

**Record Number:****Author, Monographic:** Couillard, D.//Mercier, G.//Tran, F. T.//Tyagi, R. D.**Author Role:****Title, Monographic:** Étude sur la solubilisation biologique des métaux lourds des boues anaérobies d'épuration pour fin de valorisation agricole. Tome IV - Étude du procédé de solubilisation des métaux avec du sulfate ferreux résiduaire de raffinage des métaux**Translated Title:****Reprint Status:****Edition:****Author, Subsidiary:****Author Role:****Place of Publication:** Québec**Publisher Name:** INRS-Eau**Date of Publication:** 1988**Original Publication Date:** Décembre 1988**Volume Identification:****Extent of Work:** x, 173**Packaging Method:** pages incluant 9 annexes**Series Editor:****Series Editor Role:****Series Title:** INRS-Eau, Rapport de recherche**Series Volume ID:** 265**Location/URL:****ISBN:** 2-89146-262-9**Notes:** Rapport annuel 1988-1989**Abstract:** Rapport rédigé pour le Centre québécois de valorisation de la biomasse (CQVB)  
Avec R262 et R263 et R264  
20.00\$**Call Number:** R000265**Keywords:** rapport/ ok/ dl

ÉTUDE SUR LA SOLUBILISATION BIOLOGIQUE  
DES MÉTAUX LOURDS DES BOUES ANAÉROBIES  
D'ÉPURATION POUR FIN DE VALORISATION AGRICOLE

Tome IV: Étude du procédé de solubilisation des métaux avec du  
sulfate ferreux résiduaire de raffinage des métaux

Rapport scientifique No 265

Présenté au

Centre Québécois de Valorisation de la Biomasse

par

Couillard, Denis

Mercier, Guy

Tran, Francis

Tyagi, Rajeshwar Dayal

Institut national de la recherche scientifique (INRS-Eau)

Université du Québec

2700, rue Einstein - C.P. 7500

Sainte-Foy (Québec)

G1V 4C7

Décembre 1988

Tome IV: Étude du procédé de solubilisation des métaux avec du  
sulfate ferreux résiduaire de raffinage des métaux

ÉTUDE SUR LA SOLUBILISATION BIOLOGIQUE  
DES MÉTAUX LOURDS DES BOUES ANAÉROBIES  
D'ÉPURATION POUR FIN DE VALORISATION AGRICOLE

Rapport scientifique No 265

Présenté au

Centre Québécois de Valorisation de la Biomasse

par

Couillard, Denis  
Mercier, Guy  
Tran, Francis  
Tyagi, Rajeshwar Dayal

Institut national de la recherche scientifique (INRS-Eau)  
Université du Québec  
2700, rue Einstein - C.P. 7500  
Sainte-Foy (Québec)  
G1V 4C7

Décembre 1988

## REMERCIEMENTS

Les auteurs adressent leurs remerciements au Conseil de Recherche en Sciences Naturelles et en Génie du Canada (subvention OGP0004984 et OGP0006514), au ministère de l'Éducation du Québec (subvention 89-EQ-3029), aux programmes de développements académiques du réseau de l'Université du Québec, au programme de recherche en conservation du sol et de l'eau, de l'entente auxiliaire Canada-Québec sur le développement agro-alimentaire et aux programmes d'emploi pour étudiants d'été (DEFI-87, DEFI-88, bourse du 1er cycle CRSNG) qui ont financé la moitié des dépenses reliées au projet. L'autre partie des dépenses a été supportée par le Centre Québécois de Valorisation de la Biomasse (CQVB).

## PARTICIPANTS À L'ÉTUDE\*

COUILLARD, D.	Professeur - génie chimique (01-07-87 au - )**
TYAGI, R.D.	Professeur - génie chimique (01-07-87 au -)
JAIN, D.K.	Associé de recherche - microbiologie (11-04-88 au 11-11-88)
TRAN, F.	Associé de recherche - génie chimique (01-07-87 au 31-08-88)
BURELLE, S.	Assistante de recherche - génie chimique (14-11-88 au -)
GARIÉPY, S.	Assistant de recherche - génie rural (14-09-87 au 30-06-88)
MERCIER, G.	Assistant de recherche - chimiste (01-08-88 au -)
DUBREUIL, B.	Professionnel responsable du laboratoire (***)
BASTILLE, C.	Technicien - chimie analytique (***)
BÉLANGER, D.	Technicien - génie chimique (07-01-88 au 31-03-88)
BELOUADI, C.	Technicien - chimie (01-07-87 au 31-12-87)
BERTHIAUME, F.	Technicien - environnement (27-06-88 au 06-09-88)
CHARTIER, M.	Technicienne - chimie (09-05-88 au 09-09-88****)
DALPE, P.	Technicien - génie chimique (***)
DUSSAULT, S.	Technicienne (***)
FOURNIER, F.	Technicien - assainissement (06-09-88 au -)
GEOFFROY, M.	Technicienne (***)
GOUVEIA, S.	Technicienne - biochimie (16-05-88 au 09-09-88*****)
MARTINEAU, B.	Technicienne - biologie (01-07-87 au 31-12-87)
PARENT, A.	Technicien (***)
PARENT, E.	Technicienne
ST-PIERRE, S.	Technicienne - chimie analytique (***)
VEILLEUX, B.	Technicien de laboratoire (**)
WAGNER, E.	Technicien - assainissement (08-02-88 au 15-07-88)

---

\* Au besoin, plusieurs étudiants gradués (A. Bédard, L.M. Barrette, M. Lafond, J. Lareau, Y. Lefebvre, I. Piché, P.A. Thompson, E. Van Bochove) ont assisté ou aidé les techniciens et les assistants de recherche lors des surcroît de travail.

\*\* Période de la participation au projet (souvent à temps partiel). Un tirait signifie que la personne participe encore au projet.

\*\*\* Techniciens spécialisés employés pendant une période limitée pour effectuer certaines analyses spécialisées ou pour opérer des appareils sophistiqués.

\*\*\*\* Du 26-10-87 au 15-12-88 et du 12-09-88 au 03-11-88 à raison de 3 jours/semaine.

\*\*\*\*\* Du 12-09-88 au 16-12-88 à raison de 1 journée/semaine.

## RÉSUMÉ

Les essais comparatifs entre un réacteur CSTR et un bioréacteur à ascension pneumatique, tous deux de 30 L, permettent de conclure à l'égalité d'efficacité des deux types de réacteurs pour la solubilisation biologique des métaux. L'opération à 0,75 jour de temps de résidence hydraulique avec  $4 \text{ g L}^{-1}$  de  $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ , 20 % de recyclage et un pH des boues d'alimentation de 4,5 a résulté en une solubilisation effective dans le réacteur CSTR de 91% Cu, 94% Zn, 93% Mn, 67% Cd, 67% Ni, 8% Cr et 7% Pb. Les pourcentages baissent à 78% Cu, 77% Zn, 97% Mn, 75% Cd, 35% Ni, 0% Cr et 0% Pb après analyses des boues traitées et filtrées. La consommation d'acide du procédé représente un coût minime. Les boues traitées sont faciles à filtrer, les filtres presses à plateaux, la centrifugation ou les filtres sous vides peuvent être utilisés.

La neutralisation des boues métalliques produit une boue principalement composée d'oxyde et d'hydroxyde de fer dont la disposition finale est à l'étude. Les nutriments ne semblent pas diminuer lors du traitement et de la séparation solide-liquide. Cependant, la fraction ammoniacale semble être transformée en azote organique ce qui fait passer cette fraction de l'azote de 25% à 11% de l'azote total. La boue produite est donc moins odorante. L'évaluation préliminaire des coûts permet de situer le coût de l'alternative solubilisation des métaux et épandage à un coût légèrement supérieur à l'enfouissement sanitaire. Elle demeure cependant beaucoup moins onéreuse que l'incinération en plus d'être beaucoup plus acceptable pour l'environnement.



## TABLE DES MATIÈRES (suite)

	Page
CHAPITRE 4 - ANALYSE ET DISCUSSION DES RÉSULTATS	
4.1 Solubilisation des métaux .....	27
4.1.1 Corrélations entre les taux de solubilisation et les concentrations en cuivre et en zinc .....	40
4.1.2 Solubilisation de Mn, Ni, Cd, Cr et Pb .....	46
4.1.3 Consommation d'acide du procédé .....	47
4.2 Séparation solide-liquide des boues traitées .....	50
4.2.1 Technologies envisageables pour la déshydratation ....	58
4.2.2 Bilan sur les métaux .....	60
4.3 Neutralisation du filtrat et des boues .....	64
4.3.1 Boue métallique produite .....	66
4.3.2 Surnageant de la précipitation des métaux .....	72
4.4 Devenir des éléments nutritifs lors du procédé .....	72
4.4.1 Le cas de l'azote .....	72
4.4.2 Le cas du phosphore .....	81
4.5 Mesure des coefficients biocinétiques .....	84
4.6 Évaluation préliminaire des coûts du procédé .....	85
4.6.1 L'épandage agricole versus les autres modes de disposition .....	85
4.6.2 Coûts des produits chimiques et comparaison entre les procédés chimiques et biologiques .....	89
4.6.3 Valeur des boues pour leur contenu en engrais naturel	91
4.6.4 Coût du procédé et des modes de disposition des boues	91
4.6.4.1 Calcul du coût du procédé pour une station de taille moyenne .....	95
CHAPITRE 5 - CONCLUSIONS ET RECOMMANDATIONS .....	100
RÉFÉRENCES .....	105
ANNEXES	

## LISTE DES TABLEAUX

	Page
Tableau 4.1: Caractéristiques importantes pour chaque temps de séjour .....	36
Tableau 4.2: Solubilisation moyenne des métaux dans les réacteurs ....	37
Tableau 4.3: Valeurs de pH et de POR lors des divers temps de séjour dans les deux réacteurs .....	41
Tableau 4.4: Taux et pourcentages moyens de solubilisation du Cu et du Zn dans le CSTR et dans le BAP à différents temps de séjour .....	41
Tableau 4.5: Droite de régression du taux de solubilisation du zinc ou du cuivre en fonction de la teneur en zinc ou en cuivre .	45
Tableau 4.6: Solubilisation du cadmium .....	48
Tableau 4.7: Consommation d'acide sulfurique pour acidification des boues à pH 4.5 .....	49
Tableau 4.8: Neutralisation des boues et du filtrat .....	65
Tableau 4.9: Composition de la boue métallique sèche .....	70
Tableau 4.10: Teneur en métaux du surnageant de la précipitation des métaux .....	70
Tableau 4.11: Bilan sur 1 litre de boue traitée contenant à l'origine 2,4% NTK et 0,5% P <sub>t</sub> sur une base sèche lors du temps de séjour de 0,75 jour .....	73
Tableau 4.12: Bilan global sur NTK avant et après traitement des boues	75
Tableau 4.13: Bilan sur NTK lors de la filtration des boues traitées au temps de séjour de 0,5 jour .....	76
Tableau 4.14: Bilan sur N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> lors de la filtration des boues traitées au temps de séjour de 0,50 jour .....	77
Tableau 4.15: Effet global de la solubilisation et de la filtration sur les formes d'azote .....	79
Tableau 4.16: Bilan sur l'azote hydrolysable des boues filtrées lors du temps de séjour de 0,50 jour .....	80

## LISTE DES TABLEAUX (suite)

	Page
Tableau 4.17: Bilan sur le phosphore total après la filtration des boues traitées lors du temps de séjour de 0,5 jour .....	82
Tableau 4.18: Bilan sur le phosphore hydrolysable après la filtration des boues traitées lors du temps de séjour de 0,5 jour ..	83
Tableau 4.19: Comparaison économique des procédés chimiques et biologiques .....	88
Tableau 4.20: Coût approximatif du procédé de solubilisation et de l'épandage agricole pour les boues de la C.U.Q. ....	93
Tableau 4.21: Comparaison des coûts entre l'incinération, l'enfouissement sanitaire et l'épandage agricole précédée de la décontamination, pour les usines de la C.U.Q. ....	94
Tableau 4.22: Coût approximatif du procédé de solubilisation des métaux et de l'épandage agricole pour la station de la Haute-Bécancour .....	96
Tableau 4.23: Évaluation économique pour les diverses alternatives s'offrant à des stations de taille moyenne .....	97

## LISTE DES FIGURES

	Page
Figure 3.1: Procédé de solubilisation des métaux lourds des boues anaérobies d'épuration .....	13
Figure 3.2: Montage du réacteur CSTR .....	14
Figure 3.3: Bioréacteur à ascension pneumatique (BAP) .....	15
Figure 3.4: Procédé de neutralisation des filtrats acides .....	23
Figure 4.1a: Solubilisation des métaux, POR et pH dans le BAP avec un temps de séjour de 0,5 jour (période de stabilité: jour 1,5 à 3) .....	28
Figure 4.1b: Solubilisation des métaux, POR et pH dans le BAP avec un temps de séjour de 0,75 jour (période de stabilité: jours 2,25 à 4,75) .....	29
Figure 4.1c: Solubilisation des métaux, POR et pH dans le BAP avec un temps de séjour de 1,5 jours (période de stabilité: jours 1,5 à 6,0) .....	30
Figure 4.1d: Solubilisation des métaux, POR et pH dans le BAP avec un temps de séjour de 3,0 jours (période de stabilité: jours 0 à 9; période transitoire non caractérisée) .....	31
Figure 4.2a: Solubilisation des métaux, POR et pH dans le CSTR avec un temps de séjour de 0,5 jour (période de stabilité: jours 1,5 à 3) .....	32
Figure 4.2b: Solubilisation des métaux, POR et pH dans le CSTR avec un temps de séjour de 0,75 jour (période de stabilité: jours 2,25 à 5) .....	33
Figure 4.2c: Solubilisation des métaux, POR et pH dans le CSTR avec un temps de séjour de 1,5 jours (période de stabilité: jours 0 à 5, période transitoire non caractérisée) .....	34
Figure 4.2d: Solubilisation des métaux, POR et pH dans le CSTR avec un temps de séjour de 3 jours (période de stabilité: jours 9 à 12) .....	35
Figure 4.3: Solubilisation du cuivre et du zinc dans les réacteurs en fonction du temps de séjour .....	38
Figure 4.4: POR et pH moyens dans les réacteurs .....	39

## LISTE DES FIGURES (suite)

	Page
Figure 4.5: Taux moyens de solubilisation du cuivre et du zinc dans les deux réacteurs .....	42
Figure 4.6: Corrélation entre le taux de solubilisation de Zn ou Cu et la teneur respective de chaque élément pour les divers temps de séjour .....	43
Figure 4.7: Schéma général de l'étape du test de filtrabilité .....	49
Figure 4.8a: Effet du temps de filtration sur le volume de filtrat: .....	51
a) boue anaérobie et boue traitée sans polymère;	
b) boue traitée + 1 kg de polymère/tonne sèche	
c) boue traitée + 3 kg de polymère/tonne sèche	
d) boue traitée +5 kg de polymère/tonne sèche	
Figure 4.9: Détermination de la pente servant au calcul de la résistance spécifique à la filtration ( $r_{0,5}$ ) au jour 3 lors du temps de séjour de 0,75 jour dans le CSTR .....	53
Figure 4.10: Détermination de la pente servant au calcul de la résistance spécifique à la filtration ( $r_{0,5}$ ) d'une boue anaérobie avec diverses doses de polymères .....	54
Figure 4.11: Effet de la dose de polymère Percol 757 sur l'indice de filtrabilité des boues traitées et des boues anaérobies .....	55
Figure 4.12: Indice de filtrabilité $r_{0,5}$ en fonction de la dose de Percol 757 au jour 0 (bons POR et pH) et au jour 2 (mauvais fonctionnement) lors du temps de séjour de 0,5 jour dans le CSTR .....	57
Figure 4.13: Bilan sur les métaux lors du temps de séjour de 0,75 jour dans le CSTR .....	61
Figure 4.14: Bilan sur les métaux lors du temps de séjour de 0,5 jour dans le CSTR .....	63
Figure 4.15: Détermination de la pente "a" servant au calcul de l'indice de filtration sous vide ( $r_{0,5}$ ) pour les boues métalliques produites avec $\text{Ca}(\text{OH})_2$ .....	68
Figure 4.16: Détermination de la pente "a" servant au calcul de l'indice de filtration sous vide ( $r_{0,5}$ ) pour les boues métalliques produites avec NaOH .....	69

## LISTE DES FIGURES (suite)

	Page
Figure 4.17: Étapes de déshydratation des boues .....	71
Figure 4.18: Coûts typiques pour l'épandage agricole (boue liquide), l'enfouissement (boue 20% solides totaux), la disposition en mer (20% solides totaux) et l'incinération (20% solides totaux) selon (EPA, 1984) .....	86

## **CHAPITRE 1**

### **Introduction**

## 1. INTRODUCTION

### 1.1 BUT DE L'ÉTUDE

Le but global de cette étude vise à l'obtention d'un procédé optimal de valorisation agricole des boues d'épuration par enlèvement biologique des métaux lourds. Cette première phase du projet s'est attaquée au cas des boues anaérobies d'épuration, car la connaissance scientifique sur la solubilisation biologique des métaux lourds dans les boues d'épuration se limitait à ce genre de boue. En fait, il semble qu'il n'y a que ce type de boues d'épuration qui contient naturellement assez de sulfures pour développer un procédé applicable sans ajout de substrat extérieur.

### 1.2 CADRE DE L'ÉTUDE

Avec le programme d'assainissement des eaux du Québec et la construction de nombreux systèmes d'épuration des eaux résiduaires (Couillard, 1988a; Couillard et al., 1986; Crowley et al., 1986), la production de boues d'épuration croît à un rythme très rapide (Couillard, 1989a; 1988b). Les divers modes de gestion de ces boues sont l'enfouissement sanitaire, l'épandage agricole et sylvicole (Couillard, 1989b; 1989c; Couillard et Grenier, 1987; Grenier et Couillard, 1987), l'incinération ou le rejet en mer qui est une solution inacceptable qui de toute façon est peu applicable au Québec. L'enfouissement sanitaire nécessite la disponibilité de sites appropriés de plus en plus rares; il y a aussi les risques de contamination des nappes souterraines et la valeur de la biomasse des boues est perdue. L'épandage agricole est plus économique que

l'incinération qui est une méthode destructrice et potentiellement polluante (Couillard et al., 1987).

Cependant, plus de 50% des boues contiennent trop de métaux lourds pour être épandues. Cette étude vise donc à enlever à peu de frais les métaux de ces boues (Tyagi et Couillard, 1989). Le procédé étudié est un procédé biologique utilisant des micro-organismes aptes à solubiliser les métaux par production biologique d'acide sulfurique. L'étude de divers types de réacteurs et des paramètres de contrôle du procédé sont les principales préoccupations de ce projet et ce en vue de l'évaluation du potentiel économique du procédé.

### 1.3 CHEMINEMENT GÉNÉRAL

Le présent rapport portant sur la solubilisation biologique des métaux lourds des boues anaérobies d'épuration pour fin de valorisation agricole, comprend quatre tome qui, en ordre chronologique, permettent de suivre l'évolution du projet de recherche.

Tome I: Problématique des métaux lourds dans les boues résiduaires et revue de littérature sur les méthodes d'enlèvement de ces métaux.

Tome II: Étude du procédé de solubilisation des métaux avec du sulfate ferreux de qualité commercial-laboratoire comme substrat.

Tome III: Recherche d'un substrat économique pour la solubilisation des métaux lourds dans les boues résiduaires.

Tome IV: Étude du procédé de solubilisation des métaux avec du sulfate ferreux résiduaire de raffinage des métaux.

Dans le tome I, la problématique des métaux dans les boues résiduaires est détaillée. Par la suite, une revue de littérature portant sur les micro-organismes ayant un potentiel pour la solubilisation bactérienne des métaux et sur les méthodes d'extraction chimiques et biologiques de solubilisation des métaux lourds dans les boues permet de faire le point au début du présent projet de recherche.

Le tome II comprend les résultats de la première étude du procédé de solubilisation bactérienne des métaux dans les boues résiduaires réalisée en réacteurs en continu avec et sans recyclage. Même si l'étude de la littérature reproduite dans le tome I démontre que, théoriquement, les boues anaérobies d'épuration contiennent naturellement assez de sulfures pour développer un procédé applicable sans ajout de substrat extérieur, les premiers essais en réacteurs ont vite montrés qu'il fallait ajouter une certaine quantité de substrat pour assurer la croissance bactérienne si on désirait obtenir un procédé potentiellement rentable en réduisant le temps de séjour dans le réacteur. Les essais ont été faits avec un substrat (sulfate ferreux) de qualité commercial-laboratoire. Les quantités de substrat alors utilisées étaient minimales étant donné le fort coût du sulfate ferreux commercial-laboratoire (16\$/kg). Ce tome permet de cerner les paramètres importants pour le procédé. Cette partie de l'étude a permis d'identifier que l'adaptation des micro-organismes à un substrat plus économique était absolument indispensable à l'économie du procédé.

Le tome III comprend les résultats d'une étude comparative de divers substrats économiques pouvant influencer la cinétique du procédé de solubilisation bactérienne des métaux lourds et par ricochet l'économie du procédé. En effet, les résultats des premières études sur le procédé avaient permis d'identifier qu'il fallait réduire au minimum les coûts en matières premières (substrat) si on désirait minimiser les coûts d'opération du procédé à grande échelle et obtenir un procédé économiquement viable. Cette partie de l'étude a permis d'évaluer la pyrite, un résidu minier (pyrite et pyrrotine) de la compagnie d'Aldermac et un résidu de liqueur d'acide usée et un résidu de  $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$  de la compagnie Sidbec-Dosco. Ces expériences ont permis de choisir le substrat adéquat au niveau du rendement et du coût.

Maintenant que nous disposons d'un résidu économique pour suppléer aux besoins énergétiques des bactéries, il s'avère possible d'envisager sérieusement l'applicabilité du procédé donc de faire une étude de réacteurs plus poussée. Le tome IV est donc une étude plus détaillée du procédé et des bioréacteurs. Dans ce tome, un résidu en continu (CSTR) est opéré à quatre temps de séjour. Parallèlement un bioréacteur à ascension pneumatique est étudié dans les mêmes conditions. La solubilisation des métaux et les facteurs l'influençant sont minutieusement étudiés. La quantité d'acide utilisée est aussi minimisée. Le devenir des éléments nutritifs est étudié. Des essais de filtrabilité et de neutralisation sont effectués pour prévoir le type de technologie envisageable pour opérer la séparation solide liquide et prévoir les coûts. Un bilan sur les métaux et sur les éléments nutritifs est calculé. De plus, pour le dernier temps de séjour opéré dans le CSTR des tests d'azote hydrolysable sur les boues traitées permettront d'avoir un indice sur les modifications apportées à

l'azote par le procédé. Le résidu métallique du procédé est caractérisé pour évaluer sa disposition ou son recyclage dans l'industrie métallurgique.

Dans un dernier temps, les prévisions économiques préliminaires seront effectuées sur le procédé afin de permettre l'évaluation de la pertinence d'une étude à l'échelle pilote.

## **CHAPITRE 2**

### **Choix expérimental et objectifs**

## 2. CHOIX EXPÉRIMENTAUX ET OBJECTIFS

### 2.1 JUSTIFICATION DES CHOIX EXPÉRIMENTAUX

Le réacteur en continu (CSTR) a été choisi pour sa simplicité ainsi que parce qu'il est économique et très bien connu autant du point de vue fonctionnement que du point de vue design. Le bioréacteur à ascension pneumatique (BAP) a pour sa part été choisi pour sa grande efficacité à opérer le transfert d'oxygène (Tran et Gannon, 1981) et parce que dans ce type de réacteur, l'agitation est assurée par l'aération ce qui dispense d'avoir un agitateur mécanique exposé à la corrosion. De plus, dans ce type de réacteur, le démarrage est plus facile (Bos et al., 1986) car la remise en suspension s'effectue par aération.

Le recyclage d'une partie des boues traitées vers le réacteur se fait pour les deux réacteurs après un temps maximal de décantation de deux heures pour éviter la reprecipitation du cuivre (voir Tome II) dans le décanteur. Le taux de recyclage est augmenté graduellement de 0% à 20% avec la diminution du temps de séjour pour éviter la défaillance du réacteur par lessivage des micro-organismes. La quantité de sulfate ferreux a été limitée à  $4 \text{ g L}^{-1}$  de boue pour ne pas trop augmenter le coût de ce produit dans le procédé.

### 2.2 OBJECTIFS

Le présent tome a pour but principal d'étudier deux types de réacteurs; un CSTR et un BAP afin d'opérer la solubilisation des métaux des boues d'épuration dans des délais plus raisonnables. En diminuant le temps de séjour, la faisabilité

économique du procédé a plus de chance d'être positive si un bon pourcentage de solubilisation est obtenu. Les objectifs plus spécifiques sont les suivants:

- 1- Évaluer les pourcentages et taux de solubilisation dans les réacteurs à divers temps de séjour pour optimiser ce dernier.
- 2- Faire une étude préliminaire de la séparation solide-liquide par les tests de filtrabilité.
- 3- Faire un bilan sur les métaux lors de la séparation solide-liquide afin d'évaluer s'il y a reprecipitation lors de la filtration.
- 4- Étudier les divers modes de séparation par le biais de la littérature technique en vue de prédire les techniques applicables.
- 5- Diminuer la quantité d'acide consommée.
- 6- Étudier le devenir des éléments nutritifs lors du procédé.
- 7- Étudier la neutralisation du surnageant et de la boue acide pour évaluer la quantité de base requise et choisir entre la chaux et l'hydroxyde de sodium.
- 8- Évaluer la décantabilité de la boue métallique obtenue après la neutralisation du surnageant acide et étudier la composition de cette dernière en vue de déterminer son potentiel de recyclage dans l'industrie des métaux.

- 9- Calculer le coût approximatif du procédé et le comparer aux autres modes de disposition des boues d'épuration. Ceci devrait permettre de dégager l'intérêt de continuer ou non les essais à l'échelle pilote.

**CHAPITRE 3**

**Phase expérimentale**

### 3. PHASE EXPÉRIMENTALE

#### 3.1 MONTAGE EXPÉRIMENTAL

Il est d'abord important de noter que les deux réacteurs dits en continu (CSTR et BAP), sont en fait opérés en semi-continu car l'alimentation se fait soit une fois par heure ou une fois par deux heures pendant quelques minutes. Cependant, une alimentation aussi fréquente est quasi continue et tout au long de ce rapport on emploiera la terminologie "en continu" pour plus de simplicité. La figure 3.1 présente le procédé dans son ensemble alors que les figures 3.2 et 3.3 présentent le CSTR et le BAP.

Les deux réacteurs sont opérés à des temps de séjour ( $\tau$ ) de 3, 1,5, 0,75 et 0,5 jours avec une concentration de  $3 \text{ g L}^{-1}$  de  $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$  pour  $\bar{t} = 3$  jours et  $4 \text{ g L}^{-1}$  de  $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$  pour les autres temps.

##### 3.1.1 Description du montage et des appareils

La figure 3.1 indique les diverses étapes du procédé de solubilisation biologique des métaux qui sont effectuées sur les boues anaérobies obtenues à Valcartier et à Ville de Deux-Montagnes ( $\bar{t} = 3$  jours dans CSTR). Il montre essentiellement le traitement que les boues subissent afin de solubiliser les métaux. Dans une première étape les boues sont acidifiées à pH 4.5 avec de l'acide sulfurique 5% v/v ou 15% v/v selon les expériences, la seule exception ici est l'essai avec un temps de résidence de 3 jours dans le CSTR qui a été fait avec un pH initial de 4. Les boues acidifiées sont mises dans le réservoir d'alimentation (figure 3.2 et 3.3) où elles sont légèrement agitées

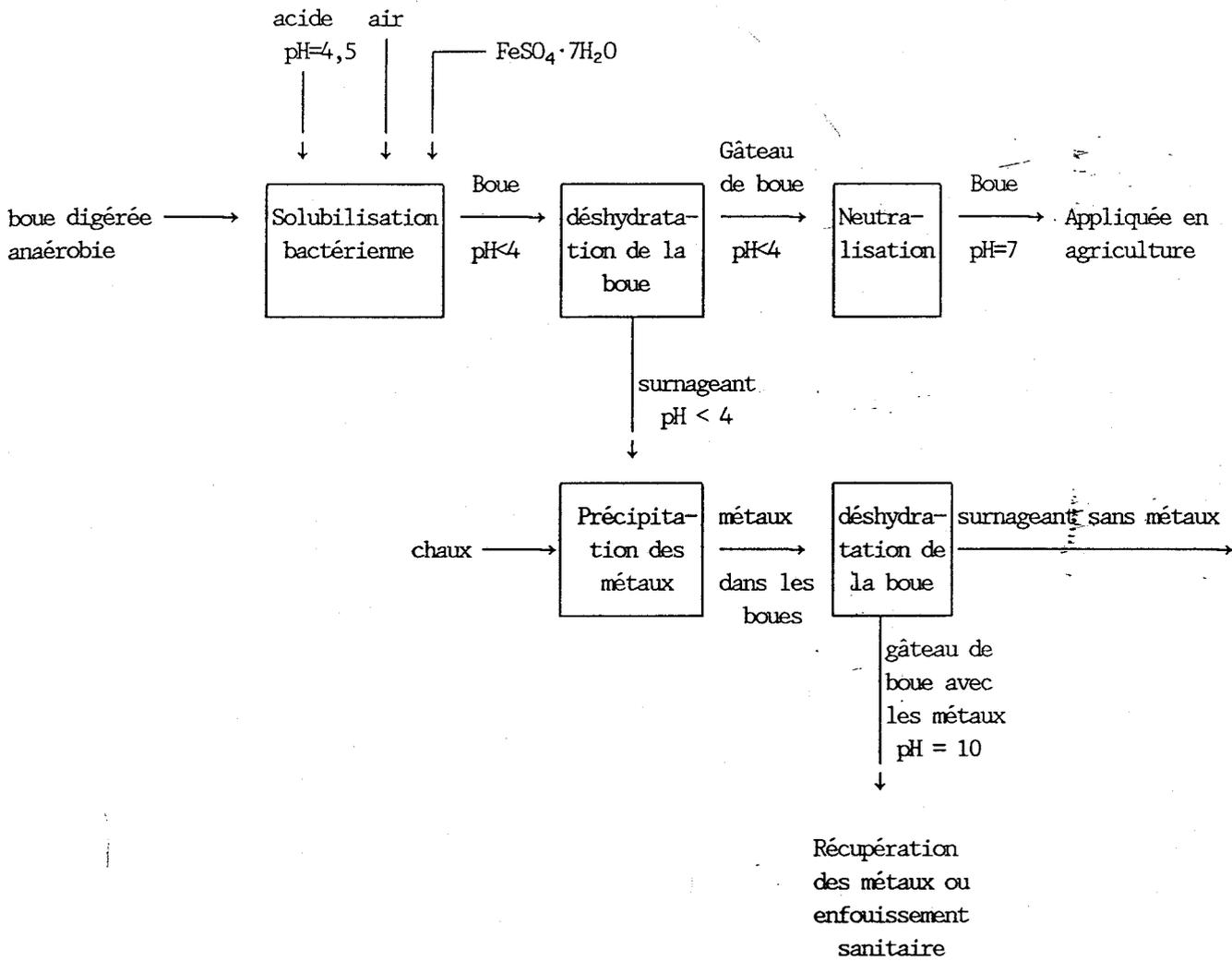


Figure 3.1: Procédé de solubilisation des métaux lourds des boues anaérobies d'épuration.

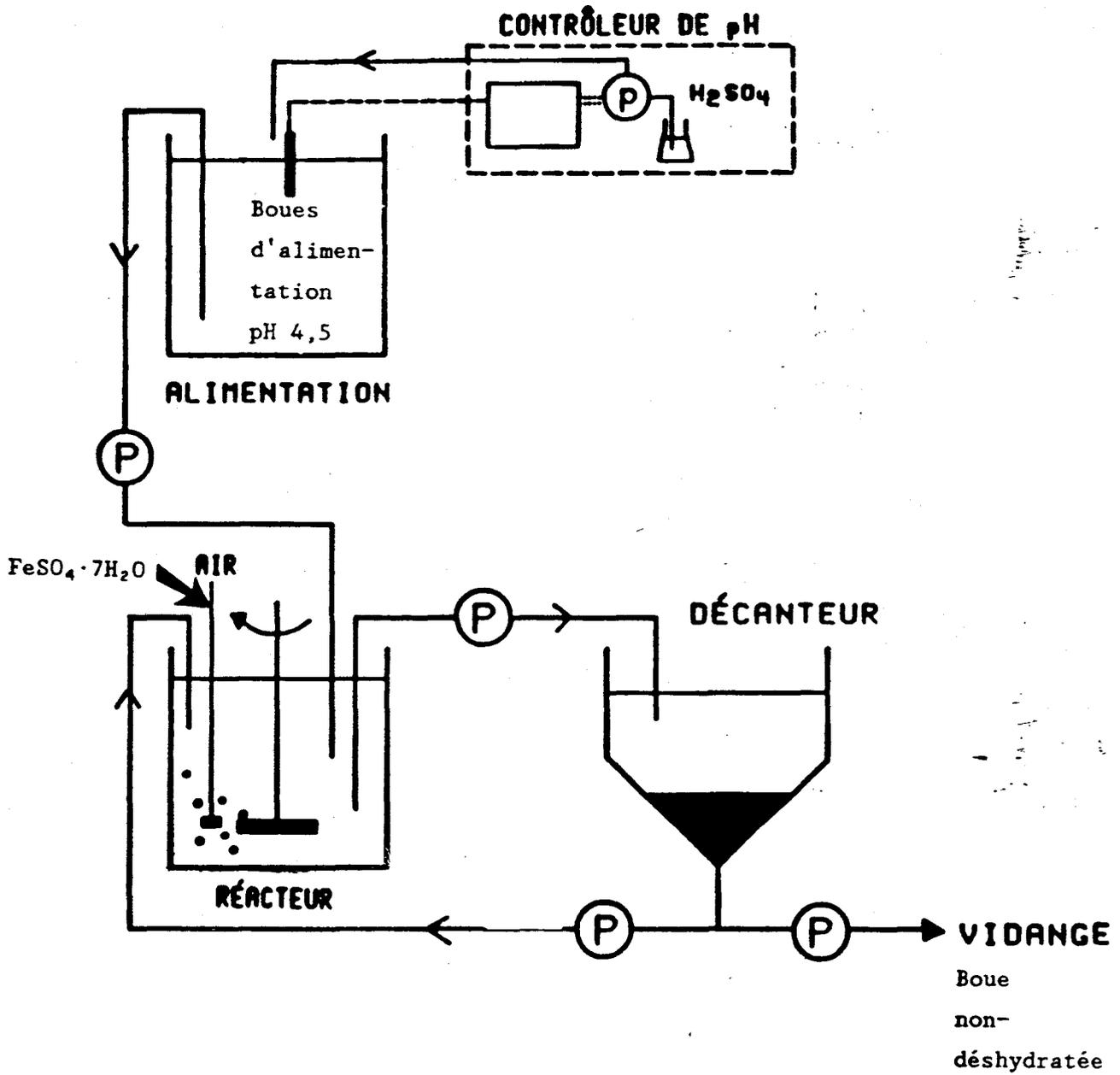
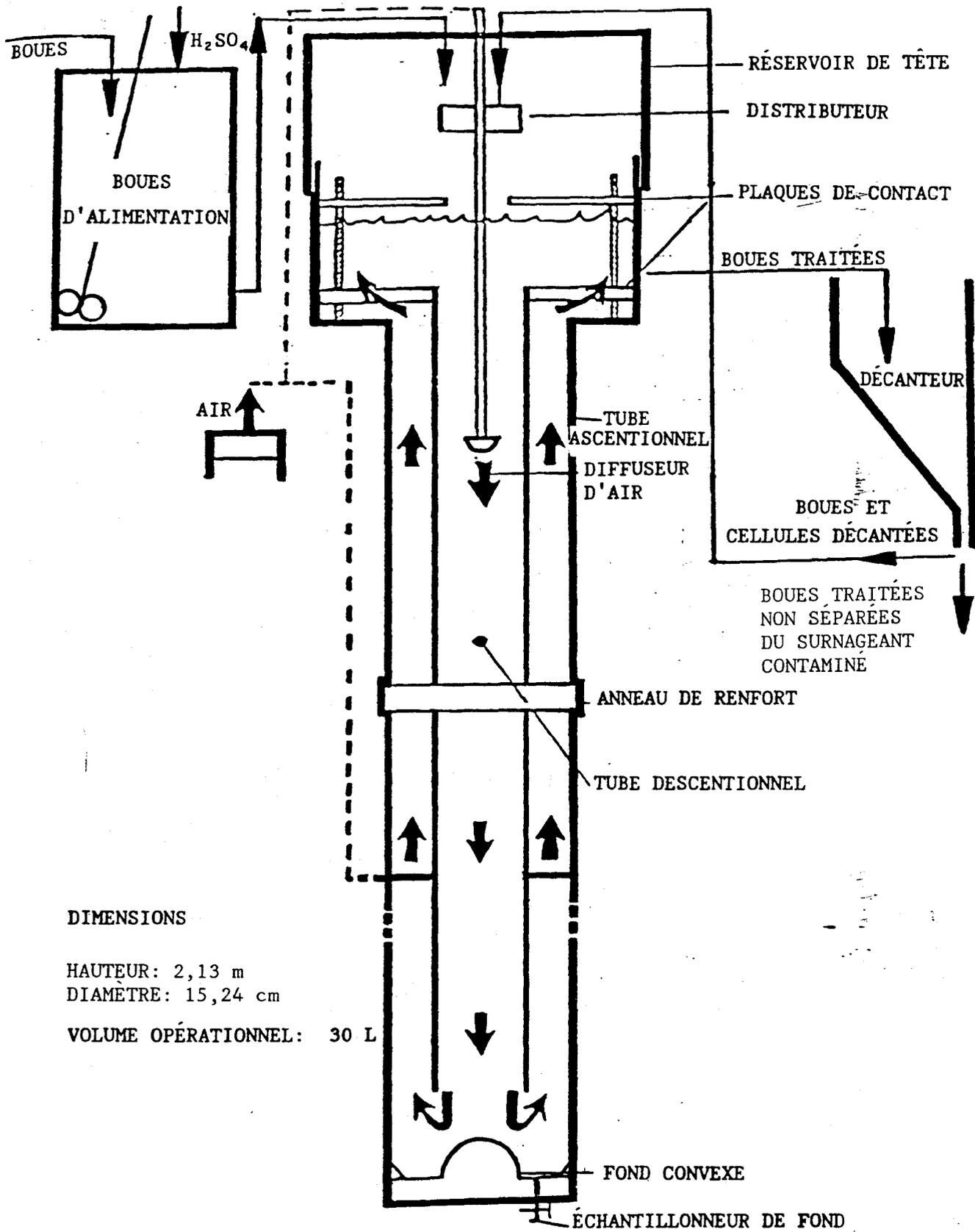


Figure 3.2: Montage du réacteur CSTR



DIMENSIONS

HAUTEUR: 2,13 m

DIAMÈTRE: 15,24 cm

VOLUME OPÉRATIONNEL: 30 L

Figure 3.3: Bioréacteur à ascension pneumatique (BAP).

sans aération contrairement aux essais dans le tome II. En effet, cette préaération de l'alimentation s'avère inutile contrairement à ce qui a été trouvé par Wong et Henry (1984a, 1984b, 1983). Un contrôleur de pH "Control pump System de Cole Palmer no 7142" maintient le pH à 4,5 (ou 4 pour  $\bar{t} = 3$  jours dans le CSTR) dans l'alimentation en y pompant  $H_2SO_4$  5% v/v lorsque nécessaire. Les deux réacteurs sont chauffés à 30°C à l'aide d'un chauffe aquarium.

De l'alimentation, une pompe masterflex distribue, à toutes les heures ou une fois par deux heures, selon les temps de séjour, un volume étalonné de boues aux deux différents réacteurs. Tous les ajouts ou retraits de boues sont exécutés sur l'ordre d'un microprocesseur Chronol à 4 circuits qui est programmé en conséquence. Le CSTR pour  $\bar{t} = 3$  jours est un réacteur de 2,5 L, pour  $\bar{t} = 1,5$  jours, il s'agit d'un réacteur de 5,0 L alors que pour les temps de séjour de 0,75 et 0,50 jour il s'agit d'un réacteur de 30L de volume utile. Le BAP a toujours le même volume soit 30L de volume utile.

L'agitation dans le CSTR est effectuée à l'aide d'un agitateur en plastique monté sur un agitateur con-torque # 7225 de la compagnie Eberbach. L'agitation est ajustée à 300 rpm (425 rpm pour  $\bar{t} = 3$  jours dans le CSTR) avec un tachymètre modèle 8207-00 de la compagnie Cole Palmer. L'aération du CSTR est assurée par deux petits tubes de verres de 2 mm de diamètre intérieur munies de pierres poreuses. L'aération est de 0,5 VVM dans les deux réacteurs pour tous les essais. Le  $FeSO_4 \cdot 7H_2O$  est ajouté au réacteur à raison de 3 g  $L^{-1}$  pour  $\bar{t} = 3$  jours et de 4 g  $L^{-1}$  pour les autres temps de séjour. Lors du temps de séjour de 0,75 jour, on ajoute le  $FeSO_4 \cdot 7H_2O$  à toutes les 12 heures environ. Pour celui de 0,50 jour l'ajout se fait aux 6 heures.

Le bioréacteur à ascension pneumatique (BAP) est du type à "air-lift", c'est-à-dire mû par poussée d'air. Il se compose principalement de deux tubes concentriques (10,2 et 15,2 cm de diamètre intérieur respectivement) surmontés au sommet par un réservoir (voir Figure 3.3). Le BAP fonctionne avec un volume opérationnel de 30 litres.

Le principe de poussée d'air et d'eau qui meut ce bioréacteur peut se décrire de la façon suivante. Le débit d'air est initié par l'alimentation d'air inférieure par une couronne perforée. Les bulles d'air montent le long de la paroi du tube externe. Elles vont aller se briser contre la première plaque de contact perforée de trous de 1 cm. Les bulles plus fines seront arrêtées par la deuxième plaque perforée de trous plus petits. Le liquide redescend par le tube central (interne) par gravité. Le débit d'air supérieur est injecté à travers un tuyau de verre et un diffuseur situés à environ 60 cm du niveau supérieur de l'eau. Les bulles entraînées par le poids de la colonne d'eau descendent et atteignent le fond convexe du BAP pour ensuite remonter, aspirées par le vide créé par les bulles d'air du tube externe.

Ainsi s'est amorcée la circulation hydraulique du système à ascension pneumatique. Graduellement, le débit d'air externe est diminué et le débit d'air interne augmenté. À la limite, le vide créé par le débit interne sera trop important et les bulles d'air commencent à remonter malgré le poids de l'eau descendante. C'est le seuil hydrodynamique qu'il convient de ne pas dépasser au risque de se retrouver avec un fonctionnement analogue à celui d'une colonne fluidisée. Ainsi, chaque bulle d'air sortant du diffuseur supérieur aura fait deux fois le parcours de la longueur du tuyau avant d'aller

11-30

Jan 3 1978

s'éclater contre les plaques de contact. Les bulles fines redescendent et deviennent beaucoup plus accessibles aux micro-organismes à mesure que l'oxygène se dissout.

Pour le CSTR et le BAP, le décanteur est le même. Il s'agit d'un entonnoir de plastique d'environ 3,5 L de capacité. Il n'y a pas de débordement de surnageant car la décantation n'est pas efficace en 1 ou 2 heures (Tome II), ce temps étant reconnu pour ne pas occasionner de chute de potentiel d'oxydo-réduction (POR) dans le décanteur, ce qui entraînerait la réprécipitation du cuivre. Donc à chaque fois, la boue est pompée du réacteur vers le décanteur, puis il y a décantation pendant 30 à 90 minutes environ. Le volume recyclé est alors pompé. La phase finale de ce cycle est de pomper le restant de la boue présente dans le décanteur par la pompe vers le réceptacle de vidange. Le décanteur se retrouve ainsi complètement vidé avant de recevoir à nouveau de la boue du réacteur.

Dans le procédé cette boue de vidange subira une séparation solide-liquide permettant d'obtenir une boue solide décontaminée (plus de 15% de solides totaux) et un liquide acide très contaminé. Ces deux fractions seront neutralisées à pH 7 pour la boue et à pH 10 pour le surnageant afin de précipiter les métaux qui se retrouveront dans une boue métallique (figure 3.1).

### 3.2 SOUCHE BACTÉRIENNE UTILISÉE

La souche bactérienne utilisée lors de toutes les expériences est une souche de Thiobacillus ferrooxidans (ATCC, 19859) pré-acclimatée à la croissance sur des boues anaérobies dans lesquelles le  $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$  est ajouté. L'auteur ne prétend

pas opérer avec une souche pure puisque tel que déjà discuté (section 2.4, Tome II), il est probable que les boues résiduaires contiennent diverses espèces de thiobacilles.

### 3.3 BOUES UTILISÉES

Les boues de Valcartier ont été utilisées pour la très grande majorité des essais. Ces boues se caractérisent par une teneur en solides totaux d'environ 1,7% et par une forte contamination en cuivre. Les boues anaérobies de Ville de Deux-Montagnes ont été utilisées pour l'essai à 3 jours de temps de résidence dans le CSTR, elles contiennent aux environs de 3% de solides totaux et près de 1000 mg Cu kg<sup>-1</sup> poids sec.

### 3.4 MÉTHODES

#### 3.4.1 Échantillonnage

Pour tous les temps de séjour, des mesures de pH, POR, aération, concentrations en O<sub>2</sub> sont prises dans les deux réacteurs de façon quotidienne, à toutes les 12 heures environ pour le temps de séjour de 0,75 jour et à tous les 8 heures pour t = 0,5 jour. De plus, les valeurs du pH et du POR dans l'alimentation sont évaluées pour certains temps de séjour. À chaque jour, 25 mL de boue provenant des deux réacteurs sont prélevés pour l'analyse des métaux. Ces échantillons sont immédiatement centrifugés à 12 000 rpm à température de la pièce pendant 10 min à l'aide d'une centrifugeuse SORVALL SUPERSPEED RC 2-B. Le surnageant de la centrifugation est transféré dans des cuvettes de plastiques de 26 mL et acidifié avec 0,2 mL de HNO<sub>3</sub> concentré (réactif analytique, spécifications

A.C.S.). Les échantillons sont, alors, entreposés à 4°C jusqu'à l'analyse qui se fait une fois par semaine.

Les échantillons pour déterminer la teneur en solides totaux (% ST), solides volatils (% SV) et solides inertes (% SI) sont prélevés dans les réacteurs, quelques fois lors d'un temps de séjour. Des essais de filtrabilité selon Degremont (1978) ont été faits sur les boues traitées lors des temps de séjour de 0,75 jour et 0,50 jour dans le CSTR. Ils permettent de déterminer la résistance à la filtration sous un vide de 0,5 atmosphère et d'évaluer le type de séparation solide-liquide qui serait requis. L'indice du volume des boues (IVB) est le volume (mL) occupé par 1 g de boue après une décantation de 30 min. (APHA, 1985). Il a été déterminé lors des essais de neutralisation afin d'estimer la décantabilité des boues métalliques.

### 3.4.2 Techniques d'analyses

#### 3.4.2.1 POR et pH

Ces deux paramètres sont déterminés à l'aide d'un pH mètre FISHER ACCUMET modèle 805 MP équipé d'une électrode de calomel, d'une électrode de verre et d'une électrode de platine pour le POR. La lecture de l'électrode de POR est régulièrement corrigée à l'aide de l'étalonnage à la quinhydrone Ektachrome Kodak 217 à pH 4 et 7. Le pH mètre est étalonné quotidiennement à pH 2 et 4 ou 4 et 7 selon les besoins. Les mesures de pH sont précises à  $\pm 0,02$  unité de pH.

#### 3.4.2.2 Aération et concentration d'oxygène

L'aération est mesurée et ajustée à l'aide d'un débitmètre à air. La concentration en oxygène est mesurée à l'aide d'un oxymètre de Yellow Spings Instrument (YSI) modèle 54. Celui-ci est étalonné dans l'eau saturée en oxygène à 30°C. À cette température l'eau saturée en oxygène contient 7,7 mg O<sub>2</sub> L<sup>-1</sup> d'eau selon la table de YSI (YSI, 1970).

#### 3.4.2.3 Solides totaux, volatils et inertes

Les solides totaux (% ST), les solides volatils (% SV) et les solides inertes (% SI) sont déterminés selon la méthode de l'APHA (1985) no 209 F. Les solides totaux sont ce résidu sec qui résulte du séchage de la boue à 100 °C dans un bain-marie puis à 105°C pour une heure dans une étuve. Les solides volatils sont la fraction volatilisée à 550°C alors que les solides inertes représentent la fraction restante après calcination à 550°C pendant une heure.

#### 3.4.2.4 Métaux lourds

Les métaux lourds (Cu, Zn, Ni, Cd, Pb et Cr) sont analysés sur un spectrophotomètre d'absorption atomique à la flamme modèle AA-575 de la compagnie Varian. Les métaux totaux dans les boues sont analysés après avoir digérée 10 mL de boue avec 10 mL de HNO<sub>3</sub>, 5 mL de HF et fumée avec 5 mL de HClO<sub>4</sub>. Pour toutes les analyses du Cu et du Zn une dilution 1/5 est nécessaire pour situer la réponse à l'intérieur de la courbe d'étalonnage. Les analyses sont réalisées selon les directives de l'APHA (1985). Les solutions standards

11-30 /

pour les métaux sont préparées avec des étalons de la compagnie BDH, l'agent diluant utilisé est le  $\text{HNO}_3$  0.5% v/v.

#### 3.4.2.5 Essais de filtrabilité des boues traitées.

Des essais de filtrabilité avec le Percol 757 (polyacrylamide cationique) des boues traitées ont été faits pour les temps de séjour de 0,5 et 0,75 jour dans le CSTR. La technique consiste à filtrer 100 mL de boue sur un filtre Buchner sous un vide de 0,5 atmosphère (Méthode No 806, Degremont 1978). Le volume du filtrat est mesuré en fonction du temps. Ce test permet le calcul du coefficient de résistance spécifique à la filtration sous 0,5 atmosphère ( $r_{0,5}$ ). De plus, la boue déshydratée et le filtrat sont analysés pour les paramètres; Cu, Zn, Mn, Fe, Cd, Ni, Pb, Cr, NTK,  $\text{NH}_4^+$ ,  $\text{P}_{\text{total}}$ , P hydrolysable. Ceci permet de faire un bilan sur les métaux et les éléments nutritifs.

Le temps requis pour la filtration et le coefficient  $r_{0,5}$  permettront d'envisager les technologies susceptibles d'être employées pour la séparation solide-liquide.

#### 3.4.2.6 Essais de neutralisation du filtrat contaminé

Quelques essais de neutralisation à pH 10 ont été effectués avec de la chaux en solution à 5% et avec du NaOH 0,25 M. La figure 3.4 présente le schéma de ces essais. Ces essais permettent d'évaluer la précipitation des métaux. De plus, des essais de décantabilité des boues métalliques ont aussi été faits en mesurant l'indice du volume des boues (section 3.4.2.8). La boue métallique

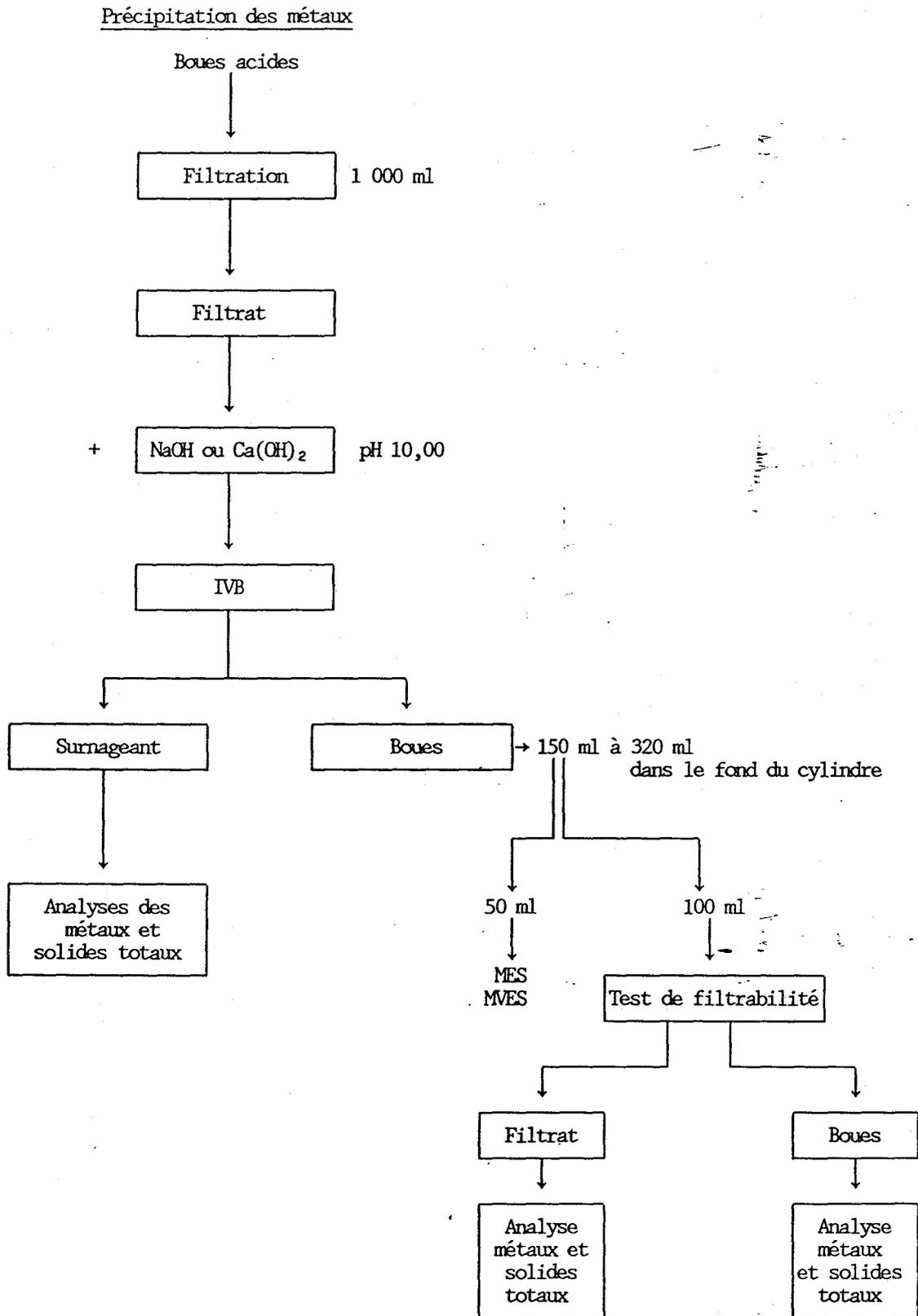


Figure 3.4: Procédé de neutralisation des filtrats acides.

11-30

100  
30  
70  
100

décantée a été analysée pour son contenu en matière en suspension (MES), en matière volatile en suspension (matière organique). Sa composition métallique (Fe, Mn, Ni, Cu, Zn, Pb, Cr, Cd), en vue d'évaluer son potentiel de recyclage dans l'industrie des métaux, a été analysée après qu'un test de filtrabilité ait été effectué sur la boue métallique décantée. Finalement les teneurs en métaux et en solides totaux sont déterminées sur les surnageants de la décantation et du test final de filtrabilité. La teneur en carbone, azote et soufre (matière organique), des boues métalliques a été déterminée avec un analyseur NA 1500 de la compagnie Carlo ERBA Instruments.

#### 3.4.2.7 Essai de neutralisation des boues acides décontaminées

Lors du temps de séjour de 0,50 jour dans le CSTR, les boues déshydratées ont été neutralisées à pH 7 avec de la chaux solide et du NaOH 2,5 M. Ceci sert à évaluer la quantité totale de base requise pour le procédé.

#### 3.4.2.8 Volume des boues décantées (VBC) et indice du volume des boues (IVB)

Le volume des boues décantées (VBC) est déterminé à l'aide de la méthode 213 B de l'APHA (1985), dans un cylindre gradué de 1 L. Le VBC sert essentiellement à calculer l'indice du volume des boues (IVB). Le terme IVB est le volume en ml occupé par un gramme de boue. Pour calculer ce terme, on doit connaître le VBC et la teneur en matière en suspension qui sont respectivement déterminés selon les méthodes 213 B et 209 de l'APHA (1985). Pour évaluer la qualité de la décantation, le % de ST, sont déterminés sur le surnageant après 30 minutes de décantation lors de la mesure du volume des boues décantées.

### 3.4.2.9 Analyse des nutriments

L'azote Kjeldahl, l'azote ammoniacal et les nitrates-nitrites sont déterminés selon les méthodes décrites dans "Standard Methods for the examination of water and wastewater" (APHA, 1985). Il en est de même pour la détermination du phosphore total. La détermination du phosphore hydrolysable se fait après une hydrolyse en milieu acide à chaud (EPA, 1979a). Dans le but d'avoir une évaluation grossière de l'azote disponible aux plantes, des tests d'azote hydrolysable avec HCl 6 M à 100°C ont été faits sur les boues traitées et non traitées (Page et al., 1982). Après hydrolyse, l'hydrolysat (partie soluble) est analysé pour son contenu en azote total Kjeldahl et en ammoniac. Les déterminations de toutes les formes d'azote et de phosphore sont faites sur l'auto-analyseur technicon.

### 3.5 PÉRIODES CORRESPONDANTES AU RÉGIME PERMANENT POUR LES DIVERS ESSAIS

Dans l'opération en continu, il faut prévoir 2 à 3 cycle (2 x  $\bar{t}$ ) transitoires avant de pouvoir considérer le fonctionnement comme stable. Après l'atteinte de cette stabilité, les mesures sont prises pendant trois cycles consécutifs afin d'obtenir des valeurs moyennes valables pour les différents paramètres. Cette norme de 2 à 3 cycles transitoires a été respectée tout au long des essais présentés dans ce rapport.

11-30  
1  
2  
3  
4  
5  
6  
7  
8  
9  
10  
11  
12  
13  
14  
15  
16  
17  
18  
19  
20  
21  
22  
23  
24  
25  
26  
27  
28  
29  
30  
31  
32  
33  
34  
35  
36  
37  
38  
39  
40  
41  
42  
43  
44  
45  
46  
47  
48  
49  
50  
51  
52  
53  
54  
55  
56  
57  
58  
59  
60  
61  
62  
63  
64  
65  
66  
67  
68  
69  
70  
71  
72  
73  
74  
75  
76  
77  
78  
79  
80  
81  
82  
83  
84  
85  
86  
87  
88  
89  
90  
91  
92  
93  
94  
95  
96  
97  
98  
99  
100

## CHAPITRE 4

### Analyse et discussion des résultats

#### 4. ANALYSE ET DISCUSSION DES RÉSULTATS

##### 4.1 SOLUBILISATION DES MÉTAUX

Les figures 4.1 a à d présentent les résultats en pourcentage de solubilisation, les pH et les POR obtenus lors des essais dans le BAP. Les valeurs numériques peuvent être trouvées dans l'annexe 1. Les figures 4.2 a à d font de même pour les résultats obtenus avec le CSTR et les résultats numériques se trouvent dans l'annexe 2. Le tableau 4.1 présente pour sa part, les principaux paramètres soit la concentration de substrat, le % de recyclage, le volume des réacteurs et le pH des boues alimentées aux réacteurs. Ces paramètres sont utiles pour comparer les divers rendements de solubilisation.

Des figures 4.1 et 4.2 (a à d) on peut remarquer que les réacteurs atteignent toujours une stabilité après la période transitoire. Une exception à ceci est le cuivre dans le BAP à 0,5 jour et le cuivre et le zinc dans le CSTR à 0,5 jour. En fait, à ces deux temps de séjour très courts, le réacteur a peine à maintenir un pH (3,1 à 3,2) et un POR ( $\approx 340$  mV) adéquats, ce qui se reflète dans l'instabilité de la solubilisation du cuivre. En fait, le cuivre ne solubilise qu'à des pourcentages entre 20 et 30% pour ce temps de séjour dans les deux réacteurs.

Le tableau 4.2 présente les valeurs moyennes de solubilisation des métaux pour tous les essais. La figure 4.3 démontre le cas plus particulier du zinc et du cuivre. Sur cette figure, il est évident qu'un temps de séjour de 0,50 jour pour solubiliser les métaux est trop court pour les deux types de réacteurs. Le temps de séjour 0,75 jour semble faire l'unanimité car à ce point toutes les

11-30

12  
3  
72

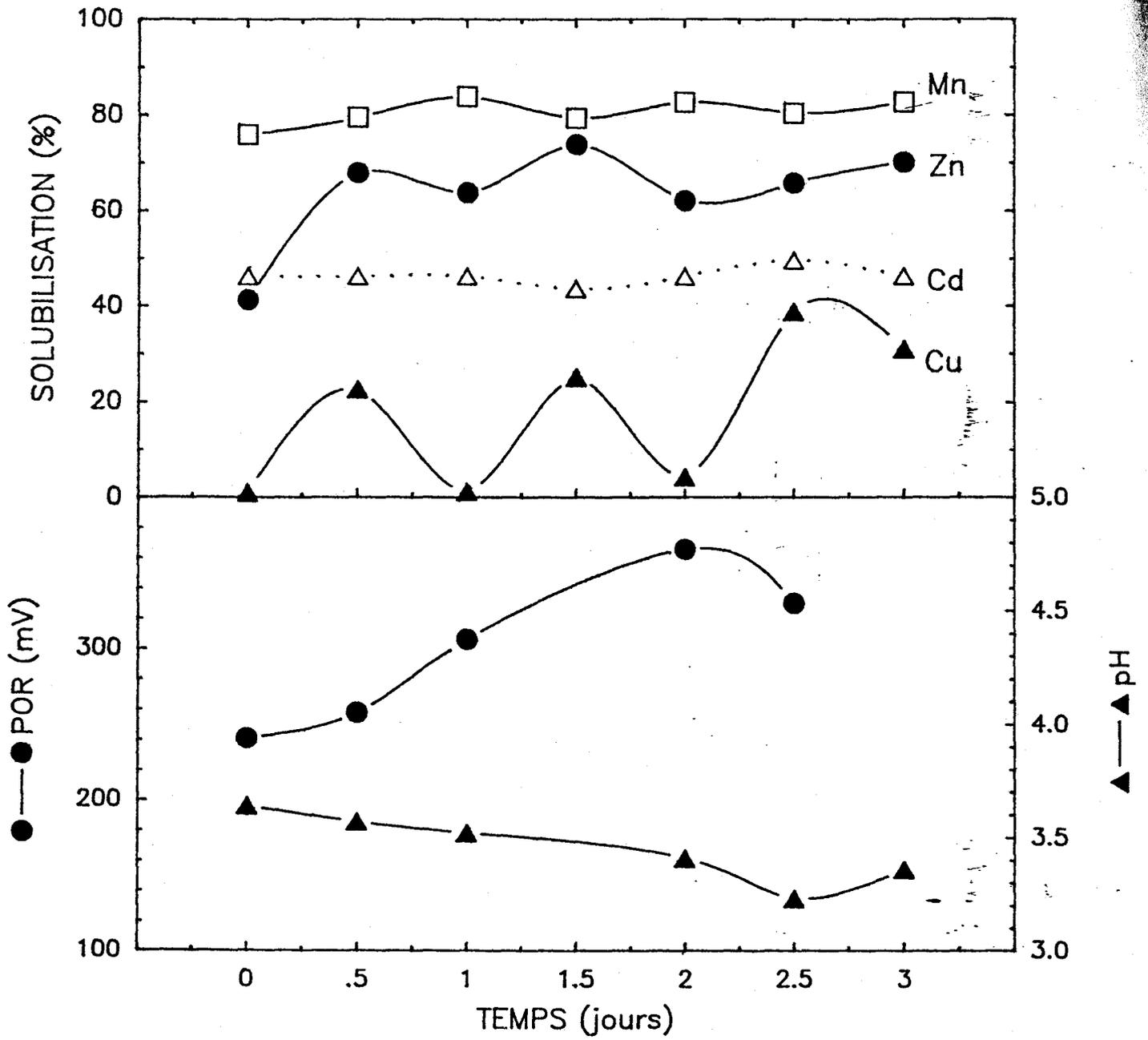


Figure 4.1a: Solubilisation des métaux, POR et pH dans le BAP avec un temps de séjour de 0,5 jour (période de stabilité: jour 1,5 à 3)

11-307

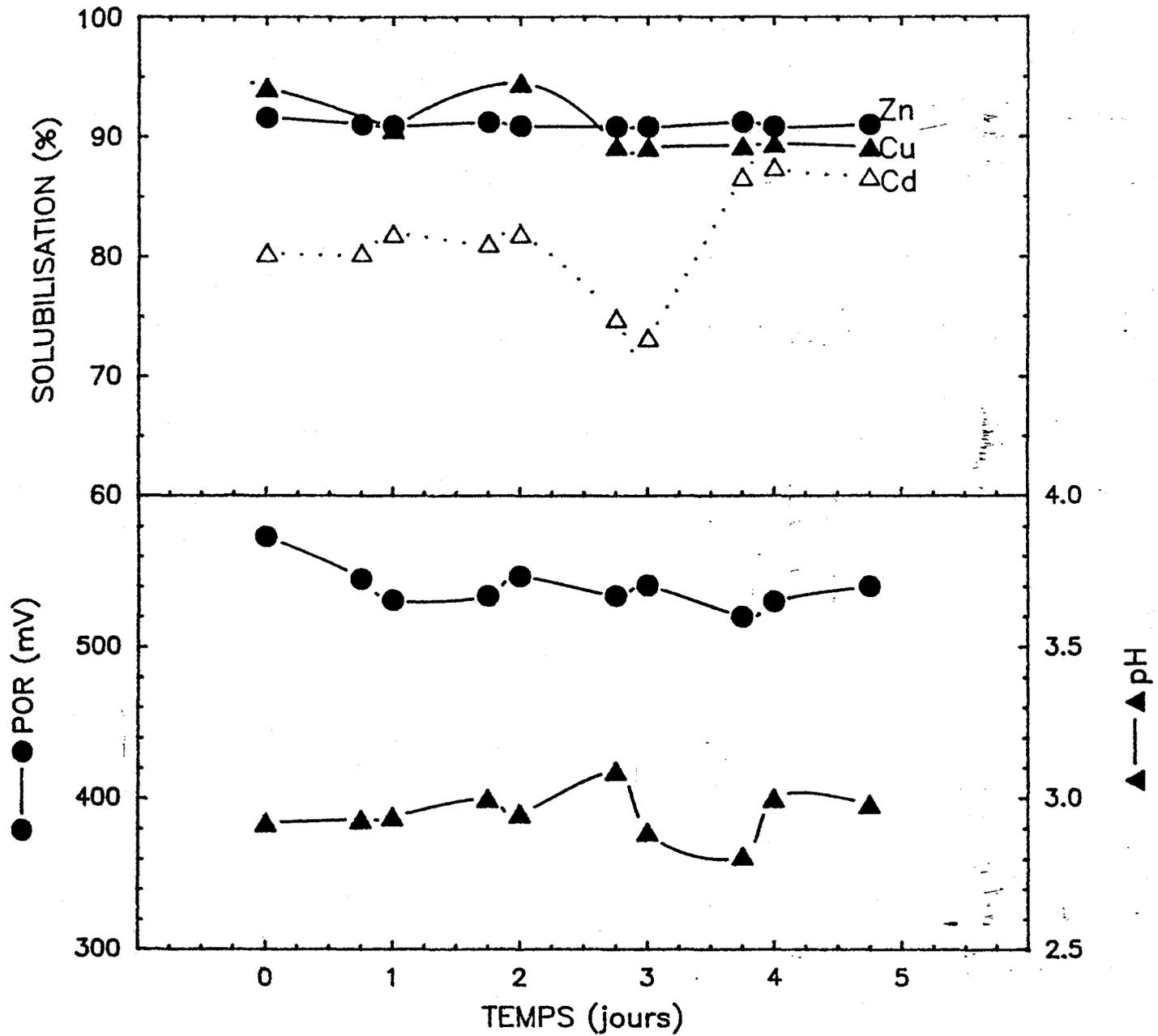


Figure 4.1b: Solubilisation des métaux, POR et pH dans le BAP avec un temps de séjour de 0,75 jour (période de stabilité: jours 2,25 à 4,75).

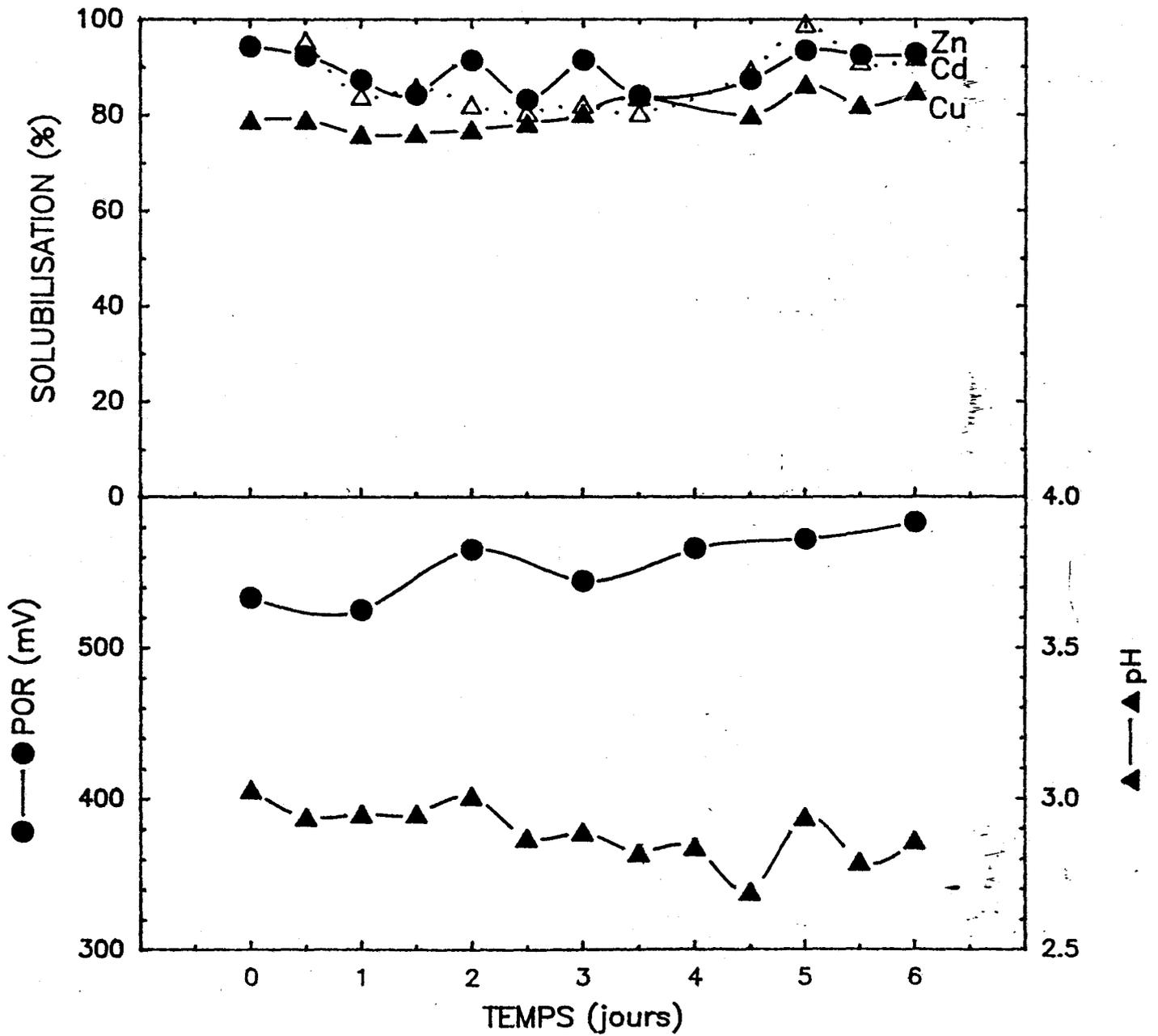


Figure 4.1c: Solubilisation des métaux, POR et pH dans le BAP avec un temps de séjour de 1,5 jours (période de stabilité: jours 1,5 à 6,0).

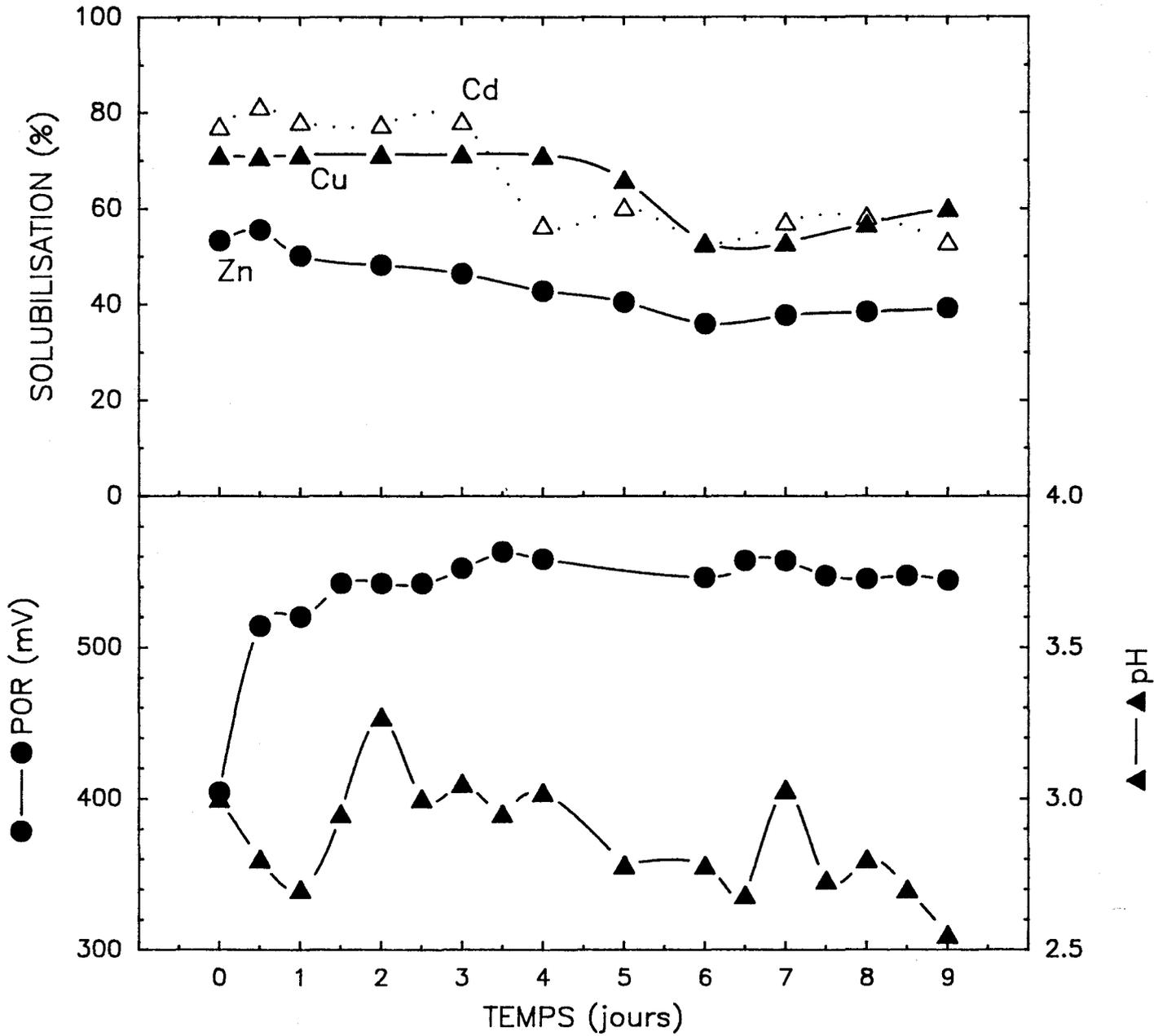


Figure 4.1d: Solubilisation des métaux, POR et pH dans le BAP avec un temps de séjour de 3,0 jours (période de stabilité: jours 0 à 9; période transitoire non caractérisée)

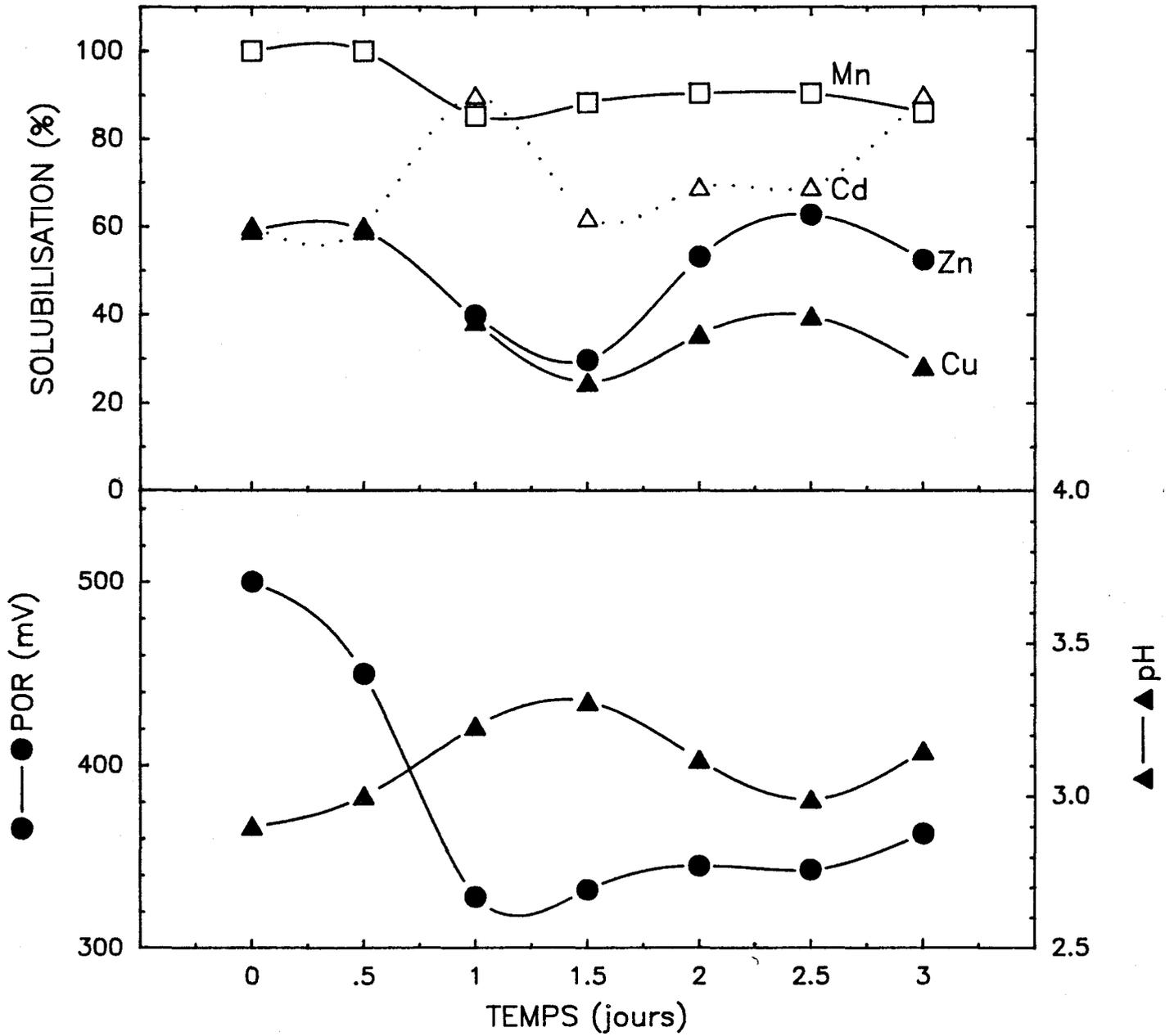


Figure 4.2a: Solubilisation des métaux, POR et pH dans le CSTR avec un temps de séjour de 0,5 jour (période de stabilité: jours 1,5 à 3)

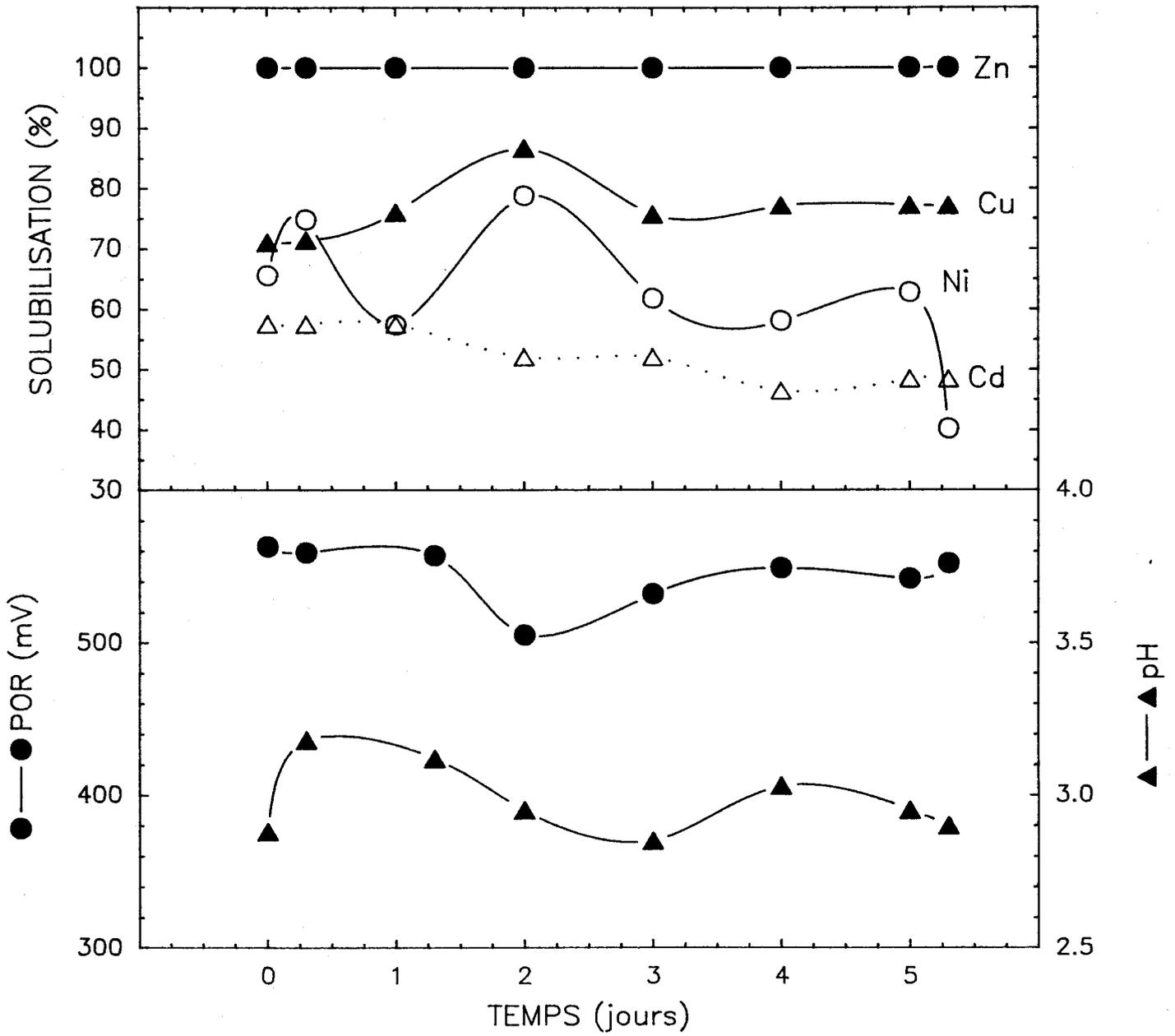


Figure 4.2c: Solubilisation des métaux, POR et pH dans le CSTR avec un temps de séjour de 1,5 jours (période de stabilité: jours 0 à 5, période transitoire non caractérisée)

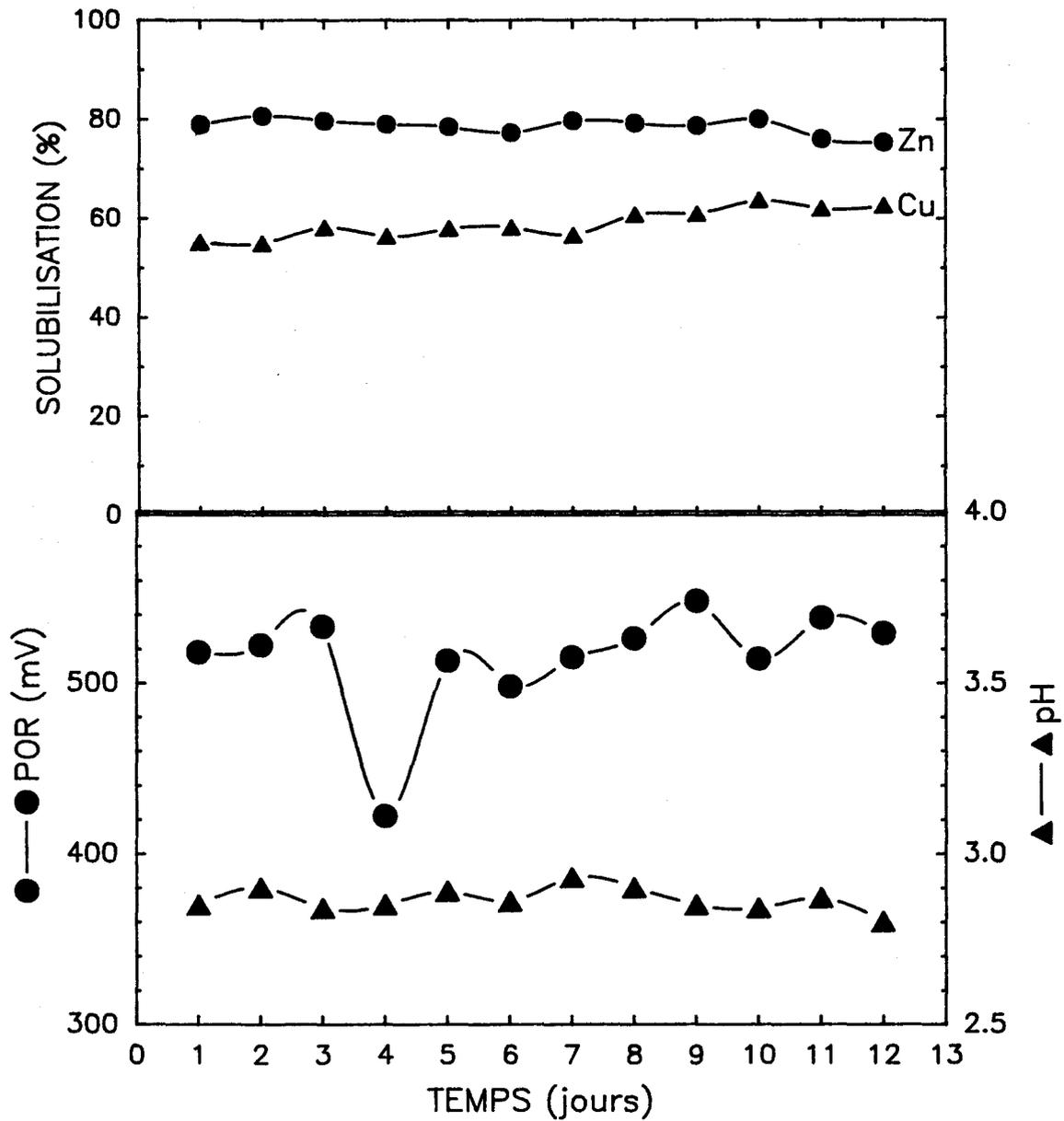


Figure 4.2d: Solubilisation des métaux, POR et pH dans le CSTR avec un temps de séjour de 3 jours (période de stabilité: jours 9 à 12)

Tableau 4.1: Caractéristiques importantes pour chaque temps de séjour

	FeSO <sub>4</sub> ·7H <sub>2</sub> O utilisé (g/L)	pH d'alimenta- tion	recyclage (%)	Solides totaux moyens (%)	Volume du réacteur) (L)
0,50/BAP	4	4,5	20	1,35	30
0,75/BAP	4	4,5	20	1,70	30
1,5/BAP	4	4,5	10	1,70	30
3,0/BAP	3	4,5	0	1,80	30
0,5/CSTR	4	4,5	20	1,92	30
0,75/CSTR	4	4,5	20	1,86	30
1,5/CSTR	4	4,5	10	2,20	5
3,0/CSTR	3	4,0	0	2,84	2,5

Tableau 4.2: Solubilisation moyenne des métaux dans les réacteurs

TEMPS DE RÉSIDENCE	RÉACTEUR EN CONTINU CSTR (%)	BIORÉACTEUR À ASCENSION PNEUMATIQUE BAP de 30L (%)
3,0 jours (3 g/L FeSO <sub>4</sub> ·7H <sub>2</sub> O)	Cu = 62 Zn = 77 Cd = 66 Ni = 95 Cr = 3 Pb = 2	Cu = 65 Zn = 44 Cd = 66
1,5 jours (10% recyclage) (4 g/L FeSO <sub>4</sub> ·7H <sub>2</sub> O)	Cu = 77 Zn = 100 Cd = 52 Ni = 62	Cu = 81 Zn = 91 Cd = 90 Ni = 78
0,75 jour (20% recyclage) (4 g/L FeSO <sub>4</sub> ·7H <sub>2</sub> O)	Cu = 91 Zn = 94 Cd = 67 Ni = 67 Mn = 93 Cr = 8 Pb = 7	Cu = 89 Zn = 91 Cd = 82
0,50 jour	Cu = 32 Zn = 50 Cd = 73 Ni = 34 Mn = 89 Cr = 2 Pb = 3	Cu = 25 Zn = 68 Cd = 46 Ni = 60 Mn = 81 Cr = 3 Pb = 4

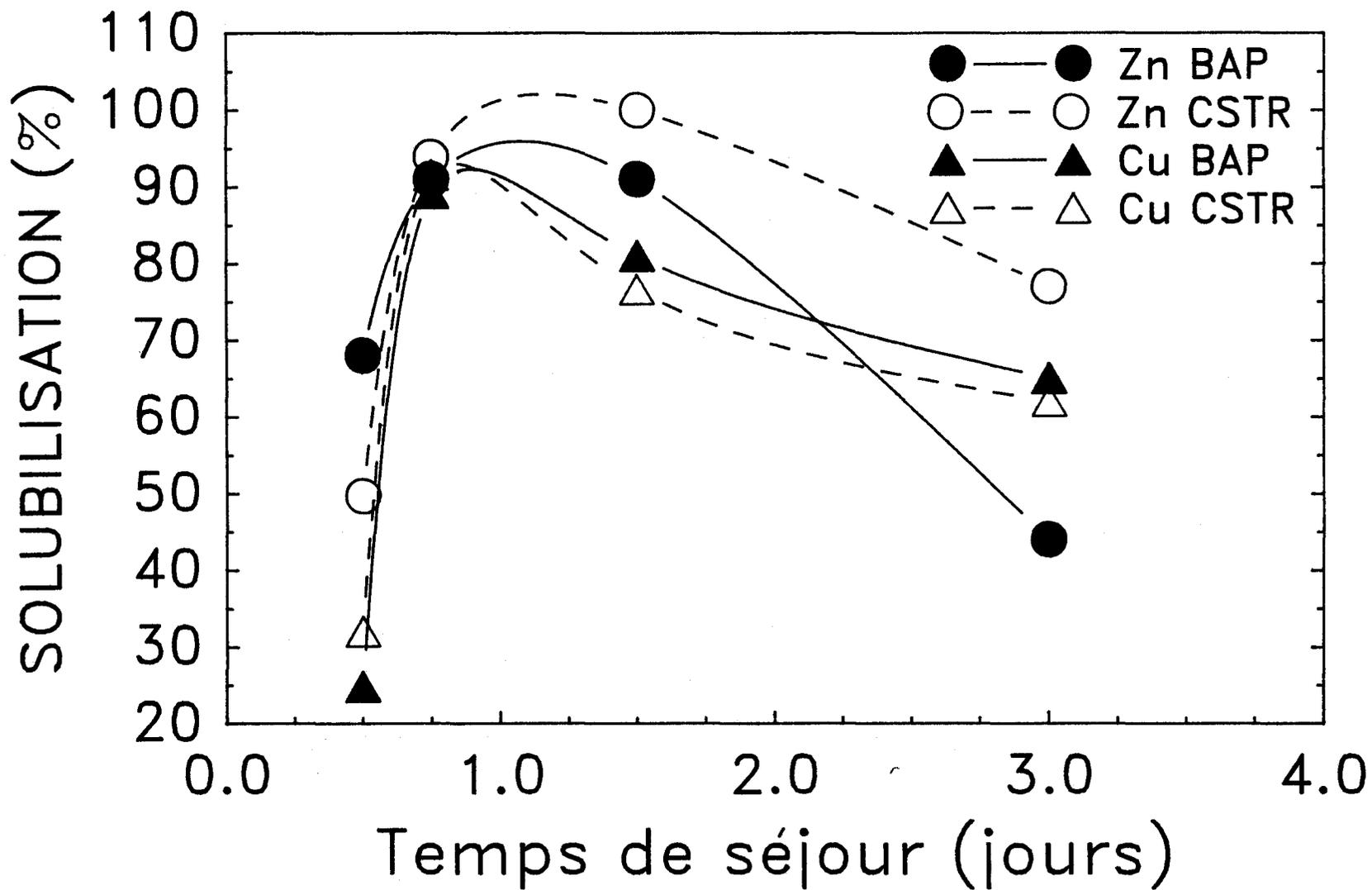


Figure 4.3: Solubilisation du cuivre et du zinc dans les réacteurs en fonction du temps de séjour

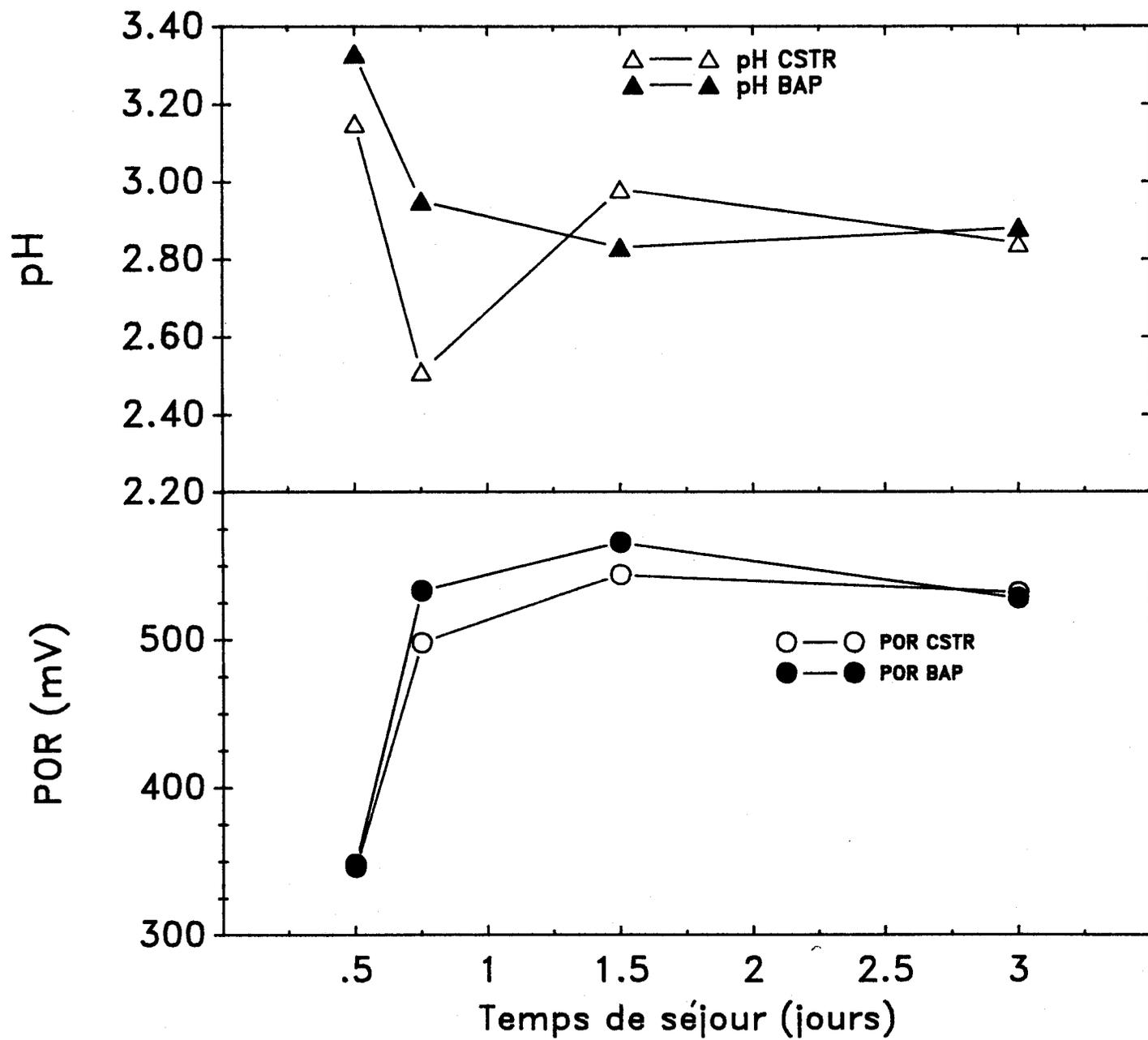


Figure 4.4: POR et pH moyens dans les réacteurs.

valeurs sont regroupées. À 1,5 jours le zinc voit sa solubilisation augmenter alors que celle du cuivre diminue. La solubilisation du zinc est donc favorisée par un long temps de séjour (voir Tome II) ce qui n'est pas le cas pour le cuivre. Le tableau 4.3 présente les valeurs moyennes de pH et de POR lors des divers temps de séjour, la figure 4.4 nous donne l'aspect graphique de ceci. Le POR augmente dans les 2 réacteurs entre les jours 0,75 et 1,5 jours (Figure 4.4) alors que le pH du BAP diminue et celui du CSTR augmente. En fait, dans le BAP les meilleures conditions de pH et de POR se retrouvent au temps de séjour de 1,5 jours, alors que la solubilisation est plus élevée au temps de séjour de 0,75 jour. Dans le CSTR les meilleures conditions de POR se trouvent à 1,5 jours, celles pour le pH et pour une solubilisation maximale à 0,75 jour.

Un facteur important à considérer est la concentration des métaux à solubiliser car les taux de solubilisation sont fonction de cette concentration. Le tableau 4.4 présente ces taux et les concentrations présentes dans les boues alors que la figure 4.5 donne une image visuelle des taux. À la consultation du tableau 4.4, il apparaît que la concentration en zinc et en cuivre est toujours supérieur dans le CSTR que dans le BAP à l'exception du temps de séjour de 3 jours. Ceci correspond à des taux supérieurs de solubilisation dans le CSTR (Figure 4.5). Vu la corrélation qui semble exister entre la concentration de ces métaux (Cu et Zn) et leurs taux de solubilisation, divers essais de corrélation ont été effectués entre les taux et les concentrations.

#### 4.1.1 Corrélations entre les taux de solubilisation et les concentrations en cuivre et en zinc

À la figure 4.6, des taux de solubilisation du cuivre et du zinc ont été corrélés aux concentrations de zinc ou de cuivre pour chaque temps de séjour.

Tableau 4.3: Valeurs moyennes de pH et de POR lors des divers temps de séjour dans les deux réacteurs

	pH moyen	POR moyen (mV)
0,5 jour/BAP	3,33	348
0,75 jour/BAP	2,95	533
1,5 jours/BAP	2,83	566
3,0 jours/BAP	2,88	528
0,5 jour/CSIR	3,15	346
0,75 jour/CSIR	2,51	498
1,5 jours/CSIR	2,98	544
3,0 jours/CSIR	2,84	532

Tableau 4.4: Taux et pourcentages moyens de solubilisation du Cu et du Zn dans le CSIR et dans le BAP à différents temps de séjour

Temps de séjour	Cu						Zn					
	Taux ( $m \cdot L^{-1} \cdot jour^{-1}$ )		Pourcentage moyen (%)		Concentration initiale ( $mg \cdot L^{-1}$ )		Taux ( $m \cdot L^{-1} \cdot jour^{-1}$ )		Pourcentage moyen (%)		Concentration initiale ( $mg \cdot L^{-1}$ )	
	CSIR	BAP	CSIR	BAP	CSIR	BAP	CSIR	BAP	CSIR	BAP	CSIR	BAP
0,50	32,29	10,81	32	25	50,4	21,9	16,56	11,33	50	68	16,7	8,3
0,75	61,12	35,42	92	89	50,1	29,8	42,92	15,43	94	91	34,3	12,7
1,50	26,69	19,94	77	81	52,0	36,9	11,88	5,96	100	91	17,8	9,8
3,00	2,5	6,17	62	65	25,0	28,2	5,30	3,57	77	44	20,0	24,4

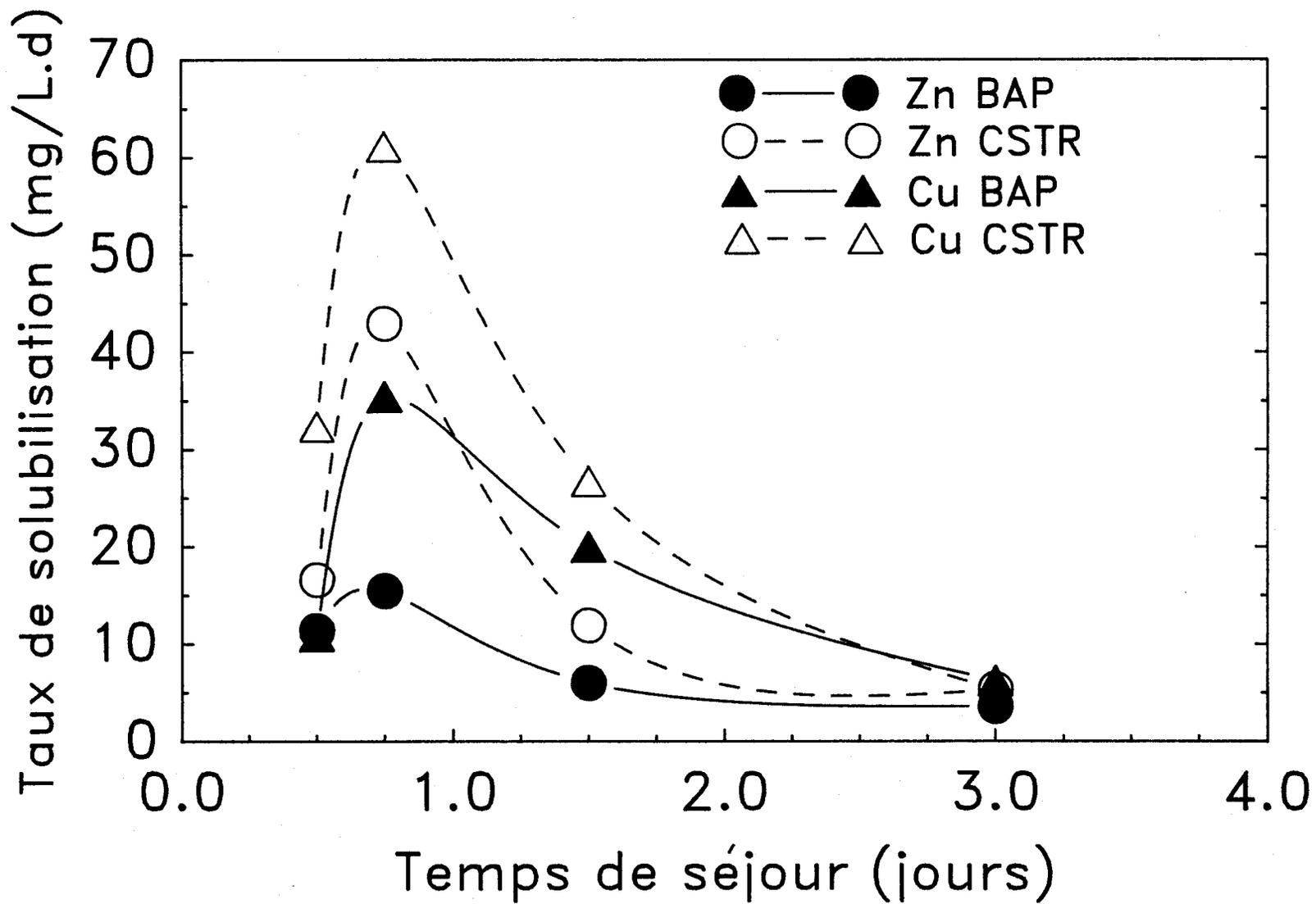


Figure 4.5: Taux moyens de solubilisation du cuivre et du zinc dans les deux réacteurs.

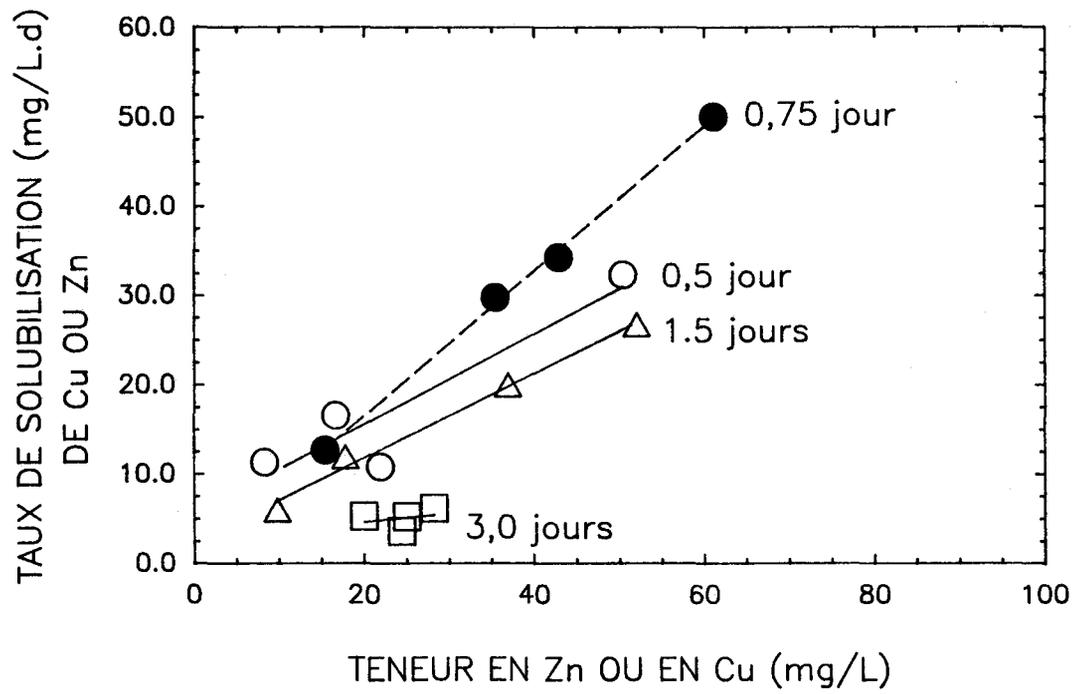


Figure 4.6: Corrélation entre le taux de solubilisation de Zn ou Cu et la teneur respective de chaque élément pour les divers temps de séjour.

De ces courbes, il ressort que pour 0,75 jour et 1,5 jours, les facteurs de corrélation sont très forts et que le taux est indépendant de l'élément étudié pour le zinc et le cuivre puisque ces deux éléments obéissent à une même équation ( $R=0,999$ ). Les équations et les coefficients de corrélation sont présentés au tableau 4.5. Étant donné qu'il est possible de passer une même droite pour les résultats du CSTR et du BAP pour 0,75 jours et 1,5 jours, il est possible de conclure que ces deux réacteurs ont le même rendement. Ces résultats de corrélation démontrent que le temps de séjour est le facteur principal face à la solubilisation avec un maximum à 0,75 jour.

Le second facteur semble être la concentration du métal car à 0,75 jour on obtient un coefficient de corrélation de 0,999 (Tableau 4.5) entre les taux et les concentrations. Il est assez étonnant de voir que le cuivre, le zinc, le CSTR et le BAP correspondent tous à la même droite pour un même temps de séjour. Ceci démontre bien en fait la prépondérance de la concentration de ces deux métaux sur leur taux respectifs de solubilisation dans la gamme de concentration de 5,3 à 61,1 mg L<sup>-1</sup> (Zn et Cu pris séparément). Ces résultats sont très importants car ils permettent d'avoir une simple équation linéaire par temps de séjour pour prévoir les taux de solubilisation du zinc et du cuivre à partir de leur concentrations respectives. Les équations et les coefficients de corrélation sont présentés au tableau 4.5.

Au tome II, il avait été démontré que le pH et le POR étaient les paramètres d'importance. Il faut se rappeler qu'alors la quantité de substrat était limitante, donc que le fonctionnement n'était pas optimal. Ici avec 4 g L<sup>-1</sup> de FeSO<sub>4</sub>·7H<sub>2</sub>O, nous nous situons davantage dans la zone optimale, ce qui permet de bien cerner l'importance du temps de séjour puis de la concentration du métal. Les équations du tableau 4.5 démontrent que dans un fonctionnement optimal les

Tableau 4.5: Droite de régression du taux de solubilisation du zinc ou du cuivre en fonction de la teneur en zinc ou en cuivre

Temps de séjour (jours)	Droite de régression	Coefficient de corrélacion R
0,5	$T = 0,508 C + 5,40$	0,924
0,75	$T = 0,813 C + 0,253$	0,999
1,5	$T = 0,475 C + 2,27$	0,995
3,0	$T = 0,095 C + 2,74$	0,296

T = taux ( $\text{mg L}^{-1}\text{d}^{-1}$ )

C = concentration du métal ( $\text{mg L}^{-1}$ )

réactions de solubilisations sont de premier ordre avec la concentration de Cu ou de Zn comme principal facteur. Il ne faut pas oublier cependant que ceci n'est valable que pour des conditions constantes, soit pH d'alimentation de 4,5,  $4 \text{ g L}^{-1} \text{ FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$  et environ 1,9% de solides totaux.

#### 4.1.2 Solubilisation de Mn, Ni, Cd, Cr et Pb

La solubilisation du manganèse a été étudiée lors des derniers temps de séjour exécutés, car il dépasse parfois la norme (Tome I) et le substrat ( $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ ) en contient jusqu'à  $1500 \text{ mg kg}^{-1}$ . D'où l'importance d'avoir une solubilisation forte du manganèse. Heureusement, ce métal solubilise très facilement car même au temps de séjour de 0,5 jour dans le BAP et le CSTR, il a été solubilisé à 81% et 89% (Tableau 4.2). Au temps de séjour de 0,75 jour dans le CSTR il a été solubilisé à 93%. De ces chiffres il est possible de conclure qu'il n'y a aucune difficulté à solubiliser cet élément, et ce même lorsque les conditions sont peu propices à la solubilisation des métaux (0,5 jour/BAP et CSTR).

Le nickel pour sa part dépasse rarement les normes au Québec (Tome I). Sa solubilisation diminue avec la baisse d'efficacité du réacteur. C'est ainsi qu'à 0,5 jour dans le CSTR il ne solubilise qu'à 34% alors qu'à 0,75 jour dans le même réacteur il atteint 67% de solubilisation. La meilleure solubilisation du nickel fut cependant obtenue à 3 jours de temps de séjour avec le CSTR (95%). Le nickel a dans ce sens un comportement unique, quoiqu'il est difficile de généraliser cette observation car les erreurs d'analyses sont relativement importantes pour cet élément étant donné sa faible concentration ( $0,20$  à  $0,80 \text{ mg L}^{-1}$ ). Il serait en fait très utile d'utiliser des boues fortement contaminées en nickel pour pouvoir étudier à fond sa solubilisation. Au Québec, ce genre de boue anaérobie ne semble pas exister jusqu'à maintenant.

Le cadmium a un comportement constant. Dans le CSTR sa solubilisation varie de 52 à 73% alors que dans le BAP elle va jusqu'à 90% (1,5 jours). En fait, lorsque la solubilisation est forte (90% et 82%), la teneur en cadmium est faible (6,5 et 7,5 mg kg<sup>-1</sup>). La solubilisation du cadmium se compare mieux sur la base absolue de ce qui est vraiment solubilisé. Le tableau 4.6 permet la comparaison.

De ce tableau, il apparaît que si le cadmium est faiblement présent, sa solubilisation en % est forte. S'il s'approche de la norme de 15 mg kg<sup>-1</sup> (0,300 mg L<sup>-1</sup>) on peut espérer en solubiliser les deux tiers et descendre la concentration à 5 mg kg<sup>-1</sup>. Ceci est encourageant étant donné la forte toxicité du cadmium. Ce comportement indique que le cadmium est principalement contrôlé par une constante de produit de solubilité.

Le chrome n'est jamais solubilisé à plus de 8% alors que pour le plomb 7% sont solubilisés. Le meilleur temps de séjour à cet égard est celui de 0,75 jour dans le CSTR. Il faut dire ici que les essais dans le BAP (3, 1,5 et 0,75 jours) n'ont pas comporté d'analyse du plomb ce qui limite la comparaison. En fait, les sels de chrome et de plomb ont une très forte affinité pour se complexer avec la matière organique (Theis & Hayes, 1980). Le chrome et le plomb dépassent rarement les normes dans les boues du Québec (Tome I) ce qui est heureux étant donné la faible solubilisation qu'ils présentent.

#### 4.1.3 Consommation d'acide du procédé

Le tableau 4.7 présente la consommation d'acide sulfurique requise pour préacidifier les boues. Premièrement, il est intéressant de noter la baisse de

Tableau 4.6: Solubilisation du cadmium

Temps de séjour (jours)	BAP (mg L <sup>-1</sup> solubilisé)	Cd présent (mg L <sup>-1</sup> )	Solubilisation (%)	CSTR (mg L <sup>-1</sup> solubilisé)	Cd présent (mg L <sup>-1</sup> )	Solubilisation (%)
3,0	0,20	0,31	66	0,08	0,12	66
1,5	0,100	0,112	90	0,15	0,29	52
0,75	0,103	0,127	82	0,20	0,30	67
0,50	0,085	0,186	46	0,09	0,123	73

Tableau 4.7: Consommation d'acide sulfurique pour acidification des boues à pH 4.5

Essai	% ST	Volume de boue (L)	Volume H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (mL)	Acides requis (g H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> /g boue sèche)
0,5 jour/CSIR	1,76	12,5	160,4 (5%)	0,067
0,5 jour/CSIR	1,60	12,5	159,0 (5%)	0,073
0,5 jour/CSIR	1,39	1	10,2 (5%)	0,067
0,75 jour/CSIR	2,00	1	17,2 (5%)	0,078
0,75 jour/CSIR	2,00	1	16,4 (5%)	0,075
			moyenne	<u>0,072</u>
0,75 jour/BAP	1,7	35	275 (15%)	0,127
0,75 jour/BAP	1,7	30	230 (15%)	0,124
0,75 jour/BAP	1,7	32	223 (15%)	0,110
0,75 jour/BAP	1,7	32	235 (15%)	0,120
0,75 jour/BAP	1,7	38	270 (15%)	0,120
1,5 jours/BAP	1,7	25	200 (15%)	0,130
1,5 jours/BAP	1,7	21	168 (15%)	0,130
1,5 jours/BAP	1,7	12	105 (15%)	0,142
1,5 jours/BAP	1,7	18	160 (15%)	0,144
1,5 jours/BAP	1,7	18	153 (15%)	0,138
			moyenne	<u>0,129</u>
3,0 jours/CSIR	voir tome II acidification à pH 4		moyenne	0,171

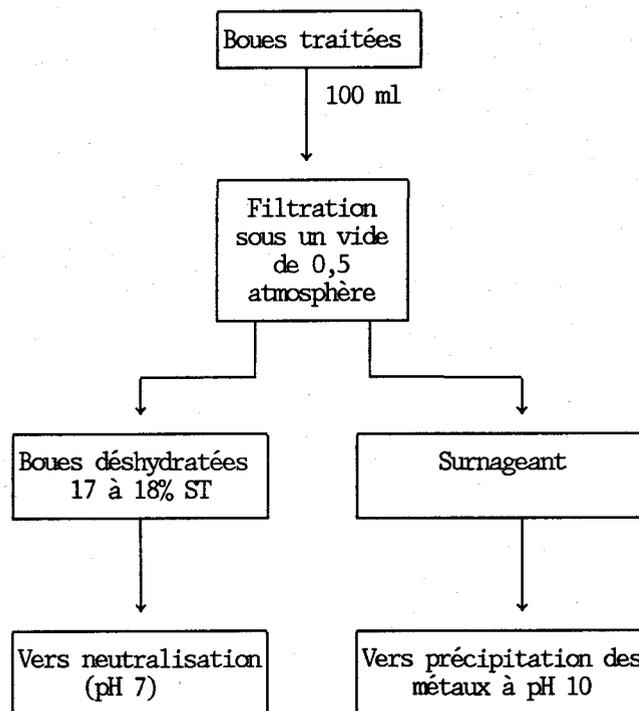


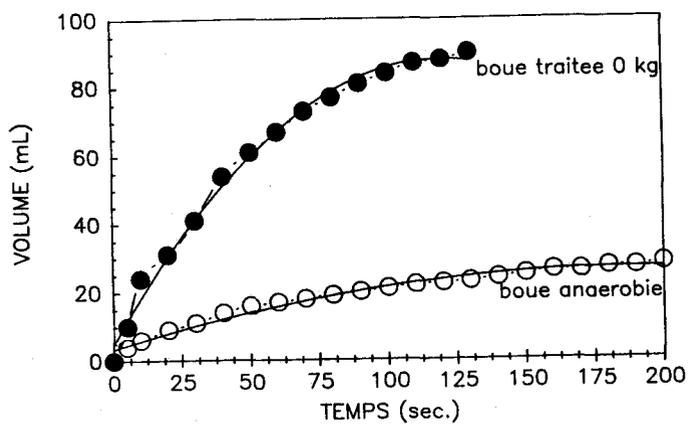
Figure 4.7: Schéma général de l'étape du test de filtrabilité

consommation d'acide due au pH de préacidification qui est maintenant de 4,5 au lieu de 4,0. Il est cependant étonnant de voir apparaître deux classes de consommation d'acide pour les mêmes boues pour un même pH. Les essais faits depuis le mois d'août 1988 consomment 0,072 g H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>/g boues sèches alors que ceux qui ont été faits avant juillet 1988 ont consommé 0,129 g H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>/g de boues sèches en moyenne. Ceci représente une baisse de la consommation d'acide de 44%. La vérification des calculs n'a pas permis d'expliquer cet écart. Cependant, les contacts avec M. Joyal de la station d'épuration des eaux usées de Valcartier (9 novembre 1988) ont permis d'élucider le mystère. En fait, jusqu'au printemps dernier, la digestion anaérobie à Valcartier avait tendance à s'acidifier. Pour combattre ceci, les opérateurs ajoutaient des quantités importantes de chaux, or depuis le milieu de l'été (1988), ils ont cessé tout ajout de chaux au digesteur anaérobie ce qui explique la baisse de consommation d'acide pour opérer la préacidification.

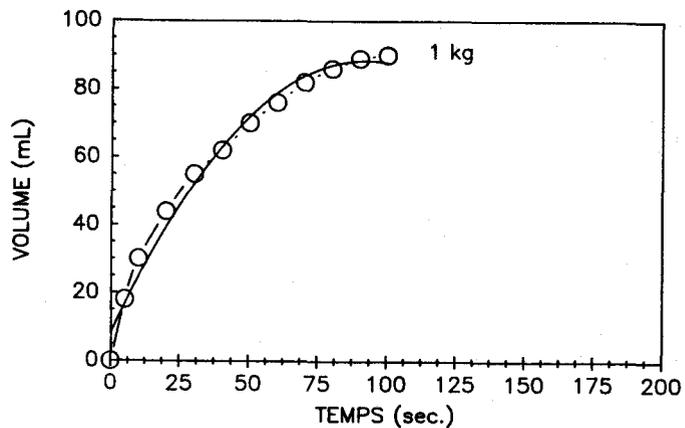
#### 4.2 SÉPARATION SOLIDE-LIQUIDE DES BOUES TRAITÉES

Il a été démontré dans le tome II que la décantation était inefficace pour opérer la séparation des solides du surnageant contaminé. Cette séparation doit être effectuée en deux heures pour éviter la reprecipitation du cuivre. Dans le but d'avoir un outil de choix pour la séparation solide-liquide, des tests de filtrabilité ont été faits lors des deux derniers temps de séjour soit 0,75 jour et 0,50 jour dans le CSTR. La figure 4.7 présente un schéma de l'étape qu'est la filtration.

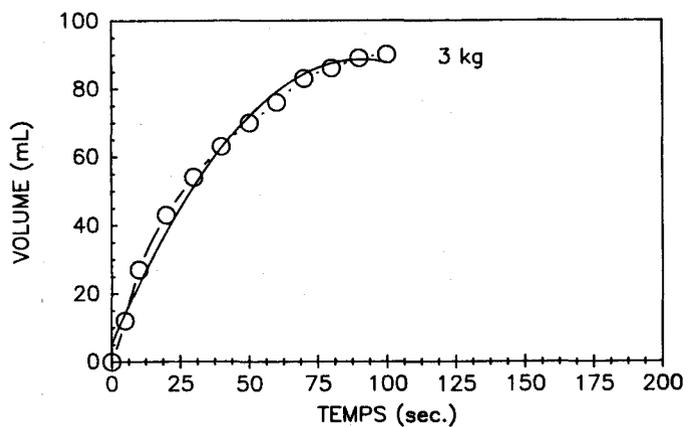
La mesure du volume de filtrat en fonction du temps de filtration permet de construire des graphiques tels ceux de la figure 4.8. Le polymère utilisé est le Percol 757. Déjà sur cette figure, il est possible de constater qu'après



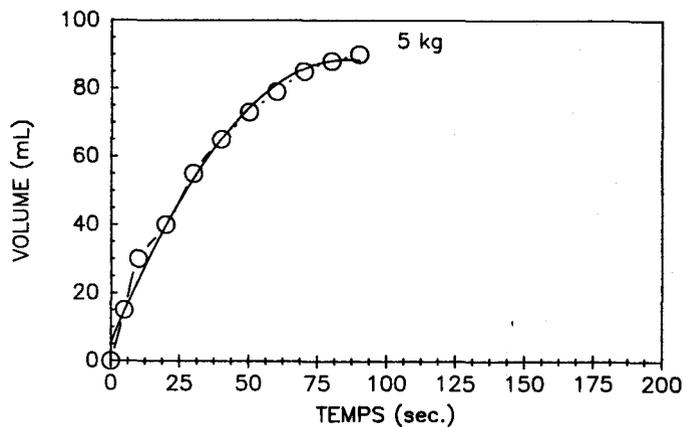
A



B



C



D

Figure 4.8a: Effet du temps de filtration sur le volume de filtrat:  
a) boue anaérobie et boue traitée sans polymère;  
b) boue traitée + 1 kg de polymère/tonne sèche  
c) boue traitée + 3 kg de polymère/tonne sèche  
d) boue traitée + 5 kg de polymère/tonne sèche

environ 140 secondes, on atteint 90 ml de filtrat pour les boues traitées alors que pour une boue anaérobie nature après 200 s il n'y a que 27 ml de filtrat. Dans le cas des boues traitées, à l'examen de la figure 4.8, il ne semble pas y avoir de bénéfice à ajouter du polymère. L'indice de filtrabilité sous vide de 0,5 atmosphère se calcule à l'aide de l'équation:

$$r_{0,5} = \frac{2a P S^2}{n c}$$

où a = pente du graphique 4.9 exprimée en s/m<sup>6</sup>

P = pression en Pascal (49 x 10<sup>3</sup>)

S = surface du filtre en m<sup>2</sup> (6,4 x 10<sup>-3</sup>)

n = viscosité dynamique du filtrat (1,1 x 10<sup>-3</sup> Pa · s à 20°C)

c = concentration en solides en Kg/m<sup>3</sup> (de 16,7 à 28,4)

r = exprimé en m/Kg

Les figures 4.9 (a à d) permettent de trouver la pente du graphique qui insérée dans l'équation permet le calcul de l'indice de filtrabilité des boues. Diverses doses de Percol 757 sont étudiées.

La figure 4.10 fait de même pour une boue anaérobie avec diverses doses de polymères. À la figure 4.11, les indices sont présentés en fonction du temps de séjour. À examiner cette figure, il est évident que la boue traitée est beaucoup plus facile à déshydrater (faible r<sub>0,5</sub>) qu'une boue anaérobie. Il y a un rapport de 38 entre l'indice de filtrabilité de la boue anaérobie et celle de la boue traitée sans ajout de polymère dans les deux cas. En fait, le sulfate ferreux est parfois utilisé comme acide flocculant (Degrémont, 1978) ce

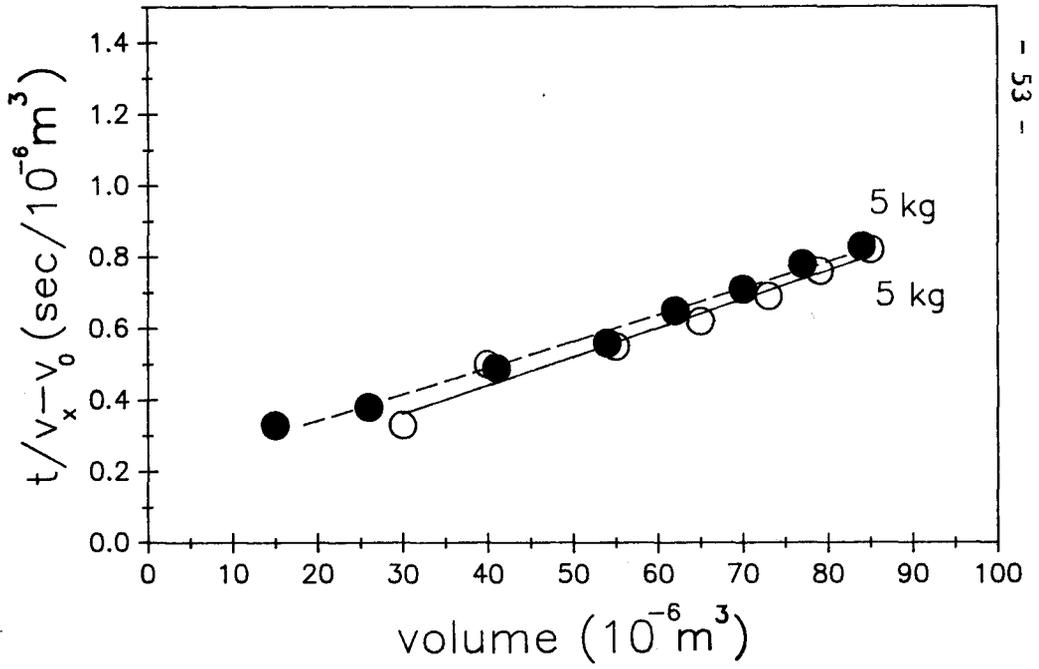
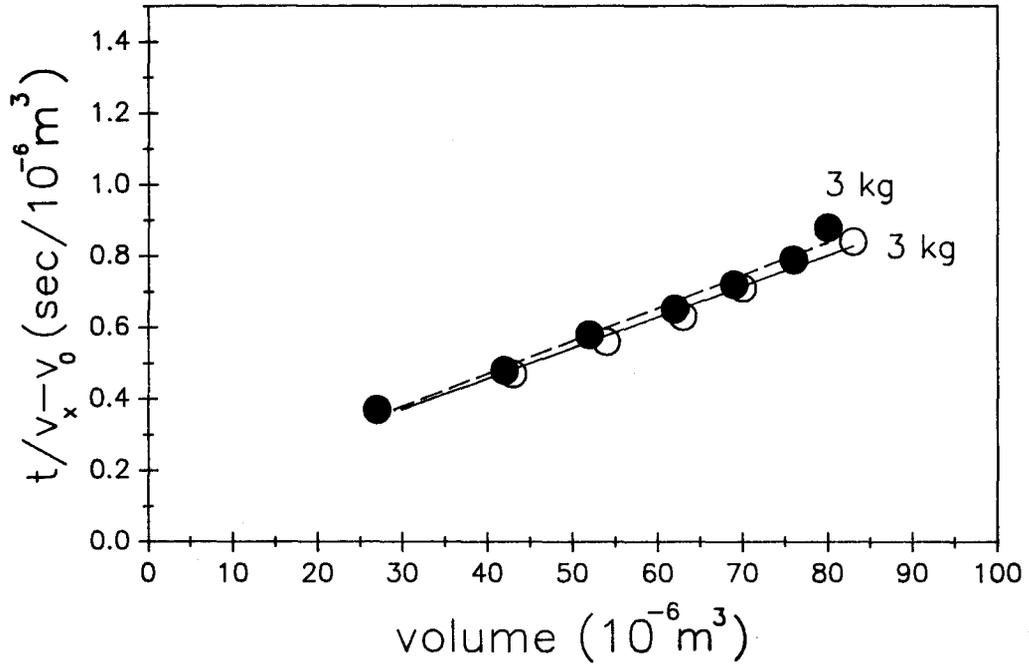
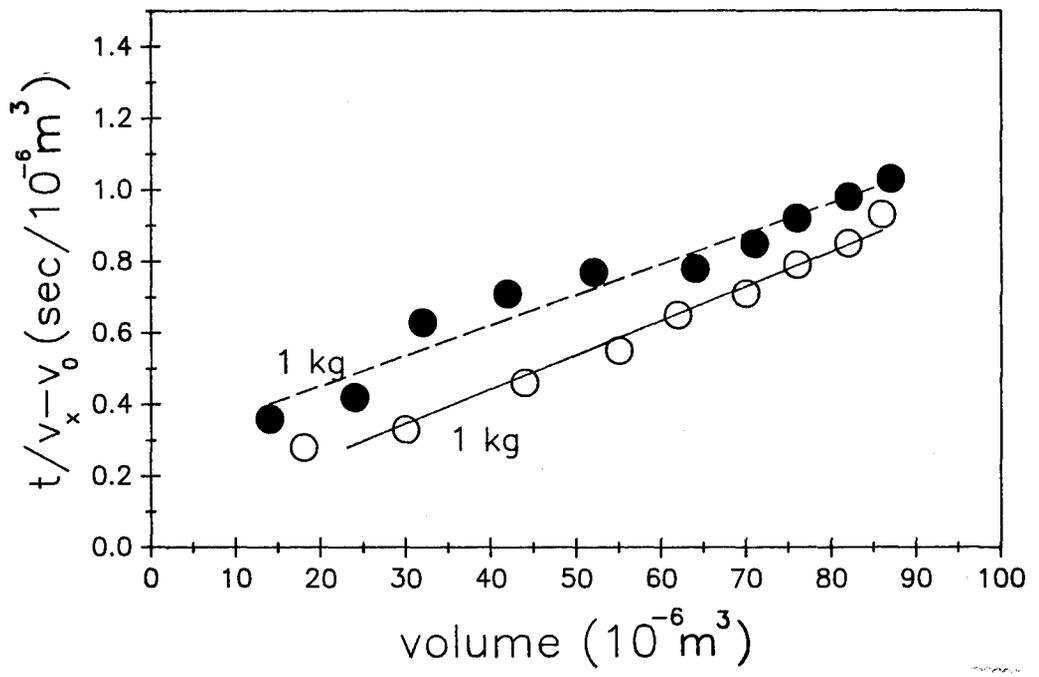
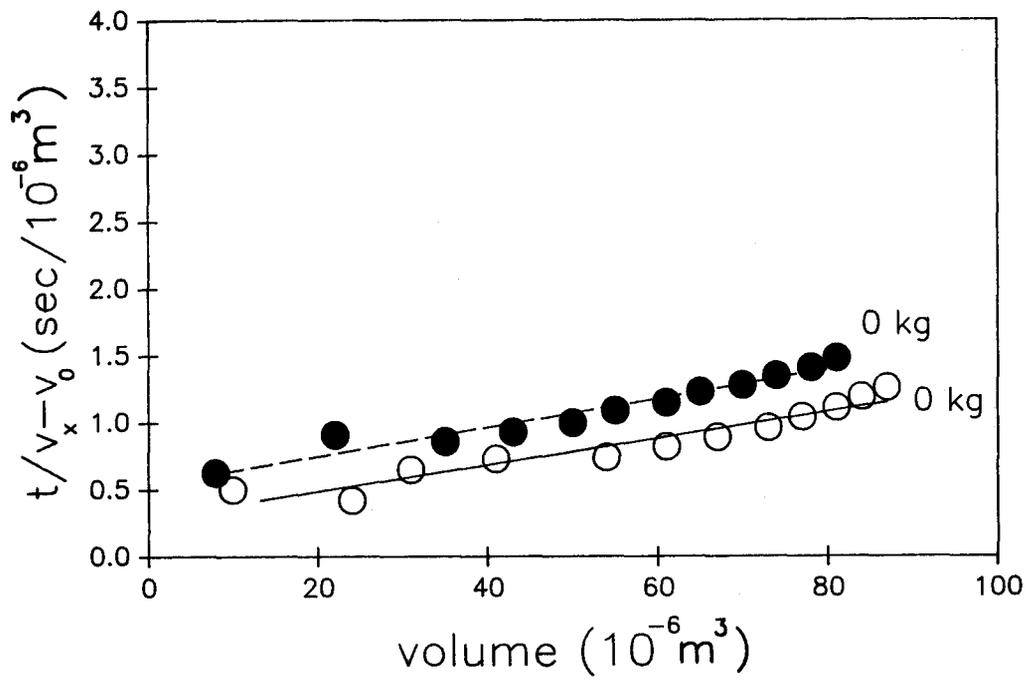


Figure 4.9: Détermination de la pente servant au calcul de la résistance spécifique à la filtration ( $r_{0,5}$ ) au jour 3 lors du temps de séjour de 0,75 jour dans le CSTR.

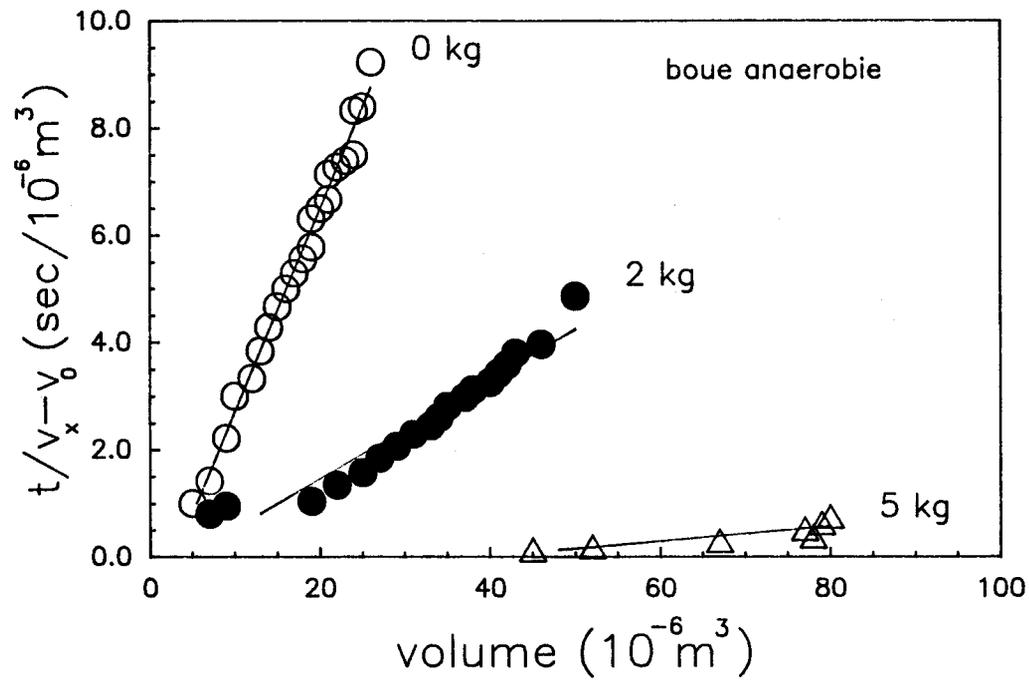


Figure 4.10: Détermination de la pente servant au calcul de la résistance spécifique à la filtration ( $r_{0,5}$ ) d'une boue anaérobie avec diverses doses de polymères

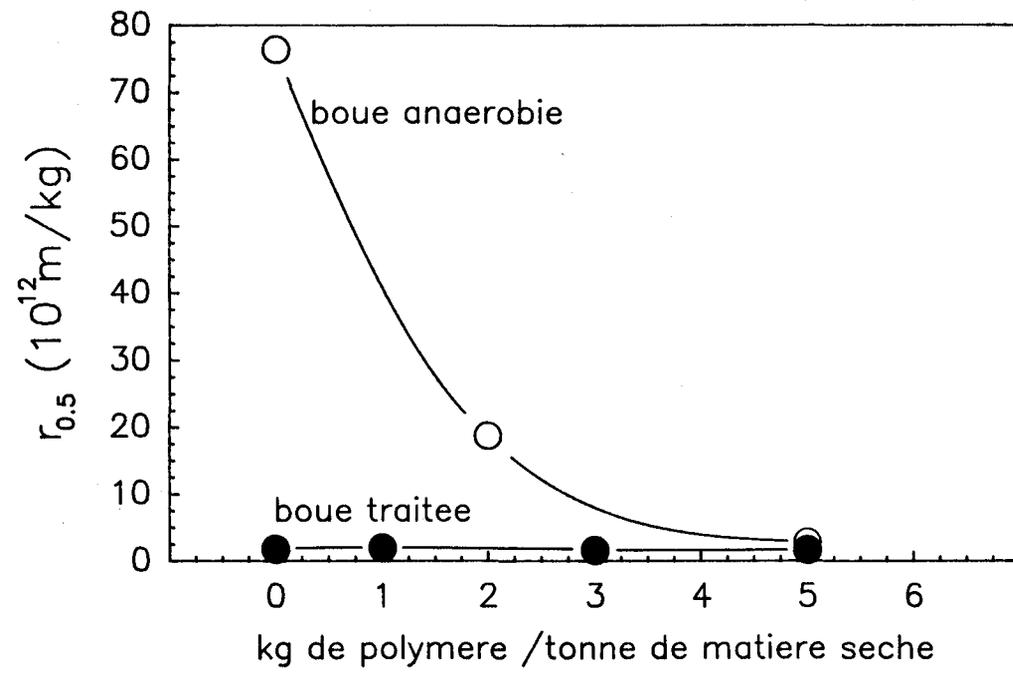


Figure 4.11: Effet de la dose de polymère Percol 757 sur l'indice de filtrabilité des boues traitées et des boues anaérobies.

qui explique ce résultat. La boue traitée est rouge d'hydroxyde et d'oxyde de fer et a une apparence très minérale. Ce qui résulte en une plus grande facilité à déshydrater une boue traitée qu'une boue anaérobie.

Un deuxième point à remarquer est l'inutilité d'ajouter du polymère pour les boues traitées, car l'indice ne s'améliore pas avec l'augmentation de la dose ce qui n'est pas le cas avec la boue anaérobie. En fait, selon Degremont (1978), il est possible d'éviter l'ajout de polymère si  $r_{0,5}$  est plus petit que  $8 \times 10^{12}$  m/kg lorsqu'un filtre presse à plateaux est utilisé. Donc lors d'un fonctionnement optimal, il semble inutile d'ajouter du polymère. Ceci est important car 3 kg de Percol 757/tonne sèche représente un coût de 16,50\$CAN/tonne sèche, ce qui est non négligeable. Le pourcentage de solides totaux des boues après 2 minutes de filtration sous un vide de 0,5 atmosphère atteint 17 à 18%.

De plus, Degremont (1978) spécifie que la filtration sous vide peut être envisagée si le temps de filtration se situe entre 2 et 4 minutes ce qui est le cas ici avec 2 min 20 secondes environ. D'après ces premières expériences, il est possible de conclure que ces boues seraient beaucoup plus faciles à déshydrater que les boues anaérobies en autant qu'un mode de déshydratation résistant à la corrosion est disponible.

Les mêmes essais ont été faits lors du jour 0 (annexe 4a) et du jour 2 (annexe 4b) au temps de séjour de 0,5 jour dans le CSTR. Les résultats sont présentés à la figure 4.12. Il y a eu hausse de l'indice de filtrabilité entre le jour 0 (bon fonctionnement) et le jour 2 (mauvais fonctionnement). Ceci est bien compréhensible puisqu'au jour 0, le réacteur n'est pas stabilisé et n'a pas encore subi le choc du très faible temps de séjour. En fait, il fonctionne bien avec un POR de 500 mV et un pH de 2,9 ce qui rend la boue facile à filtrer. Donc au jour 0, l'indice est bon quoiqu'une dose de 2 kg/tm paraisse

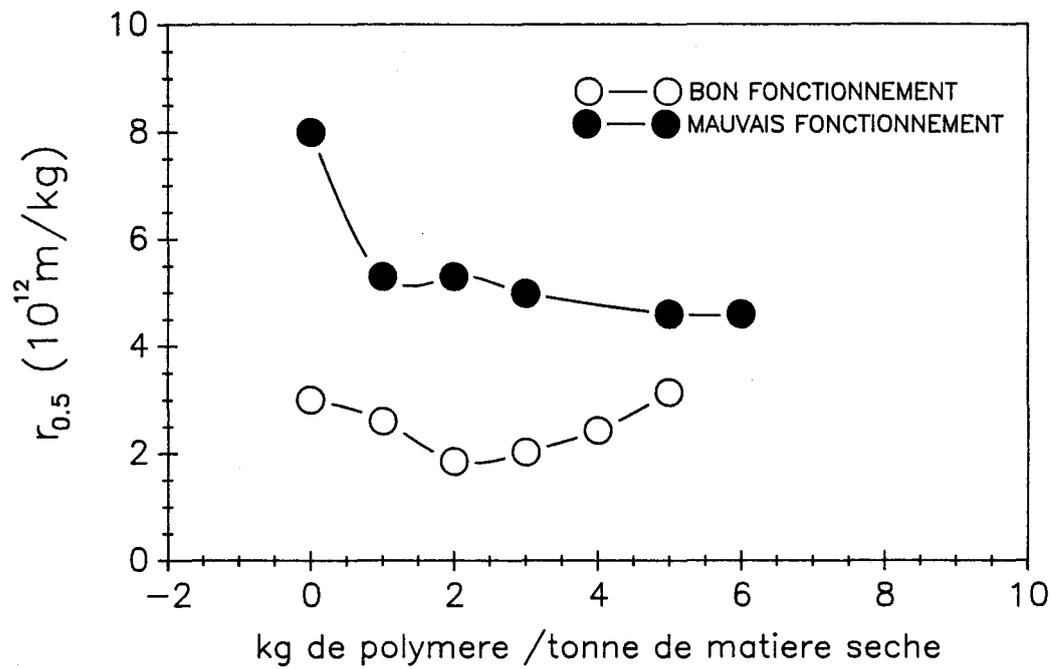


Figure 4.12: Indice de filtrabilité  $r_{0,5}$  en fonction de la dose de Percol 757 au jour 0 (bons POR et pH) et au jour 2 (mauvais fonctionnement) lors du temps de séjour de 0,5 jour dans le CSTR.

optimale comparé à 0 kg/tm avec 0,75 jour de temps de séjour. Au jour 2, le réacteur fonctionne mal à cause du faible temps de séjour. Le POR est à 363 mV, le pH à 3,15 et l'indice de filtrabilité se détériore, quoique sans polymère l'indice dépasse à peine  $8 \times 10^{12}$  m/kg qui est la limite pour ne pas mettre de polymère lors de la filtration sur un filtre presse à plateaux selon Degrémont (1978).

En résumé, les boues traitées semblent faciles à filtrer et il est fort possible que l'ajout de polymère soit inutile ce qui permettrait des économies importantes. D'ailleurs, Wong et Henry (1984a) conclurent que la centrifugation sans ajout de polymère était efficace pour déshydrater les boues traitées.

#### 4.2.1 Technologies envisageables pour la déshydratation

##### Filtration sous vide

Selon Degrémont (1978) lors du test de filtrabilité un temps de filtration sous vide se situant entre 2 et 4 minutes signifie la possibilité d'utiliser cette technique. Par contre, les mêmes auteurs spécifient qu'un indice de filtrabilité se situant entre  $5 \times 10^{11}$  et  $8 \times 10^{12}$  m/kg indique que la filtration sous vide n'est pas applicable. Nous faisons donc face ici à une contradiction. Celle-ci semble due au fait que dans le calcul de l'indice de filtrabilité, la concentration en solides totaux est au dénominateur. Or dans notre cas, elle est faible ( $\approx 19 \text{ kg/m}^3$ ) comparativement à la teneur normalement rencontrée dans les boues. L'EPA (1979b) spécifie que cette technologie est difficile à appliquer à une boue contenant moins de  $30 \text{ kg/m}^3$  (3%) de solides et

que cette méthode donne une siccité du gâteau de boue assez faible (15 à 20%). Cette technologie semble donc la moins prometteuse. Quoique selon M. Alan Bowser de Komline Sanderson, elle devrait très bien fonctionner. Cette compagnie construit et vend des filtres sous vide entièrement fabriqués en matière plastique. Ce type d'équipement aurait avantage à être étudié plus à fond, les coûts seront évalués plus loin dans ce rapport.

#### Filtre à bande presseuse

Selon M. Alan Bowser ce genre de système a de trop nombreuses pièces métalliques pour pouvoir songer à l'utiliser pour la déshydratation de boues acides.

#### Centrifugeuse

Wong & Henry (1984a) ont conclu que la centrifugation sans ajout de polymère était la meilleure solution pour ce genre de procédé. M. All Driver de la compagnie Penwalt Sharples a été contacté et il nous assure que leurs centrifugeuses en alliage d'acier inoxydable avec tuile en époxy peut résister à la corrosion causée par les boues acides (voir annexe 6). Il croit que les centrifugeuses devraient produire un gâteau avec une siccité d'environ 30%. Cette solution sera donc évaluée lors de l'évaluation économique.

#### Filtre presse à plateaux

Ce genre de filtre peut opérer sous diverses pressions et être entièrement construit en plastique donc à l'épreuve de la corrosion. Il s'agit d'un procédé dont les cycles durent de 2 à 8 heures qui requiert une surveillance

assez serrée. Par contre, c'est le procédé qui obtient la meilleure déshydratation avec une siccité du gâteau pouvant atteindre 40%, ce qui économise sur les frais de transport de la boue. Avec un  $r_{0,5}$  plus faible que  $8 \times 10^{12}$  ce procédé ne requiert pas l'ajout de polymère, ce qui est le cas ici. Ce mode de séparation sera donc aussi évalué du point de vue coûts.

#### 4.2.2 Bilan sur les métaux

Jusqu'à maintenant, la solubilisation des métaux a toujours été considérée dans le réacteur uniquement. Or comme les métaux peuvent reprécipiter suite à des changements de pH ou de POR (voir tome II), il est important d'évaluer l'enlèvement réelle des métaux après que la boue ait subi la déshydratation. Un bilan a donc été fait pour les temps de séjour de 0,75 et 0,50 jour dans le CSTR, ils sont présentés aux figures 4.13 et 4.14.

L'examen du bilan lors du temps de séjour de 0,75 jour (figure 4.13 ou annexe no 3b), il est d'abord évident qu'il y a un léger apport de Zn et de Mn par le sulfate ferreux. Ceci n'est cependant pas inquiétant puisque le zinc est réellement enlevé à 77% et le manganèse à 97% (boue traitée). Globalement, le bilan lors de ce temps de séjour est satisfaisant. Il y a une légère reprécipitation du cuivre (91,5% à 78%) et du zinc (93,9% à 77%) lors de la déshydratation. Le cadmium ne reprécipite pas alors que le chrome reste accrocher aux boues. Il y a une légère augmentation du plomb et du chrome qui ne peut s'expliquer que par la différence dans les méthodes d'analyses si on écarte l'hypothèse d'une contamination car le  $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$  n'en contient pratiquement pas. En fait, l'analyse des boues initiales se fait en mesurant un volume dont la teneur en solides est connue alors que celle des boues



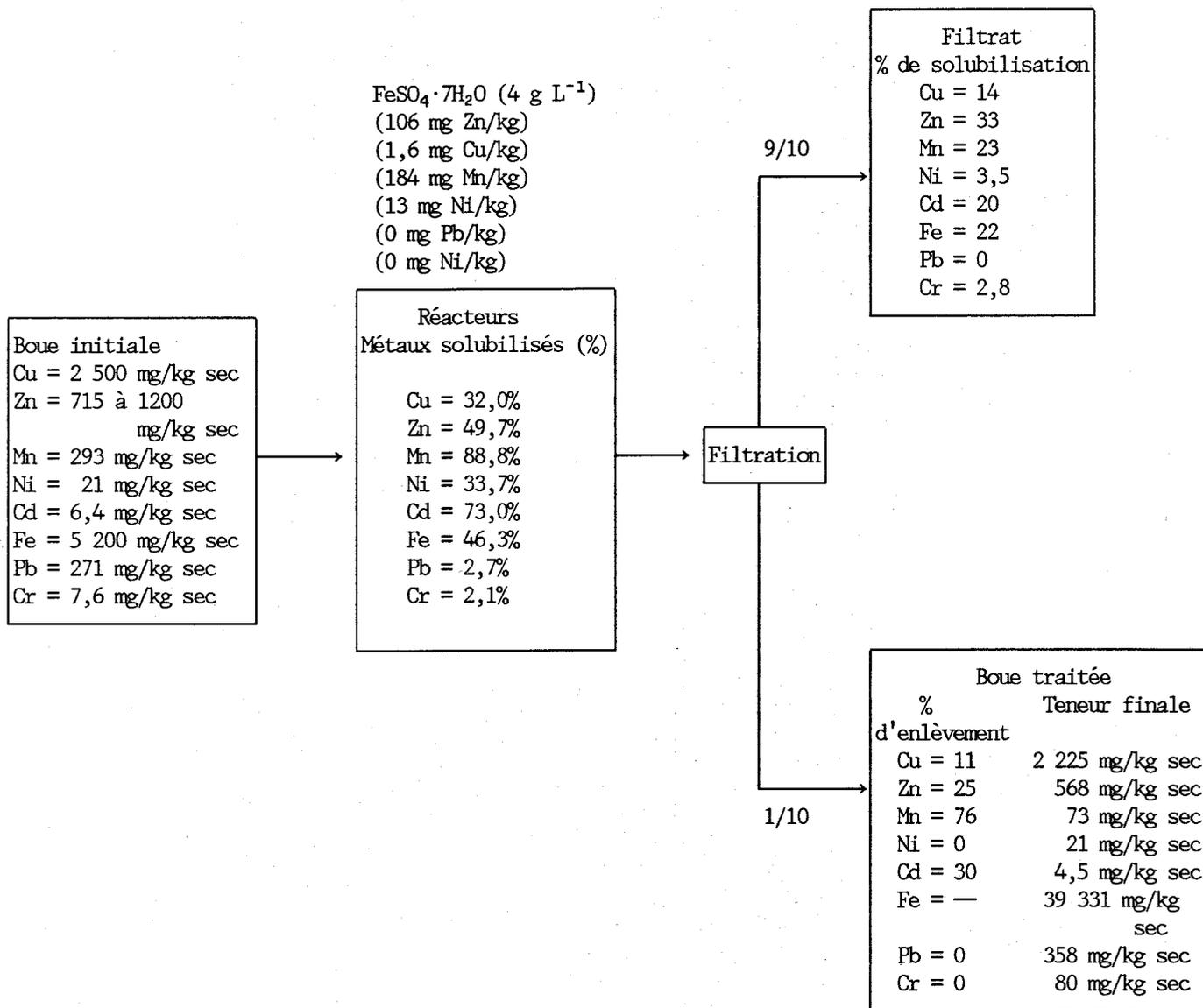
traitées se fait directement en pesant un poids sec de la boue. Ceci peut avoir contribué à l'écart retrouvé. Le nickel présente des réponses inattendues, en fait dans ce cas une faible contamination par une pièce métallique est possible car la boue ne contenait que  $0,43 \text{ mg L}^{-1}$ . Il s'agit d'une faible concentration et une contamination de  $0,10 \text{ mg L}^{-1}$  causent un écart de 25%. Il est donc très difficile de contrôler de si faibles concentrations d'un métal souvent retrouvé plaqué sur les pièces métalliques de laboratoire.

Le fer pour sa part, précipite en grande partie dans la boue qui voit sa teneur de fer triplée. Heureusement, le fer n'est pas un élément inquiétant au niveau de la toxicité (M. Giroux, MAPAQ) et son apport peut même être considéré comme bénéfique.

Le bilan lors du temps de séjour de 0,5 jour est beaucoup moins intéressant car le cuivre, le nickel et le cadmium, faiblement solubilisés dans le réacteur, reprécipitent lors de la déshydratation (Figure 4.14 ou annexe no 3a). Ceci est probablement dû au pH relativement (3,15) élevé et au POR faible (363 mV). Cette fois-ci, le sulfate ferreux contient peu de métaux. Le seul chiffre étrange est le faible pourcentage de Mn retrouvé dans le filtrat (23%) car celui-ci est fortement enlevé des boues (76%). La reprise des analyses n'a pas permis de trouver la source de l'erreur, une reprécipitation dans le filtrat semble la seule hypothèse plausible. À noter qu'encore une fois, le plomb semble légèrement augmenter sa teneur.

De façon générale, le bilan démontre bien que lors d'un bon fonctionnement, il y a peu de reprécipitation des métaux lors de la déshydratation. Cependant, celle-ci devra être rapide et opérer en deçà de 2 heures après que la boue quitte le réacteur.

Figure 4.14: Bilan sur les métaux lors du temps de séjour de 0,5 jour dans le CSIR.



#### 4.3 NEUTRALISATION DU FILTRAT ET DES BOUES

Les essais de neutralisation du filtrat à pH 10 pour précipiter les métaux et à pH 7 pour neutraliser les boues traitées ont été exécutés avec de la chaux et de la soude caustique NaOH. Les résultats sont détaillés dans l'annexe 5 et un résumé est présenté dans le tableau 4.8. Le filtrat requiert environ deux fois plus de base que les boues. La consommation de chaux est égale à la consommation de soude en base sèche. Après neutralisation du filtrat, la boue métallique formée décante et la mesure de l'indice du volume des boues est prise (voir section 3.4.2.8).

Les deux bases forment le même genre de boue avec des IVB identiques. Après 30 minutes de décantation, la boue métallique n'occupe que le quart (annexe 5c) du volume initial. Même si l'IVB est un peu élevé (276) la décantation semble bonne. En fait, l'IVB induit quelques peu en erreur car la teneur en MES est au dénominateur de l'équation:

$$IVB = \frac{VBC \times 1\ 000}{MES} = \text{ml/g}$$

VBC = volume des boues décantées après 30 minutes.

Or ici, les MES sont plus faibles (630 à 1 200) que dans une boue activée (2 000 à 2 500 mg/L). Une boue ayant un IVB supérieur à 200 est considérée comme problématique (Tardat-Henry et Beaudry, 1984). Cependant, au laboratoire, la décantation est rapide et ne semble pas poser de problèmes. En fait, un IVB de 273 à 1 000 mg/L de MES est identique à un IVB de 162 avec 2 000 mg/L de MES. C'est donc dire qu'ici un IVB de 273 indique une bonne décantation.

Tableau 4.8: Neutralisation des boues et du filtrat

	Poids de $\text{Ca(OH)}_2$ (g/g boue sèche)	Poids de NaOH (g/g boue sèche)
Précipitation des métaux (pH $\approx$ 10)	0,074	0,072
Neutralisation des boues (pH $\approx$ 7)	0,044	0,034
TOTAL	0,118	0,106
Production de boue métallique g MES/L de filtrat	0,91	0,78
IVB de la décanta- tion (ml/g)	276	273
MES dans le filtrat (mg/L)	630 à 1 200	765 à 800

La différence dans la production de boue ne semble pas suffisante pour élaborer des conclusions. Cependant, elle indique qu'il y aura production d'environ 0,9 g de boue métallique par litre de boue traitée. Sur la base de ces résultats, il n'est pas possible de conclure qu'une des bases est supérieure.

Les boues métalliques décantées doivent être déshydratées, il peut être alors question de lit de séchage, de filtre sous pression ou de centrifugation. Dans le but d'évaluer la filtrabilité de ces boues métalliques décantées ( $\approx 0,40\%$  ST), des essais de filtrabilité ont été faits sur celles-ci selon la figure 3.4. La figure 4.15 présente la détermination de la pente "a" servant au calcul de l'indice de filtration sous vide ( $r_{0,5}$ ) pour les boues métalliques produites avec  $\text{Ca(OH)}_2$ , alors que la figure 4.16 présente celle pour la soude caustique. De ceci, il ressort que le  $r_{0,5}$  avec  $\text{Ca(OH)}_2$  est de  $3,6 \times 10^{12}$  m/kg en moyenne alors qu'avec la soude caustique, il est de  $3,1 \times 10^{12}$  m/kg. C'est un indice assez faible qui permet d'envisager la déshydratation par filtre sous pression sans ajout de polymère (Degrémont, 1978).

#### 4.3.1 Boue métallique produite

La quantité de boue produite se situe aux environs de 0,9 g/L, en supposant que les usines de la CUQ opèrent une digestion anaérobie à leurs usines (231 000 m<sup>3</sup>/d et 157 000 m<sup>3</sup>/d) est et ouest (Trottier, 1988), il y aurait production de 43,9 tm sèche de boue par jour, ce qui donnerait environ 33 tm/d de boue digérée, donc 1 644 m<sup>3</sup> à 2% de ST ou  $1,64 \times 10^6$  L. Il y aurait donc production de 1 479 kg de boue métallique sèche. Ce qui est important pour le recyclage de ce produit est la teneur en élément de valeur. Le tableau 4.9 donne la composition de la boue métallique. Elle contient entre 1,0 et 3,8% de Cu,

35,3 à 46,8% de Fe ou 67,4 à 89,5% si le fer est considéré comme étant sous forme d'hydroxyde ferrique, 1,1 à 2,1% de Zn et jusqu'à 4% de matière organique. Le chrome et le plomb sont très faiblement représentés.

La boue métallique décantée est peu concentrée en solides totaux ( $\approx 0,4\%$  ST) une étape supplémentaire de concentration est donc à envisager telle qu'indiquée sur la figure 4.17. Un épaissement dans un décanteur devrait permettre d'augmenter le pourcentage de solides à 2%. Avec un filtre presse, une boue d'hydroxyde (2%) peut être concentrée jusqu'à 50 ou 55% de solides totaux (Degrémont, 1978). Pour la CUQ, la production d'une telle boue (50% ST) représente aux environs de 3 tm/jour (50% ST). Ce n'est pas énorme mais sa disposition doit être envisagée. Après discussion avec M. Barnachawy qui est premier métallurgiste-environnement à la division Horne des minéraux Noranda (16 nov. 1988), il apparaît que la teneur en cuivre est faible, ce qui n'exclut pas cependant, la possibilité de recycler ce sous-produit. Pour Noranda, le trop fort pourcentage de fer semble un obstacle au recyclage.

Pour régler cela, il semblerait possible de précipiter de façon sélective le fer ferrique à pH 6, puis les autres métaux à pH 9,5 (Vachon et al., 1987). Ainsi, un résidu plus concentré en cuivre serait obtenu pour le recyclage chez Noranda. Le précipité de fer ferrique pourrait être recyclé dans une compagnie de métaux ferreux ou encore enfouit dans un site adéquat si la permission du ministère de l'Environnement est obtenue. Toutes ces hypothèses sont à développer et les discussions avec les compagnies sont en cours. En résumé, il semble possible d'envisager de récupérer de façon globale ces métaux, cette solution serait en harmonie avec les cycles naturels de l'environnement. Si le recyclage de ces métaux n'est pas possible le MENVIQ aura à décider si l'enfouissement sanitaire est adéquat pour ce résidu.

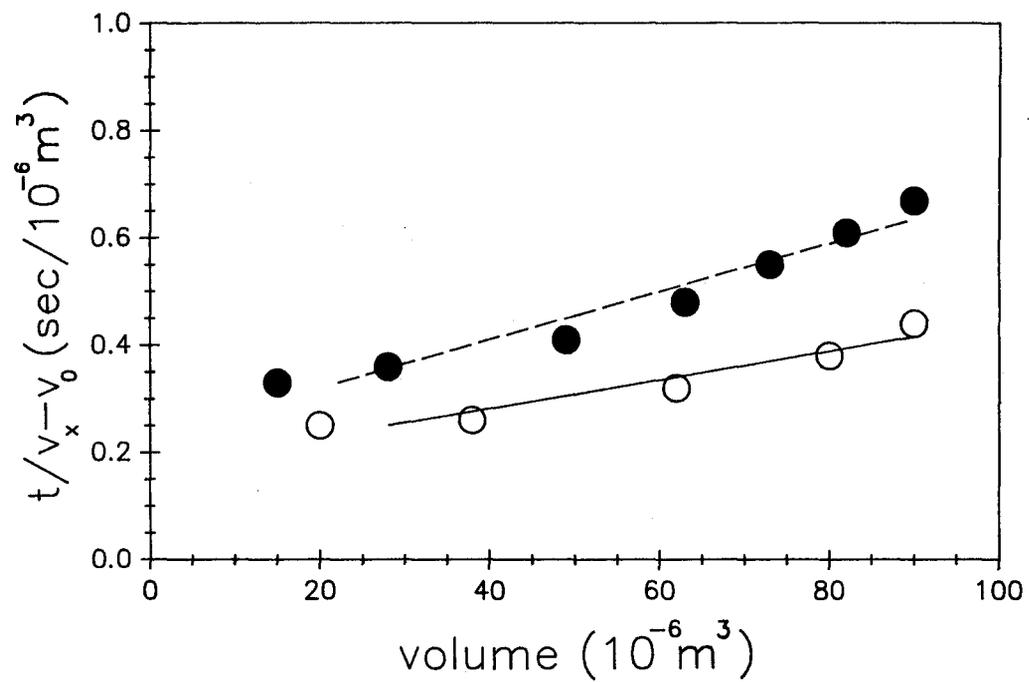


Figure 4.15: Détermination de la pente "a" servant au calcul de l'indice de filtration sous vide ( $r_{0,5}$ ) pour les boues métalliques produites avec  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ .

Tableau 4.9: Composition de la boue métallique sèche.

	Fe	Fe(OH) <sub>3</sub>	Cu	Pb	Cr	Cd	Zn	Ni	Mn	C	N	S
	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
NaOH	46,8	89,5	2,4	0,04	0,003	0,01	1,6	0,02	0,30	3,41	0,44	0,30
NaOH	41,3	78,8	3,8	0,06	0,002	0,01	1,1	0,02	0,15	2,08	0,27	0,07
Ca(OH) <sub>2</sub>	35,3	67,4	1,0	0,03	0,005	0,01	2,1	0,02	0,14	1,18	0,13	0,90
Ca(OH) <sub>2</sub>	44,8	85,5	1,7	0,03	0,003	0,01	0,9	0,02	0,16	4,1	0,39	0,09

Tableau 4.10: Teneur en métaux du surnageant de la précipitation des métaux

	Fe	Cu	Zn	Mn	Cd	Ni	Pb	Cr
unité: mg/L								
NaOH	4,2	0,5	0	0	0	0,07	0,1	0,06
NaOH	3,8	0,2	0	0	0	0,03	0,2	0,06
Ca(OH) <sub>2</sub>	0	0,9	0	0	0	0,01	0,1	0,05
Ca(OH) <sub>2</sub>	0	0,2	0	0	0	0,03	0,2	0,03

Filtre sous vide  
ou Filtre presse à plateaux  
ou Centrifugeuse

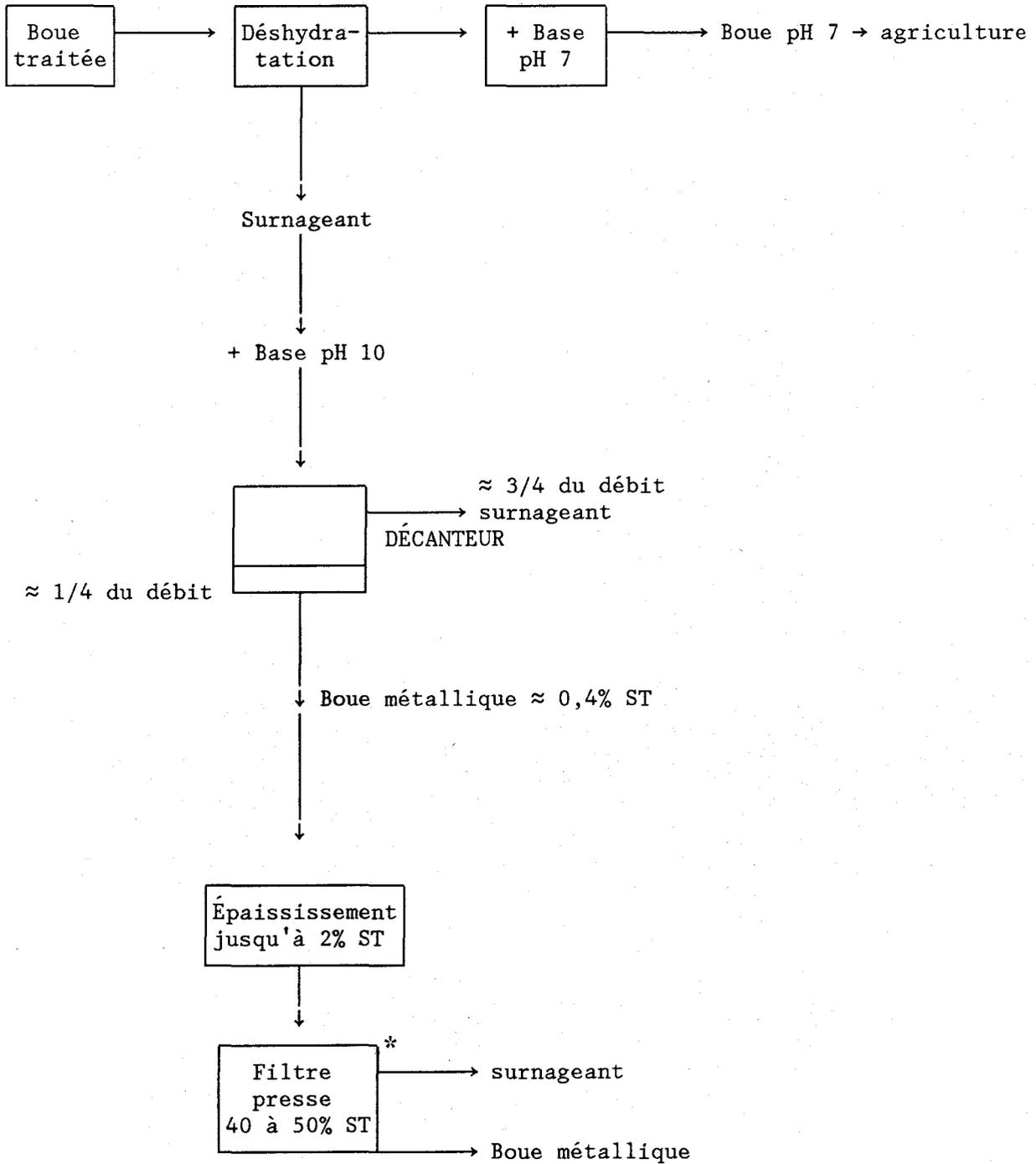


Figure 4.17: Étapes de déshydratation des boues.

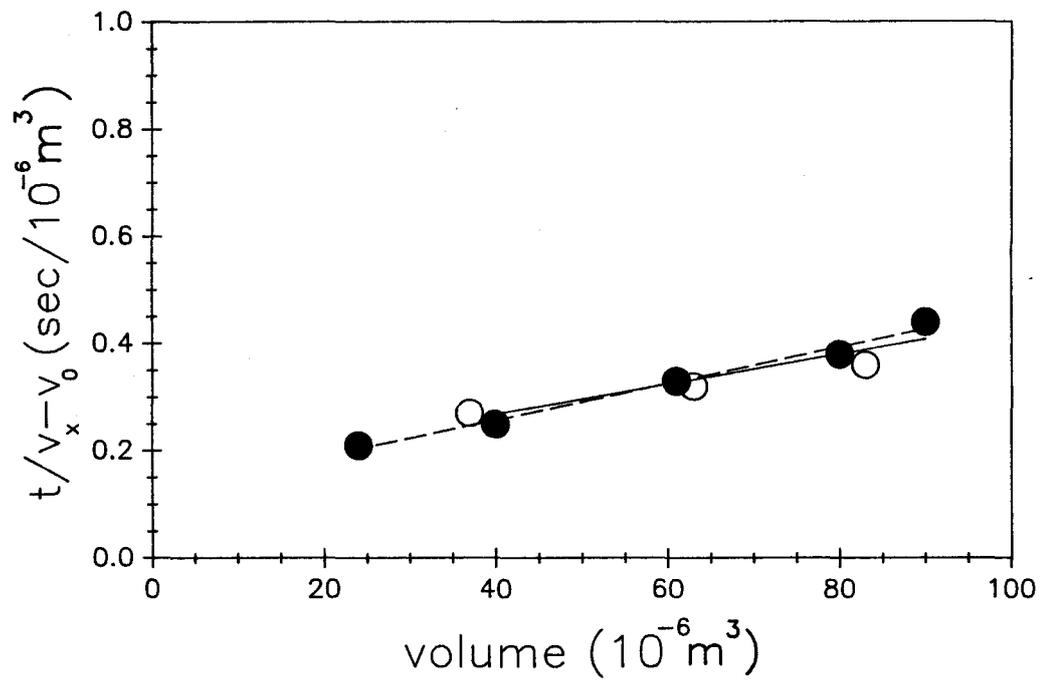


Figure 4.16: Détermination de la pente "a" servant au calcul de l'indice de filtration sous vide ( $r_{0,5}$ ) pour les boues métalliques produites avec NaOH.

#### 4.3.2 Surnageant de la précipitation des métaux

Le tableau 4.10 donne la concentration des divers métaux dans le surnageant après décantation. Le métal le plus abondant est le fer suivi du cuivre. Ce surnageant pourrait être retourné en tête de station où il serait dilué par un facteur de 100 environ. La teneur en Cu, Ni, Pb passerait donc à 0,009, 0,0007 et 0,002 mg L<sup>-1</sup> par cette dilution, alors que les valeurs toxiques pour la boue activée sont de 1,0 mg L<sup>-1</sup> Cu, 1 à 6 mg L<sup>-1</sup> Ni et 0,1 mg L<sup>-1</sup> Pb (Couillard, 1988c). La boue activée ne devrait donc pas être affectée par ce retour en tête de station. Une autre solution serait de diluer ce surnageant dans l'effluent (dilution 1/100) mais il semble que celle-ci soit moins acceptable même si les teneurs seraient alors faibles.

#### 4.4 DEVENIR DES ÉLÉMENTS NUTRITIFS LORS DU PROCÉDÉ

##### 4.4.1 Le cas de l'azote

Le but final du procédé étant la valorisation agricole des boues d'épuration, il est très important que la valeur fertilisante de la boue soit conservée. Cette section traitera donc des modifications que le procédé amène aux nutriments majeurs soit l'azote et le phosphore. Avant de débiter, il est important de comprendre ici que lors d'un tel bilan, une différence moyenne de moins de 10% ne peut être considérée comme significative. Un premier bilan global est présenté au tableau 4.11 lors du temps de séjour de 0,75 jour. D'après ce tableau, il est possible de conclure qu'il n'y a pas de diminution de l'azote total (NTK) et de phosphore (P<sub>t</sub>) lors du procédé. Lors de la filtration, l'ammoniaque diminue de 63% par des pertes dans le filtrat, l'azote

Tableau 4.11: Bilan sur 1 litre de boue traitée contenant à l'origine 2,4% NIK et 0,5%  $P_t$  sur une base sèche lors du temps de séjour de 0,75 jour

---

	Boue initiale (mg)	Perte dans le filtrat (mg)	Boue finale (mg)	Pertes pour l'épandage
NIK	428	83	450	Aucune
N - $NH_4^+$	80	50	18	50 mg = 63%
N - $NO_3^- + NO_2^-$	< 1	< 1	< 1	Négligeable
$P_t$	88	4,4	93	Aucune
$P_{\text{hydrolysable}}$	6,4	0	0	100%

---

total est aussi en partie perdu dans le filtrat (19%). Il est donc étrange de voir NTK aussi concentré dans la boue finale. En fait, Thiobacillus ferrooxidans est apte à fixer l'azote moléculaire ( $N_2$ ). Une explication à ces observations est donc que Thiobacillus ferrooxidans fixe autant d'azote atmosphérique qu'il en est perdu lors de la filtration. Les nitrates et nitrites sont très faiblement présents ce qui est plausible puisque c'est la forme d'azote préférée par les hétérotrophes et qu'ils semblent donc devenir l'élément limitant ici le phosphore hydrolysable subi lui aussi le même sort. La perte de  $P_t$  est faible lors de la filtration, ce qui semble indiquer que celui-ci est lié dans la matière organique particulaire.

Lors du temps de séjour de 0,5 jour, une caractérisation plus poussée des nutriments a été faite. Le tableau 4.12 présente les effets du procédé sur l'azote total Kjeldhal lors des deux temps de séjour. Une fois de plus, il n'y a pas vraiment de perte ou de gain de NTK lors du procédé, puisqu'en moyenne +4,3% de NTK se retrouve dans les boues après traitement. Ceci équivaut à un bilan nul étant donné qu'un tel pourcentage ne peut être considéré différent de 0%.

Après le procédé, les boues traitées sont filtrées. Il serait logique de craindre des pertes de nutriments dans le filtrat. Des filtrats et des boues déshydratées ont donc été analysés lors du temps de séjour de 0,5 jour. Le tableau 4.13 présente le bilan pour NTK alors que le tableau 4.14 fait de même pour l'azote ammoniacal. À l'examen du tableau 4.13, il apparaît encore qu'il n'y a pratiquement pas de perte d'azote total pour la boue même si 16% de NTK part dans le filtrat. L'azote ammoniacal est pour sa part perdu de façon importante au jour 0 (-59%, bon fonctionnement) alors qu'on observe un gain

Tableau 4.12: Bilan global sur NTK avant et après traitement des boues

NTK	AVANT		APRÈS		VARIATION
	mg/L	mg/kg	mg/L	mg/kg	
0,75	428	24 200	449	25 379	+ 4,9 %
0,75	424	22 000	403	21 000	- 4,5 %
0,50 Jour 3	682	35 000	816	41 800	+ 19,6%
0,5 Jour 2	595	29 000	538	26 900	- 7,2%
0,5 Jour 1	495	25 600	537	27 800	+ 8,5%
					-----
					+ 4,3%

Tableau 4.13: Bilan sur NIK lors de la filtration des boues traitées au temps de séjour de 0,5 jour

	Boues d'alimentation, contenu en NIK (mg/kg sec)	Filtrat (perte équivalente en mg/kg)		Dose de Polymère (kg/tm sèche)	Jour	NIK/boue filtrée (mg/kg sec)	Total Filtrat + Boue	Perte ou gain pour l'agriculture (%)
		(mg/L)						
	29 000	91	3 960	0	2	28 100	32 060	- 3
	29 000	—		1	2	26 400	26 400	- 9
	29 000	111	4 860	2	2	37 100	41 960	+ 27,9 <sup>1</sup>
	29 000	—		2	2	29 000	29 100	0
	29 000	124	5 400	4	2	27 200	32 600	- 6
Moyennes	29 000		4 770			27 765	30 040	- 4,5%

<sup>1</sup> rejeté car erreur expérimentale

Tableau 4.14: Bilan sur  $N-NH_4^+$  lors de la filtration des boues traitées au temps de séjour de 0,50 jour.

Boue d'alimentation $N-NH_4^+$		Pertes dans filtrat $N-NH_4^+$		Dose de polymère	Jour	$N-NH_4^+$ dans boue filtrée	Filtrat + boue $N-NH_4^+$	Perte pour l'agri- culture $N-NH_4^+$
(mg/L)	(mg/kg sec)	(mg/L)	Perte équivalente (mg/kg sec)	(kg/tm sèche)		(mg/kg sec)	(mg/kg sec)	%
141	7 100	111	6 100	Boue anaérobie filtrée		2 800	8 900	-60
141	7 100	136	6 600	2	0	2 300	8 900	-68
133	6 900	—	—	3	0	3 400	—	-51
133	6 900	—	—	4	0	3 300	—	-52
133	6 900	—	—	5	0	2 500	—	-64
149	7 200	—	—	0	2	6 000	—	-17
149	7 200	151	7 400	2	2	2 900	10 300	+43
147	7 200	141	6 900	4	2	2 200	9 100	+26
Moyennes	7 100		6 750			3 175	9 300	-59, +17

moyen au jour 2 (+17%) qui correspond à un mauvais fonctionnement. L'azote ammoniacal (Tableau 4.14) est la principale source d'azote de Thiobacillus ferrooxidans et est donc incorporé dans la masse bactérienne ce qui explique la baisse d'azote ammoniacal au profit de l'azote total. Au tableau 4.15, l'effet global est visible. L'azote total est conservé probablement par fixation d'azote atmosphérique et par la transformation d'ammonium en NTK par Thiobacillus ferrooxidans. L'azote ammoniacal diminue de 24,5% de NTK à 11,4% ce qui implique que même s'il y a autant d'azote dans la boue traitée, il y en aura moins d'immédiatement disponible aux plantes, la portion de  $\text{NH}_4^+$  diminuant.

La boue traitée présente davantage les caractéristiques d'une boue digérée de façon aérobie en ayant aux environs de 10% de  $\text{N-NH}_4^+$  alors que la boue anaérobie originale était typique d'une boue anaérobie avec 25% de l'azote sous forme de  $\text{NH}_4^+$ .

Des essais d'hydrolyse des formes azotées dans les boues ont été faits avec HCl 6 M à chaud. La boue anaérobie filtrée et les boues traitées filtrées avec diverses doses de Percol 757 ont été analysées pour l'azote total Kjeldhal et  $\text{NH}_4^+$  après hydrolyse. Le tableau 4.16 résume les résultats. La première observation pertinente est que dans la boue anaérobie et en moyenne dans toutes les boues, la totalité de NTK est hydrolysable (rapport de 1.00). Ceci ne signifie cependant pas que les bactéries seraient aptes à décomposer cet azote organique pour le rendre disponible. Cela indique cependant qu'il y a très peu d'azote sous forme aromatique ou sous forme non décomposable. C'est une conclusion positive pour les boues. Il faudrait cependant faire des essais de

Tableau 4.15: Effet global de la solubilisation et de la filtration sur les formes d'azote

	Boues avant traitement	Boues après traitement et filtration
NTK (mg/kg sec)	29 000	27 765
N - NH <sub>4</sub> (mg/kg sec)	7 200	3 175
N - NH <sub>4</sub> / NTK	0,245	0,114

Tableau 4.16: Bilan sur l'azote hydrolysable des boues filtrées lors du temps de séjour de 0,50 jour

		Boue avant filtration		Boues filtrées N hydrolysables		N hydrolysable NIK	N Hydr NH <sub>4</sub>
		NIK	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	NIK	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	NIK	N hydr NIK
		(mg/kg sec)	(mg/kg sec)	(mg/kg sec)	(mg/kg sec)		
Boue anaérobie filtrée		35 000	7 100	35 000	11 300	1,00	0,32
Dose de percol 757 kg/tm sèche	Jour						
0	2	28 100	7 200	28 300	11 100	1,01	0,39
1	2	26 400	7 200	40 200	—	1,52	—
2	2	29 100	7 200	22 300	8 800	0,77	0,39
4	2	27 200	7 200	29 100	8 900	<u>1,07</u>	<u>0,30</u>
Moyenne = 1,09							0,35

croissance de plantes ou d'incubation pour connaître la disponibilité réelle de l'azote et les taux de minéralisation. Plus du tiers de l'azote hydrolysé se retrouve sous la forme  $\text{NH}_4^+$  ( $r = 0,35$ ). À l'examen des données du tableau 4.16, il est possible de conclure que le procédé de solubilisation des métaux n'amène pas de modifications sur le potentiel d'hydrolyse de l'azote (moyenne 1,09). Il est cependant à remarquer qu'il y a des écarts importants dans les données, ce qui semble dû à la relativement grande imprécision de cette méthode.

#### 4.4.2 Le cas du phosphore

Le tableau 4.17 présente les concentrations de phosphore total trouvées dans les boues filtrées comparativement à ce qu'elles contenaient lorsqu'elles furent alimentées au réacteur CSTR. Il présente, de plus, la concentration de phosphore mesurée dans le filtrat. Ce filtrat, selon ces analyses, ne contient aucun phosphore. Étant donné que le phosphore ne forme pas de composés gazeux aux températures rencontrées, il est logique de retrouver la totalité de celui-ci dans les boues filtrées. C'est ainsi qu'en moyenne, les boues filtrées contiennent + 4,8% de  $P_t$ , ce qui équivaut à dire que le bilan est nul. La conclusion logique à ceci est que tout le phosphore total reste dans la boue ce qui est une excellente nouvelle pour le procédé de solubilisation des métaux.

Les analyses pour le phosphore hydrolysable ( $\text{H}_2\text{SO}_4$  11 N) à chaud sont présentées au tableau 4.18. La première conclusion que le lecteur tire à la vue de ce tableau est que la quasi totalité du phosphore est hydrolysable. En effet, le rapport  $P_t/P_h$  est de 0,97 en moyenne. Le filtrat contient cette

Tableau 4.17: Bilan sur le phosphore total après la filtration des boues traitées lors du temps de séjour de 0,5 jour

Boue d'alimentation $P_{total}$		Perte dans Filtrat $P_{total}$		Dose de Polymère	Jour	$P_t$ dans boue filtrée	Perte pour l'agriculture $P_t$
(mg/L)	(mg/kg sec)	(mg/L)	(mg/kg sec)	(kg/tm sèche)		(mg/kg sec)	(%)
127	6 200	—	—	Boue anaérobie filtrée		—	—
125	6 100	0	0	0	2	6 500	+ 6,5
125	6 100	—	—	1	2	5 400	- 11,5
125	6 100	0	0	2	2	6 700	+ 9,8
125	6 100	0	0	4	2	<u>7 000</u>	<u>+ 14,8</u>
Moyenne =						6 400	+ 4,8

Tableau 4.18: Bilan sur le phosphore hydrolysable après la filtration des boues traitées lors du temps de séjour de 0,5 jour

Boue d'alimentation	Pertes dans le filtrat		Dose de Polymère	Jour	$P_h$ dans boue filtrée	Rapport $P_t/P_h$	Perte pour l'agriculture
$P_h$	$P_h$						$P_h$
(mg/L)	(mg/kg sec)	(mg/L)	(mg/kg sec)	(kg/tm sèche)	(mg/kg sec)		(%)
—	—	—	—	Boue anaérobie filtrée	6 200	1,0	
112	5 500	0,28	13,4	0	2	6 500	1,0 + 18
112	5 500	0,29	14,4	2	2	6 100	0,91 + 11
112	5 500	0,35	17,3	5	2	—	—
Moyennes = 112	5 500	3,07	15,0			6 267	0,97 + 14,5

fois-ci une légère quantité de phosphore hydrolysable présente dans les boues d'origine. Ceci entre légèrement en contradiction avec le tableau 4.17. Cependant, il faut mentionner qu'il s'agit en réalité de moins de  $0,5 \text{ mg L}^{-1}$  de différence, il serait donc étonnant d'avoir une précision aussi grande ( $0,5/112$ ). En fait, les analyses du phosphore hydrolysable sont peu précises, une augmentation moyenne de 14,5% n'est pas réelle car aucun apport de phosphore n'a eu lieu. Sachant qu'on en perd très peu dans le filtrat, nous devrions arriver à 0% d'écart. Le nombre d'analyses faites dans ce cas est restreint car la digestion Kjeldhal a due être faite 3 fois. En fait, les deux premières fois, le liquide était littéralement expulsé des tubes par de violentes libérations d'énergie. Des corrections furent amenées à la méthode pour prévenir ceci. Ce contretemps a consommé nos échantillons et lorsque nous sommes arrivés à l'analyse du phosphore hydrolysable, plusieurs échantillons étaient épuisés. Les résultats du tableau 4.18 sont donc peu nombreux ce qui avec la méthode d'hydrolyse explique le 14,5% d'écart entre avant et après traitement. Il est tout de même possible de conclure que le phosphore est captif des boues lors de la filtration à l'aide des tableaux 4.17 et 4.18. De plus, le procédé de solubilisation des métaux ne semble pas apte à hydrolyser le phosphore, ce qui est avantageux pour éviter les pertes de ce nutriment. Globalement, il semble n'y avoir aucune différence au niveau du phosphore entre les boues traitées et les boues d'origine.

#### 4.5 MESURE DES COEFFICIENTS BIOCINÉTIQUES

Les essais exécutés pour faire les mesures de coefficients biocinétiques ont échoués dû à des difficultés reliées à la méthodologie. Les résultats sont tout de même présentés à l'annexe no 7. Du tome II, il est possible de déduire

que le coefficient spécifique de croissance ( $\mu$ ) est plus grand que  $0,042 \text{ h}^{-1}$  ( $1/24$ ) car le réacteur a bien fonctionné à un temps de séjour de 1 jour sans recyclage (Tome II). Dans ce genre de réacteur, le taux de croissance est égal au taux de dilution (D) qui est l'inverse du temps de séjour. Donc pour  $\bar{t} = 1$  jour,  $\mu = D = \frac{1}{24} = 0,042 \text{ h}^{-1}$ .

M. Tyagi a vérifié la méthode de détermination du fer ferreux et du fer total et a amené les correctifs nécessaires à l'évaluation de la cinétique. Il serait donc possible selon M. Tyagi de refaire les expériences pour déterminer les coefficients cinétiques si les fonds sont disponibles. D'un autre côté, il a déjà été mentionné à la section 4.1.1 que pour les temps de séjour des équations de cinétique du premier ordre ont été obtenues pour le cuivre et le zinc. Avec ces équations, il est possible de prédire le taux de solubilisation lorsque les concentrations de cuivre ou de zinc sont connues dans les conditions spécifiées. Il s'avère donc moins nécessaire d'évaluer les coefficients biocinétiques même si au niveau scientifique cela reste très intéressant.

#### 4.6 ÉVALUATION PRÉLIMINAIRE DES COÛTS DU PROCÉDÉ

##### 4.6.1 L'épandage agricole versus les autres modes de disposition

La figure 4.18 présente le coût, en 1984, des divers modes de disposition des boues d'épuration au États-Unis (EPA, 1984). L'enfouissement est certes le mode le plus économique et le plus répandu à l'heure actuelle mais, comme il a été mentionné dans le tome I, il n'est pas populaire auprès du public car il

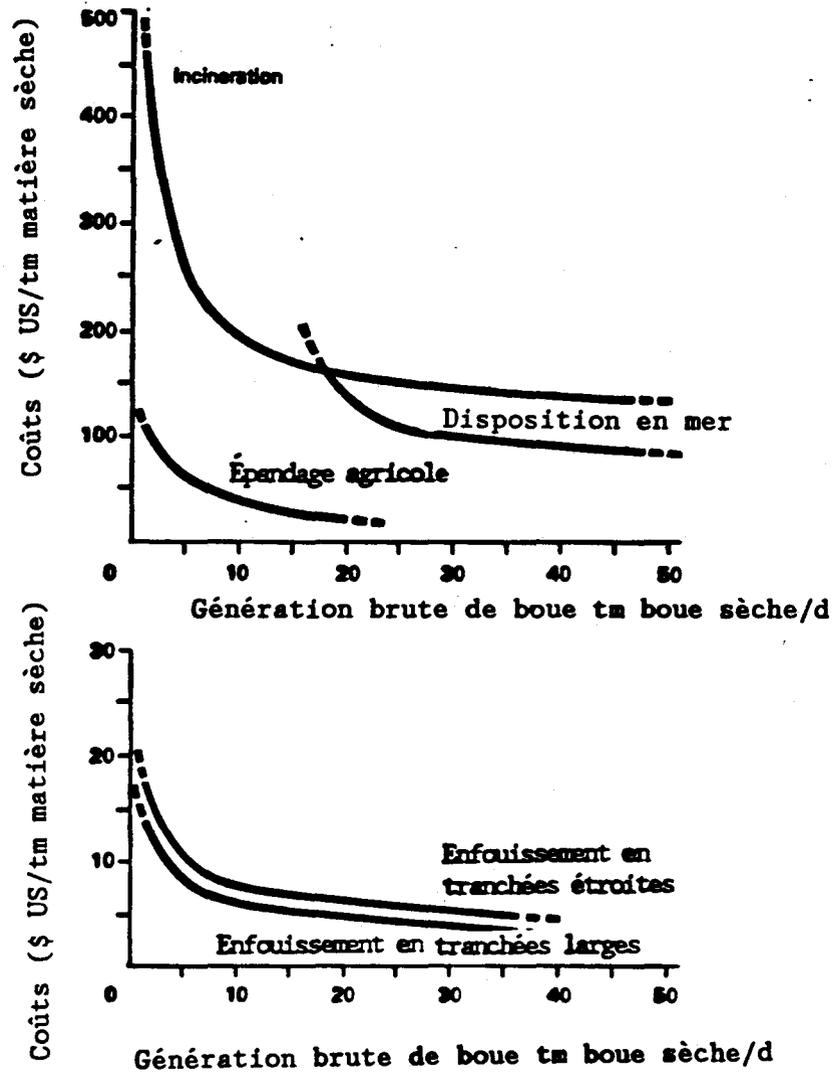


Figure 4.18: Coûts typiques pour l'épandage agricole (boue liquide), l'enfouissement (boue 20% solides totaux), la disposition en mer (20% solides totaux) et l'incinération (20% solides totaux) selon (EPA, 1984).

peut entraîner des problèmes environnementaux et les sites appropriés se font rares. À la station de Black Lake, il en coûte environ 191,79 \$ CAN/tm sèche pour l'enfouissement sanitaire (Annexe 8b). Le principal coût étant la déshydratation à 103,29 \$ CAN/tm sèche. La disposition en mer n'est pas applicable au Québec. Il ne reste donc que l'épandage agricole et l'incinération. Pour une usine qui génère 33,8 tonnes de boue par jour (CUQ ≈ 500 000 habitants), il en coûterait environ 25\$ US/tm sèche (34\$ CAN 1987) pour l'épandage agricole et 150\$ US/tm sèche (201\$ CAN 1987) pour l'incinération (EPA, 1984). Une marge de 167\$ CAN/tm boue sèche est donc disponible pour procéder économiquement à l'enlèvement des métaux des boues contaminées. Environnement Canada (1985) arrive dans une toute autre gamme de coûts. Ce Ministère fédéral estime le coût de l'épandage agricole à 32\$ CAN/tm sèche en 1973 (76.80\$ CAN en 1987) et celui de l'incinération de 25 à 90\$ CAN/tm sèche (1973) (60 à 216\$ CAN 1987). Ce large écart pour l'incinération suppose probablement que la méthode du calcul des coûts pour l'incinération est très variable, certains auteurs ne comptant pas, par exemple, les coûts des installations (usage combiné pour déchets domestiques et boues), mais seulement les frais de fonctionnement. Par exemple à la Communauté urbaine de Québec (CUQ), l'incinération est privilégiée car on compte utiliser l'incinérateur de Limoilou qui brûle déjà les déchets domestiques (Couillard et al., 1987). La CUQ ne calcule donc pas les frais d'installation de l'incinérateur dans les coûts de l'incinération des boues résiduares. Cette décision favorise donc l'incinération au dépend de l'épandage agricole. Campbell et Bridle (1984) rapportent un coût de 126 \$ CAN/tm pour l'épandage agricole contre 300\$ CAN/tm pour l'incinération laissant 174\$ de marge entre les deux (179\$ CAN en 1987) alternatives. De ces chiffres, retenons une marge d'environ 175\$ CAN entre les deux options considérant l'épandage agricole à 125\$ CAN/tm sèche et

Tableau 4.19: Comparaison économique des procédés chimiques et biologiques

Type de procédé	Acide requis g de l'acide concentré par g boues sèches	Chaux requise g/g boues sèches	Coût en \$ CAN/t sèche		FeSO <sub>4</sub> - 7H <sub>2</sub> O Basé sur 2,0%		TOTAL \$ CAN/t	Références
			Acide	Chaux	[g/L] boue humide	\$ CAN		
Boues primaires + H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,5053	--	61,52	--	--	--	61,52 + chaux	Jenkins et al. (1981)
Boues primaires digérée + H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,7108	1,0 (chaux hydratée)	86,47	84,55	--	--	171,02	Jenkins et al. (1981)
Boues digérées anaérobies + H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> + Lixiviation bactérienne + lixiviation	0,1684 " "	0,0736 (chaux vive " " "	20,51 " " "	5,92 " " "	0	0,00	26,43	Tyagi et Couillard (1987a; 1987b)
Boues digérées anaérobies + H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> + Lixiviation bactérienne + lixiviation	0,072 (pH 4.5)	0,120	8,77	9,65	4	11,00	29,42	Cette étude
Boues digérées par procédé thermophile aérobie (55°C) + HCl	0,21	--	34,57	34,57 (estimé)	--	--	69,14 + éner- gie (55°C)	Hayes et al. (1980)
Boues digérées anaérobies + aération + HCl (2 sem.)	0,3261	--	55,42	--	--	--	55,42 + chaux	Logan et Feltz (1985)
Boues digérées aérobies + CH <sub>3</sub> COOH	0,5265	--	379,08	--	--	--	379,08 + chaux	Legret et al. (1987)

l'incinération à 300\$ CAN/tm sèche. Il faut aussi penser que la majeure partie des coûts de disposition des boues sont des coûts de transport (Kirie et al., 1988) et que ceci est particulièrement vraie pour l'épandage agricole qui se fait avec des boues liquides en général. Avec le procédé de solubilisation des métaux, le coût de transport diminuera grandement car les boues épandues contiendront aux environs de 30% de solides totaux (filtre presse à plateaux) au lieu de 3%, ce qui diminuera par un facteur dix le tonnage à transporter.

#### 4.6.2 Coûts des produits chimiques et comparaison entre les procédés chimiques et biologiques

Les coûts des produits chimiques pour les divers procédés chimiques et le procédé biologique sont présentés au tableau 4.19. Au mois de novembre 1987 (Chantal Roux, C.I.L. nov. 1987), les coûts du marché étaient de 121,75\$ CAN/tm  $H_2SO_4$  à 99%, 80,45\$ CAN/tm CaO 92-95% (Michel Willems, Jolichaux, 1987) 163\$ CAN/tm HCl concentré (C.I.L., nov. 1987) et 720\$ CAN/tm  $CH_3COOH$  glacial (99%) (Chantal Roux, C.I.L., nov. 1987). La soude caustique est non compétitive car elle est vendue au prix minimum de 780\$ CAN/tm (Chantal Roux, C.I.L., nov. 1987). La chaux reste donc la seule base utilisable. La chaux vive est moins dispendieuse que la chaux éteinte. Le tome III a démontré que le sulfate ferreux provenant du procédé de Sidbec Dosco à Montréal (vendu à 55\$ CAN/tm  $FeSO_4 \cdot 7H_2O$ : conversation téléphonique avec Gilles Lussier de Sidbec Dosco le 25 novembre 1987) est satisfaisant pour le procédé biologique. Ce produit qui est un résidu de procédé est aussi efficace que le réactif de laboratoire utilisé pour la croissance de Thiobacillus ferrooxidans. Sa pureté vérifiée s'est révélée bonne. La comparaison des divers procédés énumérés au tableau 4.19 montre nettement que le seul concurrent potentiel au procédé de

lixiviation biologique proposé est le procédé de Hayes et al. (1980). Ce dernier semble, à prime abord, n'être que 2 fois plus dispendieux que le procédé biologique. Il y a, au niveau des coûts, plusieurs faiblesses puisque ce procédé nécessite premièrement une digestion aérobie à 55°C, puis une extraction à la même température. Un tel système devrait probablement être chauffé pour maintenir une température de 55°C. Il y a en effet controverse à savoir si ces systèmes peuvent être énergétiquement autosuffisants. Vismara (1985) conclut que l'autosuffisance énergétique est impossible pour une efficacité du transfert d'oxygène inférieure à 20% et ce même à 5% de solides totaux. Ce qui signifie qu'un BAP devrait être utilisé et que la solubilisation serait difficile vu le haut pourcentage de solides. Le procédé biologique pour sa part, peut fonctionner à des températures aussi basses que 10°C (Wong et Henry, 1984b). De plus, le coût de la chaux pour le procédé thermophile devrait être plus élevé que pour le procédé biologique étant donné que l'acidification s'est faite jusqu'à pH=2 au lieu de pH=3.0 dans le procédé biologique. Donc, en réalité, le procédé de Hayes et al. (1980) devrait aboutir à un coût beaucoup plus important, surtout qu'au Québec, dans les mois d'hiver, il peut être difficile de maintenir une autosuffisance énergétique.

Le procédé de Logan et Feltz (1985) représente des coûts en produits chimiques d'au moins 100% plus chers et il nécessite 2 semaines d'aération. Il est donc plus long et plus coûteux à opérer que le procédé biologique. Finalement, la tentative de Legret et al. (1987) bien qu'intéressante au niveau scientifique, coûte énormément cher en acide acétique. Comme le montre le tableau 4.19, à 29,42\$ CAN/tm sèche, le procédé biologique semble des plus compétitifs. De plus, il ne devrait pas être nécessaire de chauffer le réacteur. Normalement, une digestion anaérobie doit se faire aux environs de 35°C. Si le transfert

est rapidement opéré entre le digesteur et le réacteur de solubilisation, la boue devrait rester au moins à 30°C, ce qui évite d'avoir à chauffer le réacteur puisque la boue sera traitée en 0,75 jour.

#### 4.6.3 Valeur des boues pour leur contenu en engrais naturel

La valeur moyenne de l'azote, du phosphore et du potassium contenus dans les boues en terme de coûts de remplacement des engrais chimiques est de 56,50\$ CAN/tm boues sèches (Environnement Canada, 1985), soit 60,50\$ CAN/tm boues sèches à 4% d'inflation par an, valeur 1987. En 1984 l'EPA (EPA, 1984) évaluait la valeur de la boue à 9,08\$ US de N, 28,33\$ US de P et 0,66\$ US de K par tonne sèche, soit environ de 56\$ CAN en 1987 au Canada (taux 1,3\$ CAN/\$ US). Donc, le cultivateur qui reçoit 1 t de boue décontaminée économise 60\$ CAN d'engrais qu'il n'a pas à acheter.

#### 4.6.4 Coût du procédé et des modes de disposition des boues

Les coûts ont été calculés en prenant comme exemple les deux usines de la Communauté urbaine de Québec en posant 0,75 jour comme temps de séjour pour les usines traitant 388 000 m<sup>3</sup> d'eaux usées par jour (Trottier, 1988). Ce qui résulte en 32,88 tm de boues digérées anaérobies sèches par jour. Les coûts ont été évalués à partir des prix fournis par les compagnies et en se basant sur le livre de Design de l'EPA lorsque cela fut nécessaire (EPA, 1979b). L'annexe 8a présente ces calculs qu'ils seraient fastidieux de détailler ici. Le tableau 4.20 présente les coûts. Dans ce tableau, le coût de l'épandage a été coupé de moitié (63 \$) étant donné que des boues à 30% de solides sont épandues au lieu de boues à 3% de solides. Ce qui devrait diminuer considérablement les frais de transport lors de l'épandage.

Les filtres presses à plateaux ont été retenus pour le coût car ils sont moins onéreux que les centrifugeuses. Ils sont cependant plus chers que les filtres sous vide qui ne donnent que 15% de solides et dont l'efficacité avec une boue à 2% est loin d'être assurée. En fait, les filtres presses à plateaux devraient produire une boue avec 30% à 40% de solides ce qui permet de transporter 2 fois moins de boues, comparativement au filtre sous vide. La précipitation des boues métalliques est calculée pour l'utilisation de 2 décanteurs. Un premier avec 2 heures de décantation permet de concentrer les boues jusqu'à 0.4% ST et un second avec 8 heures de repos permettra de passer de 0.4% à 2% ST. Finalement cette boue métallique épaissie passera dans un filtre presse à plateaux (1,79\$ CAN/tm sèche) pour être déshydratée à près de 50% de solides totaux. La solution finale de disposition de la boue métallique n'est pas calculée, car il n'est pas possible à ce stade ci de choisir le recyclage ou l'enfouissement. Globalement l'option préconisée représente une économie de 1 600 00\$ CAN/an si on la compare à l'incinération pour la CUQ (300\$ CAN/tm).

Pour la société, les coûts de la décontamination sont obtenus en soustrayant la valeur fertilisante des boues épandues du coût total. Le tableau 4.21 présente la comparaison économique entre la décontamination des boues suivi de l'épandage agricole, l'incinération et l'enfouissement sanitaire. À l'examen de ce tableau, il est évident que pour les usines de la taille de la C.U.Q., le coût pour la première option est très compétitif. En considérant le bénéfice à l'agriculteur, le coût est trois fois moindre que pour l'incinération. De plus, les effets non comptabilisables ne sont pas à négliger car il est de notoriété publique que les incinérateurs sont très mal vus du public de par la pollution de l'air qu'ils engendrent souvent. Même l'enfouissement sanitaire ne tient pas face à l'option ici proposée et pourtant au Québec, le prix chargé

Tableau 4.20: Coût approximatif du procédé de solubilisation et de l'épandage agricole pour les boues de la C.U.Q.

---

Procédé de solubilisation bactérienne	:	23,01\$ CAN/tm sèche
FeSO <sub>4</sub> ·7H <sub>2</sub> O	:	11,00\$ CAN/tm sèche
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	:	8,77\$ CAN/tm sèche
Chaux	:	9,65\$ CAN/tm sèche
Déshydratation des boues (filtre presse à plateaux)	:	37,55\$ CAN/tm sèche
Précipitation des métaux (décanteur)	:	6,67\$ CAN/tm sèche
Déshydratation des boues métalliques	:	<u>1,79\$</u> CAN/tm sèche
SOUS-TOTAL	:	98,43\$ CAN/tm sèche
Épandage agricole	:	<u>63,00\$</u> CAN/tm sèche
TOTAL	:	161,43\$ CAN/tm sèche

---

Tableau 4.21: Comparaison des coûts entre l'incinération, l'enfouissement sanitaire et l'épandage agricole précédée de la décontamination, pour les usines de la C.U.Q.

	Enfouissement sanitaire	Décontamination et épandage agricole	Incinération
	\$CAN/tm sèche	\$CAN/tm sèche (1987)	\$CAN/tm sèche (1987)
Coût pour les usines de la C.U.Q.	126,94	161,43	300,00
Coût annuel (12 000 tm x prix)	1 523 000\$CAN	1 937 000\$CAN	3 600 000\$CAN
Bénéfice à l'agriculteur ou économie de fertilisant	0,00	60,00	0,00
Coût réel pour la société	126,94	101,43	300,00
Effets non comptabilisables	- Site non disponible  - Contamina- tion des nappes phréatiques	- Respect des cycles de l'environ- nement  - Prévention de l'érosion par apport de matière organique  - Évite de surcharger les sites d'enfouis- sement sanitaire	- Pollution de l'air  - Enfouisse- ment des cendres  - Perte de biomasse

NOTE: Calcul détaillé à l'annexe 8a

par tonne enfouie est faible à 16,50/tm (à Thetford Mines). Il faut cependant remarquer qu'une tonne sèche enfouie représente 5 tm (20% ST) à enfouir à 16,50 \$CAN/tm, ce qui fait donc 82,50\$ CAN/tm sèche. À cela, il faut ajouter la déshydratation (38,44 \$) et le transport (6,00 \$) pour un total de 126,94\$ CAN/tm sèche.

#### 4.6.4.1 Calcul du coût du procédé pour une station de taille moyenne

Dans le contexte québécois il est intéressant de calculer les coûts du procédé pour une station d'épuration de taille moyenne. L'usine de la Haute-Bécancour (Thetford-Mines, Black Lake) a été prise comme exemple en supposant qu'elle fasse une digestion anaérobie, ce qui n'est pas le cas. Cette station traite 19 500 m<sup>3</sup> d'eau usée par jour et génère théoriquement 1,09 tm de boue sèche digérée par jour. Dans une usine de ce genre le personnel n'est présent que 40 heures par semaine. Il faut donc, pour opérer le procédé en continu, avoir une deuxième bassin aéré où les boues traitées sont stockées en attendant que le personnel soit en place pour déshydrater les boues. Les fins de semaine le procédé devrait fonctionner en cuvée avec un fort inoculum ( $\approx 30\%$  V/V). Il serait ainsi sans doute possible d'opérer le procédé. Le tableau 4.22 donne les coûts pour ce genre de fonctionnement. L'annexe 8b donne le calcul détaillé. Le coût par tonne est beaucoup plus élevé que dans le cas de la C.U.Q. car ici le nombre tonne par jour est faible (1,09). Actuellement cette station déshydrate ces boues à l'aide d'un filtre à bande presseuse puis les envoie à l'enfouissement sanitaire. Les coûts du filtre à bandes presseuses ont été estimés (annexe 8b) et les autres coûts évalués selon des renseignements obtenus auprès de M. Yves Argouin (chef de station). Le tableau 4.23 compare les alternatives qui s'offrent aux stations de cette taille.

Tableau 4.22: Coût approximatif du procédé de solubilisation des métaux et de l'épandage agricole pour la station de la Haute-Bécancour

---

Procédé de solubilisation bactérienne	=	80,54\$ CAN/tm sèche
Sulfate ferreux	=	11,00\$ CAN/tm sèche
Acide sulfurique	=	8,77\$ CAN/tm sèche
Chaux vive	=	9,65\$ CAN/tm sèche
Déshydratation des boues (filtres presses)	=	88,96\$ CAN/tm sèche
Précipitation des métaux	=	13,65\$ CAN/tm sèche
Déshydratation des boues métalliques	=	<u>11,23\$</u> CAN/tm sèche
SOUS-TOTAL	=	223,80\$ CAN/tm sèche
épandage agricole	=	<u>63,00</u>
TOTAL	=	286,80\$ CAN/tm sèche

---

Tableau 4.23: Évaluation économique pour les diverses alternatives s'offrant à des stations de taille moyenne

	Enfouissement \$ CAN/tm sèche	Solubilisation des métaux et épannage \$ CAN/tm sèche	Incinération (EPA, 1984) \$ CAN/tm sèche
Déshydratation	103,29		Plus de
Transport	6,00		500,00
Dépôt au site (16,40\$ x $\frac{ST\ m\ (20\% \ ST)}{tm\ sèche}$ )	82,50		
TOTAL	191,79	286,80	
Valeur fertilisante	0	60,00	0
Coût net	191,79	226,80	> 500,00
Coût annuel pour la station	76 303 \$ CAN (191,79 x 397,8)	114 103 \$ CAN (286,8x 397,85)	198 925 \$ CAN (500 x 397,85)
Effets non comptabilisables	- perte de biomasse - possibilité de contamination des nappes souterraines - sites de moins en moins disponibles	- respect des cycles de l'environ- nement - prévention de l'érosion par l'apport de matière organique - évite de surcharger les sites d'enfouis- sement sanitaire	- perte de biomasse - Pollue l'air - Enfouissement des cendres peut causer contamina- tions des nappes phréatiques

De ces résultats, il s'avère que pour 37 800\$ CAN de plus par an, une telle usine pourrait favoriser l'approche environnementaliste qu'est l'épandage agricole, ce qui résulterait en une économie de 23 871\$ CAN (60 x 397,8 tm) en engrais chimique pour les agriculteurs. Le coût net étant donc de 13 929\$ CAN de plus pour la société. Il serait cependant à ce point important de vérifier la justesse du 63\$ CAN/tm sèche pour l'épandage. Ce chiffre est en effet une estimation très grossière et il pourrait se révéler qu'il en coûte encore moins cher pour épandre des boues à 30% de solides totaux.

Cette section a démontré qu'il semble très réaliste d'envisager le procédé pour les stations produisant entre 1 et 32,88 tm de boue sèche par jour. Une grosse station économise beaucoup sur l'immobilisation ce qui lui permet de réduire de 43% les frais du procédé comparativement à une station plus modeste. Cependant, dans tous les cas, le procédé décline l'incinération et s'approche des coûts de l'enfouissement, sans en avoir les inconvénients. À l'heure actuelle, les usines de taille moyenne digèrent leurs boues de façon aérobie. Il faudra donc s'assurer de l'applicabilité du procédé à ce type de boue, avant d'être certain de la possibilité de procéder à la solubilisation biologique des métaux dans les boues aérobies de ces stations.

## **CHAPITRE 5**

### **Conclusions et recommandations**

## 5. CONCLUSIONS ET RECOMMANDATIONS

Tout au long de cette étude, nous avons pu voir les informations et les expériences s'accumulées autour d'un même objectif; la solubilisation des métaux lourds des boues anaérobies d'épuration pour fin de valorisation agricole des boues résiduares. Les premières études nous ont sensibilisé à l'importance du potentiel d'oxydo-réduction et du pH et de la possibilité de reprécipitation du cuivre lors de la séparation solide-liquide. Par la suite, une étude de substrat a permis d'identifier un substrat ( $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$  de Sidbec-Dosco) qui permet d'envisager la faisabilité économique avec optimisme. Le présent tome a pour sa part ouvert la voie au procédé dans sa quasi totalité.

Une première conclusion du présent tome est que le réacteur CSTR est équivalent au bioréacteur à ascension pneumatique dans le cas des boues anaérobies. L'optimum de solubilisation fut atteint avec un temps de séjour de 0,75 jour dans les deux réacteurs avec  $4 \text{ g L}^{-1}$  de  $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ , 20% de recyclage et un pH d'alimentation de 4,5. Pour les temps de séjour de 0,75 jour et 1,5 jours des équations de cinétique du premier ordre de solubilisation de Cu et Zn furent obtenues et se révèlent identiques pour les deux réacteurs. Ceci permet donc de prédire le taux de solubilisation de Cu et Zn pour une boue donnée dans les conditions optimales pré-citées.

La consommation d'acide sulfurique fut réduite de plus de 50% en opérant avec une boue d'alimentation à pH 4,5 au lieu de pH 4,0.

Au niveau de la séparation solide-liquide, des essais de filtrabilité permettent de conclure que les boues traitées ont un indice de filtrabilité faible. Donc elles sont faciles à filtrer et ne requiert pas d'ajout de polymère si les filtres presses à plateaux sont utilisés. La centrifugation peut aussi être envisagée selon les experts de PENWALT & SHARPLES. La filtration sous vide produisant des boues avec un siccité du gâteau de 15% paraît moins intéressante quoiqu'elle ne puisse pas être rejetée. Un bilan sur les métaux fut fait lors de la séparation. Lors d'un bon fonctionnement (0,75 jour) les métaux reprécipitent faiblement pendant la filtration et les boues sont réellement décontaminées à 78% Cu, 77% Zn, 97% Mn, 75% Cd. Par contre, si le fonctionnement n'est pas optimal (0,5 jour), le bilan démontre une forte reprécipitation de Cu, Zn, Ni et Cd. Ceci démontre bien que la séparation devra être opérée avec beaucoup de soin, être rapide et effectuer en moins de 2 heures après la sortie de la boue du réacteur.

La neutralisation devra de toute évidence être faite avec la chaux vive ou éteinte, car la soude caustique coûte dix fois plus cher. La boue produite décante bien mais deux bassins semblent à date nécessaires, le premier pour décanter et le deuxième pour épaissir cette boue avant de la déshydrater dans un filtre presse. La boue métallique produite semble contenir trop de fer pour la récupération du cuivre. Une précipitation sélective du fer à pH 6,5 et à pH 9,5 pour Cu, Zn, Ni, Cd pourrait être une solution pour concentrer les éléments de valeurs. L'enfouissement sanitaire pourrait constituer une autre solution si le ministère de l'Environnement l'autorise. Il est ici à remarquer que le tonnage de boue métallique est faible et représente environ 5% du poids des boues traitées. Plus de recherches seront requises pour évaluer les diverses

alternatives possibles pour disposer ou recycler ces boues métalliques. Le surnageant de neutralisation de métaux devrait être retourné en tête de station où il devrait être inoffensif.

Au niveau des éléments nutritifs, il semble n'y avoir aucune perte d'azote et de phosphore même après la filtration. En fait, la propriété qu'a Thiobacillus ferrooxidans de fixer l'azote atmosphérique semble expliquer ce résultat. Cependant, les formes d'azote se transforment, en fait la boue anaérobie (25%  $N-NH_4^+$ /NTK) est transformée en une boue aérobie (11%  $N-NH_4^+$ /NTK) donc moins odorante. L'azote de la boue traitée devrait donc être libéré plus lentement lors de l'épandage et les pertes par volatilisation de l'ammoniaque être moins importantes. Ce qui est perdu en spontanéité de disponibilité de l'azote est donc compensée par des effets néfastes moindres tels les odeurs et la perte de  $NH_4^+$  dans l'air et l'eau.

L'évaluation préliminaire des coûts indique que ceux du procédé de solubilisation combiné à l'épandage se situe très près de ceux de l'enfouissement sanitaire des boues pour des usines de moyenne taille comme pour des usines de grande envergure comme celle de la C.U.Q. Comparativement à l'incinération, ce procédé semble beaucoup moins dispendieux et beaucoup plus écologique.

Suite à ces conclusions, les recommandations qui suivent sont émises.

- 1- Les résultats techniques et économiques de cette étude démontrent nettement l'intérêt et la pré-faisabilité du projet. Cependant, au Québec, la majorité des boues sont digérées de façon aérobie, il faudra donc effectuer une autre étude sur l'applicabilité du procédé sur les boues aérobies.
  
- 2- Une fois l'étape 1 franchie, nous croyons fermement qu'une étude à l'échelle pilote permettrait d'élucider la faisabilité à l'échelle du procédé. Il est donc proposé d'enclencher les démarches en vue de la réalisation des essais à l'échelle pilote.

## Références

RÉFÉRENCES

APHA (1985).

Standards methods for the examination of water and wastewater. 16<sup>th</sup> edition. American Public Health Association, Washington, D.C.

BOS, P., HUBER, T.F., KOS, C.H., RAS, C. and KUENEN, J.G. (1986).

A dutch feasibility study of microbial coal desulphurization. Process Metallurgy, 4: 129-150.

CAMPBELL, H.W. and BRIDLE, T.R. (1984).

Sludge management by thermal conversion to fuels. Dans: Processing and use of sewage sludge. P. L'Hermite et H. Ott (eds), D. Reidel Publishing Co., The Nerherlands, pp. 67-77.

COUILLARD, D. (1989a).

Élimination des boues résiduares urbaines par la fertilisation sylvicole. Canadian Journal of Civil Engineering, soumis pour publication.

COUILLARD, D. (1989b).

Forest management: trees response to wastewater sludge fertilization. Journal of Environmental Management, accepté pour publication.

COUILLARD, D. (1989c).

Dynamics of municipal wastewater sludges on forest land. Journal of Environmental Systems, accepté pour publication.

COUILLARD, D. (1988a).

A framework for technological choice (a technology assessment: methodology for the choice of wastewater treatment facilities. *Journal of Environmental Systems*, 18(1): 51-70.

COUILLARD, D. (1988b).

Étude de quelques indices de croissance du Larix laricina fertilisé par des boues anaérobies. *Environmental Technology Letters*, 9(3): 191-206.

COUILLARD, D. (1988c).

Effets des chocs hydrauliques et toxiques des eaux usées de ruissellement pluvial urbain sur un système de traitement des eaux. *The Canadian Journal of civil Engineering*, soumis pour publication.

COUILLARD, D. et GRENIER, Y. (1987).

Alternative à la gestion des boues résiduelles municipales: recyclage en sylviculture. *Sciences et Techniques de l'eau*, 20(3): 215-221.

COUILLARD, D., LÉGARÉ, P. et POULIN, R. (1987).

Étude de valorisation agricole des boues provenant des stations d'épuration des eaux de la Communauté urbaine de Québec. (Étude exécutée en collaboration avec le Groupe Poulin, Thériault ltée et le consortium PCRB). INRS-Eau rapport scientifique no 244, 142 pp. 6 annexes. (Pour la Communauté urbaine de Québec et le ministère de l'Environnement du Québec).

COUILLARD, D., CROWLEY, M. and SASSEVILLE, J.L. (1986).

Technological public choice in practice: the case of wastewater treatment facilities. Journal of Environmental Management, 22(2): 133-146.

CROWLEY, M., SASSEVILLE, J.L. et COUILLARD, D. (1986).

L'importance accordée à l'évaluation technologique dans l'assainissement des eaux usées municipales au Québec. Revue Internationale des Sciences de l'Eau, 2(2): 49-57.

DEGRÉMONT (1978).

Mémento Technique de l'eau. 8e édition. Degrémont, Paris.

ENVIRONNEMENT CANADA (1985).

L'épandage des eaux usées traitées et des boues d'épuration d'origine urbaine. Direction générale des programmes de protection de l'environnement, SPE6-EP-84-1, Ottawa, pp. 62-167.

EPA (1984).

Environmental regulations and technology. Use and disposal of municipal wastewater sludge. United states Environmental Protection Agency. EPA-625/10-84-003, 76 pages.

EPA (1979a).

Methods for Chemical Analysis of water and waste, EPA-600/479-020, Méthode #365-2.

EPA (1979b).

Process Design Manual Sludge Treatment and Disposal. United States Environmental Protection Agency, EPA 625/1-79-011, Municipal, Environmental Research Laboratory, Cincinnati, Ohio 45268.

GRENIER, Y. et COUILLARD, D. (1987). Le recyclage des boues d'usine d'épuration des eaux en fertilisation forestière. Journal GEOS, 16(2): 22-26.

HAYES, T.D., JEWELL, W.J. and KABRICK, R.M. (1980).

Heavy metal removal from sludges using combined biological/chemical treatment. Dans: Proceedings of the 34th Conference on Industrial Waste, Purdue University, Lafayette Indiana: 529-543.

JENKINS, R.L., SCHEYBELER, B.J., SMITH, M.L., BAIRD, R., LO, M.P. and HAUG, R.T. (1981).

Metals removal and recovery from municipal sludge. Journal of Water Pollution Control Federation, 53(1): 25-32.

KIRIE, J.C., MAJEWSKI, G. and RYAN, J.M. (1988).

Métro Chicago's sludge management plan. Water Science and Technology, 20(4/5): 209-215.

LEGRET, M., DIVET, L. et MARCHANDISE, P. (1987).

Mobilité et extraction des métaux lourds associés aux boues de stations d'épuration. Water Research, 21(5): 541-547.

LOGAN, T.J. and FELTZ, R.E. (1985).

Effect of aeration, cadmium concentration and solids content on acid extraction of cadmium from a municipal wastewater sludge. Journal of Water Pollution Control Federation, 57(5): 406-412.

PAGE, A.L., MILLER, R.H. and KEENEY, D.R. (1982).

Methods of Soil Analysis Part 2, Chemical and Microbiological Properties. Second Edition. American Society of Agronomy Inc., Madison, Wisconsin, U.S.A., 1159 p.

TARDAT-HENRY, M., BEAUDRY, J.P. (1984).

Chimie des eaux. Les éditions Le Griffon d'argile inc., Ste-Foy, Québec, 341 p.

THEIS, T.L. and HAYES, T.D. (1980).

Chemistry of heavy metals in anaerobic digestion. Dans: Chemistry of wastewater technology. Alan J. Rubin (ed.). Ann Arbor Science Publishers, Ann Arbor, 403-419.

TRAN, F. and GANNON, D. (1981).

Deep shaft high rate aerobic digestion laboratory and pilot plant performance. Water Pollution Research Journal of Canada. 16: 71-89.

TROTTIER, R. (1988).

Description des stations de traitement des eaux usées de la communauté urbaine de Québec. Sciences et Techniques de l'eau, 21(2): 177-184.

TYAGI, R.D. and D. COUILLARD (1989).

Bacterial leaching of metals from sludges. In: Sewage and wastewater treatment. Library of Pollution Control Technology - Hazardous/Solids Wastes, Gulf Publishing Co. Houston, Texas.

TYAGI, R.D.; COUILLARD, D. (1987a).

Comparison of chemical and microbiological processes to remove heavy metals from anaerobically digested sludge. Dans: Proceedings of the International Symposium on small systems for water supply and waste water disposal, National University of Singapore, 2-4 July 1987: 435-448.

TYAGI, R.D. and COUILLARD, D. (1987b).

Bacterial leaching of metal from digested sewage sludge. Process biochemistry, 22(4): 114-117.

VACHON, D., SIWIK, R.S., SCHIMDT, J. and WHEELAND, K. (1987).

Treatment of acid mine water and the disposal of lime neutralization sludge. Dans: Comptes-rendus Séminaire/Atelier sur le drainage minier Acide, Halifax, Nouvelle-Écosse, Conservation et Protection Environnement Canada, Ottawa, Ontario: pp. 537-564.

VISMARA, R. (1985).

A model for autothermic aerobic digestion. Water Research, 19(4): 441-447.

WONG, L. and HENRY, J.G. (1983).

Bacterial leaching of heavy metals from anaerobically digested sewage sludges. Water Pollution Research Journal of Canada, 18: 151-162.

WONG, L. and HENRY, J.G. (1984a).

Biological removal and chemical recovery of metals from sludge. Dans:  
Proceedings of the 39th Industrial Waste Conference, Purdue University,  
Lafayette, Indiana: 515-520.

WONG, L. and HENRY, J.G. (1984b).

Decontaminating biological sludge for agricultural use. Water Science and  
Technology, 17: 575-586.

YSI (1970).

Instructions for YSI model 54 oxygen meter, Yellow Springs Instruments Co.,  
Ohio 45387, 30 pages.

**ANNEXE 1**

Annexe 1A: Solubilisation des métaux, POR et pH dans le BAP lors du temps de séjour de 3 jours avec  $3 \text{ g L}^{-1} \text{ FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ , un pH d'alimentation de 4,5, 1,8% de solides totaux en moyenne et sans recyclage.

Métaux	Zn		Cu		Cd		pH	POR mv
	mg/L	%	mg/L	%	mg/L	%		
Boues <sup>1</sup> d'alimen- tation	24,36	100	28,47	100	0,31	100		
Temps (jours)								
0	12,97	53,2	24,91	71,0	0,202	77,1	3,00	404
0,5	13,53	55,5	24,89	70,8	0,213	81,3	2,80	514
1	12,21	50,7	25,04	71,2	0,205	78,2	2,70	520
2	11,71	48,3	25,05	71,3	0,203	77,5	3,27	542
3	11,27	46,3	25,06	71,3	0,205	78,2	3,05	552
4	10,40	42,7	24,96	71,0	0,148	56,5	3,02	558
5	9,85	40,4	23,17	65,9	0,158	60,3	2,78	---
6	8,75	35,9	18,62	52,9	0,138	52,7	2,78	546
7	9,19	37,7	18,62	52,9	0,150	57,3	3,03	557
8	9,35	38,4	19,96	56,8	0,153	58,4	2,80	545
9	9,54	39,2	21,14	60,1	0,139	53,1	2,55	544
Moyenne <sup>2</sup> de solu- bilisation		44,3		65,0		66,4		
Métaux totaux mg/kg sec	1353		1582			14,5		

<sup>1</sup> Concentration en métaux totaux de la boue d'alimentation.

<sup>2</sup> Basée sur la période de stabilité soit des jours 0 à 9 (3 cycles).

Annexe 1B: Solubilisation des métaux, POR et pH dans le BAP pour le temps de séjour de 1,5 jours, 4 g L<sup>-1</sup> FeSO<sub>4</sub>·7H<sub>2</sub>O, 10% de recyclage et un pH d'alimentation de 4,5 et 1,7% de solides totaux en moyenne.

Métaux	Zn		Cu		Ni		Cd		pH	POR
	mg/L	%	mg/L	%	mg/L	%	mg/L	%		
Boues d'alimentation	9,83	100	36,94	100	0,204	100	0,112	100		
Temps (jours)										
0	9,27	94,3	29,15	78,9	0,166	81,4	-	-	3,03	553
0,5	9,08	92,3	29,19	79,0	0,133	65,2	0,107	95,5	2,94	
1,0	8,58	87,3	28,04	75,9	0,156	76,5	0,094	83,9	2,95	525
1,5	8,27	84,2	28,12	76,1	0,124	60,8	0,096	85,7	2,94	
2,0	8,28	91,4	28,39	76,9	0,137	67,2	0,092	82,1	3,01	565
2,5	8,18	83,1	28,88	78,2	-	-	0,090	80,4	2,87	
3,0	8,99	91,4	29,64	80,2	0,06	29,4	0,092	82,1	2,89	544
3,5	9,27	84,0	30,99	83,8	0,056	27,5	0,098	80,4	2,82	
4,0	-	-	-	-	-	-	-	-	2,84	566
4,5	8,59	87,4	29,50	79,9	0,162	79,4	0,100	89,3	2,69	
5,0	9,20	93,5	31,90	86,4	0,119	58,3	0,111	99,1	2,94	572
5,5	9,09	92,5	30,30	82,0	0,102	50,0	0,102	91,1	2,79	
6,0	9,13	92,8	31,36	84,9	0,185	90,7	0,103	92,0	2,86	583
Moyenne <sup>1</sup>	8,91	90,6	29,88	80,9	0,159	77,8	0,100	89,7	2,9	560
Métaux totaux	578		2173		12		6,5			

<sup>1</sup> Basée sur la période de stabilité soit des jours 3 à 6.

Annexe 1C: Essai dans le BAP pour un temps de séjour de 0,75 jour avec 20% de recyclage  $4 \text{ g L}^{-1} \text{ FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ , pH d'alimentation de 4,5 et 1,7% de solides totaux en moyenne.

Métaux	Zn		Cu		Cd		pH	POR
	mg L <sup>-1</sup>	%	mg L <sup>-1</sup>	%	mg L <sup>-1</sup>	%		
Boue d'alimentation	12,72	100	29,85	100	0,127	100	4,70	
Temps (jours)								
0	11,65	91,6	28,10	94,1	0,102	80,3	2,92	573
0,75	11,57	91,0	31,81 <sup>1</sup>	--	0,102	80,3	2,93	545
1,0	11,56	90,9	27,04	90,6	0,104	81,9	2,94	531
1,75	11,60	91,2	33,71 <sup>1</sup>	--	0,103	81,1	3,00	534
2,0	11,57	90,9	28,20	94,5	0,104	81,9	2,95	547
2,75	11,56	90,8	26,63	89,2	0,095	74,8	3,09	534
3,0	11,56	90,8	26,60	89,1	0,093	73,2	2,89	541
3,75	11,60	91,2	26,62	89,2	0,110	86,6	2,81	520
4,0	11,56	90,8	26,69	89,4	0,111	87,4	3,00	530
4,75	11,58	91,0	26,60	89,1	0,110	86,6	2,98	540
Moyenne de <sup>2</sup> solubilisation	11,58	91,0	28,06	89,2	0,103	81,4	2,95	539,5
Métaux totaux (mg Kg <sup>-1</sup> sec)	748		1 756		7,5			

<sup>1</sup> erreurs expérimentales

<sup>2</sup> Basée sur la période de stabilité soit des jours 2,75 à 4,75

Annexe 1E: Suivi des solides totaux, volatils et inertes dans le BAP lors des divers temps de séjour

---

BAP 3,0 jours

Moyenne de 1,8 % de solides totaux, résultats détaillés non disponibles

BAP 1,5 jour

	% ST	% SV	% SI
Jour 2	1,73	61	39
Jour 4	1,62	51	49
Jour 6	1,69	56	49
Boue initiale	1,64	56	44
Boue initiale	1,69	62	38
Moyenne	1,67	57	43

BAP 0,75 jour

Jour 1	1,74	66	34
Jour 2	1,68	67	33
Jour 3	1,75	68	32
Jour 4	1,63	66	34
Moyenne	1,7	67	33

BAP 0,5 jour

	1,35	71	29
--	------	----	----

---

Annexe 1D: Solubilisation des métaux, pH et POR dans le BAP pour le temps de séjour de 0,50 jour avec 20% de recyclage, 4 g L<sup>-1</sup> FeSO<sub>4</sub>·7H<sub>2</sub>O, un pH d'alimentation de 4,5 et 1,35% de solides totaux.

Métaux	Zn		Cu		Mn		Cd		Ni		Pb		Cr		pH	POR mv
	mg L <sup>-1</sup>	%	mg L <sup>-1</sup>	%	mg L <sup>-1</sup>	%										
Temps (jours)																
0	3,44	41,3	0,2	0,9	3,40	75,9	0,086	46,2	0,26	54,1	0,146	4,7	0	0	3,64	241
0,5	5,66	67,9	4,95	22,6	3,54	79,3	0,086	46,2	0,29	60,8	0,187	6,0	0,091	12	3,57	258
1,0	5,30	63,7	0,26	1,2	3,74	83,8	0,086	46,2	0,37	77,9	0,106	3,4	0,091	12	3,52	306
1,5	6,15	73,8	5,50	25,1	3,54	79,3	0,081	43,5	0,24	50,7	0,146	4,7	0,04	5,3	—	—
2,0	5,18	62,1	0,96	4,3	3,70	82,7	0,086	46,2	0,32	67,6	0,106	3,4	0,04	5,3	3,41	366
2,5	5,49	65,8	8,50	38,8	3,60	80,4	0,092	49,5	0,31	64,2	0,146	4,7	0	0	3,23	330
3,0	5,84	70,1	6,78	30,9	3,70	82,7	0,086	46,2	0,27	57,5	0,147	4,7	0	0	3,36	—
Métaux totaux																
mg L <sup>-1</sup>	8,33		21,89		4,47		0,186		0,48		3,09		0,76			
mg kg <sup>-1</sup>	617		1621		331		13,8		35,5		229		0			
Moyenne de solubili- sation <sup>1</sup>	68%		24,8%		81,3%		46,3%		60%		4,4%		2,7%			

<sup>1</sup> Basée sur la période de stabilité soit des jours 1,5 à 3,0.

**ANNEXE 2**

Annexe 2A: Solubilisation des métaux, pH et POR dans le CSTIR pour le temps de séjour de 3 jours avec 3 g L<sup>-1</sup> FeSO<sub>4</sub>·7H<sub>2</sub>O et un pH d'alimentation de 4<sup>1</sup> et 2,84% de solides totaux en moyenne.

	Cu <sup>a</sup> X5 <sup>b</sup>	% Sol Cu	Zn <sup>a</sup> X5 <sup>b</sup>	% Sol Zn	Ni <sup>a</sup> X1	% Sol Ni	Cd <sup>a</sup> X1	% Sol Cd	Pb <sup>a</sup> X1	% Sol Pb	Cr <sup>a</sup> X1	% Sol Cr	pH	POR mv
Temps (jour)														
1	2,79	55,1	3,21	78,9	0,60	74,1	0,09	75,0	0,16	3,0	0,05	4,0	2,85	518
2	2,78	54,9	3,28	80,6	0,74	91,4	0,08	66,7	0,19	3,6	0,05	4,0	2,90	522
3	2,94	58,1	3,24	79,6	0,75	92,6	0,08	66,7	0,15	2,8	0	0	2,84	533
4	2,85	56,3	3,21	78,9	0,77	95,1	0,08	66,7	0,15	2,8	0,01	0,8	2,85	422
5	2,93	57,9	3,19	78,4	0,74	91,4	0,09	75,0	0,12	2,3	0,06	4,8	2,89	513
6	2,94	58,1	3,14	77,2	0,75	92,6	0,08	66,7	0,12	2,3	0,04	3,2	2,86	498
7	2,86	56,5	3,24	79,6	0,77	95,1	0,05	41,7	0,09	1,7	0,04	3,2	2,93	515
8	3,07	60,7	3,22	79,1	0,79	97,5	0,08	66,7	0,17	3,2	0,04	3,2	2,90	526
9	3,08	60,9	3,20	78,6	0,77	95,1	0,08	66,7	0,16	3,0	0,03	2,4	2,85	548
10	3,22	63,6	3,25	79,9	0,75	92,6	0,07	58,3	0,12	2,3	0,05	4,0	2,84	514
11	3,13	61,9	3,09	75,9	0,76	93,8	0,08	66,7	0,11	2,1	0,04	3,2	2,87	538
12	3,16	62,5	3,06	75,2	0,79	97,5	0,08	66,7	0,08	1,5	0,04	3,2	2,80	529
Moyenne de solubilisation <sup>2</sup>		62,2		77,4		94,8		64,6		2,2		3,2		
Boue d'alimentation														
mg L <sup>-1</sup>	25,30		20,35		0,81		0,12		5,33		1,26			
mg/kg	843		678		2,7		4,0		178		42			

a = en mg L<sup>-1</sup>

b = dilution par 5 donc à multiplier par 5 pour calculer le % de solubilisation.

<sup>1</sup> Il s'agit ici d'un pH d'alimentation plus acide et de la boue de Ville de Deux-Montagnes (Données tirées du Tome II).

<sup>2</sup> Basée sur la période de stabilité soit des jours 9 à 12.

Annexe 2B: Résultats pour le temps de séjour de 1,5 jours dans le CSTR avec 5% de recyclage, 2 heures de décantation et  $4 \text{ g L}^{-1} \text{ FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ , un pH d'alimentation de 4,5 et 2,20% de solides totaux en moyenne.

Métal			Cu		Zn		Cd		Ni	
Temps (jours)	pH	POR mv	$\frac{\text{mg/L solubilisé}}{\text{mg/L totaux}}$	%	$\frac{\text{mg/L solubilisé}}{\text{mg/L totaux}}$	%	$\frac{\text{mg/L solubilisé}}{\text{mg/L totaux}}$	%	$\frac{\text{mg/L solubilisé}}{\text{mg/L totaux}}$	%
0	2,88	563	40,0 / 56,3	71,0	17,83 / 17,83	100	0,16 / 0,28	57,5	0,33 / 0,50	65,6
0,30	3,18	559	40,2 / 50,3	71,4	17,83 / 17,83	100	0,16 / 0,28	57,5	0,37 / 0,50	74,8
1,30	3,12	557	40,3 / 52,9	76,0	17,83 / 17,83	100	0,16 / 0,28	57,5	0,28 / 0,50	57,4
2,0	2,95	505	55,9 / 64,5 <sup>1</sup>	86,7	17,83 / 17,83	100	0,16 / 0,31	52,0	0,39 / 0,54	78,8
3,0	2,85	532	40,0 / 52,9	75,6	17,83 / 17,83	100	0,16 / 0,31	52,0	0,31 / 0,50	61,8
4,0	3,03	549	40,1 / 52,0	77,1	17,83 / 17,83	100	0,14 / 0,31	46,4	0,25 / 0,43	58,1
5,0	2,95	542	40,1 / 52,0	77,1	17,83 / 17,83	100	0,15 / 0,31	48,4	0,27 / 0,43	62,8
5,3	2,90	552	40,1 / 52,0	77,1	17,83 / 17,83	100	0,15 / 0,31	48,4	0,20 / 0,43	40,2
Moyenne de solubilité (%) <sup>2</sup>				76,6		100		52,5		62,4
Métaux totaux ( $\text{mg Kg}^{-1} \text{ sec}$ )				2 431		810		13,5		21,8

<sup>1</sup> 2.73% de solides totaux

<sup>2</sup> Basée sur la période de stabilité soit des jours 0 à 5,3.

Annexe 2C: Solubilisation des métaux pH et POR dans le CSIR pour le temps de séjour 0,75 jour avec 20% de recyclage, 4 g L<sup>-1</sup> FeSO<sub>4</sub>·7H<sub>2</sub>O, un pH d'alimentation de 4,5 et 1,86% de solides totaux en moyenne.

Métaux	Zn		Cu		Mn		Cd		Ni		Cr		Pb		Fe		pH	POR
	$\frac{\text{mg L}^{-1}}{\text{mg L}^{-1}}$ (totaux)	%	$\frac{\text{mg L}^{-1}}{\text{mg L}^{-1}}$ (totaux)	%	$\frac{\text{mg L}^{-1}}{\text{mg L}^{-1}}$ (totaux)	%	$\frac{\text{mg L}^{-1}}{\text{mg L}^{-1}}$ (totaux)	%										
Temps (jours)																		
1	47,8/ 50,3	95,1	50,1/ 50,1	100	7,11/ 7,11	100	0,20/ 0,30	66,6			0,011/ 1,88	5,9	0,86/ 6,43	13,3	467/ 1281	36,5	2,73	550
2,0	47,8/ 50,3	95,1	50,1/ 50,1	100	7,11/ 7,11	100	0,20/ 0,30	66,6	0,38/ 0,43	88,3	0,09/ 1,88	4,8	0,79/ 6,43	12,3	668/ 1281	52,1	2,76	510
2,3	50,0/ 50,3	99,5	35,3/ 50,1	70,4	7,11/ 7,11	100	0,20/ 0,30	66,6	0,33/ 0,43	76,7	0,09/ 1,88	4,8	0,72/ 6,43	11,2	366/ 1281	28,6	2,78	467
3,0	23,8/ 25,5	93,5	33,6/ 50,1	66,0	7,00/ 7,00	100	0,20/ 0,30	66,6	0,33/ 0,41	80,5	0,09/ 1,24	7,3	0,39/ 5,35	7,3	249/ 1180	21,1	2,56	545
3,3	23,8/ 25,5	93,5	50,1/ 50,1	100	6,89/ 7,00	98,4	0,20/ 0,30	66,6	0,31/ 0,41	75,6	0,09/ 1,24	7,3	0,72/ 53,5	13,5	360/ 1180	30,5	2,55	440
4,3	23,8/ 25,5	93,5	50,1/ 50,1	100	7,11/ 7,00	100	0,20/ 0,30	66,6	0,35/ 0,41	85,4	0,09/ 1,03	8,7	0,10/ 5,06	2,0	542/ 1323	41,0	2,42	500
5,0	42,4/ 44,6	95,1	50,1/ 50,1	100	4,26/ 5,74	74,2	0,20/ 0,330	66,6	0,13/ 0,47	27,6	0,09/ 1,29	7,6	0,39/ 6,07	6,4	264/ 1096	24,1	2,52	507
Moyenne de solubili- sation <sup>1</sup>		93,9		91,5		93,2		66,6		67,3		7,6		7,3		29,1		
Métaux totaux (mg Kg <sup>-1</sup> )	1301 à 2704		2694		382		16		23		65		295		avant 23 500 après 60 400			

<sup>1</sup> Basé sur la période de stabilité soit du jour 3,0 au jour 5.

Annexe 2D: Solubilisation des métaux pH et POR dans le CSIR pour le temps de séjour 0,50 jour avec 20% de recyclage, 4 g L<sup>-1</sup> FeSO<sub>4</sub>·7H<sub>2</sub>O, un pH d'alimentation de 4,5 et 1,92% de solides totaux.

Métaux	Zn		Cu		Mn		Cd		Ni		Cr		Pb		Fe		pH	POR mv
	$\frac{\text{mg L}^{-1}}{\text{mg L}^{-1}}$ (totaux)	%	$\frac{\text{mg L}^{-1}}{\text{mg L}^{-1}}$ (totaux)	%	$\frac{\text{mg L}^{-1}}{\text{mg L}^{-1}}$ (totaux)	%	$\frac{\text{mg L}^{-1}}{\text{mg L}^{-1}}$ (totaux)	%	$\frac{\text{mg L}^{-1}}{\text{mg L}^{-1}}$ (totaux)	%	$\frac{\text{mg L}^{-1}}{\text{mg L}^{-1}}$ (totaux)	%	$\frac{\text{mg L}^{-1}}{\text{mg L}^{-1}}$ (totaux)	%	$\frac{\text{mg L}^{-1}}{\text{mg L}^{-1}}$ (totaux)	%		
Temps (jours)																		
0			25,69/ 43,3	59,1	5,50/ 5,00	100	0,09/ 0,15	60	0,30/ 0,40	75,0	0,03/ 1,63	4,3	0,30/ 4,75	6,3	309/ 728	42,4	2,90	500
0,5			25,69/ 43,3	59,1	5,20/ <sup>2</sup> 5,00	100	0,09/ 0,15	60	0,21/ 0,40	52,5	0,05/ 1,63	3,1	0,40/ 4,75	8,4	285/ 728	39,1	3,00	450
1,0	9,10/ 2288	39,8	17,20/ 44,3	38,4	4,90/ 5,75	85,2	0,09/ 0,10	90	0,13/ 0,38	34,2	0,03/ 1,53	2,0	0,2/ 4,50	4,4	335/ 1030	32,5	3,23	328
1,5	6,80/ 2288	29,7	12,00/ 48,5	24,7	5,30/ 6,0	88,3	0,08/ 0,13	62	0,15/ 0,53	28,3	0,04/ 1,73	2,3	0,2/ 5,50	3,6	462/ 940	49,1	3,31	332
2,0	8,30/ 15,63	53,1	19,00/ 53,50	35,5	5,20/ 5,75	90,4	0,09 0,13	69	0,16/ 0,45	35,6	0,03/ 1,30	2,3	0,1/ 5,50	1,8	464/ 955	48,5	3,12	345
2,5	8,60/ 13,72	62,7	19,60/ 49,50	39,6	5,20/ 5,75	90,4	0,09/ 0,13	69	0,14/ 0,40	35,0	0,04/ 1,23	3,2	0,2/ 5,50	3,6	482/ 885	54,5	2,99	343
3,0	7,60/ 14,50	52,4	14,20/ 50,30	28,2	4,30/ 5,00	86,0	0,09/ 0,10	90	0,10/ 0,28	35,7	0,01/ 1,33	0,8	0,1/ 5,25	1,9	270/ 820	32,9	3,15	363
Moyenne de solubili- sation <sup>1</sup>		49,7		32,0		88,8		73		33,7		2,1		2,7		46,3		
Métaux totaux (mg Kg <sup>-1</sup> )		715 à 2500		2500		293		6,4		21		76		271		avant <sup>3</sup> 5 200 après 46 800		

<sup>1</sup> Basée sur la période de stabilité soit des jours 1,5 à 3.

<sup>2</sup> Erreurs expérimentales

<sup>3</sup> Avant et après ajout du FeSO<sub>4</sub>·7H<sub>2</sub>O

Annexe 2E: Suivi des solides totaux (ST), volatils (SV) et inertes (SI) lors des divers temps de séjour dans le CSTR.

---

3 jours CSTR			
	% ST	% SV	% SI
Jour 1	2,78	48	51
Jour 2	2,82	49	51
Jour 3	2,80	47	53
Jour 4	2,87		
Jour 5	2,82		
Jour 6	2,75		
Jour 8	2,83	49	51
Jour 10	2,95	43	57
Jour 11	2,94	43	57
Moyenne	2,84	46	54
1,5 jours CSTR			
Boue initiale	2,03	66	34
Boue initiale	2,15	66	34
Jour 1	2,41	62	38
Jour 2	2,20	66	34
Jour 4	2,73	67	33
Jour 5	2,07	66	34
Moyenne	2,26	65	35
0,75 jour CSTR			
Jour 2	2,05	66	34
Jour 3	1,71	64	36
Jour 4	1,86	63	37
Jour 5	1,92	65	35
Moyenne	1,88	64	36
0,50 jour			
Jour 0	1,82	61	39
Jour 1	1,93	64	36
Jour 1	1,88	63	37
Jour 2	2,05	62	38
Jour 2	2,06	65	35
Moyenne	1,95	63	37

---

**ANNEXE 3**

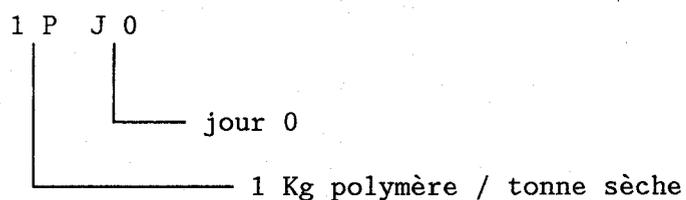
Annexe 3A: Contenu en métaux du filtrat et des boues traitées après les tests de filtrabilité lors du temps de séjour de 0,5 jour dans le CSTR

Filtrat (% solubilisé)	Cu	Zn	Mn	Ni	Cd	Pb	Cr	Fe
0PJ0	--	35,6	13,8	--	20	--	2,4	13,8
3PJ3	--	28,0	19,9	--	20	--	3,1	17,9
4PJ3	--	37,7	26,7	--	20	--	3,7	19,4
0PJ3	14,7	33,6	28,0	7,1	20	0	2,3	31,1
1PJ3	14,1	31,5	27,0	0	20	0	2,3	30,1
Moyenne	14,4	33,3	23,1	3,5	20	0	2,8	22,5

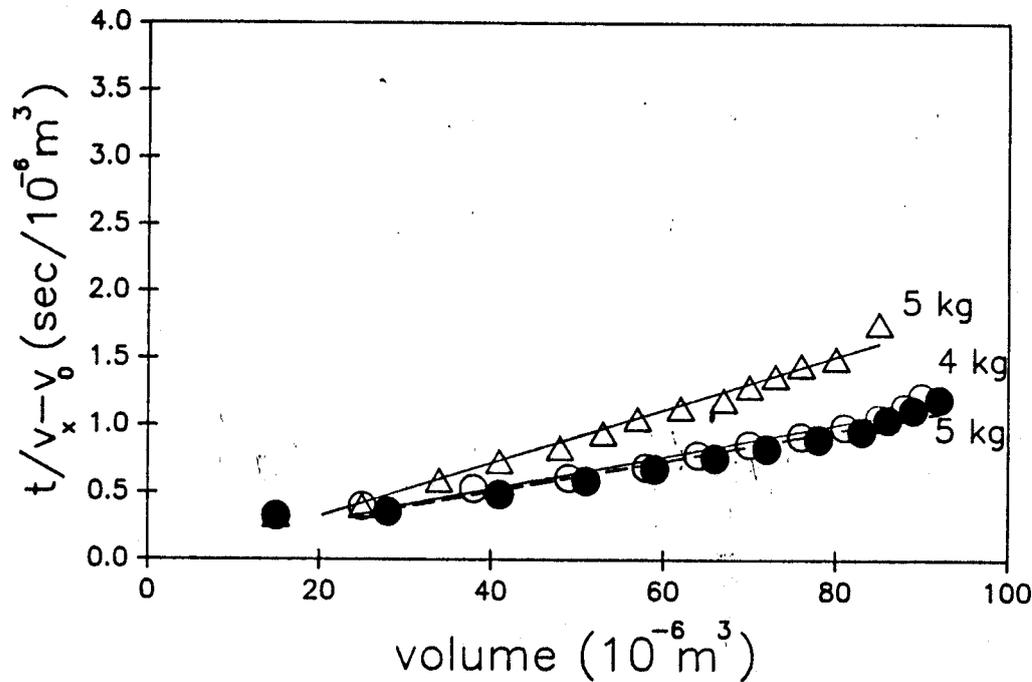
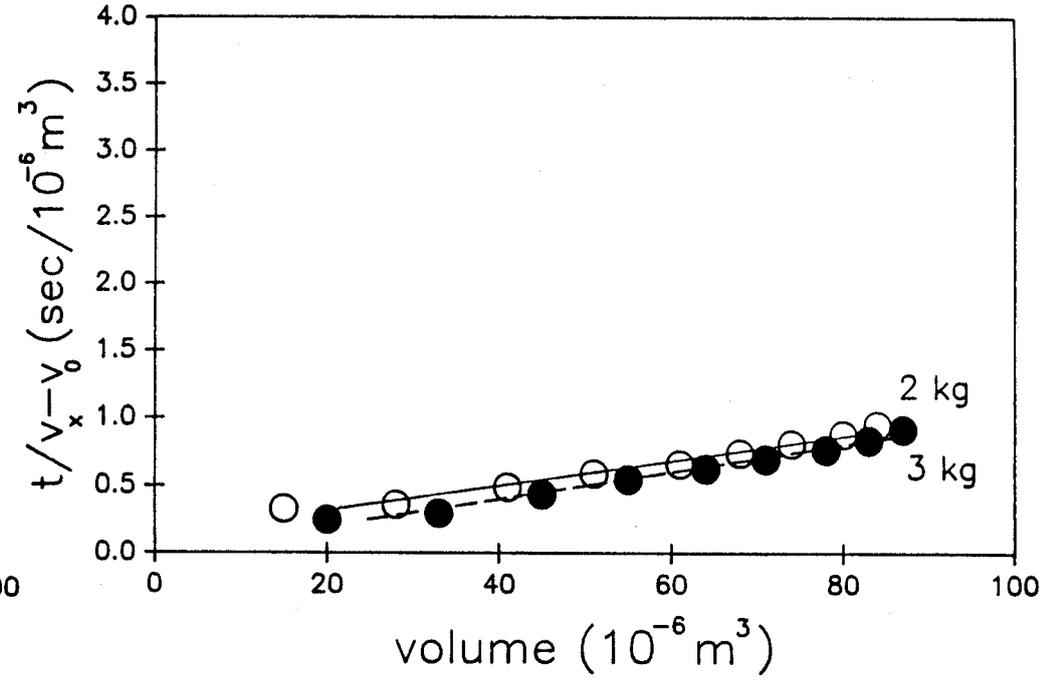
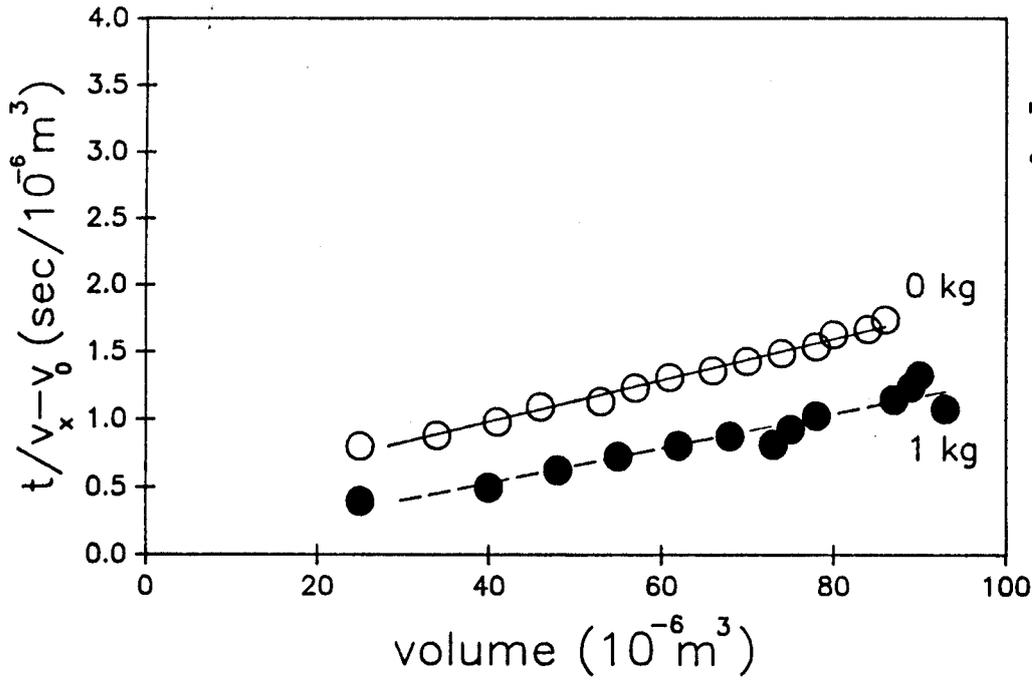
Boue traitée filtrée (mg/kg sec)	Cu	Zn	Mn	Ni	Cd	Pb	Cr	Fe
0PJ0	--	--	79,4	21,8	--	357	--	49087
3PJ0	--	--	68,1	20,6	--	357	88	47081
4PJ0	--	--	79,4	13,9	--	329	79	50476
0PJ3	2215	568	88,2	21,5	4,9	392	73	28509
1PJ3	2248	--	48,7	26,0	4,0	353	84	21506
Moyenne	2231	568	72,8	21,0	4,5	358	80	39331

Légende:

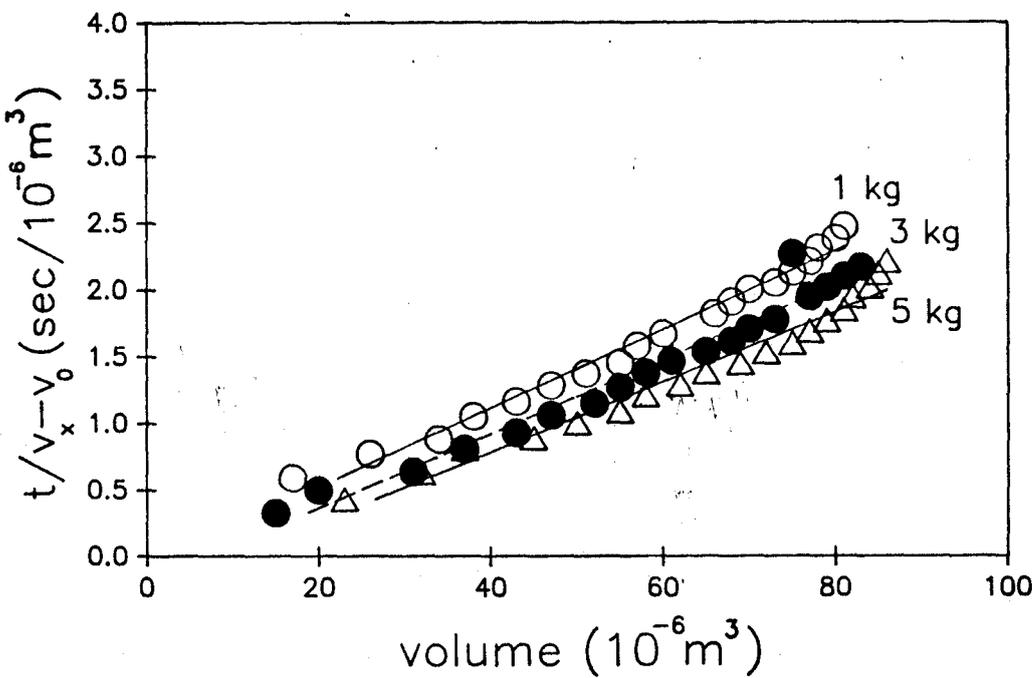
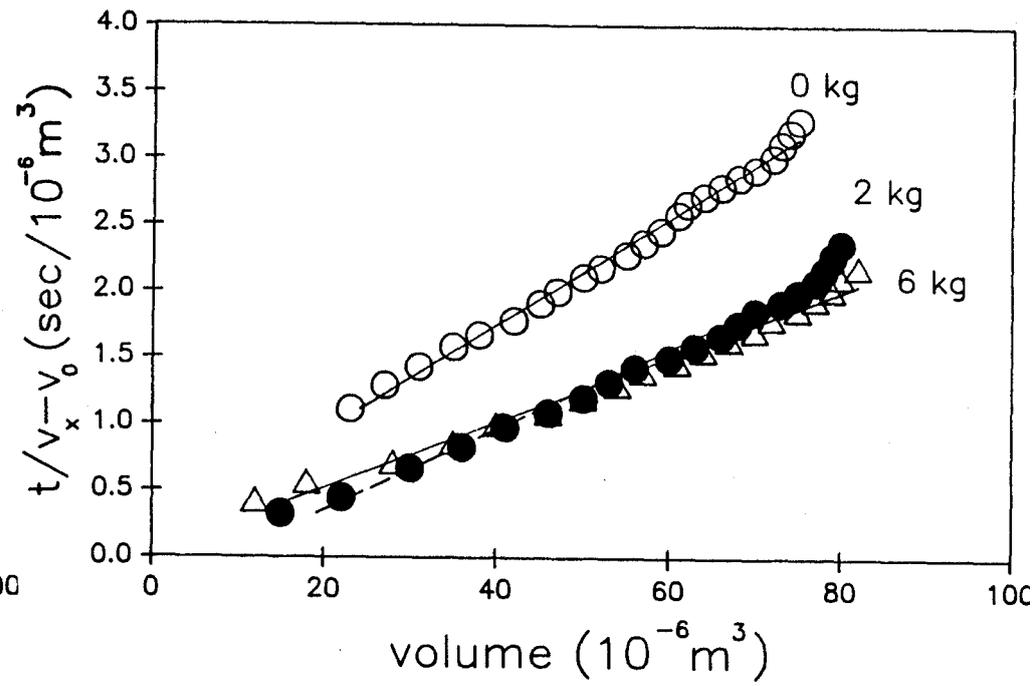
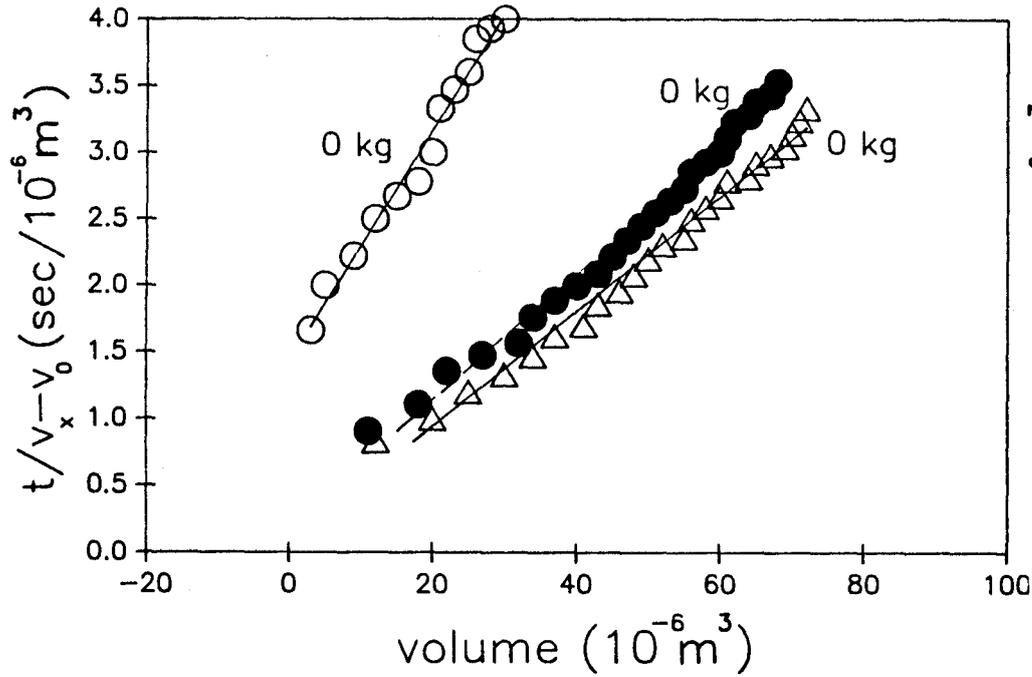




**ANNEXE 4**



Annexe 4a: Détermination de la résistance spécifique à la filtration ( $r_{0,5}$ ) au jour 0 lors du temps de séjour de 0,5 jour dans le CSTR (bon fonctionnement).



Annexe 4b: Détermination de la résistance spécifique à la filtration ( $r_{0,5}$ ) au jour 2 lors du temps de séjour de 0,5 jour dans le CSTR (mauvais fonctionnement).

**ANNEXE 5**

Annexe 5a: Consommation de chaux

Précipitation des métaux à pH 10 avec  $\text{Ca(OH)}_2$

---

Volume de filtrat (L)	Volume $\text{Ca(OH)}_2$ (ml)	S%	% ST des boues d'origine (%)	Consommation de $\text{Ca(OH)}_2$ (g/g boue sèche)
1	25,6		1,93	0,066
1	33,5		2,05	0,081
				Moyenne = 0,074

---

Neutralisation à pH 7 de la boue déshydratée avec  $\text{Ca(OH)}_2$  solide

---

Poids de boue humide (g)	Poids de $\text{Ca(OH)}_2$ (g)	% ST	Consommation de $\text{Ca(OH)}_2$ (g/g boue sèche)
50,38	0,35	15,2	0,046
50,05	0,21	10,4	0,042
			Moyenne = 0,044

---

Consommation totale de chaux = 0,118 g  $\text{Ca(OH)}_2$ /g boue sèche

Annexe 5b: Consommation de NaOH

Précipitation des métaux à pH 10 avec NaOH 0,25 M

---

Volume de filtrat (L)	Volume NaOH 0,25M (ml)	ST des boues d'origine (%)	Consommation de NaOH pur (g/g boue sèche)
1	128,7	1,93	0,067
1	156,0	2,05	0,076
			Moyenne = 0,072

---

Neutralisation à pH 7 de la boue déshydratée avec NaOH 2,5 M

---

Poids de boue humide (g)	% ST	Volume de NaOH 2,5M (mL)	Consommation de NaOH pur (g/g boue sèche)
50,00	10,4	1,8	0,036
50,01	13,1	2,1	0,032
			Moyenne = 0,034

---

Consommation totale de NaOH = 0,106 g NaOH pur/g boue sèche

Annexe 5c: Calcul des indices du volume des boues (IVB) de la décantation lors de la neutralisation

---

	Ca(OH) <sub>2</sub> 5%		Na(OH) 0,25M	
	Essai 1	Essai 2	Essai 1	Essai 2
Teneur en MES du filtrat (mg/L)	630	1 200	765	800
Volume des boues après 30 min. de décantation (mL)	180	320	180	250
IVB (ml/g)	285	267	235	312
Production de boue métallique (g MES/L de filtrat)	0,63	1,2	0,76	0,80
	<hr/>		<hr/>	
	0,91		0,78	

---

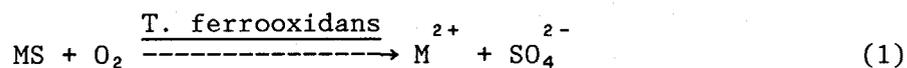
**ANNEXE 6**

**ANNEXE 7**

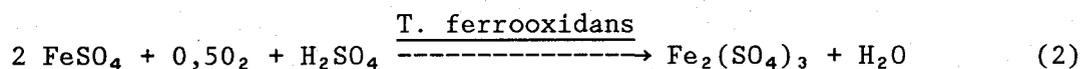
Annexe 7: Mesure des coefficients biocinétiques

1 Introduction et objectifs

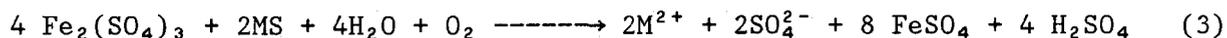
Les métaux des boues digérées ont jusqu'ici été solubilisés de façon efficace dans nos laboratoires. La solubilisation biologique des métaux est beaucoup plus économique que la solubilisation chimique. Les micro-organismes utilisés dans cette étude sont: Thiobacillus ferrooxidans et Thiobacillus thiooxidans. Ces deux espèces sont des chemoautotrophes aérobies. Le dioxyde de carbone (CO<sub>2</sub>) est leur source de carbone et ces bactéries tirent leur énergie, pour fixer le carbone, de l'oxidation des sulfures et des composés contenant du soufre réduit qu'ils oxydent en sulfate. Deux mécanismes de solubilisation peuvent opérer, le mécanisme direct dans lequel les sulfures de métaux sont oxydés directement par T. ferrooxidans selon la réaction #1:



Dans le mécanisme indirect, le processus cyclique suivant résulte en la solubilisation des métaux et la formation d'acide sulfurique qui abaisse le pH. Dans un premier temps (réaction 2) le sulfate ferreux est biologiquement oxydé.



Le fer ferrique oxyde ensuite chimiquement les sulfures de métaux selon la réaction 3.



Le fer est donc réduit en  $\text{Fe}^{2+}$  et peut donc être réoxydé biologiquement par T. ferrooxidans. Les Thiobacillus thiooxidans oxydent le soufre élémentaire et les sulfures en produisant de l'acide sulfurique qui abaisse le pH et augmente la solubilisation des métaux.

Les objectifs de cette étude sont:

- 1- L'étude de l'effet du pH initial, de la concentration en solide et du volume d'inoculum sur les changements de pH dans les boues anaérobies lors d'essais en cuvée.
- 2- L'étude de l'effet du pH initial, de la concentration en solides et du volume d'inoculum sur la formation de sulfate pour les boues anaérobies lors d'essais en cuvée.
- 3- L'étude des mêmes paramètres sur les concentrations de  $\text{Fe}^{2+}$  et  $\text{Fe}^{3+}$  dans les boues anaérobies lors d'essais en cuvée.
- 4- Déterminer le rôle de la formation des ions sulfates ( $\text{SO}_4^{2-}$ ) et de l'oxydation de  $\text{Fe}^{2+}$  sur les changements de pH dans la boue.
- 5- De développer un modèle cinétique pour décrire les effets du pH initial, de la concentration en solides et du volume de l'inoculum sur les changements de pH dans les boues anaérobies.

## 2 Résultats et discussion

- 1- Le pH initial a une influence sur la baisse du pH de la boue (Tableau 1). Cette baisse est rapide jusqu'à un pH de 2,5, après quoi, elle s'effectue plus lentement. Un pH initial élevé provoque une baisse plus rapide du pH, cette baisse est due à l'accumulation des ions sulfates (Tableau 2). L'effet du pH initial sur la concentration du fer ferreux et du fer total est présenté au Tableau 3.
- 2- La baisse de pH est dépendante de la concentration en solides (Tableau 4). La baisse de pH est plus lente à mesure qu'augmente la concentration de solides.

Tableau 1: Effet du pH initial sur les changements de pH dans les boues digérées anaérobies.

pH initial	Temps (heures)							
	0 h	12 h	19 h	35 h	43 h	61 h	83.5 h	156 h
2,0	2,13	2,17	2,24	2,19	2,26	2,08	1,78	1,34
3,0	3,18	3,13	3,00	2,56	2,54	2,23	1,82	1,34
4,0	4,42	3,77	3,42	2,71	2,65	2,32	1,96	1,36
5,0	5,22	4,24	3,70	2,72	2,65	2,32	2,02	1,40

Tableau 2: Effet du pH initial sur la formation de sulfate dans les boues digérées anaérobies.

(SO<sub>4</sub><sup>2-</sup> en g/Litre de boue)

pH initial	Temps (heures)							
	0 h	12 h	19 h	35 h	43 h	61 h	83.5 h	156 h
2,0	3,56	3,62	3,01	3,40	3,58	3,92	4,63	7,71
3,0	2,97	3,03	2,73	2,90	3,01	3,69	4,63	7,78
4,0	2,62	2,80	2,03	2,68	2,90	3,52	4,22	6,94
5,0	2,51	2,74	2,40	2,79	3,07	3,46	4,28	7,22

Tableau 3: Effet du pH initial sur la concentration du Fe<sup>2+</sup> et du fer total dans les boues digérées anaérobies.

pH initial	Temps (heures)															
	0 h		12 h		19 h		35 h		43 h		61 h		83,5 h		156 h	
	Fe <sup>2+</sup>	Fe total														
2,0	237	27,2	296	25,4	219	11,6	195	21,6	25,2	18,5	9,78	17,0	1,25	16,9	18,4	15,7
3,0	216	27,9	135	25,0	95,3	11,2	5,53	19,7	4,85	30,4	8,42	10,3	11,1	20,5	15,2	16,6
4,0	7,76	10,4	26,1	25,5	16,2	19,8	4,25	13,4	4,25	21,0	7,05	7,25	8,42	15,2	16,1	16,2
5,0	2,98	5,35	10,6	12,4	14,5	17,2	7,17	13,7	4,53	17,3	5,21	29,8	8,87	15,2	16,1	15,6

Tableau 4: Effet de la concentration en solides sur les changements de pH dans les boues digérées anaérobies

Concentration de solides g/Litre	Temps (heures)							
	0 h	9,5 h	21,5 h	34,5 h	45,5 h	57 h	70,5 h	98 h
0,5	5,78	4,36	3,04	2,50	2,20	1,95	1,78	1,57
1,0	5,73	4,54	3,08	2,40	2,10	1,86	1,73	1,55
2,0	5,93	4,86	3,51	2,70	2,36	2,14	1,98	1,75
3,0	5,89	4,96	3,75	2,88	2,51	2,24	2,06	1,82
4,0	5,97	5,14	4,08	3,12	2,69	2,40	2,27	2,02
5,0	5,91	5,14	4,22	3,37	2,90	2,56	2,31	2,06

Les différences dans les baisses de pH sont principalement reliées au taux d'accumulation des ions sulfates dans la boue (Tableau 5). L'oxydation du fer ( $\text{Fe}^{2+} \rightarrow \text{Fe}^{3+}$ ) affecte ces baisses mais de façon non significative (Tableau 6).

- 3- L'effet du volume de l'inoculum sur la baisse de pH fut observé, un plus gros inoculum entraîne une baisse plus rapide du pH (Tableau 7). Ceci est corrélé avec la formation de sulfate dans la boue (Tableau 8).
- 4- La baisse rapide de pH jusqu'à 2,5 et plus lente par la suite est similaire à l'effet observé dans la solubilisation des minerais. Une quantité plus importante d'acide est requise pour abaisser le pH de la boue de 2,5 à 1,0 comparativement à la baisse de 4,0 à 2,5.
- 5- L'accroissement de la concentration en solides des boues diminue le taux de baisse du pH (Tableau 4) par l'augmentation des ions sulfates (Tableau 5). Ce qui indique que la boue a une bonne capacité tampon qui augmente avec la concentration en solides.
- 6- L'oxydation du fer ( $\text{Fe}^{2+}$ ) qui sert de substrat à T. ferrooxidans n'a pas pu être étudié à cause de résultats erronés (Tableaux 3, 6 et 9). Sur ces tableaux, la concentration en fer total se révèle plus faible que celle du fer ferreux, ce qui indique que la méthodologie expérimentale doit être améliorée. Il n'est donc pas possible de déterminer la cinétique de l'oxydation du fer tant qu'une meilleure méthodologie n'est pas disponible.

Nous avons estimé l'oxydation de  $\text{Fe}^{2+}$  à  $\text{Fe}^{3+}$ , qui est l'indicateur de croissance de Thiobacillus ferrooxidans. Malheureusement, nous n'avons pas reçu les données que nous attendions. Plus de 500 échantillons furent analysés mais des erreurs d'expérimentations ont été observées dans la technique d'analyse du ferreux/ferrique ou dans les opérations faites par le technicien de laboratoire.

Nous avons réexaminé nos techniques d'extraction de  $\text{Fe}^{2+}/\text{Fe}^{3+}$  à partir des boues et d'estimation par la méthode colorimétrique. La quantité de Fe total a

de plus été mesurée avec le spectromètre d'absorption atomique pour confirmer la technique.

Résultats: les résultats sont des moyennes de 15 échantillons.

$\text{Fe}^{2+}$  sans ajouter acide pH 7.0 = 0 mg/L supernatant

$\text{Fe}^{3+}$  sans ajouter acide pH 7.0 = 0 mg/L

$\text{Fe}^{2+}$  après avoir ajouté 5 ml (5  $\text{NH}_2\text{SO}_4$ ) d'acide, après une heure = 160 mg/L

Total:  $\text{Fe}^{2+} + \text{Fe}^{3+}$  après avoir ajouté 5 ml (5  $\text{NH}_2\text{SO}_4$ ) d'acide, après une heure = 163.4 mg/L

Total:  $\text{Fe}^{2+} + \text{Fe}^{3+}$  par spectromètre d'absorption atomique = 172.3 mg/l

Les résultats montrent clairement qu'il n'y a pas d'erreur dans notre technique.

#### Les sources probables du problème

1. Les produits chimiques n'étaient probablement pas frais. La durée de vie de ces produits, surtout le ferrozine, est de 30 jours à la lumière.
2. L'extraction de  $\text{Fe}^{2+}$  et de  $\text{Fe}^{3+}$  n'a pas été faite avec le bon acide. Il est essentiel d'utiliser la bonne concentration de 5  $\text{NH}_2\text{SO}_4$  durant la bonne période de temps.
3. L'addition de certains produits chimiques dans la bonne séquence a pu être oubliée.

Ces facteurs ont pu causer des erreurs dans l'analyse faite par le technicien de laboratoire.

#### Solution

Il est essentiel de calculer précisément les constantes de croissance des bactéries dans les boues. Des données imprécises ont rendu difficile l'analyse de ces constantes. Toutes les expériences devront être répétées, pendant une autre période de 4 mois.

Études cinétiques futures:

La baisse du pH des boues a été affectée par le pH initial, la concentration en solides et le volume de l'inoculum. Elle est corrélée avec la formation d'ions sulfates dans les boues. Cependant, des résultats erronés lors de l'étude de l'oxydation du  $\text{Fe}^{2+}$  ont été obtenus. La concentration en  $\text{Fe}^{2+}$  est affectée par le temps d'exposition à l'acide, le pH et le type d'acide utilisé. Des améliorations à la méthodologie, par le contrôle de ces facteurs permettront d'estimer les concentrations de  $\text{Fe}^{2+}$  et  $\text{Fe}^{3+}$  dans les boues. La cinétique d'oxydation du soufre et du fer et l'effet de l'ajout de  $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$  sur celles-ci seront déterminées. Ces études cinétiques seront d'une grande aide dans l'amélioration du procédé de solubilisation des métaux dans les boues.

Tableau 5: Effet de la concentration en solides sur la formation de sulfates dans les boues digérées anaérobies.

(SO<sub>4</sub><sup>-</sup> en g/Litre de boue)

Concentration de solides g/Litre	Temps (heures)							
	0 h	9,5 h	21,5 h	34,5 h	45,5 h	57 h	70,5 h	98 h
5,0	2,19	2,19	2,35	2,25	2,74	3,08	3,47	4,28
10,0	2,13	2,19	4,23	2,51	3,02	3,36	3,70	4,52
20,0	2,40	2,46	3,05	2,62	3,42	3,64	4,17	4,82
30,0	2,29	2,62	2,14	2,14	3,30	3,76	4,05	4,58
40,0	2,57	2,90	2,09	3,42	3,82	4,17	4,46	5,06
50,0	2,68	3,69	2,35	3,76	3,99	4,28	4,58	5,00

Tableau 6: Effet de la concentration en solides sur la concentration en  $\text{Fe}^{2+}$  et Fe total dans les boues digérées anaérobies.

( $\text{Fe}^{2+}$  et Fe total en g/L de boue)

pH initial	Temps (heures)															
	0 h		9,5 h		21,5 h		34,5 h		45,5 h		57 h		70,5 h		98 h	
	$\text{Fe}^{2+}$	Fe total														
0,5	2,89	5,39	4,12	7,76	1,89	5,71	1,84	8,49	2,98	19,5	3,53	33,1	3,21	50,5	3,25	74,7
1,0	3,53	10,17	4,25	7,12	2,43	9,12	2,30	13,9	3,48	30,7	6,08	51,2	41,7	73,1	4,94	23,2
2,0	8,99	14,0	8,76	13,9	4,53	12,9	3,44	11,0	3,89	22,2	3,94	36,4	7,5	52,6	8,94	57,8
3,0	12,4	18,1	10,4	16,0	6,17	14,4	4,35	9,85	4,07	16,1	—	25,4	5,30	38,84	7,67	14,4
4,0	19,0	24,1	16,9	23,1	10,4	18,7	5,71	9,90	4,62	14,9	3,60	26,7	9,31	36,20	8,25	34,7
5,0	22,4	28,4	21,5	28,2	12,4	25,5	2,39	13,22	1,75	13,0	4,53	20,3	4,3	21,9	6,89	25,01

Tableau 7: Effet du volume d'inoculum sur les changements de pH dans les boues digérées anaérobies.

Volume d'inoculum (%) V/V	Temps (heures)							
	0 h	8 h	20,5 h	32,5 h	45 h	57,5 h	69,5 h	91,5 h
10	6,0	5,77	4,94	3,89	2,95	2,52	2,23	1,85
15	5,95	5,75	4,84	3,69	2,77	2,37	2,12	1,70
20	5,89	5,63	4,63	3,44	2,63	2,23	1,96	1,54
25	5,86	5,59	4,51	3,34	2,57	2,19	1,94	1,53
30	5,92	5,59	4,41	3,18	2,43	2,04	1,81	1,47
35	5,84	5,45	4,14	2,91	2,22	1,84	1,63	1,37

Tableau 8: Effet du volume de l'inoculum sur la formation de sulfates dans les boues digérées anaérobies

(SO<sub>4</sub><sup>2-</sup> en g/Litre de boue)

Volume d'inoculum (%) V/V	Temps (heures)							
	0 h	8 h	20,5 h	32,5 h	45 h	57,5 h	69,5 h	91,5 h
10	2,09	1,70	2,09	2,52	2,69	3,03	3,55	3,96
15	2,09	2,03	2,09	2,58	2,86	3,26	3,78	4,80
20	2,43	2,14	2,24	2,63	2,80	3,55	4,08	5,05
25	2,20	2,14	2,58	2,75	3,09	3,73	4,20	5,61
30	2,14	2,20	2,30	2,86	3,26	3,90	4,44	5,86
35	2,31	2,14	2,69	2,80	3,55	4,08	5,11	6,64

Tableau 9: Effet du volume d'inoculum sur la concentration en  $Fe^{2+}$  et Fe total dans les boues digérées anaérobies ( $Fe^{2+}$  et Fe total en mg/L de boue)

Volume d'inoculum	Temps (heures)															
	0 h		8 h		20,5 h		32,5 h		45 h		57,5 h		69,5 h		91,5 h	
	$Fe^{2+}$	Fe total	$Fe^{2+}$	Fe total	$Fe^{2+}$	Fe total	$Fe^{2+}$	Fe total	$Fe^{2+}$	Fe total	$Fe^{2+}$	Fe total	$Fe^{2+}$	Fe total	$Fe^{2+}$	Fe total
10	3,98	8,53	4,44	9,31	3,66	9,35	12,08	15,3	11,7	42,4	28,2	58,5	41,0	65,4	20,0	58,6
15	4,21	9,53	4,94	9,72	3,62	9,72	19,8	22,5	14,6	66,3	31,4	64,0	42,3	59,2	40,8	61,7
20	4,30	11,04	4,48	9,94	3,39	9,22	5,57	24,6	19,1	62,2	30,0	61,5	—	61,5	50,3	60,4
25	4,12	9,53	4,39	11,72	3,48	10,2	5,48	30,8	—	64,7	31,0	61,0	50,7	60,1	49,1	70,4
30	4,21	10,08	3,89	11,7	3,71	10,4	7,62	34,0	7,17	67,2	37,6	60,4	36,8	62,4	42,9	67,3
35	4,03	10,13	3,85	10,5	7,35	12,6	7,35	44,7	18,5	56,7	17,9	54,2	4,71	51,08	7,21	67,2

**ANNEXE 8a**

**Calcul des coûts pour une usine de la taille de celle de la C.U.Q.**

=====

FACTEURS DE CONVERSION

1 000 L/m<sup>3</sup>  
10 g/L.%  
1 000 000 000 mg/tm  
3.7866 L/gal US  
1.62 CE Plant Cost Index (1987/1977)  
324 CE Plant Cost Index 1987  
342 CE Plant Cost Index 06/1988  
1.71 CE Plant Cost Index (1988/1977)  
182.4 CE Plant Cost Index 1975  
1.88 CE Plant Cost Index (1988/1975)  
1.22 taux de change - \$US/\$CAN (28/10/88)  
264.089 gal US/m<sup>3</sup>  
0.4536 kg/lb  
35.3107 pi<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>

=====

USINE DE QUEBEC

débit d'eaux usées: 388 000 m<sup>3</sup>/j  
MES: 125 mg/L  
% solides enlevés pour digestion: 91%  
% solides boue à digérer: 1%  
% solides digérables: 66%(HYPOTHESE)  
réduction des VSS: 38%  
% solides boue digérée: 2%

CALCUL DU COUT MOYEN UNITAIRE D'ELECTRICITE (\$/kWh)

puissance installée: 8000 kW (20 FOIS PLUS QUE BLACK LAKE : RAPPORT DE DEBITS)  
tarif: (a) \$4.2600 /kW installé  
(b) \$0.0440 /kWh (120 premières heures)  
(c) \$0.0242 /kWh (2400000 kWh suivants)  
(d) \$0.0168 /kWh (reste de l'énergie consommée)  
cout fixe: \$34 080 /mois  
coût moyen électricité: \$0.0373 /kWh

débit boue à digérer: 43.89 tm ST/j  
4 389 000 L/j (1% SOLIDES)  
4389 m<sup>3</sup>/j  
1.1% du débit total  
11.01 tm ST digérés/j (REDUCTION DE 38% DES SOLIDES DIGERABLES)

débit boue digérée à traiter: 7 jours d'opération/semaine  
32.88 tm ST/j  
32.88 m<sup>3</sup> ST/j  
1644 m<sup>3</sup>/j (2% SOLIDES)

=====  
COUT DU PROCEDE - Solubilisation Bactérienne (SB)  
=====

temps séjour conventionnel: 16 j (VALEUR OBTENUE EN LABORATOIRE)  
temps séjour SB: 0.75 j  
débit à traiter SB: 102.5 MGusJ (BOUE DIGEREE 2% DE SOLIDES)  
débit équivalent conventionnel: 4.805 MGusJ  
boue sèche produite en 20 ans: 240 024 tm

Coût en capital: 879 929 \$US (1977) (EPA 1979b)  
1 835 708 \$CAN (1988)  
Ingénierie et Administration: 489 033 \$CAN (1988)  
total: 2 324 741 \$CAN (1988)

FRAIS FIXES: 9.69 \$CAN/tm boue sèche

Opération et Maintenance: 4380 hres-homme/an \*  
15.00 \$/hre  
65 700.00 \$CAN/an

Energie (aération): 60 kW/MGusJ (EPA 1979b)  
94 201 \$CAN/an  
total: 159 901 \$CAN/an

FRAIS VARIABLES: 13.32 \$CAN/tm boue sèche

COUT DU PROCEDE: 23.01 \$CAN/tm boue sèche

\* 3 personne à l'année pour opérer les procédés de digestion et de SB)

=====  
DESHYDRATATION DE LA BOUE \*\*  
=====

CONDITIONNEMENT DE LA BOUE:

fournisseur: ALLIED COLLOIDS  
nom du polymère: PERCOL 757 (flocculant cationique ou anionique ?)  
prix: 5.50 \$/kg (31/10/88)  
dosage: 2 kg/tm ST  
consommation: 65.76 kg/j

OPERATION: 7 jours/semaine  
52 semaines/an  
365 jours/an

coût du conditionnement: \$132 013 \$/an  
11.00 \$/tm boue sèche  
24002 kg/an

FILTRATION SOUS VIDE

- Avantages: - facile à opérer  
- maintenance faible  
- SS filtrat faible
- Désavantages: - PROCEDE CONSOMMANT LE PLUS D'ENERGIE  
- attention continue requise  
- équipement auxiliaire bruyant  
- ALIMENTATION 3% MES MINIMUM

alimentation: 3-7 % solides  
siccité du gâteau: 18-25 % solides  
production (2.5-6.0): 2.5 lb solides secs/pi<sup>2</sup>/hre

OPERATION jours/semaine: 7  
semaines/an: 52  
jours/an: 365

-----

hres d'opération/jour: 24  
production (lb solides secs/hre): 3020.3 (DEBIT BOUE DIGEREE A TRAITER 32.68 tm ST/j)  
surface requise (pi<sup>2</sup>): 1208.1  
diamètre du tambour (pi): 10.0 (FOURNISSEUR)  
largeur du tambour (pi): 10.0 (FOURNISSEUR)  
surface de filtration (pi<sup>2</sup>): 314.0 (FOURNISSEUR)  
volume du tambour (pi<sup>3</sup>): 785  
nombre de tambour: 4  
surface total de filtration (pi<sup>2</sup>): 1256  
opération et maintenance (hres/an): 12 000 (p.9-42 EPA 1979b)  
coût opération-maintenance (\$/an): \$180 000  
consommation énergie (kWh/an): 1 000 000 (p.9-43 EPA 1979b) \*  
coût énergie (\$/an): \$37 300  
matériel maintenance (\$US 1975/an): \$8 000 (p.9-44 EPA 1979b)  
matériel maintenance (\$CAN 1988/an): \$18 349

coût en capital: \$1 500 000 (HYPOTHESE 10 FOIS CELUI DE BLACK LAKE : RAPPORT DE DEBITS)  
ingénierie et administration: \$399 600  
FRAIS FIXES (\$/tm boue sèche): \$7.91  
FRAIS VARIABLES (\$/tm boue sèche): \$19.64 (sans polymère)  
\$30.64 (avec polymère)  
COUT TOTAL (\$/tm boue sèche): \$27.55 (sans polymère)  
\$38.55 (avec polymère)

Fournisseur: KOMLINE SANDERSON

\* pompe d'alimentation et système d'alimentation des réactifs non-inclus

-----

---

FILTRATION SOUS PRESSION

Avantages: - REDUCTION OU ELIMINATION DES REACTIFS DE CONDITIONNEMENT  
- CONCENTRATION DE SOLIDES DANS LE GATEAU LA PLUS ELEVEE  
- ADMET BOUES AVEC RESISTANCE SPECIFIQUE ELEVEES

Désavantages: - coût en capital élevé  
- espace requis important  
- requiert structure de support spéciale

alimentation: 1-10 % solides  
siccité du gâteau: 30 % solides minimum

durée d'un cycle: 2 hres

OPERATION jours/semaine: 7  
semaines/an: 52  
jours/an: 365

volume gâteau (m3/j): 109.6 (DEBIT BOUE DIGEREE A TRAITER 32.88 tm ST/j ET SICCITE DU GATEAU 30%)

-----  
hres d'opération/jour: 24  
nombre de cycles: 8  
heures/cycle: 3.0  
capacité requise (pi3): 483.8 (VOLUME DE GATEAU PAR JOUR ET NOMBRE DE CYCLES PAR JOUR)

équipement - modèle no.: PERRIN 4 x 121 pi3 (68mm x 66 chambres, 1 1/4mm EPAIS, 225 psi)

opération et maintenance (hres/an): 22 500 (p.9-63 EPA 1979b)  
coût opération-maintenance (\$/an): \$337 500  
énergie - cycles 2 hres - (kWh/an)\*: 500 000 (p.9-64 EPA 1979b)  
coût énergie (\$/an): \$18 650 \*

matériel maintenance (\$CAN 1988/an): \$40 000 (FOURNISSEUR)

coût en capital (oct 1988): \$860 000  
ingénierie et administration: \$229 104  
FRAIS FIXES (\$/tm boue sèche): \$4.54  
FRAIS VARIABLES (\$/tm boue sèche): \$33.01 (sans polymère)  
\$44.01 (avec polymère)  
COUT TOTAL (\$/tm boue sèche): \$37.55 (sans polymère)  
\$48.55 (avec polymère)

Fournisseur: PERRIN (Southgate Equipment)

\* pompe alimentation, système d'ouverture et de fermeture automatique et  
mécanisme de tête-mobile inclus

---

---

CENTRIFUGATION

Avantages: - même siccité du gâteau qu'autres procédés sauf filtre-presse  
- un des plus bas coût en capital vs capacité  
- attention continue non-requise

Désavantages: - requiert personnel de maintenance qualifié  
- potentiel de maintenance élevée (usure)

alimentation: 1-5 % solides  
siccité du gâteau: 8-35 % solides

OPERATION jours/semaine: 7  
semaines/an: 52  
jours/an: 365

---

hres d'opération/jour: 24

équipement - modèle no.: PM-76000DS TRAITE 150 gal US/min

débit à traiter (gal US/min): 301.5 (DEBIT BOUE DIGEREE A TRAITER 32.88 tm ST/j)

opération et maintenance (hres/an): 20 000 (p.5-58 EPA 1979b)

coût opération-maintenance (\$/an): \$300 000

matériel maintenance (\$CAN 1988/an): \$76 250 5% DU COUT EN CAPITAL PAR ANNEE

puissance moteur (hp): 800.0 (FOURNISSEUR) 2 centrifugeuses de 400hp

consommation énergie (kWh): 5 227 968

coût énergie (\$/an): \$195 003

cout en capital (\$US 1988): \$1 250 000 2 FOIS \$625000 US CHAQUE CENTRIFUGEUSE

coût en capital (oct 1988): \$1 525 000

ingénierie et administration: \$406 260

FRAIS FIXES (\$/tm boue sèche): \$8.05

FRAIS VARIABLES (\$/tm boue sèche): \$47.60 (sans polymère)

\$58.60 (avec polymère)

COUT TOTAL (\$/tm boue sèche): \$55.65 (sans polymère)

\$66.65 (avec polymère)

Fournisseur: PENNWALT, SHARPLES

---

-----  
FILTRATION A BANDES PRESSEUSES

- Avantages: - FAIBLE CONSOMMATION D'ENERGIE  
- à haute pression produit gâteau très sec  
Désavantages: - très sensible aux caractéristiques de l'alimentation  
- capacité limitée  
- courte vie de la toile

alimentation: 2 % solides  
siccité du gâteau: 18 % solides

OPERATION: 7 jours/semaine  
52 semaines/an  
365 jours/an

hres d'opération/jour: 24  
débit à traiter (tm ST/j): 32.88  
dosage polymère (kg/tm ST): 2  
coût polymère (\$/an): \$132 013  
opération et maintenance (hres/an): 8 760 (1 PERSONNE PAR QUART) ;  
coût opération-maintenance (\$/an): \$131 400  
matériel maintenance (\$CAN 1988/an): \$100 000 (HYPOTHESE 10 FOIS CELUI DE BLACK LAKE ; RAPPORT DE DEBITS)  
consommation énergie (kWh): 500 000 (ESTIMATION)  
coût énergie (\$/an): \$18 650

coût en capital: \$1 250 000 (ESTIMATION)  
ingénierie et administration: \$333 000  
FRAIS FIXES (\$/tm boue sèche): \$6.60  
FRAIS VARIABLES (\$/tm boue sèche): \$31.84 (polymère inclus)  
COUT TOTAL (\$/tm boue sèche): \$38.44

Fournisseur: KOMLINE SANDERSON

-----  
=====

ENFOUISSEMENT SANITAIRE

DEHYDRATATION: \$38.44/tm boue seche  
TRANSPORT: \$6.00/tm boue seche  
ENFOUISSEMENT: \$82.50/tm boue seche (\$16.50 x 5tm 20% ST/tm seche)

TOTAL: \$126.94/ tm boue seche  
-----

-----  
PRECIPITATION DES METAUX  
-----

pH alimentation: 10

CARACTERISTIQUES DU DECANTEUR (fournisseur):

type: Décanneur Statique Cylindro-Conique Ordinaire

matériau de construction: BETON

diamètre: 30 pi (FOURNISSEUR)

hauteur: 6 pi (FOURNISSEUR)

Volume utiles: 120 m<sup>3</sup>

OPERATION: 24 heures/jour  
7 jours/semaine  
52 semaines/an  
365 jours/an

Nombre de decanneur: 2 (LE DEUXIEME POUR PASSER DE 0.4% A 2%)

ALIMENTATION débit: 1611.12 m<sup>3</sup>/j (DEBIT BOUE DIGEREE A TRAITEE AVEC 2% SOLIDES 1644m<sup>3</sup>/j  
MOINS SOLIDES ENLEVES LORS DE DESHYDRATATION 32.88m<sup>3</sup>/j)

67.13 m<sup>3</sup>/h

[ST]: 1000 ppm (VALEUR OBTENUE EN LABORATOIRE)

SURNAGEANT débit: 1208.34 m<sup>3</sup>/j

50.35 m<sup>3</sup>/h

BOUES débit: 402.78 m<sup>3</sup>/j (25% DE L'ALIMENTATION DANS LES BOUES)

16.78 m<sup>3</sup>/h

[ST]: 4000 ppm (VALEUR OBTENUE EN LABORATOIRE)

temps de résidence: 0.6 dans le premier et 8 h dans le deuxième

energie requis (hp): 0.5 (0.25 hp dans chaque decanneur)

coût énergie (\$/an): \$38 257

cout en capital (acier): \$60 000 (FOURNISSEUR) 2 DECANTEURS

cout en capital (beton): \$600 000 (ESTIMATION) 2 DECANTEURS

ingénierie et administration: \$175 824

FRAIS FIXES (\$/tm boue sèche): \$3.48

FRAIS VARIABLES (\$/tm boue sèche): \$3.19

COUT TOTAL (\$/tm boue sèche): \$6.67

fournisseur: ECO EQUIPEMENT

\* "BUDGET PRICE" incluant tout (agitateurs, systèmes alimentation chaux  
et contrôle du pH, pompe d'alimentation, etc.)  
-----

=====

FILTRATION SOUS PRESSION APRES DECANTATION

	alimentation:	2 % solides
	siccité du gâteau:	50 % solides minimum
	durée d'un cycle:	6 hres
OPERATION	jours/semaine:	7
	semaines/an:	52
	jours/an:	365
	volume gâteau (m <sup>3</sup> /j):	3.22 (DEBIT DE BOUE 402.78 m <sup>3</sup> /j ET SICCITE DU GATEAU)
	hres d'opération/jour:	24
	nombre de cycles:	3
	heures/cycle:	8.0
	capacité requise (pi <sup>3</sup> ):	37.9 (VDLUME GATEAU ET NOMBRE DE CYCLES)
	équipement - modèle no.:	PERRIN 100-40
	opération et maintenance (hres/an):	0 (DEJA PRESENT POUR LA DESHYDRATATION)
	coût opération-maintenance (\$/an):	\$0
	énergie - cycles 6 hres - (kWh/an)†:	175 000 (p.9-64 EPA 1979b)
	coût énergie (\$/an):	\$6 528 †
	matériel maintenance (\$CAN 1988/an):	\$10 000 (FOURNISSEUR)
	coût en capital (oct 1988):	\$78 240
	ingénierie et administration:	\$20 843
	FRAIS FIXES (\$/tm boue sèche):	\$0.41
	FRAIS VARIABLES (\$/tm boue sèche):	\$1.38 (sans polymère)
	COÛT TOTAL (\$/tm boue sèche):	\$1.79 (sans polymère)

Fournisseur: PERRIN (Southgate Equipment)

† pompe alimentation, système d'ouverture et de fermeture automatique et mécanisme de tête-mobile inclus

=====

=====  
\*\* référence: "Process Design Manual for Sludge Treatment and Disposal",  
USEPA, Cincinnati, septembre 1979

HYPOTHESE (Calcul des coûts de déshydratation)

- Filtration sous pression: au cycle théorique de deux heures nous ajoutons un facteur de sécurité tenant compte du temps requis pour les phases de remplissage, de débâtissage, de rebâtissage et de nettoyage (habituellement toutes les 20 à 50 charges), ce qui explique que seulement 8 cycles soient effectués.;

NOS. TELEPHONE:

Allied Colloids (418) 831-8302 (Daniel Dupont)  
Southgate Equipment - Perrin (514) 695-0203 (Ray Southgate)  
Komline Sanderson (416) 453-5330 (Alan Bowser)  
Eco Equipment (514) 351-4632 (André Richard)  
AQTE (514) 874-0902  
Penwalt, Sharples (416) 252-5441 (All Driver)

TABLEAU COMPARATIF DES COUTS DE DESHYDRATATION DE  
LA BOUE DU PROCEDE DE SOLUBILISATION BACTERIENNE

	FILTRATION SOUS VIDE	FILTRATION SOUS PRESSION	CENTRI- FUGATION	FILTRATION A BANDES PRESSEUSES
FRAIS FIXES	\$7.91	\$4.54	\$8.05	\$6.60
FRAIS VARIABLES	\$19.64	\$33.01	\$47.60	\$31.84
% FRAIS FIXES	29%	12%	14%	17%
% FRAIS VARIABLES	71%	88%	86%	83%
<b>COUT TOTAL</b>	<b>\$27.55</b>	<b>\$37.55</b>	<b>\$55.65</b>	<b>\$38.44</b>

(les coûts sont tous exprimés en \$/tm boue sèche)

(les frais variables incluent les frais de conditionnement de la boue)

COUT TOTAL DU PROCEDE D'EPURATION DES BOUES:

Procédé-Solubilisation Bactérienne:	\$23.01
sulfate ferreux:	\$11.00
acide:	\$8.77
Déshydratation de la boue #1:	\$37.55 FILTRATION SOUS PRESSION
Précipitation des métaux:	\$6.67
chaux:	\$9.65
Déshydratation de la boue #2:	\$1.79
<b>TOTAL:</b>	<b>\$98.43 /tm boue sèche</b>

**ANNEXE 8b**

**Calcul des coûts pour une usine de la taille moyenne (Haute-Bécancour)**

=====

FACTEURS DE CONVERSION

1 000 L/m<sup>3</sup>  
10 g/L.%  
1 000 000 000 mg/tm  
3.7866 L/gal US  
1.62 CE Plant Cost Index (1987/1977)  
324 CE Plant Cost Index 1987  
342 CE Plant Cost Index 06/1988  
1.71 CE Plant Cost Index (1988/1977)  
182.4 CE Plant Cost Index 1975  
1.88 CE Plant Cost Index (1988/1975)  
1.22 taux de change - \$US/\$CAN (28/10/88)  
264.089 gal US/m<sup>3</sup>  
0.4536 kg/lb  
35.3107 pi<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>

=====

USINE TYPE (BLACK LAKE)

débit d'eaux usées: 19 500 m<sup>3</sup>/j (30 000 habitants).  
MES: 100 mg/L  
% solides enlevés pour digestion: 80%  
% solides boue à digérer: 1%  
% solides digérables: 80%(HYPOTHESE)  
réduction des VSS: 38%  
% solides boue digérée: 2%

CALCUL DU COUT MOYEN UNITAIRE D'ELECTRICITE (\$/kWh)

total facture Hydro-Québec: \$3 372 /mois (été)  
puissance installée: 400 kW (REFERENCE USINE BLACK LAKE)  
tarif: (a) \$4.2600 /kW installé  
(b) \$0.0440 /kWh (120 premières heures)  
(c) \$0.0242 /kWh  
cout fixe: \$1 704  
énergie consommée: (a) 84300 kWh  
coût moyen électricité: \$0.0400 /kWh

débit boue à digérer: 1.56 tm ST/j  
156 000 L/j (1% SOLIDES)  
156 m<sup>3</sup>/j  
0.8% du débit total  
0.47 tm ST digérés/j (REDUCTION DE 38% DES SOLIDES DIGERABLES)

débit boue digérée à traiter: 7 5 jrs d'opération/sem  
1.09 1.53 tm ST/j  
1.09 1.53 m<sup>3</sup> ST/j  
55 77 m<sup>3</sup>/j (2% SOLIDES)

=====  
COUT DU PROCEDE - Solubilisation Bactérienne (SB)  
=====

temps séjour conventionnel: 16 j (VALEUR OBTENUE EN LABORATOIRE)  
temps séjour SB: 0.75 j  
débit à traiter SB: 5.1 MGusJ (BOUE DIGEREE A 2% DE SOLIDES)  
débit équivalent conventionnel: 0.239 MGusJ  
boue sèche produite en 20 ans: 7 957 tm

Coût en capital: 57 507 \$US (1977) (EPA 1979b) 2 RESERVOIRS POUR OPERER 5 JOURS PAR SEMAINES  
119 971 \$CAN (1988)  
Ingénierie et Administration: 31 960 \$CAN (1988)  
total: 151 931 \$CAN (1988)

FRAIS FIXES: 19.09 \$CAN/tm boue sèche

Opération et Maintenance: 960 hres-homme/an \*  
15.00 \$/hre  
14 400.00 \$CAN/an

Energie (aération): 120 kW/MGusJ (EPA 1979b)  
10 049 \$CAN/an  
total: 24 449 \$CAN/an

FRAIS VARIABLES: 61.45 \$CAN/tm boue sèche

COUT DU PROCEDE: 80.54 \$CAN/tm boue sèche

\* 1 personne à l'année pour opérer les procédés de digestion et de SB)

=====  
DESHYDRATATION DE LA BOUE \*\*  
=====

CONDITIONNEMENT DE LA BOUE:

fournisseur: ALLIED COLLOIDS  
nom du polymère: PERCOL 757 (flocculant cationique ou anionique ?)  
prix: 5.50 \$/kg (31/10/88)  
dosage: 2 kg/tm ST  
consommation: 3.06 kg/j

OPERATION: 5 jours/semaine  
52 semaines/an  
260 jours/an

coût du conditionnement: \$4 376 \$/an  
11.00 \$/tm boue sèche  
796 kg/an

FILTRATION SOUS VIDE

- Avantages: - facile à opérer  
 - maintenance faible  
 - SS filtrat faible
- Désavantages: - PROCÉDÉ CONSOMMANT LE PLUS D'ÉNERGIE  
 - attention continue requise  
 - équipement auxiliaire bruyant  
 - ALIMENTATION 3% MES MINIMUM

alimentation: 3-7 % solides  
 siccité du gâteau: 18-25 % solides  
 production (2.5-6.0): 2.5 lb solides secs/pi<sup>2</sup>/hre

OPERATION	jours/semaine:	7	5
	semaines/an:	52	52
	jours/an:	365	260

	8	24	8	24	
hres d'opération/jour:	8	24	8	24	
production (lb solides secs/hre):	300.4	100.1	421.6	140.5	(DEBIT BOUE DIGEREE A TRAITER EN tm/j)
surface requise (pi <sup>2</sup> ):	120.2	40.0	168.6	56.2	
diamètre du tambour (pi):	4.5	4.5	6.0	3.0	(FOURNISSEUR)
largeur du tambour (pi):	9.0	3.0	9.0	6.0	(FOURNISSEUR)
surface de filtration (pi <sup>2</sup> ):	127.0	42.4	170.0	56.5	(FOURNISSEUR)
volume du tambour (pi <sup>3</sup> ):	143	48	254	42	
opération et maintenance (hres/an):	1 952	7 800	1 120	5 280	(p. 9-42 EPA 1979b)
coût opération-maintenance (\$/an):	\$29 280	\$117 000	\$16 800	\$79 200	
consommation énergie (kWh/an):	43 333	54 000	50000	70000	(p.9-43 EPA 1979b) †
coût énergie (\$/an):	\$1 733	\$2 160	\$2 000	\$2 800	
matériel maintenance (\$US 1975/an):	\$667	\$800	\$733	\$1 000	(p.9-44 EPA 1979b)
matériel maintenance (\$CAN 1988/an):	\$1 529	\$1 835	\$1 682	\$2 294	
coût en capital:	\$150 000	\$100 000	\$175 414	\$108 333	
ingénierie et administration:	\$39 960	\$26 640	\$46 730	\$28 860	
FRAIS FIXES (\$/tm boue sèche):	\$23.87	\$15.92	\$27.92	\$17.24	
FRAIS VARIABLES (\$/tm boue sèche):	\$81.79	\$304.12	\$51.49	\$211.90	(sans polymère)
	\$92.79	\$315.12	\$62.49	\$222.90	(avec polymère)
COÛT TOTAL (\$/tm boue sèche):	\$105.66	\$320.04	\$79.41	\$229.14	(sans polymère)
	\$116.66	\$331.04	\$90.41	\$240.14	(avec polymère)

Fournisseur: KOMLINE SANDERSON

† pompe d'alimentation et système d'alimentation des réactifs non-inclus

FILTRATION SOUS PRESSION

- Avantages: - RÉDUCTION OU ÉLIMINATION DES RÉACTIFS DE CONDITIONNEMENT  
 - CONCENTRATION DE SOLIDES DANS LE GATEAU LA PLUS ÉLEVÉE  
 - ADMET BOUES AVEC RESISTANCE SPECIFIQUE ÉLEVÉES

- Désavantages: - coût en capital élevé  
 - espace requis important  
 - requiert structure de support spéciale

alimentation: 1-10 % solides  
 siccité du gâteau: 30 % solides minimum

durée d'un cycle: 2 hres maximum

OPERATION	jours/semaine:	7	5		
	semaines/an:	52	52		
	jours/an:	365	260		
	volume gâteau (m <sup>3</sup> /j):	3.63		5.1	(DEBIT BOUE DIGEREE A TRAITER EN m <sup>3</sup> /j ET SICCITE DU GATEAU)
	hres d'opération/jour:	8	24	8	24
	nombre de cycles:	3	8	3	8
	heures/cycle:	2.7	3.0	2.7	3.0
	capacité requise (pi <sup>3</sup> ):	42.7	16.0	60.0	22.5 (VOLUME GATEAU ET NOMBRE DE CYCLES)
	équipement - modèle no.: PERRIN	100-40	100-30	-	-
	opération et maintenance (hres/an):	1 952	7 800	1 120	5 280 (p.9-63 EPA 1979b)
	coût opération-maintenance (\$/an):	\$29 280	\$117 000	\$16 800	\$79 200
	énergie - cycles 2 hres - (kWh/an)*:	46 667	60 000	60 000	70 000 (p.9-64 EPA 1979b)
	coût énergie (\$/an):	\$1 867	\$2 400	\$2 400	\$2 800 †
	matériel maintenance (\$CAN 1988/an):	\$10 000	\$3 500	\$10 000	\$5 000 (FOURNISSEUR)
	coût en capital (oct 1988):	\$78 240	\$48 140	\$97 743	\$55 468
	ingénierie et administration:	\$20 843	\$12 824	\$26 039	\$14 777
	FRAIS FIXES (\$/tm boue sèche):	\$12.45	\$7.66	\$15.56	\$8.83
	FRAIS VARIABLES (\$/tm boue sèche):	\$103.42	\$308.91	\$73.40	\$218.70 (sans polymère)
		\$114.42	\$319.91	\$84.40	\$229.70 (avec polymère)
	COUT TOTAL (\$/tm boue sèche):	\$115.88	\$316.57	\$88.96	\$227.53 (sans polymère)
		\$126.87	\$327.57	\$99.96	\$236.53 (avec polymère)

Fournisseur: PERRIN (Southgate Equipment)

\* pompe alimentation, système d'ouverture et de fermeture automatique et mécanisme de tête-mobile inclus

CENTRIFUGATION

Avantages: - même siccité du gâteau qu'autres procédés sauf filtre-presse  
 - un des plus bas coût en capital vs capacité  
 - attention continue non-requise

Désavantages: - requiert personnel de maintenance qualifié  
 - potentiel de maintenance élevée (usure)

alimentation: 1-5 % solides  
 siccité du gâteau: 8-35 % solides

OPERATION jours/semaine: 7 5  
 semaines/an: 52 52  
 jours/an: 365 260

hres d'opération/jour:	8	24	8	24	
équipement - modèle no.:	PM20000	PM8000	-	-	
débit à traiter (gal US/min):	30.3	10.1	42.4	14.1	(DEBIT BOUE DIGEREE A TRAITER EN t/j)
opération et maintenance (hres/an):	1 952	7 800	1 120	5 280	(p.5-58 EPA 1979b)
coût opération-maintenance (\$/an):	\$29 280	\$117 000	\$16 800	\$79 200	
matériel maintenance (\$CAN 1988/an):	\$8 540	\$5 185	\$10 550	\$5 849	5% DU COUT EN CAPITAL PAR ANNEE
puissance moteur (hp):	20.0	7.5	27.0	10.0	(FOURNISSEUR)
consommation énergie (kWh):	43 566	49 012	41 895	46 550	
coût énergie (\$/an):	\$1 743	\$1 960	\$1 676	\$1 862	
coût en capital (oct 1988):	\$170 800	\$103 700	\$210 994	\$116 987	
ingénierie et administration:	\$45 501	\$27 626	\$56 209	\$31 165	
FRAIS FIXES (\$/tm boue sèche):	\$27.18	\$16.50	\$33.58	\$18.62	
FRAIS VARIABLES (\$/tm boue sèche):	\$99.44	\$312.04	\$72.97	\$218.48	(sans polymère)
	\$110.44	\$323.04	\$83.97	\$229.48	(avec polymère)
COUT TOTAL (\$/tm boue sèche):	\$126.62	\$328.54	\$106.55	\$237.10	(sans polymère)
	\$137.62	\$339.54	\$117.55	\$248.10	(avec polymère)

Fournisseur: PENNWALT, SHARPLES

FILTRATION A BANDES PRESSEUSES

Avantages: - FAIBLE CONSOMMATION D'ENERGIE  
- à haute pression produit gâteau très sec

Désavantages: - très sensible aux caractéristiques de l'alimentation  
- capacité limitée  
- courte vie de la toile

alimentation: 2 % solides  
siccité du gâteau: 18 % solides

OPERATION: 5 jours/semaine  
52 semaines/an  
260 jours/an

hres d'opération/jour: 8  
débit à traiter (tm ST/j): 1.53  
dosage polymère (kg/tm ST): 2  
coût polymère (\$/an): \$4 376  
opération et maintenance (hres/an): 1 120  
coût opération-maintenance (\$/an): \$16 800  
matériel maintenance (\$CAN 1988/an): \$10 000 (ESTIMATION)  
consommation énergie (kWh): 50 000 (ESTIMATION)  
coût énergie (\$/an): \$2 000

coût en capital: \$125 000 (REFERENCE USINE DE BLACK LAKE)  
ingénierie et administration: \$33 300  
FRAIS FIXES (\$/tm boue sèche): \$19.89  
FRAIS VARIABLES (\$/tm boue sèche): \$83.40 (polymère inclus)  
COUT TOTAL (\$/tm boue sèche): \$103.29

Fournisseur: KOMLINE SANDERSON

ENFOUISSEMENT SANITAIRE

COUT DE L'ENFOUISSEMENT SANITAIRE A L'USINE DE LA HAUTE BECANCOUR (DESHYDRATATION):

\$103.29/tm boue seche  
TRANSPORT: \$6.00/tm boue seche  
ENFOUISSEMENT: \$82.50/tm boue seche (\$16.50 x 5 tm 20% ST/ tm boue seche)

TOTAL: \$191.79/tm boue seche

=====

PRECIPITATION DES METAUX

-----

pH alimentation: 10

CARACTERISTIQUES DU DECANTEUR (fournisseur):

type: Décanteur Statique Cylindro-Conique Ordinaire

matériau de construction: PVC

diamètre: 6 pi (FOURNISSEUR)

inclinaison base conique: 60 ° (FOURNISSEUR)

volume total: 7 m<sup>3</sup>

volume utile: 5 m<sup>3</sup> approx.

Nombre de decanteur: 2 (LE DEUXIEME POUR PASSER DE 0.4% A 2%)

OPERATION: 8 heures/jour  
5 jours/semaine  
52 semaines/an  
260 jours/an

ALIMENTATION premier débit: 75.47 m<sup>3</sup>/j (DEBIT BOUE DIGEREE A TRAITER AVEC 2% SOLIDES EN m<sup>3</sup>/j  
MOINS SOLIDES ENLEVES LORS DE DESHYDRATATION EN m<sup>3</sup>/j)  
9.43 m<sup>3</sup>/h

[ST]: 1000 ppm (VALEUR OBTENUE EN LABORATOIRE)

SURNAGEANT débit: 56.6 m<sup>3</sup>/j

7.08 m<sup>3</sup>/h

BOUES débit: 18.87 m<sup>3</sup>/j (25% DE L'ALIMENTATION DANS LES BOUES)

2.36 m<sup>3</sup>/h

[ST]: 4000 ppm (VALEUR OBTENUE EN LABORATOIRE)

temps de résidence: 1.9 h dans le premier et 8 h dans le deuxième

coût énergie (\$/an): \$1 000 (ESTIMATION)

coût en capital (oct 1988): \$70 000 \*

ingénierie et administration: \$18 648

FRAIS FIXES (\$/tm boue sèche): \$11.14

FRAIS VARIABLES (\$/tm boue sèche): \$2.51

COUT TOTAL (\$/tm boue sèche): \$13.65

fournisseur: ECO EQUIPEMENT

\* "BUDGET PRICE" incluant tout (agitateurs, systèmes alimentation chaux  
et contrôle du pH, pompe d'alimentation, etc.)

-----

=====

FILTRATION SOUS PRESSION APRES DECANTATION

          alimentation:          2 % solides  
          siccité du gâteau:      50 % solides minimum

          durée d'un cycle:      6 hres maximum

OPERATION          jours/semaine:          5  
                  semaines/an:          52  
                  jours/an:          260

          volume gâteau (m<sup>3</sup>/j):      0.15 (DEBIT DE BOUE 18.87 m<sup>3</sup>/j ET SICCITE DU GATEAU)

-----

          hres d'opération/jour:      8  
          nombre de cycles:          1  
          heures/cycle:          8.0  
          capacité requise (pi<sup>3</sup>):      5.3 (VOLUME GATEAU ET NOMBRE DE CYCLES)

          équipement - modèle no.: PERRIN 1/2 le modele 100-30

          opération et maintenance (hres/an):      0 (DEJA PRESENT FOUR LA DESHYDRATATION)

          coût opération-maintenance (\$/an):      \$0

          coût énergie (\$/an):      \$1 200 \* (ESTIMATION)

matériel maintenance (\$CAN 1988/an):      \$2 000 (FOURNISSEUR)

          coût en capital (oct 1988):      \$20 000  
          ingénierie et administration:      \$5 328  
          FRAIS FIXES (\$/tm boue sèche):      \$3.18  
          FRAIS VARIABLES (\$/tm boue sèche):      \$8.04 (sans polymère)

          COUT TOTAL (\$/tm boue sèche):      \$11.23 (sans polymère)

Fournisseur: PERRIN (Southgate Equipment)

\* pompe alimentation, système d'ouverture et de fermeture automatique et  
mécanisme de tête-mobile inclus

=====

---

\*\* référence: "Process Design Manual for Sludge Treatment and Disposal",  
USEPA, Cincinnati, septembre 1979

HYPOTHESES (Calcul des coûts de déshydratation)

- Filtration sous vide et Filtration sous pression: l'énergie consommée annuellement en opérant le procédé 8 heures par jour est obtenue en divisant par un facteur 3 l'énergie annuellement requise pour une opération quotidienne de 24 heures (cette dernière valeur est tirée de la référence);
- Filtration sous vide: le coût annuel en matériel de maintenance pour 8 hres d'opération par jour correspond au tiers du coût annuel pour 24 hres d'opération par jour (cette dernière valeur est tirée de la référence);
- Filtration sous pression: au cycle théorique de deux heures nous ajoutons un facteur de sécurité tenant compte du temps requis pour les phases de remplissage, de débatissage, de rebatissage et de nettoyage (habituellement toutes les 20 à 50 charges), ce qui explique que seulement 3 et 8 cycles soient respectivement effectués sur des périodes d'opération de 8 et 24 heures.;
- Centrifugation: le coût annuel en matériel de maintenance pour 8 hres d'opération par jour considéré le même que pour 24 hres d'opération;

NOS. TELEPHONE:

Allied Colloids (418) 831-8302 (Daniel Dupont)  
Southgate Equipment - Perrin (514) 695-0203 (Ray Southgate)  
Konline Sanderson (416) 453-5330 (Alan Bowser)  
Eco Equipment (514) 351-4632 (André Richard)  
AQTE (514) 874-0902  
Penwalt, Sharples (416) 252-5441 (All Driver)

---

TABLEAU COMPARATIF DES COUTS DE DESHYDRATATION DE  
LA BOUE DU PROCEDE DE SOLUBILISATION BACTERIENNE

	FILTRATION			
	FILTRATION SOUS VIDE	SOUS PRESSION	CENTRI- FUGATION	FILTRATION A BANDES PRESSEUSES
FRAIS FIXES (5j-8h)	\$27.92	\$15.56	\$33.58	\$19.89
FRAIS VARIABLES (5j-8h)	\$51.49	\$73.40	\$72.97	\$83.40
% FRAIS FIXES (5j-8h)	35%	17%	32%	19%
% FRAIS VARIABLES (5j-8h)	65%	83%	68%	81%
FRAIS FIXES (5j-24h)	17.24	\$8.83	\$18.62	
FRAIS VARIABLES (5j-24h)	211.9	\$218.70	\$218.48	
% FRAIS FIXES (5j-24h)	8%	4%	8%	
% FRAIS VARIABLES (5j-24h)	92%	96%	92%	
COUT TOTAL (5j-8h)	\$79.41	\$88.96	\$106.55	\$103.29
COUT TOTAL (5j-24h)	\$229.14	\$227.53	\$237.10	

(les coûts sont tous exprimés en \$/tm boue sèche)  
(les frais variables incluent les frais de conditionnement de la boue)

COUT TOTAL DU PROCEDE D'EPURATION DES BOUES:

Procédé-Solubilisation Bactérienne:	\$80.54
sulfate ferreux:	\$11.00
acide:	\$8.77
Déshydratation de la boue #1:	\$88.96 FILTRATION SOUS PRESSION
Précipitation des métaux:	\$13.65
chaux:	\$9.65
Déshydratation de la boue #2:	\$11.23
TOTAL:	\$223.80 /tm boue sèche



SHARPLES

385 EVANS AVENUE, SUITE 302, TORONTO, ONTARIO M6Z 1K2 • (416) 252-5441 • ~~TELEPHONE~~  
fax: 416-252-5443

418-654-2562

FACSIMILE TRANSMISSION

Please deliver the following page (s) A.S.A.P. to:

NAME: I. N. R. S. - ATTN MA. GUY MERCIAR

FROM: AL DRIVER - SHARPLES

SUBJECT DIGESTED SLUDGE - DRY MATTING (ACIDIC SLUDGE)  
300 USGPM @ 2% W/W FEED

Total number of pages including this sheet: (1)

DATE 11/28/88

TIME 1:55 PM

COMMENTS:

DEAR GUY - (1) THIS WILL CONFIRM THAT OUR 316/317  
SS. SUBSTANTIATION PM76000 DS UNITS ARE SUITABLE  
FOR THE ACIDIC SLUDGE OUTLINED IN YOUR  
LETTER.

(2) TO HANDLE 300 USGPM of 2% W/W FEED  
YOU WOULD REQUIRE TWO (2) PM76000 DS  
UNITS (150 USGPM EACH)

(3) FOR BUDGET ESTIMATE COST FOR EACH UNIT  
IS \$625,000 US. UNIT COMPLETE WITH 300 H.P. MAIN  
DRIVE MOTOR & 100 H.P. "DC" BACKDRIVE UNIT  
INCLUDING OUR STD. CONTROLS. F.O.B. WARRINSTER  
PENN. U.S.A. ALL TAXES EXTRA IF APPLICABLE.

(4) THE PM76000 DS UNITS CAN PRODUCE CARDS  
SOLIDS IN THE RANGE OF 27-37% W/W RANGE.