 0.02	< 0.02	0.55	< 5.00	29.2	0.63	38.5	< 0.25	482	1447	< 0.50	< 0.02
Effluent	NF	20/01/96	22:00	198	1.27	< 0.25	501	< 0.02	< 0.02	0.28	< 5.00	29.2	1.06	56.4	< 0.25	427	1280	< 0.50	< 0.02
Effluent	NF	21/01/96	10:00	210	1.24	< 0.25	513	< 0.02	< 0.02	0.25	< 5.00	29.5	1.25	59.4	< 0.25	443	1329	< 0.50	< 0.02
Effluent	NF	21/01/96	22:00	222	1.31	< 0.25	532	< 0.02	< 0.02	0.15	< 5.00	29.4	1.19	64.3	< 0.25	459	1377	< 0.50	< 0.02
Effluent	NF	22/01/96	10:00	234	1.45	< 0.25	492	< 0.02	< 0.02	0.23	< 5.00	28.1	1.00	56.4	< 0.25	446	1339	< 0.50	< 0.02
Effluent	NF	22/01/96	22:00	246	1.51	< 0.25	518	< 0.02	< 0.02	0.27	< 5.00	26.0	0.98	59.1	< 0.25	422	1267	< 0.50	< 0.02
Effluent	NF	23/01/96	10:00	258	1.83	< 0.25	492	< 0.02	< 0.02	0.23	< 5.00	30.8	1.54	51.3	< 0.25	466	1399	< 0.50	< 0.02
Effluent	NF	23/01/96	22:00	270	1.36	< 0.25	535	< 0.02	< 0.02	0.19	< 5.00	29.7	1.58	44.4	< 0.25	415	1246	< 0.50	< 0.02
Effluent	NF	24/01/96	10:00	282	1.25	< 0.25	479	< 0.02	< 0.02	0.21	< 5.00	30.0	1.34	47.9	< 0.25	428	1285	< 0.50	< 0.02
Effluent	NF	24/01/96	22:00	294	1.37	< 0.25	490	< 0.02	< 0.02	0.31	< 5.00	20.7	0.56	42.9	< 0.25	411	1232	< 0.50	< 0.02
Effluent	NF	25/01/96	10:00	306	1.76	< 0.25	485	< 0.02	0.03	0.44	< 5.00	40.5	2.60	37.2	< 0.25	562	1687	< 0.50	0.70
		Moyenne			1.06	0.25	646	0.02	0.02	0.26	5.01	36.9	1.56	30.1	0.25	524	1571	0.50	0.02
		Médiane			1.03	0.25	588	0.02	0.02	0.26	5.00	36.9	1.56	30.1	0.25	524	1571	0.50	0.02

Test 2 : Analyses chimiques de l'effluent filtré

Source	FILT	Temps (date)	(hrs)	Al mg/L	As mg/L	Ca mg/L	Cd mg/L	Cu mg/L	Fe mg/L	K mg/L	Mg mg/L	Mn mg/L	Na mg/L	Pb mg/L	S mg/L	SO4 mg/L	Se mg/L	Zn mg/L
Effluent	F	25/01/96 19:00	0	1.42	< 0.25	438	< 0.02	< 0.02	0.21	< 5.00	20.9	1.06	38.8	< 0.25	375	1126	< 0.50	0.09
Effluent	F	26/01/96 10:00	15	1.46	< 0.25	497	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	24.8	1.21	44.2	< 0.25	475	1426	< 0.50	0.02
Effluent	F	26/01/96 22:00	27	1.69	< 0.25	522	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	25.4	1.22	59.5	< 0.25	498	1495	< 0.50	0.02
Effluent	F	27/01/96 10:00	39	1.60	< 0.25	544	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	26.9	1.20	46.0	< 0.25	521	1562	< 0.50	0.02
Effluent	F	27/01/96 22:00	51	1.60	< 0.25	544	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	27.3	1.12	38.0	< 0.25	534	1602	< 0.50	0.03
Effluent	F	28/01/96 10:00	63	1.33	< 0.25	563	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	27.3	1.12	38.0	< 0.25	534	1602	< 0.50	0.03
Effluent	F	28/01/96 22:00	75	1.31	< 0.25	582	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	25.6	0.72	45.0	< 0.25	552	1655	< 0.50	0.02
Effluent	F	29/01/96 10:00	87	1.38	< 0.25	606	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	28.7	0.92	43.0	< 0.25	575	1726	< 0.50	0.02
Effluent	F	29/01/96 22:00	99	1.37	< 0.25	685	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	33.5	1.09	38.1	< 0.25	653	1960	< 0.50	0.02
Effluent	F	30/01/96 10:00	111	1.11	< 0.25	644	< 0.02	< 0.02	0.04	< 5.00	33.0	1.18	32.9	< 0.25	561	1682	< 0.50	0.03
Effluent	F	30/01/96 22:00	123	1.04	< 0.25	732	< 0.02	< 0.02	0.06	< 5.00	39.2	2.05	32.8	< 0.25	699	2096	< 0.50	0.03
Effluent	F	31/01/96 10:00	135	0.90	< 0.25	1156	< 0.02	< 0.02	0.05	< 5.00	45.9	1.59	27.4	< 0.25	979	2938	< 0.50	0.03
Effluent	F	31/01/96 22:00	147	0.84	< 0.25	1148	< 0.02	< 0.02	0.03	< 5.00	45.0	2.02	29.5	< 0.25	965	2894	< 0.50	0.02
Effluent	F	01/02/96 10:00	159	0.81	< 0.25	1048	< 0.02	< 0.02	0.04	< 5.00	44.8	1.61	24.3	< 0.25	884	2652	< 0.50	0.03
Effluent	F	01/02/96 22:00	171	0.78	< 0.25	1125	< 0.02	< 0.02	0.07	< 5.00	34.4	1.21	23.5	< 0.25	927	2781	< 0.50	0.02
Effluent	F	02/02/96 10:00	183	0.99	< 0.25	1200	< 0.02	< 0.02	0.04	< 5.00	23.2	0.34	26.1	< 0.25	980	2940	< 0.50	0.02
Effluent	F	02/02/96 22:00	195	0.90	< 0.25	742	< 0.02	< 0.02	0.06	< 5.00	33.1	1.62	23.6	< 0.25	644	1931	< 0.50	0.03
Effluent	F	03/02/96 10:00	207	1.09	< 0.25	723	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	35.4	2.18	24.6	< 0.25	631	1892	< 0.50	0.02
Effluent	F	03/02/96 22:00	219	0.88	< 0.25	639	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	42.2	2.50	23.4	< 0.25	574	1722	< 0.50	0.04
Effluent	F	04/02/96 10:00	231	0.85	< 0.25	643	< 0.02	< 0.02	0.03	< 5.00	44.2	2.47	22.7	< 0.25	525	1732	< 0.50	0.04
Effluent	F	04/02/96 22:00	243	0.91	< 0.25	585	< 0.02	< 0.02	0.09	< 5.00	41.8	2.02	20.4	< 0.25	525	1576	< 0.50	0.02
Effluent	F	05/02/96 10:00	255	1.04	< 0.25	592	< 0.02	< 0.02	0.09	< 5.00	47.0	2.20	19.9	< 0.25	533	1598	< 0.50	0.04
Effluent	F	05/02/96 22:00	267	0.50	< 0.25	606	< 0.02	< 0.02	0.70	< 5.00	53.3	12.19	19.1	< 0.25	556	1669	< 0.50	0.22
Effluent	F	06/02/96 10:00	279	0.76	< 0.25	643	< 0.02	< 0.02	0.03	< 5.00	45.8	2.36	22.3	< 0.25	578	1735	< 0.50	0.03
Effluent	F	06/02/96 22:00	291	0.63	< 0.25	825	< 0.02	< 0.02	0.08	< 5.00	62.1	2.22	23.0	< 0.25	718	2155	< 0.50	0.03
Effluent	F	07/02/96 10:00	303	0.69	< 0.25	746	< 0.02	< 0.02	0.04	< 5.00	60.1	1.99	20.3	< 0.25	718	2155	< 0.50	0.03
Effluent	F	07/02/96 22:00	315	0.73	< 0.25	772	< 0.02	< 0.02	0.05	< 5.00	52.2	1.24	21.4	< 0.25	657	1971	< 0.50	0.03
		Moyenne		1.04	0.25	731	0.02	0.02	0.07	5.00	38.3	1.98	30.4	0.25	650	1949	0.50	0.04
		Médiane		0.95	0.25	644	0.02	0.02	0.04	5.00	37.3	1.60	25.3	0.25	578	1733	0.50	0.03

Test 2 : Analyses chimiques de l'effluent non-filtré

Source	F.I.L.T	Temps		Al mg/L	As mg/L	Ca mg/L	Cd mg/L	Cu mg/L	Fe mg/L	K mg/L	Mg mg/L	Mn mg/L	Na mg/L	Pb mg/L	S mg/L	SO4 mg/L	Se mg/L	Zn mg/L
		(date)	(hrs)															
Effluent	NF	25/01/96	18:00	1.43	< 0.25	460	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	21.7	1.10	42.6	< 0.25	437	1310	< 0.50	< 0.02
Effluent	NF	26/01/96	10:00	1.50	< 0.25	467	< 0.02	< 0.02	0.44	< 5.00	23.6	1.15	40.3	< 0.25	405	1216	< 0.50	0.09
Effluent	NF	27/01/96	10:00	1.65	< 0.25	489	< 0.02	< 0.02	0.22	< 5.00	24.0	1.19	54.0	< 0.25	421	1263	< 0.50	0.11
Effluent	NF	27/01/96	22:00	1.61	< 0.25	521	< 0.02	0.03	0.32	< 5.00	25.9	1.19	42.7	< 0.25	450	1351	< 0.50	0.16
Effluent	NF	28/01/96	10:00	1.33	< 0.25	537	< 0.02	< 0.02	0.27	< 5.00	26.2	1.09	34.5	< 0.25	462	1386	< 0.50	0.12
Effluent	NF	28/01/96	22:00	1.34	< 0.25	559	< 0.02	< 0.02	0.35	< 5.00	25.0	0.73	41.1	< 0.25	474	1423	< 0.50	0.16
Effluent	NF	29/01/96	10:00	1.42	< 0.25	577	< 0.02	0.03	0.40	< 5.00	28.0	0.94	39.9	< 0.25	492	1476	< 0.50	0.17
Effluent	NF	29/01/96	22:00	1.29	< 0.25	664	< 0.02	0.06	0.67	< 5.00	32.0	1.06	34.9	< 0.25	574	1721	< 0.50	0.30
Effluent	NF	30/01/96	10:00	1.28	< 0.25	640	< 0.02	0.03	0.40	< 5.00	33.2	1.23	36.6	< 0.25	553	1658	< 0.50	0.23
Effluent	NF	30/01/96	22:00	1.08	< 0.25	714	< 0.02	0.03	0.54	< 5.00	38.7	2.12	32.6	< 0.25	696	2087	< 0.50	0.27
Effluent	NF	31/01/96	10:00	0.90	< 0.25	1141	< 0.02	< 0.02	0.38	< 5.00	45.1	1.59	27.0	< 0.25	969	2908	< 0.50	0.19
Effluent	NF	31/01/96	22:00	1.11	< 0.25	1156	< 0.02	0.03	0.50	< 5.00	44.9	2.14	29.8	< 0.25	973	2919	< 0.50	0.22
Effluent	NF	01/02/96	10:00	0.88	< 0.25	1048	< 0.02	< 0.02	0.40	< 5.00	43.6	1.59	23.4	< 0.25	886	2659	< 0.50	0.20
Effluent	NF	01/02/96	22:00	0.93	< 0.25	1120	< 0.02	< 0.02	0.27	< 5.00	34.3	1.25	24.0	< 0.25	925	2774	< 0.50	0.12
Effluent	NF	02/02/96	10:00	1.16	< 0.25	1198	< 0.02	< 0.02	0.37	< 5.00	23.6	0.39	27.4	< 0.25	991	2974	< 0.50	0.17
Effluent	NF	02/02/96	22:00	1.01	< 0.25	841	< 0.02	0.03	0.49	< 5.00	33.7	1.72	24.0	< 0.25	711	2133	< 0.50	0.24
Effluent	NF	03/02/96	10:00	1.23	< 0.25	813	< 0.02	0.06	1.15	< 5.00	36.0	2.48	25.7	< 0.25	693	2078	< 0.50	0.61
Effluent	NF	03/02/96	22:00	1.24	< 0.25	632	< 0.02	0.10	1.81	< 5.00	42.4	2.70	23.9	< 0.25	575	1725	< 0.50	0.98
Effluent	NF	04/02/96	10:00	1.39	< 0.25	635	< 0.02	0.17	2.93	< 5.00	44.0	2.96	22.9	< 0.25	579	1736	< 0.50	1.55
Effluent	NF	04/02/96	22:00	1.08	< 0.25	588	< 0.02	0.07	1.41	< 5.00	42.5	2.21	21.5	< 0.25	535	1606	< 0.50	0.73
Moyenne				1.24	0.25	740	0.02	0.04	0.67	5.00	33.4	1.54	32.4	0.25	640	1920	0.50	0.33
Médiane				1.26	0.25	638	0.02	0.03	0.40	5.00	33.4	1.24	31.2	0.25	574	1723	0.50	0.20

Test 4 : Analyses chimiques du réacteur 1

Source	FILT	Temps (date)	(hrs)	Al mg/L	As mg/L	Ca mg/L	Cd mg/L	Cu mg/L	Fe mg/L	K mg/L	Mg mg/L	Mn mg/L	Na mg/L	Pb mg/L	S mg/L	SO4 mg/L	Se mg/L	Zn mg/L
Réacteur 1	F	17/02/96 12:00	0	0.64	< 0.25	348	0.18	< 0.02	1.48	< 5.00	85.3	107.01	17.6	< 0.25	458	1373	< 0.50	23.74
Réacteur 1	F	18/02/96 22:00	10	0.51	< 0.25	336	0.06	< 0.02	0.03	< 5.00	72.4	96.62	17.4	< 0.25	415	1246	< 0.50	5.75
Réacteur 1	F	19/02/96 10:00	46	0.48	< 0.25	413	0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	86.9	48.66	21.3	< 0.25	488	1464	< 0.50	1.50
Réacteur 1	F	20/02/96 10:00	70	0.57	< 0.25	320	< 0.02	0.07	0.83	< 5.00	73.5	16.90	20.4	< 0.25	376	1128	< 0.50	1.05
Réacteur 1	F	21/02/96 10:00	94	0.51	< 0.25	326	< 0.02	< 0.02	0.11	< 5.00	61.0	14.21	18.4	< 0.25	360	1081	< 0.50	0.51
Réacteur 1	F	22/02/96 10:00	118	0.44	< 0.25	413	0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	76.9	26.98	33.2	< 0.25	467	1402	< 0.50	0.62
Réacteur 1	F	23/02/96 10:00	142	0.43	< 0.25	434	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	85.0	31.02	36.8	< 0.25	504	1512	< 0.50	0.84
Réacteur 1	F	24/02/96 10:00	166	0.55	< 0.25	330	0.02	0.03	0.21	< 5.00	63.0	8.14	34.2	< 0.25	369	1108	< 0.50	0.48
Réacteur 1	F	25/02/96 10:00	190	0.50	< 0.25	355	< 0.02	0.04	0.51	< 5.00	64.1	20.25	27.4	< 0.25	400	1200	< 0.50	1.08
Réacteur 1	F	26/02/96 10:00	214	0.60	< 0.25	336	0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	57.2	4.80	32.5	< 0.25	362	1087	< 0.50	0.15
Réacteur 1	F	27/02/96 10:00	238	0.43	< 0.25	362	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	69.3	20.03	26.4	< 0.25	415	1246	< 0.50	0.75
Réacteur 1	F	28/02/96 10:00	262	< 0.25	< 0.25	366	0.02	< 0.02	0.17	< 5.00	78.0	37.48	25.3	< 0.25	397	1192	< 0.50	1.96
Réacteur 1	F	29/02/96 10:00	286	0.44	< 0.25	414	0.03	0.03	0.20	< 5.00	86.4	62.72	24.6	< 0.25	470	1410	< 0.50	4.43
Réacteur 1	F	01/03/96 10:00	310	0.65	< 0.25	375	0.05	< 0.02	0.36	< 5.00	83.2	84.37	19.8	< 0.25	447	1341	< 0.50	9.70
Réacteur 1	F	02/03/96 10:00	334	0.46	< 0.25	379	< 0.02	< 0.02	0.06	< 5.00	74.1	53.13	18.4	< 0.25	417	1250	< 0.50	2.29
Réacteur 1	F	03/03/96 10:00	358	< 0.25	< 0.25	401	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	75.4	40.84	18.2	< 0.25	425	1276	< 0.50	1.31
Réacteur 1	F	04/03/96 10:00	382	0.57	< 0.25	341	< 0.02	< 0.02	0.04	< 5.00	59.7	20.90	15.1	< 0.25	349	1047	< 0.50	0.53
Réacteur 1	F	05/03/96 10:00	406	0.72	< 0.25	388	0.06	< 0.02	0.11	< 5.00	75.3	24.17	23.3	< 0.26	407	1220	< 0.50	0.53
		Moyenne		0.50	0.25	369	0.04	0.03	0.24	5.00	73.7	39.90	23.9	0.25	418	1255	0.50	3.18
		Médiane		0.51	0.25	364	0.02	0.02	0.09	5.00	74.7	29.00	22.3	0.25	415	1246	0.50	1.07

Test 4 : Analyses chimiques du réacteur 2

Source	FILT	Temps (date)	(hrs)	Al mg/L	As mg/L	Ca mg/L	Cd mg/L	Cu mg/L	Fe mg/L	K mg/L	Mg mg/L	Mn mg/L	Na mg/L	Pb mg/L	S mg/L	SO4 mg/L	Se mg/L	Zn mg/L
Réacteur 2	F	17/02/96 12:00	0	0.55	< 0.25	505	< 0.02	< 0.02	0.09	< 5.00	47.3	3.82	16.5	< 0.25	464	1392	< 0.50	0.07
Réacteur 2	F	18/02/96 22:00	10	0.65	< 0.25	452	< 0.02	< 0.02	0.12	< 5.00	43.6	4.78	15.7	< 0.25	413	1240	< 0.50	< 0.02
Réacteur 2	F	19/02/96 10:00	22	0.51	< 0.25	550	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	53.5	4.45	21.1	< 0.25	542	1626	< 0.50	0.15
Réacteur 2	F	20/02/96 10:00	46	0.89	< 0.25	390	< 0.02	0.08	1.16	< 5.00	41.6	2.75	18.9	< 0.25	387	1160	< 0.50	1.04
Réacteur 2	F	21/02/96 10:00	70	0.78	< 0.25	421	< 0.02	0.03	0.53	< 5.00	41.7	3.55	18.1	< 0.25	414	1242	< 0.50	0.52
Réacteur 2	F	22/02/96 10:00	118	0.68	< 0.25	501	< 0.02	< 0.02	0.05	< 5.00	43.3	3.98	30.6	< 0.25	484	1452	< 0.50	0.25
Réacteur 2	F	23/02/96 10:00	142	0.70	< 0.25	535	< 0.02	0.03	0.03	< 5.00	44.1	3.33	34.8	< 0.25	516	1547	< 0.50	0.24
Réacteur 2	F	24/02/96 10:00	166	0.74	< 0.25	413	< 0.02	0.03	0.28	< 5.00	36.1	1.87	31.9	< 0.25	396	1189	< 0.50	0.25
Réacteur 2	F	25/02/96 10:00	190	0.79	< 0.25	477	< 0.02	0.05	0.58	< 5.00	38.4	2.82	28.6	< 0.25	456	1368	< 0.50	0.16
Réacteur 2	F	26/02/96 10:00	214	0.94	< 0.25	425	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	30.1	1.09	34.4	< 0.25	401	1202	< 0.50	0.06
Réacteur 2	F	27/02/96 10:00	238	0.83	< 0.25	496	< 0.02	< 0.02	0.02	< 5.00	42.6	2.21	28.2	< 0.25	483	1448	< 0.50	< 0.02
Réacteur 2	F	28/02/96 10:00	262	0.84	< 0.25	586	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	48.4	2.88	28.5	< 0.25	515	1546	< 0.50	0.08
Réacteur 2	F	29/02/96 10:00	286	1.97	< 0.25	720	< 0.02	< 0.02	0.11	5.94	55.0	3.69	30.4	< 0.25	632	1897	< 0.50	0.09
Réacteur 2	F	01/03/96 10:00	310	1.00	< 0.25	589	0.06	0.09	0.06	5.45	52.0	3.79	27.6	< 0.25	541	1623	< 0.50	0.15
Réacteur 2	F	02/03/96 10:00	334	0.91	< 0.25	523	< 0.02	< 0.02	< 0.02	5.24	46.9	3.28	20.5	< 0.25	479	1436	< 0.50	0.09
Réacteur 2	F	03/03/96 10:00	358	0.99	< 0.25	581	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	51.2	3.37	24.4	< 0.25	538	1614	< 0.50	0.08
Réacteur 2	F	04/03/96 10:00	382	0.86	< 0.25	460	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	42.9	2.73	18.3	< 0.25	423	1269	< 0.50	0.05
Réacteur 2	F	05/03/96 10:00	406	1.04	< 0.25	457	< 0.02	< 0.02	< 0.02	7.22	45.1	2.86	25.7	< 0.25	424	1272	< 0.50	< 0.02
		Moyenne		0.87	0.25	505	0.02	0.03	0.18	5.21	44.6	3.18	25.2	0.25	473	1418	0.50	0.21
		Médiane		0.84	0.25	499	0.02	0.02	0.04	5.00	43.9	3.31	26.6	0.25	471	1414	0.50	0.09

Test 4 : Analyses chimiques de l'effluent filtré

Source	FILT	Temps (date)		(hrs)	Al mg/L	As mg/L	Ca mg/L	Cd mg/L	Cu mg/L	Fe mg/L	K mg/L	Mg mg/L	Mn mg/L	Na mg/L	Pb mg/L	S mg/L	SO4 mg/L	Se mg/L	Zn mg/L	
		17/02/96	12:00	0																
Effluent	F	17/02/96	22:00	10	0.56	< 0.25	562	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	50.8	4.45	17.9	< 0.25	515	1546	< 0.50	< 0.02	
Effluent	F	18/02/96	10:00	22	0.39	< 0.25	438	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	47.0	4.84	17.1	< 0.25	410	1230	< 0.50	< 0.02	
Effluent	F	19/02/96	10:00	46	0.52	< 0.25	570	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	57.0	4.82	21.3	< 0.25	585	1754	< 0.50	< 0.02	
Effluent	F	20/02/96	10:00	70	0.71	< 0.25	377	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	39.7	2.03	19.3	< 0.25	386	1158	< 0.50	< 0.02	
Effluent	F	21/02/96	10:00	94	0.64	< 0.25	440	< 0.02	< 0.02	0.09	< 5.00	48.8	3.96	19.2	< 0.25	455	1365	< 0.50	< 0.02	
Effluent	F	22/02/96	10:00	118	0.60	< 0.25	575	< 0.02	< 0.02	0.03	< 5.00	50.1	4.54	32.8	< 0.25	579	1736	< 0.50	0.03	
Effluent	F	23/02/96	10:00	142	0.60	< 0.25	505	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	45.9	3.17	35.4	< 0.25	510	1530	< 0.50	< 0.02	
Effluent	F	24/02/96	10:00	166	0.65	< 0.25	426	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	38.6	1.87	32.2	< 0.25	428	1284	< 0.50	< 0.02	
Effluent	F	25/02/96	10:00	190	0.64	< 0.25	442	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	39.5	2.48	28.3	< 0.25	441	1322	< 0.50	< 0.02	
Effluent	F	26/02/96	10:00	214	0.94	< 0.25	418	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	31.0	0.96	30.9	< 0.25	401	1204	< 0.50	0.05	
Effluent	F	27/02/96	10:00	238	0.84	< 0.25	426	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	38.2	1.74	27.9	< 0.25	421	1263	< 0.50	< 0.02	
Effluent	F	28/02/96	10:00	262	0.47	< 0.25	490	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	38.2	2.42	23.2	< 0.25	448	1345	< 0.50	0.03	
Effluent	F	29/02/96	10:00	286	1.09	< 0.25	544	< 0.02	< 0.02	0.05	< 5.00	47.6	2.87	28.0	< 0.25	501	1504	< 0.50	0.09	
Effluent	F	01/03/96	10:00	310	1.17	< 0.25	583	< 0.02	< 0.02	0.07	5.43	52.6	3.93	27.1	< 0.25	550	1650	< 0.50	0.10	
Effluent	F	02/03/96	10:00	334	1.30	< 0.25	585	< 0.02	0.08	< 0.02	< 5.00	54.0	3.95	29.4	< 0.25	565	1695	< 0.50	0.08	
Effluent	F	03/03/96	10:00	358	1.17	< 0.25	643	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	57.1	3.82	26.7	< 0.25	616	1849	< 0.50	0.10	
Effluent	F	04/03/96	10:00	382	2.98	< 0.25	711	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	67.0	4.29	33.1	1.24	687	2060	< 0.50	0.14	
Effluent	F	05/03/96	10:00	406	0.95	< 0.25	676	< 0.02	< 0.02	0.03	< 5.00	70.4	4.69	42.0	< 0.25	671	2012	< 0.50	0.09	
		Moyenne			0.90	0.25	523	0.02	0.02	0.03	5.02	48.5	3.38	27.3	0.31	509	1528	0.50	0.05	
		Mediane			0.68	0.25	524	0.02	0.02	0.02	5.00	48.2	3.88	28.0	0.25	506	1517	0.50	0.03	

Test 4 : Analyses chimiques de l'effluent non-filtré

Source	FILT	Temps (date)	(hrs)	Al mg/L	As mg/L	Ca mg/L	Cd mg/L	Cu mg/L	Fe mg/L	K mg/L	Mg mg/L	Mn mg/L	Na mg/L	Pb mg/L	S mg/L	SO4 mg/L	Se mg/L	Zn mg/L
		17/02/96 12:00	0															
Effluent	NF	19/02/96 10:00	46	0.42	< 0.25	558	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	55.7	3.96	20.8	< 0.25	554	1661	< 0.50	< 0.02
Effluent	NF	20/02/96 10:00	70	0.74	< 0.25	379	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	39.3	2.05	19.7	< 0.25	377	1132	< 0.50	0.09
Effluent	NF	21/02/96 10:00	94	0.73	< 0.25	441	< 0.02	0.04	0.64	< 5.00	49.0	4.10	18.9	< 0.25	446	1338	< 0.50	0.56
Effluent	NF	22/02/96 10:00	118	0.66	< 0.25	557	< 0.02	0.03	0.33	< 5.00	48.2	4.45	30.1	< 0.25	542	1625	< 0.50	0.32
Effluent	NF	23/02/96 10:00	142	0.68	< 0.25	503	< 0.02	0.05	0.78	< 5.00	44.9	3.26	34.4	< 0.25	497	1491	< 0.50	0.62
Effluent	NF	24/02/96 10:00	166	0.69	< 0.25	420	< 0.02	< 0.02	0.24	< 5.00	38.5	1.98	32.2	< 0.25	412	1235	< 0.50	0.25
Effluent	NF	25/02/96 10:00	190	0.82	< 0.25	453	< 0.02	0.05	0.68	< 5.00	40.6	2.71	29.2	< 0.25	440	1321	< 0.50	0.54
Effluent	NF	26/02/96 10:00	214	1.56	< 0.25	435	< 0.02	0.24	3.72	< 5.00	32.6	1.49	33.0	< 0.25	412	1236	< 0.50	2.78
Effluent	NF	27/02/96 10:00	238	2.52	< 0.25	429	< 0.02	0.55	8.32	< 5.00	39.3	2.82	28.4	< 0.25	416	1247	< 0.50	6.10
Effluent	NF	28/02/96 10:00	262	1.22	< 0.25	512	< 0.02	0.29	3.40	< 5.00	44.6	2.96	27.2	< 0.25	469	1408	< 0.50	2.54
Effluent	NF	29/02/96 10:00	286	1.15	< 0.25	488	< 0.02	0.09	0.70	< 5.00	43.3	2.65	27.0	< 0.25	447	1341	< 0.50	0.55
Effluent	NF	01/03/96 10:00	310	0.60	< 0.25	559	< 0.02	0.06	0.57	< 5.00	54.6	3.83	28.9	< 0.25	514	1543	< 0.50	0.40
Effluent	NF	02/03/96 10:00	334	0.94	< 0.25	482	< 0.02	< 0.02	0.60	5.14	47.5	3.34	24.1	< 0.25	443	1328	< 0.50	0.43
Effluent	NF	03/03/96 10:00	358	1.34	< 0.25	568	0.07	0.30	3.41	< 5.00	46.7	3.92	24.4	< 0.25	522	1565	< 0.50	2.33
Effluent	NF	04/03/96 10:00	382	1.83	< 0.25	556	< 0.02	0.39	6.60	6.42	49.3	4.07	22.8	< 0.25	522	1566	< 0.50	4.40
Effluent	NF	05/03/1996 10:00	406	2.12	< 0.25	440	< 0.02	0.47	6.69	< 5.00	43.6	3.69	20.0	< 0.25	414	1242	< 0.50	4.71
		Moyenne		1.13	0.25	486	0.02	0.17	2.30	5.10	44.9	3.21	26.3	0.25	464	1392	0.50	1.67
		Mediane		0.88	0.25	485	0.02	0.06	0.69	5.00	44.8	3.30	27.1	0.25	446	1339	0.50	0.56

Test 6 : Analyses chimiques de l'alimentation

Source	FILT	Temps (date)		Al mg/L	As mg/L	Ca mg/L	Cd mg/L	Cu mg/L	Fe mg/L	K mg/L	Mg mg/L	Mn mg/L	Na mg/L	Pb mg/L	S mg/L	SO4 mg/L	Se mg/L	Zn mg/L	
		(hrs)	(date)																
DMA	NF	20/03/96	14:00	0															
DMA	NF	21/03/96	10:00	20	45.77	102	0.26	9.81	200	< 5.00	73.0	33.9	26.3	0.43	497	1490	< 0.50	168	
DMA	NF	22/03/96	10:00	44	53.08	114	0.29	20.17	317	< 5.00	77.5	38.4	29.8	0.67	631	1892	< 0.50	194	
DMA	NF	23/03/96	10:00	68	45.54	93	0.24	12.23	164	< 5.00	59.1	32.3	31.6	0.58	434	1303	< 0.50	141	
DMA	NF	24/03/96	10:00	92	41.47	87	0.21	5.92	108	< 5.00	58.7	31.7	26.8	<	382	1146	< 0.50	129	
DMA	NF	25/03/96	10:00	116	52.02	97	0.31	22.46	274	< 5.00	68.3	33.0	26.9	0.44	571	1714	< 0.50	177	
DMA	NF	26/03/96	10:00	140	46.33	97	0.24	12.08	190	< 5.00	63.9	32.9	30.9	0.41	477	1431	< 0.50	152	
DMA	NF	27/03/96	10:00	164	49.63	94	0.26	19.05	259	< 5.00	64.1	31.0	31.1	0.71	531	1592	< 0.50	164	
DMA	NF	28/03/96	10:00	188	49.90	94	0.29	18.09	226	< 5.00	66.7	29.8	27.5	0.57	523	1569	< 0.50	171	
DMA	NF	29/03/96	10:00	212	53.29	109	0.30	15.14	264	< 5.00	81.3	38.5	30.3	0.71	595	1785	< 0.50	191	
		Moyenne			48.56	98	0.27	14.99	222	5.00	68.1	33.5	29.0	0.53	516	1547	0.50	165	
		Médiane			49.63	97	0.26	15.14	226	5.00	66.7	32.9	29.8	0.57	523	1569	0.50	168	

Test 6 : Analyses chimiques du réacteur 1

Source	FILT	Temps (date)		Al mg/L	As mg/L	Ca mg/L	Cd mg/L	Cu mg/L	Fe mg/L	K mg/L	Mg mg/L	Mn mg/L	Na mg/L	Pb mg/L	S mg/L	SO4 mg/L	Se mg/L	Zn mg/L	
		(hrs)	(date)																
Réacteur 1	F	20/03/96	14:00	0															
Réacteur 1	F	21/03/96	10:00	20	0.70	391	0.08	< 0.02	0.10	< 5.00	88.3	97.98	26.1	< 0.25	458	1374	< 0.50	8.10	
Réacteur 1	F	22/03/96	10:00	44	0.56	479	0.04	< 0.02	0.05	< 5.00	95.6	88.65	28.3	< 0.25	512	1535	< 0.50	3.58	
Réacteur 1	F	23/03/96	10:00	68	0.52	462	<	< 0.02	0.11	< 5.00	81.2	23.13	29.6	< 0.25	432	1295	< 0.50	0.41	
Réacteur 1	F	24/03/96	10:00	92	1.08	415	< 0.02	0.15	2.79	< 5.00	80.1	18.38	24.9	< 0.25	388	1164	< 0.50	2.43	
Réacteur 1	F	25/03/96	10:00	116	0.51	513	< 0.02	0.02	0.10	< 5.00	101.5	34.99	24.9	< 0.25	486	1458	< 0.50	1.22	
Réacteur 1	F	26/03/96	10:00	140	0.62	501	<	< 0.02	< 0.02	< 5.00	96.4	23.31	28.4	< 0.25	467	1401	< 0.50	0.66	
Réacteur 1	F	27/03/96	10:00	164	0.53	432	0.03	< 0.02	0.04	< 5.00	95.9	63.24	30.7	< 0.25	445	1335	< 0.50	5.75	
Réacteur 1	F	28/03/96	10:00	188	0.53	444	0.05	< 0.02	< 0.02	< 5.00	108.3	73.68	26.7	< 0.25	473	1418	< 0.50	6.08	
Réacteur 1	F	29/03/96	10:00	212	0.57	470	0.05	< 0.02	0.07	< 5.00	115.3	75.32	30.4	< 0.25	493	1479	< 0.50	6.52	
		Moyenne			0.62	456	0.04	0.03	0.37	5.00	95.8	55.41	27.8	0.25	461	1384	0.50	3.86	
		Médiane			0.56	462	0.03	0.02	0.07	5.00	95.9	63.24	28.3	0.25	467	1401	0.50	3.58	

Test 6 : Analyses chimiques du réacteur 2

Source	FLT	Temps (date)	(hrs)	Al mg/L	As mg/L	Ca mg/L	Cd mg/L	Cu mg/L	Fe mg/L	K mg/L	Mg mg/L	Mn mg/L	Na mg/L	Pb mg/L	S mg/L	SO4 mg/L	Se mg/L	Zn mg/L
Réacteur 2	F	20/03/96 14:00	0	0.60	< 0.25	493	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	49.8	3.97	30.0	< 0.25	473	1420	< 0.50	< 0.02
Réacteur 2	F	22/03/96 10:00	20	0.61	< 0.25	557	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	47.4	4.22	32.5	< 0.25	506	1519	< 0.50	< 0.02
Réacteur 2	F	23/03/96 10:00	44	0.90	< 0.25	516	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	41.4	2.49	33.1	< 0.25	463	1389	< 0.50	< 0.02
Réacteur 2	F	24/03/96 10:00	68	0.91	< 0.25	438	< 0.02	< 0.02	< 0.16	< 5.00	41.0	2.28	29.5	< 0.25	409	1226	< 0.50	< 0.07
Réacteur 2	F	25/03/96 10:00	92	0.82	< 0.25	521	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	49.1	2.67	29.7	< 0.25	484	1451	< 0.50	< 0.02
Réacteur 2	F	26/03/96 10:00	116	0.78	< 0.25	504	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	44.6	1.92	31.6	< 0.25	480	1439	< 0.50	< 0.02
Réacteur 2	F	27/03/96 10:00	140	0.75	< 0.25	478	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	44.7	2.13	35.7	< 0.25	459	1378	< 0.50	< 0.02
Réacteur 2	F	28/03/96 10:00	164	0.69	< 0.25	532	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	51.8	2.80	31.9	< 0.25	497	1491	< 0.50	< 0.02
Réacteur 2	F	29/03/96 10:00	188	0.78	< 0.25	525	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	49.5	2.69	33.7	< 0.25	489	1468	< 0.50	< 0.02
		Moyenne		0.76	0.25	507	0.02	0.02	0.04	5.00	46.6	2.80	32.0	0.25	473	1420	0.50	0.03
		Médiane		0.78	0.25	516	0.02	0.02	0.02	5.00	47.4	2.67	31.9	0.25	480	1439	0.50	0.02

Test 6 : Analyses chimiques de l'effluent filtré

Source	FILT	Temps (date)	(hrs)	Al mg/L	As mg/L	Ca mg/L	Cd mg/L	Cu mg/L	Fe mg/L	K mg/L	Mg mg/L	Mn mg/L	Na mg/L	Pb mg/L	S mg/L	SO4 mg/L	Se mg/L	Zn mg/L	
		20/03/96 14:00	0																
Effluent	F	21/03/96 10:00	20	0.59	< 0.25	502	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	51.8	4.10	31.4	< 0.25	472	1415	< 0.50	< 0.02	
Effluent	F	22/03/96 10:00	44	0.79	< 0.25	507	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	45.8	3.77	35.1	< 0.25	463	1390	< 0.50	< 0.02	
Effluent	F	23/03/96 10:00	68	0.82	< 0.25	497	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	44.6	2.48	36.4	< 0.25	460	1379	< 0.50	< 0.02	
Effluent	F	24/03/96 10:00	92	0.90	< 0.25	472	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	45.1	2.38	31.6	< 0.25	433	1298	< 0.50	< 0.02	
Effluent	F	25/03/96 10:00	116	0.84	< 0.25	520	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	50.8	2.43	31.5	< 0.25	476	1427	< 0.50	< 0.02	
Effluent	F	26/03/96 10:00	140	0.81	< 0.25	541	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	47.7	2.03	34.0	< 0.25	486	1457	< 0.50	< 0.02	
Effluent	F	27/03/96 10:00	164	0.94	< 0.25	497	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	44.6	1.97	36.3	< 0.25	449	1347	< 0.50	< 0.02	
Effluent	F	28/03/96 10:00	188	0.72	< 0.25	535	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	53.6	2.89	34.4	< 0.25	490	1470	< 0.50	< 0.02	
Effluent	F	29/03/96 10:00	212	0.70	< 0.25	524	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	48.9	2.61	32.1	< 0.25	481	1443	< 0.50	< 0.02	
		Moyenne		0.79	0.25	511	0.02	0.02	0.02	5.00	48.1	2.74	33.6	0.25	468	1403	0.50	0.02	
		Médiane		0.81	0.25	507	0.02	0.02	0.02	5.00	47.7	2.48	34.0	0.25	472	1415	0.50	0.02	

Test 6 : Analyses chimiques de l'effluent non-filtré

Source	FILT	Temps (date)	(hrs)	Al mg/L	As mg/L	Ca mg/L	Cd mg/L	Cu mg/L	Fe mg/L	K mg/L	Mg mg/L	Mn mg/L	Na mg/L	Pb mg/L	S mg/L	SO4 mg/L	Se mg/L	Zn mg/L	
		20/03/96 14:00	0																
Effluent	NF	21/03/96 10:00	20	0.92	< 0.25	510	< 0.02	0.07	1.26	< 5.00	52.3	4.38	29.0	< 0.25	473	1418	< 0.50	0.96	
Effluent	NF	22/03/96 10:00	44	1.49	< 0.25	528	< 0.02	0.20	3.62	< 5.00	47.3	4.53	31.4	< 0.25	468	1405	< 0.50	2.63	
Effluent	NF	23/03/96 10:00	68	1.66	< 0.25	518	< 0.02	0.21	3.84	< 5.00	45.7	3.14	35.0	< 0.25	456	1367	< 0.50	2.76	
Effluent	NF	24/03/96 10:00	92	2.43	< 0.25	478	< 0.02	0.41	6.71	< 5.00	45.9	3.49	30.1	< 0.25	431	1292	< 0.50	5.16	
Effluent	NF	25/03/96 10:00	116	2.40	< 0.25	514	< 0.02	0.39	6.54	< 5.00	50.8	3.49	29.7	< 0.25	470	1410	< 0.50	5.21	
Effluent	NF	26/03/96 10:00	140	2.70	< 0.25	528	< 0.02	0.48	7.83	< 5.00	47.7	3.21	33.3	< 0.25	486	1457	< 0.50	6.10	
Effluent	NF	27/03/96 10:00	164	1.33	< 0.25	480	< 0.02	0.11	1.80	< 5.00	43.3	2.20	37.8	< 0.25	443	1330	< 0.50	1.28	
Effluent	NF	28/03/96 10:00	188	1.01	< 0.25	512	< 0.02	0.07	1.13	< 5.00	52.4	3.00	34.7	< 0.25	485	1454	< 0.50	0.89	
Effluent	NF	29/03/96 10:00	212	1.25	< 0.25	510	< 0.02	0.14	2.20	< 5.00	48.1	2.88	34.6	< 0.25	482	1446	< 0.50	1.74	
		Moyenne		1.69	0.25	509	0.02	0.23	3.88	5.00	48.2	3.37	32.8	0.25	466	1398	0.50	2.97	
		Médiane		1.49	0.25	512	0.02	0.20	3.62	5.00	47.7	3.21	33.3	0.25	470	1410	0.50	2.63	

Test 7 : Analyses chimiques de l'alimentation

Source	FILT	Temps (date)		Al mg/L	As mg/L	Ca mg/L	Cd mg/L	Cu mg/L	Fe mg/L	K mg/L	Mg mg/L	Mn mg/L	Na mg/L	Pb mg/L	S mg/L	SO4 mg/L	Se mg/L	Zn mg/L	
		(hrs)	(date)																
DMA	NF	29/03/96	13:00	0															
DMA	NF	30/03/96	10:00	21	< 0.25	103	0.24	10.39	198	< 5.00	70.5	36.8	27.9	0.70	496	1489	< 0.50	161	
DMA	NF	31/03/96	10:00	45	< 0.25	103	0.30	15.22	242	< 5.00	75.8	36.7	25.9	0.53	553	1659	< 0.50	183	
DMA	NF	01/04/96	10:00	69	< 0.25	87	0.26	8.57	108	< 5.00	59.5	32.1	24.6	0.31	388	1165	< 0.50	138	
DMA	NF	02/04/96	10:00	93	< 0.25	96	0.30	18.25	263	< 5.00	69.7	31.3	25.1	0.45	547	1642	< 0.50	177	
DMA	NF	03/04/96	10:00	117	< 0.25	107	0.25	10.35	210	< 5.00	73.6	39.1	26.8	0.81	515	1546	< 0.50	168	
DMA	NF	04/04/96	10:00	141	< 0.25	117	0.27	10.07	97	< 5.00	87.0	41.0	28.4	0.87	555	1664	< 0.50	194	
		Moyenne		50.64	0.25	102	0.27	12.14	186	5.00	72.7	36.1	26.4	0.61	509	1528	0.50	170	
		Médiane		51.78	0.25	103	0.27	10.37	204	5.00	72.0	36.7	26.3	0.62	531	1594	0.50	173	

Test 7 : Analyses chimiques du réacteur 1

Source	FILT	Temps (date)		Al mg/L	As mg/L	Ca mg/L	Cd mg/L	Cu mg/L	Fe mg/L	K mg/L	Mg mg/L	Mn mg/L	Na mg/L	Pb mg/L	S mg/L	SO4 mg/L	Se mg/L	Zn mg/L	
		(hrs)	(date)																
Réacteur 1	F	29/03/96	13:00	0															
Réacteur 1	F	30/03/96	10:00	21	< 0.25	460	0.06	< 0.02	0.04	< 5.00	93.6	99.19	28.7	< 0.25	467	1400	< 0.50	3.71	
Réacteur 1	F	31/03/96	10:00	45	< 0.25	436	0.04	< 0.02	< 0.02	< 5.00	97.9	50.09	28.4	< 0.25	498	1493	< 0.50	0.98	
Réacteur 1	F	01/04/96	10:00	69	< 0.25	397	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	86.3	21.87	26.0	< 0.25	430	1289	< 0.50	0.17	
Réacteur 1	F	02/04/96	10:00	93	< 0.25	395	0.04	< 0.02	< 0.02	< 5.00	103.3	63.54	28.6	< 0.25	481	1444	< 0.50	2.13	
Réacteur 1	F	03/04/96	10:00	117	< 0.25	400	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	94.7	46.24	27.7	< 0.25	474	1422	< 0.50	0.97	
Réacteur 1	F	04/04/96	10:00	141	< 0.25	352	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	91.0	56.12	31.1	< 0.25	453	1358	< 0.50	1.53	
		Moyenne		0.51	0.25	407	0.03	0.02	0.02	5.00	94.5	56.18	28.4	0.25	467	1401	0.50	1.58	
		Médiane		0.50	0.25	398	0.03	0.02	0.02	5.00	94.2	53.11	28.5	0.25	470	1411	0.50	1.26	

Test 7 : Analyses chimiques du réacteur 2

Source	FILT	Temps (date)		Al mg/L	As mg/L	Ca mg/L	Cd mg/L	Cu mg/L	Fe mg/L	K mg/L	Mg mg/L	Mn mg/L	Na mg/L	Pb mg/L	S mg/L	SO4 mg/L	Se mg/L	Zn mg/L	
		(hrs)	(date)																
Réacteur 2	F	29/03/96	13:00	0															
Réacteur 2	F	30/03/96	10:00	21	< 0.25	500	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	41.9	3.84	33.0	< 0.25	469	1407	< 0.50	< 0.02	
Réacteur 2	F	31/03/96	10:00	45	< 0.25	522	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	47.8	3.79	31.7	< 0.25	495	1484	< 0.50	< 0.02	
Réacteur 2	F	01/04/96	10:00	69	< 0.25	512	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	40.7	2.76	29.1	< 0.25	465	1394	< 0.50	< 0.02	
Réacteur 2	F	02/04/96	10:00	93	< 0.25	530	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	46.8	2.88	30.5	< 0.25	490	1469	< 0.50	< 0.02	
Réacteur 2	F	03/04/96	10:00	117	< 0.25	561	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	46.5	3.09	30.2	< 0.25	500	1501	< 0.50	< 0.02	
Réacteur 2	F	04/04/96	10:00	141	< 0.25	556	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	46.8	3.26	30.2	< 0.25	498	1494	< 0.50	< 0.02	
		Moyenne		0.65	0.25	530	0.02	0.02	0.02	5.00	45.1	3.27	30.8	0.25	486	1458	0.50	0.02	
		Médiane		0.68	0.25	526	0.02	0.02	0.02	5.00	46.6	3.18	30.4	0.25	492	1477	0.50	0.02	

Test 7 : Analyses chimiques de l'effluent filtré

Source	FILT	Temps (date)	(hrs)	Al mg/L	As mg/L	Ca mg/L	Cd mg/L	Cu mg/L	Fe mg/L	K mg/L	Mg mg/L	Mn mg/L	Na mg/L	Pb mg/L	S mg/L	SO4 mg/L	Se mg/L	Zn mg/L	
		29/03/96 13:00	0																
Effluent	F	30/03/96 10:00	21	0.76	< 0.25	534	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	48.0	4.30	33.1	< 0.25	482	1445	< 0.50	< 0.02	
Effluent	F	31/03/96 10:00	45	0.71	< 0.25	550	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	51.3	3.67	29.3	< 0.25	498	1494	< 0.50	< 0.02	
Effluent	F	01/04/96 10:00	69	0.76	< 0.25	544	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	48.9	2.91	30.0	< 0.25	489	1468	< 0.50	< 0.02	
Effluent	F	02/04/96 10:00	93	0.70	< 0.25	521	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	46.6	2.72	30.7	< 0.25	464	1392	< 0.50	< 0.02	
Effluent	F	03/04/96 10:00	117	0.63	< 0.25	575	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	48.3	3.12	29.2	< 0.25	506	1517	< 0.50	< 0.02	
Effluent	F	04/04/96 10:00	141	0.55	< 0.25	579	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	48.9	3.46	30.5	< 0.25	509	1526	< 0.50	< 0.02	
		Moyenne		0.69	0.25	550	0.02	0.02	0.02	5.00	48.7	3.36	30.5	0.25	491	1474	0.50	0.02	
		Médiane		0.71	0.25	547	0.02	0.02	0.02	5.00	48.6	3.29	30.3	0.25	494	1481	0.50	0.02	

Test 7 : Analyses chimiques de l'effluent non-filtré

Source	FILT	Temps (date)	(hrs)	Al mg/L	As mg/L	Ca mg/L	Cd mg/L	Cu mg/L	Fe mg/L	K mg/L	Mg mg/L	Mn mg/L	Na mg/L	Pb mg/L	S mg/L	SO4 mg/L	Se mg/L	Zn mg/L	
		29/03/96 13:00	0																
Effluent	NF	30/03/96 10:00	21	1.15	< 0.25	519	< 0.02	0.08	1.22	< 5.00	46.4	4.45	34.0	< 0.25	481	1442	< 0.50	0.95	
Effluent	NF	31/03/96 10:00	45	1.34	< 0.25	531	< 0.02	0.15	2.26	< 5.00	50.3	4.00	30.9	< 0.25	498	1494	< 0.50	1.88	
Effluent	NF	01/04/96 10:00	69	1.41	< 0.25	518	< 0.02	0.16	2.50	< 5.00	47.2	3.24	30.8	< 0.25	483	1449	< 0.50	2.07	
Effluent	NF	02/04/96 10:00	93	1.11	< 0.25	508	< 0.02	0.06	1.06	< 5.00	45.5	2.87	31.6	< 0.25	463	1390	< 0.50	0.84	
Effluent	NF	03/04/96 10:00	117	1.53	< 0.25	555	< 0.02	0.20	3.14	< 5.00	47.5	3.55	31.0	< 0.25	502	1505	< 0.50	2.51	
Effluent	NF	04/04/96 10:00	141	0.42	< 0.25	554	< 0.02	< 0.02	< 0.02	< 5.00	47.9	3.09	31.7	< 0.25	507	1520	< 0.50	0.28	
		Moyenne		1.16	0.25	531	0.02	0.11	1.70	5.00	47.5	3.53	31.6	0.25	489	1467	0.50	1.42	
		Médiane		1.25	0.25	525	0.02	0.12	1.74	5.00	47.4	3.40	31.3	0.25	491	1472	0.50	1.42	

ANNEXE III

Résultats d'analyse des solides

(Centre de technologie Noranda, Barringer Laboratories, Huffman Laboratories)

Échantillons solides analysés au CTN

Date	Identification	Al %	As %	Ca %	Cd %	Cu %	Fe %	K %	Mg %	Mn %	Na %	Pb %	S %	Se %	Zn %
19/01/96	Test 1 Boues	3.39	<0.001	4.09	0.014	1.12	24.2	0.02	3.26	2.87	0.047	0.038	3.83	0.006	14.63
19/01/96	Test 1 R#1	3.50	<0.001	2.89	0.016	1.16	24.6	0.02	3.02	2.98	0.030	0.040	2.81	0.005	15.19
25/2/96	Test 4B R#1	4.08	<0.001	1.10	0.021	1.16	23.1	0.02	1.32	2.37	0.028	0.064	2.11	0.002	16.79
25/2/96	Test 4B R#2	3.98	<0.001	1.55	0.021	1.15	22.6	0.02	1.39	2.41	0.028	0.064	2.13	0.002	16.40
25/2/96	Test 4B Boues	4.02	<0.001	1.71	0.021	1.24	22.6	0.02	1.42	2.51	0.037	0.067	2.16	0.002	16.11
27/2/96	Test 4C R#1	4.50	<0.001	0.87	0.017	1.05	22.4	0.02	1.01	1.83	0.029	0.046	1.62	0.002	16.38
27/2/96	Test 4C R#2	4.59	<0.001	1.28	0.016	1.02	22.8	0.02	1.04	1.84	0.030	0.044	1.54	0.002	16.62
27/2/96	Test 4C Boues	4.55	<0.001	1.64	0.020	1.30	22.7	0.02	1.33	2.27	0.037	0.054	1.90	0.003	16.64
28/2/96	Test 4C R#1	4.47	<0.001	0.84	0.019	1.31	22.6	0.02	1.20	2.02	0.033	0.054	1.92	0.003	16.28
28/2/96	Test 4C R#2	4.42	<0.001	1.34	0.017	1.16	22.0	0.02	1.17	1.91	0.031	0.047	1.62	0.002	15.93
28/2/96	Test 4C Boues	4.57	<0.001	1.58	0.019	1.28	23.0	0.02	1.29	2.11	0.041	0.052	1.87	0.002	16.60
4/3/96	Test 4D R#1	4.41	<0.001	0.97	0.016	1.08	24.0	0.02	1.16	2.00	0.033	0.032	1.72	0.002	16.06
4/3/96	Test 4D R#2	4.25	<0.001	1.59	0.018	1.22	23.1	0.02	1.35	2.29	0.038	0.037	1.93	0.003	15.51
4/3/96	Test 4D Boues	4.35	<0.001	1.81	0.017	1.09	23.2	0.02	1.28	2.19	0.047	0.037	2.07	0.003	15.98
15/03/96	Test 5B R#1	3.93	<0.002	2.90	0.023	1.14	20.0	<0.05	2.53	2.72	0.048	0.073	2.30	0.010	14.37
15/03/96	Test 5B Boues	3.87	<0.002	3.17	0.021	1.14	20.1	<0.05	2.52	2.70	0.076	0.077	2.53	0.011	14.07
17/3/96	Test 5B R#1	4.14	<0.001	2.42	0.018	0.96	21.0	0.02	2.11	2.32	0.041	0.049	1.85	0.003	16.43
17/3/96	Test 5B Boues	4.37	<0.001	2.50	0.018	0.95	22.0	0.02	2.11	2.31	0.034	0.048	1.93	0.002	17.16
26/3/96	Test 6 R#1	4.82	<0.002	1.40	0.023	1.19	20.3	<0.05	1.92	2.78	0.043	0.052	2.35	0.011	16.25
26/3/96	Test 6 R#2	4.68	<0.002	2.08	0.024	1.16	19.4	<0.05	2.08	2.88	0.043	0.053	2.34	0.011	15.62
26/3/96	Test 6 Boues	4.87	<0.002	2.33	0.025	1.25	20.2	<0.05	2.20	3.08	0.061	0.058	2.60	0.012	16.45
03/4/96	Test 7 R#1	5.09	<0.002	0.82	0.025	1.24	19.3	<0.05	2.16	2.67	0.043	0.055	3.09	0.011	16.08
03/4/96	Test 7 R#2	4.88	<0.002	1.48	0.024	1.22	19.1	<0.05	2.24	2.77	0.040	0.053	2.95	0.009	15.48
03/4/96	Test 7 Boues	5.16	<0.002	1.75	0.026	1.28	19.8	<0.05	2.33	2.91	0.049	0.058	3.18	0.009	16.40

Échantillons solides analysés au laboratoire Barringer

Date	Identification	Ag %	Al %	Ba %	Be %	Ca %	Cd %	Co %	Cr %	Cu %	Fe %	K %	Mg %	Mn %
28/2/96	Test 4C R#1	<0.001	4.39	0.003	<0.001	1.07	0.020	0.099	0.002	1.60	21.9	0.049	1.56	2.58
28/2/96	Test 4C R#2	<0.001	4.16	0.002	<0.001	1.83	0.020	0.094	0.002	1.52	20.8	0.026	1.66	2.69
28/2/96	Test 4C Boues	<0.001	4.08	0.002	<0.001	1.94	0.020	0.094	0.003	1.51	20.4	0.021	1.60	2.62
17/3/96	Test 5B R#1	<0.001	3.73	0.002	<0.001	2.89	0.018	0.082	<0.001	1.10	19.9	<0.005	2.54	3.00
17/3/96	Test 5B Boues	<0.001	3.69	0.002	<0.001	2.98	0.018	0.084	0.001	1.09	18.7	<0.005	2.51	2.90
28/3/96	Test 6 R#1	<0.001	4.49	0.002	<0.001	1.06	0.021	0.094	<0.001	1.22	20.5	0.065	1.96	2.93
28/3/96	Test 6 R#2	<0.001	4.20	0.002	<0.001	1.87	0.020	0.091	0.002	1.15	18.3	0.006	2.01	2.76
28/3/96	Test 6 Boues	<0.001	4.21	0.002	<0.001	1.98	0.020	0.089	0.001	1.15	19.7	0.008	2.03	2.97
04/4/96	Test 7 R#1	<0.001	4.57	0.002	<0.001	0.79	0.021	0.092	0.002	1.19	18.1	0.051	2.06	2.66
04/4/96	Test 7 R#2	<0.001	4.42	0.002	<0.001	1.55	0.020	0.091	0.001	1.18	18.5	0.054	2.19	2.86
04/4/96	Test 7 Boues	<0.001	4.52	0.002	<0.001	1.63	0.021	0.091	<0.001	1.18	19.3	0.054	2.21	3.02

(continué)

	Mo %	Na %	Ni %	P %	Pb %	S %	Sr %	Th %	Ti %	V %	Zn %	Zr %
28/2/96 Test 4C R#1	0.002	0.044	0.011	0.082	0.089	2.14	<0.001	<0.001	0.008	<0.001	15.3	<0.001
28/2/96 Test 4C R#2	0.003	0.017	0.011	0.033	0.087	2.10	<0.001	<0.001	0.007	<0.001	15.0	<0.001
28/2/96 Test 4C Boues	0.003	0.012	0.010	<0.001	0.082	2.28	<0.001	<0.001	0.008	<0.001	14.1	<0.001
17/3/96 Test 5B R#1	<0.002	<0.005	0.010	0.081	0.072	2.12	0.002	<0.001	0.004	<0.001	15.0	<0.001
17/3/96 Test 5B Boues	<0.002	<0.005	0.009	0.046	0.074	2.30	0.002	<0.001	0.004	<0.001	14.5	<0.001
28/3/96 Test 6 R#1	<0.002	0.121	0.011	0.029	0.073	2.36	<0.001	<0.001	0.005	<0.001	17.0	<0.001
28/3/96 Test 6 R#2	0.002	<0.005	0.010	0.080	0.068	2.10	<0.001	<0.001	0.005	<0.001	14.7	<0.001
28/3/96 Test 6 Boues	0.002	0.017	0.010	0.070	0.067	2.38	<0.001	<0.001	0.005	<0.001	16.0	<0.001
04/4/96 Test 7 R#1	0.002	0.049	0.011	<0.001	0.076	2.94	<0.001	<0.001	0.007	<0.001	15.2	<0.001
04/4/96 Test 7 R#2	0.002	0.068	0.010	<0.001	0.074	2.76	<0.001	<0.001	0.007	<0.001	15.4	<0.001
04/4/96 Test 7 Boues	<0.002	0.092	0.011	<0.001	0.068	3.04	<0.001	<0.001	0.006	<0.001	16.4	<0.001

ANNEXE IV

Résultats des essais de lixiviation

Donnés des essais de lixiviation

Test	Solides (%)	Boue* (g)	Solides (g)	Eau+ (g)	Eau ajoutée (g)	pH initial	HAc ajouté ml	pH final
#1	8.6	291	25	266	134	8.75	100	6.20
#2	12.4	202	25	177	223	9.00	100	6.39
#3	17.3	145	25	120	280	8.68	100	6.30
#4	22.5	111	25	86	314	8.65	100	6.18
#5	21.4	117	25	92	308	8.93	100	6.29
#6	19.1	131	25	106	294	8.56	100	6.35
#7	17.5	143	25	118	282	8.71	100	6.27

* Masse de boue ajoutée afin d'avoir 25 g de solides

+ Eau provenant des boues (total de 400 mL nécessaire au début)

Résultats analytiques des lixiviateurs

TEST	Solides (%)	pH final	Al mg/L	As mg/L	Ca mg/L	Cd mg/L	Cu mg/L	Fe mg/L	Mg mg/L	Mn mg/L	Na mg/L	Pb mg/L	SO4 mg/L	Se mg/L	Zn mg/L
#1	8.6%	6.20	0.97	< 0.25	1335	0.87	0.96	< 0.020	246	422	21.2	< 0.25	1114	< 0.50	200
#2	12.5%	6.39	1.44	< 0.25	1655	0.77	0.67	< 0.020	219	321	11.9	< 0.25	1254	< 0.50	118
#3	17.3%	6.30	0.79	< 0.25	1509	1.05	0.99	< 0.020	235	306	8.6	< 0.25	953	< 0.50	179
#4	22.5%	6.18	1.06	< 0.25	983	1.55	2.06	< 0.020	248	527	8.7	< 0.25	527	< 0.50	283
#5	21.4%	6.29	0.77	< 0.25	1513	1.09	0.83	< 0.020	207	249	9.5	< 0.25	766	< 0.50	182
#6	19.1%	6.35	0.95	< 0.25	1071	1.23	0.73	< 0.020	362	440	11.7	< 0.25	659	< 0.50	177
#7	17.5%	6.27	1.21	< 0.25	844	1.77	0.82	< 0.020	349	654	10.2	< 0.25	638	< 0.50	194