

Titre: Sélection d'un procédé de prétraitement en amont de marais
filtrants aérés pour le traitement de lixiviats provenant d'un lieu
d'enfouissement technique

Auteur: Timea Torok
Author:

Date: 2021

Type: Mémoire ou thèse / Dissertation or Thesis

Référence: Torok, T. (2021). Sélection d'un procédé de prétraitement en amont de marais
filtrants aérés pour le traitement de lixiviats provenant d'un lieu d'enfouissement
technique [Mémoire de maîtrise, Polytechnique Montréal]. PolyPublie.
Citation: <https://publications.polymtl.ca/6567/>

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

URL de PolyPublie: <https://publications.polymtl.ca/6567/>
PolyPublie URL:

Directeurs de recherche: Yves Comeau, & Michel Labrecque
Advisors:

Programme: Génie civil
Program:

POLYTECHNIQUE MONTRÉAL

Affiliée à l'Université de Montréal

Sélection d'un procédé de prétraitement en amont de marais filtrants aérés pour le traitement de lixiviats provenant d'un lieu d'enfouissement technique

TIMEA TOROK

Département de Génie Civil, Géologique et Mines

Mémoire

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

Génie Civil

Mai 2021

POLYTECHNIQUE MONTRÉAL

affiliée à l'Université de Montréal

Ce mémoire est intitulé

**Sélection d'un procédé de prétraitement en amont de marais filtrants aérés
pour le traitement de lixiviats provenant d'un lieu d'enfouissement technique**

Présenté par

Timea Torok

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

a été dûment accepté par le jury d'examen constitué de :

Sarah DORNER, présidente

Yves COMEAU, membre et directeur de recherche

Michel LABRECQUE, membre et codirecteur de recherche

Michel PERRIER, membre externe

DÉDICACE

À mes chers parents,

Pour tout le support que vous m'avez donné, je serai à jamais reconnaissante.

REMERCIEMENTS

Cette partie de mon rapport est assurément la plus facile à rédiger. Honnêtement, je n'aurais pas réussi à passer à travers cette épreuve sans les nombreuses personnes qui m'ont supportée. Je me considère extrêmement chanceuse d'avoir été, et d'être encore aujourd'hui, entourée de personnes aussi exceptionnelles.

Premièrement, j'aimerais remercier toute l'équipe de Polytechnique.

M. Comeau, je me considère très privilégiée d'avoir eu la chance de travailler dans votre équipe. Je n'aurais pas choisi une autre équipe de recherche. Votre rigueur et votre attention aux détails font partie des apprentissages que j'ai réalisés en travaillant avec vous. Cependant, avec vous, j'ai eu la chance de me développer à des niveaux beaucoup plus que seulement d'un point de vue technique et scientifique. Pour être très honnête avec vous, au début, j'avais très peur de venir vous parler. J'avais toujours l'impression de ne pas être assez à la hauteur des attentes. Par contre, j'ai vite développé un côté en moi que je ne connaissais pas. Vous avez grandement contribué à m'aider à m'affirmer et défendre mon point de vue avec des arguments solides ayant un fondement scientifique. Ainsi, je vous remercie de m'avoir aidé à devenir plus moi-même, la version confiante de Timea. Sanaz, je vais toujours me rappeler de la première fois que j'ai participé à un séminaire. Grâce à toi, j'ai réussi à affronter plusieurs de mes peurs...

Sanaz, je suis extrêmement chanceuse de t'avoir eu comme collègue, comme enseignante, comme psychologue, mais surtout comme amie. Merci pour toutes les fois que tu m'as écoutée, que tu m'as supporté, que tu m'as donné des gâteries pour me reconforter. *I will always admire your determination, strength, knowledge and courage. You are a superwoman, never forget that!*

Gabriel... j'espère que je n'ai pas été trop pire comme étudiante. Je suis certaine que depuis mon départ tu ne dois plus manquer de téflon ni de silicone... Merci également d'avoir contribué à rendre la vie au labo plus drôle. Que tu prennes plaisir à rire de mes talents de construire 10 montages avec 30 tubes de silicone, que tu ris de moi quand je faisais des déversements de lixiviat dans tout le labo, que tu me dises que les poubelles de ton quartier te faisaient penser à moi... Sincèrement, ce sont les choses qui rendaient ça plus supportable de quitter le laboratoire à 23:30. Pour vrai, je m'ennuie vraiment de nos discussions de bière. Merci de m'avoir fait découvrir toute ces belles variétés de NEIPA!

Mélanie, je te remercie avoir toujours été autant attentive et à l'écoute. J'ai vraiment apprécié apprendre à travailler au laboratoire avec toi. Tu es vraiment une bonne pédagogue, j'espère que tu réalises à quel point tu es talentueuse ! Excellente ! Merci !

Jérôme, je te remercie de ton écoute, ton travail efficace et ta détermination à trouver des solutions aux analyses impossibles à faire. Je peux dire que je suis rendue experte à concasser des roches grâce à toi.

Un gros merci aussi à Nicolas Junior Florian Reinel pour avoir été là à me poser des questions, à me demander comment j'allais... À dire : « C'est vraiment bon ! ».

Merci aussi à Dominique Claveau-Mallet qui m'a toujours supporté et répondu à mes questions !

Merci aux filles Elizabeth et Rosalie d'avoir donné une raison d'être à mon projet. J'aurais vraiment aimé avoir une équipe comme la vôtre pendant ma maîtrise.

Je remercie aussi toute l'équipe à l'IRBV, l'équipe de Waste Management et l'équipe d'AgroÉnergie... non... Raméa... humm... Ramo. Merci à Xavier pour le support qu'il a donné au projet et Louis-Clément pour avoir été mon partenaire de labo en première année de Maîtrise et avoir partagé son expérience à travailler dans l'équipe de M. Comeau. Merci à Gabriel de Waste Managment pour toutes les fois qu'il m'a supportée quand j'allais échantillonner du Lixiviat, miam, même quand il faisait -40 °C. Je remercie vraiment toute l'équipe. Parfois, dans le feu de l'action on ne prend pas le temps d'apprécier les personnes avec qui on travaille. Avec vous, j'ai appris des choses qui vont rester avec moi pour une vie entière, j'espère que j'aurais marqué votre vie au moins 1/10 de fois de comment vous avez marqué la mienne, ce qui serait déjà énorme.

Un gros merci à Beatriz Ramos de m'avoir inspiré à suivre ce chemin et de m'avoir encouragé à faire une maîtrise.

Enfin... mes proches.

Attila, merci d'avoir été là, d'avoir été calme (parfois)... HAHA. Non, mais sérieusement, merci d'avoir été patient. Je sais que je n'ai pas toujours été très agréable comme personne pendant ma maîtrise. Merci de m'avoir aidé à passer par-dessus cette épreuve. *Maci, köszönöm hogy mindig itt voltál mellettem és hogy megértő voltál velem. Köszí hogy türelmesen vártál és hogy meg értetted amikor nem tudtam veled lenni mert kellett írjak, vagy dolgozzak. Remélem hogy sokáig velem leszel és hogy mindig fogok tudni számítani rád.*

Mon chat, Toby, merci d'avoir été à mes côtés pendant mes longues nuits blanches. Parfois je me demande si tu ne devrais pas obtenir un diplôme également... Si tu pouvais parler. HAHA.

Mes parents... Je ne pense pas qu'un simple remerciement suffit pour exprimer ce que vous m'avez apporté comme support, et ce, non seulement pendant la période de ma maîtrise. Je ne serais littéralement pas là, où je suis aujourd'hui, si ce n'était de vous. Je n'ai pas seulement été gâtée... j'ai été extrêmement gâtée par vous, et surtout... aimée. Et, cet amour n'a pas de prix. J'espère qu'un jour je vais pouvoir vous redonner ce que j'ai reçu comme support, comme amour et comme attention de votre part. *Édesanya, köszönöm hogy mindig valamit tudtál javasolni és édesapa, köszönöm hogy mindig meg hallgattál. Ezer köszönet nem elég hogy el mondjam mennyire halas vagyok nektek...*

Köszönöm!

Tímea

RÉSUMÉ

L'enfouissement des déchets est, encore aujourd'hui, la pratique la plus répandue pour la disposition des déchets au Québec. Au Québec, les lieux d'enfouissement techniques en exploitation représentent une capacité de 122M m³ de matières résiduelles. Les lieux d'enfouissements sont source de génération de lixiviat. Le lixiviat est l'eau de pluie qui percole sur les déchets et de charge en contaminants. Cette eau est collectée à la base du lieu d'enfouissement et nécessite un traitement avant qu'elle puisse être rejetée à l'environnement.

Il existe plusieurs technologies de traitement pour le traitement du lixiviat. Il existe des traitements biologiques, des traitements physicochimiques, ainsi que d'autres traitements non conventionnels.

Le lieu d'enfouissement de Sainte-Sophie produit environ 1000 m³/d de lixiviat. Le lieu possède un traitement en place qui est un réacteur biologique séquentiel (RBS) suivi d'un traitement d'enlèvement du zinc. Ces procédés permettent de traiter le lixiviat et de respecter les exigences de rejet, mais à un coût élevé de traitement. Notamment, le chauffage du lixiviat est requis en hiver afin d'assurer le bon fonctionnement du réacteur biologique. Les phytotechnologies peuvent être une solution pour remédier à cette problématique.

Le projet PhytoVaLix a pour objectif de promouvoir l'utilisation de phytotechnologies. Le projet est découpé en trois filières. La première filière est exploratoire pour déterminer les conditions favorables au traitement de lixiviat par plantation filtrante ou marais artificiel selon le type de lixiviat traité, jeune ou vieilli. La deuxième filière porte sur les plantations de saules pour le traitement de lixiviat vieilli. La troisième filière porte l'utilisation de marais filtrants pour le traitement du lixiviat jeune, qui est plus concentré parce qu'il provient des nouvelles cellules d'enfouissement. Le traitement par marais filtrant permet de répondre aux enjeux des traitements conventionnels. Cette solution de traitement est une manière passive de faire le traitement des eaux de lixiviat provenant de lieux d'enfouissement techniques.

L'objectif de ce projet était d'évaluer la nécessité d'utiliser un procédé de prétraitement en amont des marais filtrants afin de réduire la concentration des contaminants pouvant affecter le fonctionnement optimal du traitement. La concentration en fer a été identifiée comme le contaminant d'intérêt principal. Une accumulation de fer dans le marais filtrant à long terme peut causer une entrave à l'écoulement par colmatage.

Plusieurs procédés de prétraitement ont été testés au laboratoire de Polytechnique Montréal afin d'identifier le meilleur traitement pour l'enlèvement du fer. Les procédés ont été caractérisés pour leur efficacité de traitement de la DCO, MES et MVES, la DBO₅, sulfates, fer total, fer filtrable et d'autres anions et cations.

Un premier procédé de prétraitement par aération du lixiviat a été testé pour effectuer l'oxydation du fer, suivi d'une décantation du fer pour faire l'enlèvement du fer. Les cascades d'aération ont aussi été considérées dans le processus de recherche. L'efficacité de ce procédé a varié entre $14 \pm 2\%$ et $37 \pm 7\%$ de fer enlevé, ce qui était trop faible.

Un second procédé a été testé sur la base du diagramme de Pourbaix qui a permis de déterminer qu'une hausse du pH pourrait contribuer à l'enlèvement du fer. Des essais, ont été réalisés avec de la chaux afin de hausser le pH de la solution et améliorer la décantation du fer. L'enlèvement de fer par ajout de chaux a été efficace. Une dose de 6 g/L a permis un enlèvement de $80 \pm 6\%$. Ce procédé d'ajout de chaux, même si très efficace, ne permet pas de répondre à d'autres critères de sélection. En effet, si l'eau possède un pH trop élevé, les plantes du marais filtrant sont affectées par ces fortes concentrations. De plus, l'ajout de chaux est une pratique complexe d'un point de vue opérationnel. Il y a également un coût associé à l'ajout de chaux qui est important si le procédé est comparé à des procédés biologiques ou chimiques qui ne nécessitent pas l'ajout de produits chimiques.

Le troisième procédé qui a suscité l'intérêt est le *passive biochemical reactor* (PBR). Ce type de procédé est utilisé dans le domaine du traitement de drainage minier acide ou drainage minier neutre. Ce réacteur permet de faire un enlèvement des métaux par voie biologique, c'est-à-dire l'enlèvement par sulfatoréduction. La sulfatoréduction est une réaction anaérobie qui est basée sur la réduction des sulfates en sulfure d'hydrogène (H₂S) par les bactéries sulfatoréductrices. Le H₂S réagit par la suite avec les métaux en solution, dont le fer, et forme un précipité de sulfure de fer (FeS). En conditions anaérobies, ce composé est insoluble dans l'eau et sa présence est caractérisée par la formation d'un dépôt noir. Quelques essais préliminaires ont été réalisés avec le PBR, mais ce procédé n'a pas été choisi puisqu'il est davantage utilisé dans des contextes avec des eaux usées n'ayant pas une concentration élevée en matière organique. Basé sur le procédé du PBR deux autres procédés anaérobies ont été choisis.

Le quatrième procédé a été le *roughing filter* (RF) et le cinquième a été le *upflow anaerobic sludge blanket* (UASB). Les essais avec le RF et le UASB ont été réalisés avec deux réacteurs alimentés par du lixiviat avec un taux de charge de $1.5 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ à partir du même baril d'alimentation. L'enlèvement obtenu avec le RF a été de $44 \pm 11\%$ et pour le UASB de $49 \pm 8\%$. Le bilan de fer total accumulé dans les réacteurs a également été déterminé.

Le réacteur recommandé comme procédé de prétraitement en amont du marais filtrant pour les essais pilotes a été le UASB. Ce procédé permet de faire l'enlèvement du fer tout en produisant du méthane comme biogaz. Le méthane produit peut être réutilisé pour la production d'énergie. Le débit de biogaz produit par le UASB était de $640 \text{ ml CH}_4/\text{g DCO}_{\text{enlevé}}$ et la concentration en CH_4 était du biogaz était de $77 \pm 3\%$. La concentration de l'effluent variait entre $5 - 10 \text{ mg/L}$.

L'hypothèse de recherche était que le procédé de prétraitement choisi permet un enlèvement à une concentration de 5 mg/L de fer.

Cette hypothèse a été réfutée dans le cas du procédé choisi qui est le UASB, possiblement en raison de la concentration relativement faible de fer dans le lixiviat étudié. Cependant, le UASB permet un enlèvement supérieur à l'enlèvement observé pour le procédé de l'aération et décantation du fer. De plus, le UASB comparativement au RF offre la possibilité de faire une purge des boues lorsqu'il y a une accumulation importante de fer dans le réacteur.

Cette étude a permis de proposer un procédé de prétraitement en amont des marais filtrant pour le traitement de lixiviat provenant de jeunes cellules d'enfouissement. Le procédé du UASB permet de faire un enlèvement préliminaire du fer en amont du marais filtrant afin de minimiser le risque de colmatage du marais par le fer et augmenter sa durée de vie d'utilisation.

ABSTRACT

Landfilling is still the most common waste disposal practice in Quebec. In Quebec, technical landfills in operation represent a capacity of 122M m³ of solid waste. Landfills are a source of leachate which is rainwater that percolates into the landfill and becomes loaded with contaminants through this process. The leachate is collected at the base of the landfill and requires treatment before it can be released to the environment.

There are several leachate treatment technologies. Among these are biological, physicochemical and non-conventional treatments.

The Sainte-Sophie landfill produces approximately 1000 m³/d of leachate. The site has an in-place treatment which consists of a sequencing batch reactor (SBR) followed by a zinc removal precipitation process. Leachate treatment is expensive notably due to heating that is required in winter to ensure the proper functioning of the biological reactor. Landfill leachate can be generated for several years after the use of the land for waste disposal. Phytotechnologies can be an attractive solution to these challenges.

The PhytoVaLix project aims to promote research into the use of phytotechnologies. The project is composed of three tracks. The first one consisted of a preliminary study to determine the effect of treating young and old leachate by a willow plantation or by a willow constructed wetland. The second one was a demonstration scale of a willow plantation for old leachate. The third one focused on constructed wetlands for the treatment of new landfill cells leachate. The treatment by constructed wetlands makes it possible to meet some of the challenges of conventional treatment as an extensive approach to treat leachate from engineered landfills.

The objective of this project was to evaluate the need for a pre-treatment process upstream of the constructed wetlands in order to reduce the concentration of contaminants that could affect the optimal functioning of the treatment. Iron was identified as the primary contaminant of interest as its long-term accumulation can impede flow.

Several pretreatment processes were tested in the lab at Polytechnique Montréal to identify the best treatment for iron removal. The processes were characterized for their effectiveness in treating COD, TSS and VSS, BOD₅, sulfate, total iron, filterable iron and other anions and cations.

The first process was aeration to perform iron oxidation, followed by settling. Aeration cascades were also considered in the research process. The efficiency of this process varied between $14 \pm 2\%$ and $37 \pm 7\%$ which was considered to lowé

The second one was pH increase with lime as indicated by the Pourbaix diagram. A dose of 6 g/L of lime resulted in $80 \pm 6\%$ removal. This lime addition process, although very effective, did not meet other selection criteria for the pretreatment process. Indeed, if the water has a too high pH, the plants of the constructed wetland are affected by these high concentrations. Moreover, the addition of lime is operationally complex. There is also a cost associated with the addition of lime that is not negligible if the process is compared to biological or chemical processes that do not require the addition of chemicals.

The third process tested was the passive biochemical reactor (PBR). This type of process is used in the field of acid mine drainage treatment or neutral mine drainage. This reactor allows the removal of metals by biological means, i.e. removal by sulfate reduction. Sulfate reduction is an anaerobic reaction based on the reduction of sulfate to hydrogen sulfide (H_2S) by sulfate-reducing bacteria. The H_2S subsequently reacts with metals in solution, including iron, and forms a precipitate which is iron sulfide (FeS). Under anaerobic conditions, this compound is insoluble in water, its presence is characterized by the formation of a black deposit. Some preliminary tests were carried out with PBR, but this process was not chosen as it is more used with wastewater having a low organic matter content. Based on the PBR process two other anaerobic processes were chosen.

The fourth process was the roughing filter (RF) and the fifth one was the upflow anaerobic sludge blanket (UASB). The RF and UASB tests were performed with two reactors fed with leachate at a loading rate of $1.5 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ fed from the same barrel. The removal obtained with the RF was $44 \pm 11\%$ and for the UASB was $49 \pm 8\%$. The total iron balance accumulated in the reactors was also determined.

The reactor recommended as the pre-treatment process upstream of a pilot size filter bed was the UASB. This process allows for iron removal while producing methane gas as a biogas which can be used for energy production. The biogas flow rate produced by the UASB was $640 \text{ ml CH}_4/\text{g COD}_{\text{removed}}$ and the CH_4 concentration of the biogas was $77 \pm 3\%$. The effluent iron concentration varied between 5-10 mg/L.

The research hypothesis was that the selected pretreatment process allows removal at a concentration of 5 mg/L of iron.

This hypothesis was refuted in the case of the selected process which is UASB with the leachate tested. However, the UASB did provide higher removal than aeration and settling process. In addition, the UASB compared to the RF offers the possibility to waste the sludge when there is a significant accumulation of iron in the reactor.

This study proposed a pretreatment process upstream of the filter wetland for the treatment of leachate from young landfill cells. The UASB process allows for preliminary iron removal upstream of the filter wetland to minimize the risk of iron clogging and increase the service life of the wetland.

TABLE DES MATIÈRES

DÉDICACE.....	III
REMERCIEMENTS	IV
RÉSUMÉ.....	VII
ABSTRACT	X
TABLE DES MATIÈRES	XIII
LISTE DES TABLEAUX.....	XVI
LISTE DES FIGURES	XVIII
LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS	XX
LISTE DES ANNEXES	XXIII
CHAPITRE 1 INTRODUCTION.....	1
1.1 Mise en contexte.....	1
1.1 Objectif général	2
1.2 Objectifs spécifiques	2
1.3 Hypothèse scientifique	2
1.4 Originalité et retombées du projet.....	3
1.5 Organisation du mémoire	3
CHAPITRE 2 REVUE DE LE LITTÉRATURE	4
2.1 Enfouissement des déchets.....	4
2.1.1 Historique	4
2.1.2 Lixiviat de sites d'enfouissement.....	5
2.2 Marais filtrants pour le traitement de lixiviat.....	12
2.2.1 Historique	12
2.2.2 Avantages du traitement par marais filtrants.....	12

2.2.3	Types de marais filtrants	13
2.2.4	Conception des marais filtrants	20
2.3	Prétraitement du lixiviat	23
2.3.1	Fer dans le lixiviat et niveaux d'oxydation	23
2.3.2	Fer dans les marais filtrants	24
2.3.3	Procédés de prétraitement du lixiviat	27
CHAPITRE 3	MÉTHODOLOGIE	35
3.1	Présélection	36
3.2	Expérimentation	38
3.2.1	Lixiviat	38
3.2.2	Méthodes d'analyse	40
3.2.3	Procédés	43
3.2.4	Calculs	55
3.3	Analyse comparative	56
CHAPITRE 4	RÉSULTATS	57
4.1	Présélection	57
4.1.1	Caractérisation du lixiviat	57
4.2	Expérimentation	58
4.2.1	Procédés	58
4.3	Analyse comparative	76
CHAPITRE 5	DISCUSSION GÉNÉRALE	78
5.1	Objectifs spécifiques	78
5.1.1	Sélection des procédés	78
5.1.2	Expérimentation	82

5.1.3	Analyse comparative	90
5.1.4	Résumé et critères importants pour la conception	93
5.1.5	Validité des résultats	95
5.2	Validation de l'hypothèse scientifique	96
5.3	Retombés et originalité des travaux	97
CHAPITRE 6 CONCLUSIONS ET RECOMMANDATIONS		98
6.1	Conclusions	98
6.2	Recommandations	100
RÉFÉRENCES		103
ANNEXES		108

LISTE DES TABLEAUX

Tableau 2-1 Concentration de certains contaminants du lixiviat selon l'âge du lieu d'enfouissement technique (Renou et al., 2008) & (Langergraber et al., 2019)	10
Tableau 2-2 Valeurs limites de rejet pour les contaminants présents dans le lixiviat selon le ministère de l'environnement (Éditeur officiel du Québec, 2018).....	11
Tableau 2-3 Composés ferriques produits selon les conditions de disponibilité de l'oxygène	26
Tableau 2-4 Efficacités pour l'enlèvement du fer et de la DCO de différents traitements	27
Tableau 2-5 Granulométrie typiques du média d'un RF (Nkwonta et al., 2009)	33
Tableau 3-1 Échéancier de l'expérimentation.....	36
Tableau 3-2 Plan de l'échantillonnage du lixiviat.....	40
Tableau 3-3 Liste des analyses et méthodes d'analyses.....	41
Tableau 3-4 Critères de dimensionnement du UASB	50
Tableau 3-5 Références pour la concentration des boues granulaires du UASB.....	50
Tableau 3-6 Critères de dimensionnement pour du RF.....	53
Tableau 3-7 Critères et pointage pour l'analyse comparative	56
Tableau 4-1 Analyses des concentrations des échantillons de lixiviats	58
Tableau 4-2 Caractérisation intensive des deux réacteurs du UASB et du RF	69
Tableau 4-3 Caractérisation intensive des deux réacteurs du UASB et du RF (Suite)	70
Tableau 4-4 Jours d'échantillonnage 71 et 78.....	71
Tableau 4-5 Bilan de masse sur le fer	72
Tableau 4-6 Bilan de masse sur le zinc	73
Tableau 4-7 Composition des roches du média filtrant du RF avant et après le traitement.....	74
Tableau 4-8 Caractérisation des boues granulaires	75
Tableau 4-9 Caractérisation du méthane	75
Tableau 4-10 Analyse comparative des procédés de prétraitement	77

Tableau 5-1 Concentration en fer total et en fer filtrable après décantation de 72 h pour les échantillons de lixiviat JE1 aéré et non-aéré.....	84
Tableau 5-2 Paramètres d'enlèvement de la matière organique	89
Tableau 5-3 Avantages et désavantages des différents types de procédés testés pour l'enlèvement du fer	90
Tableau 6-1 Recommandations pour les procédés testés	101

LISTE DES FIGURES

Figure 2-1 – Intrants et extrants d’eau dans un lieu d’enfouissement technique	6
Figure 2-2 - Contaminants dans un lieu d’enfouissement selon l’âge inspiré de.....	7
Figure 2-3 Fractionnement de la DCO en fonction de la phase de décomposition dans un lieu d’enfouissement technique (Renou et al., 2008)	9
Figure 2-4 Types de marais filtrants (Kadlec & Wallace, 2009)	13
Figure 2-5 Fractionnement simplifié de la matière organique en unités DCO	15
Figure 2-6 Processus de stockage et de transfert du carbone dans un marais filtrant	16
Figure 2-7 Fractionnement de l’azote (Comeau, 2019)	17
Figure 2-8 Formes de l’azote selon de degré d’oxydation. Adapté de (Stilianos, 2016)	18
Figure 2-9 Fractionnement du phosphore (Yves Comeau, Notes de cours CIV8220, 2019)	20
Figure 2-10 Vue en coupe d’un marais filtrant vertical aéré (Dotro et al., 2017).....	22
Figure 2-11 Diagrammes de Pourbaix du fer en solution aqueuse à $T=25^{\circ}\text{C}$ & $[\text{Fe}]=10^{-6}\text{ M}$	24
Figure 2-12 Accumulation de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ à la surface du média filtrant du marais filtrant.....	25
Figure 2-13 Cascades de Isanti Chisago (Kadlec et Wallace, 2009)	28
Figure 2-14 Configuration d’un réacteur UASB – Vue en coupe (van Haandel et al., 2019)	31
Figure 2-15 Schéma de l’écoulement dans différents types de réacteurs RF (Wegelin, 1996)	32
Figure 3-1 Schématisation des objectifs en fonction des étapes du projet.....	35
Figure 3-2 Images des procédés testés au laboratoire selon le principe d’enlèvement du fer	37
Figure 3-3 Vue aérienne du site de WM à Sainte-Sophie (Google Maps – 60 m).....	39
Figure 3-4 Montage au laboratoire de l’aération et décantation	43
Figure 3-5 Expérience de l’aération et décantation.....	44
Figure 3-6 Expérience d’aération et décantation avec ajout de chaux	46
Figure 3-7 Montage des unités du UASB et du RF au laboratoire	47

Figure 3-8 Dimensions du UASB et montage au laboratoire.....	49
Figure 3-9 Dimensions du RF et montage au laboratoire	52
Figure 4-1 Profil de décantation du fer pour l'Essai #1 réalisé avec le JE1	59
Figure 4-2 Profil de décantation du fer pour l'Essai #3 réalisé avec les échantillons.....	60
Figure 4-3 Profil de décantation du fer pour l'Essai #2 et l'Essai #3 réalisé avec les échantillons AE1 et JE1.....	61
Figure 4-4 Fractionnement du fer soluble (S_{Fe}) et fer particulaire (P_{Fe}) avant et après l'aération pour des échantillons provenant des Essais #1 et #3	62
Figure 4-5 Profil de décantation du fer pour les deux doses de chaux ajoutés au lixiviat	63
Figure 4-6 Fractionnement du fer soluble (S_{Fe}) et fer particulaire (P_{Fe}) avant et après l'ajout de la chaux pour les deux doses de chaux testés.....	64
Figure 4-7 Enlèvements de la DCO et du fer total pour les deux réacteurs du UASB et RF	66
Figure 4-8 Enlèvement théorique du fer pour le calcul du bilan de masse	73
Figure 5-1 Diagramme de Pourbaix théorique pour l'échantillon de lixiviat JE1 @ $T=25^{\circ}C$	86

LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS

A&D	Aération et décantation
A&D&C	Aération, décantation et ajout de chaux
Alc	Alcalinité
BA	Bassin d'accumulation
BA1	Puits d'échantillonnage en amont du BA
BA2	Puits d'échantillonnage en aval du BA
BSR	Bactéries sulfatoréductrices
C_{RF}	Nombre de cuvés par jour
C_{UASB}	Nombre de cuvées par jour
DBO_5	Demande biochimique en oxygène
DCO	Demande chimique en oxygène
EC	Électroconductivité
Fe	Fer
$Fe(OH)_2$	Hydroxyde de fer (III)
$Fe(OH)_3$ ou $Fe(O)OH$	Hydroxyde de fer (II)
Fe_2O_3	Oxyde de fer
FeS	Sulfure de fer
LixA	Lixiviat provenant des anciennes cellules d'enfouissement
LixJ	Lixiviat provenant des jeunes cellules d'enfouissement
MBBR	<i>Moving bed biofilm reactor</i>
MT	Matières totales
MVT	Matières volatiles totales
NTK	Azote total Kjeldahl

PBR	<i>Passive biochemical reactor</i>
P _{Fe}	Fer particulaire
PT	Phosphore total
Q _{CRF}	Débit de pompage par cuvée
Q _{CUASB}	Débit de pompage par cuvée
Q _{dRF}	Débit de pompage par jour
Q _{dUASB}	Débit de pompage par jour
RF	<i>Roughing filter</i>
S(-II) _{tot}	Sulfure total
S _{Ca}	Calcium
S _{Cl}	Chlorure
S _{Fe}	Fer filtré sur 0.45 µm
S _K	Potassium
S _{Mg}	Magnésium
S _{Na}	Sodium
S _{NH4}	Ammoniaque total (ammonium NH ₄ ⁺ et ammoniac NH ₃)
S _{NO2}	Nitrite
S _{NO3}	Nitrate
SP	Station de pompage
S _{PO4}	Orthophosphates
S _{RF}	Surface du réacteur RF
S _{SO4}	Sulfate
S _{UASB}	Surface du réacteur UASB
TCO	Taux de charge organique

tp_{RF}	Temps de pompage
tp_{UASB}	Temps de pompage
TRH	Temps de rétention hydraulique
UASB	<i>Upflow anaerobic sludge blanket</i>
V_{bg}	Volume de boues ajoutées
v_h	Vitesse de montée du liquide
V_{RF}	Volume du réacteur RF
V_{UASB}	Volume du réacteur UASB

LISTE DES ANNEXES

Annexe A Équations du diagramme de poubaix	108
Annexe B Résultats brutes PBR.....	110
Annexe C Accumulation du fer.....	114
Annexe D Caractérisation des barils d'alimentation – UASB & RF	115
Annexe E Données brutes UASB et RF.....	116
Annexe F Hydraulique pour les réacteurs du UASB & RF	139
Annexe G Fractionnement de la DCO - UASB	140
Annexe H Bilan de masse	141
Annexe I Calcul des incertitudes.....	144

CHAPITRE 1 INTRODUCTION

1.1 Mise en contexte

L'enfouissement des matières résiduelles est encore aujourd'hui la pratique de disposition la plus répandue. Les ordures ménagères, les déchets de construction, de rénovation et de démolition, ainsi que les boues municipales résiduelles sont tous des matières qui sont destinées à l'enfouissement. Plusieurs dizaines de millions de tonnes de déchets sont générées chaque année au Canada et le coût pour la gestion de ces déchets s'élève à plusieurs millions de dollars. En 2010, 5,8 millions de tonnes de déchets ont été enfouies au Québec (Giroux, 2014). Dans la pratique de l'enfouissement des déchets, les sphères d'activités qui génèrent des coûts sont ; le transport et la collecte des déchets, l'exploitation des installations de gestion des déchets et les taxes de redevances (Giroux, 2014).

L'exploitation des lieux d'enfouissement techniques implique non seulement la gestion des cellules d'enfouissement, mais également la gestion de l'eau de lixiviation générée par ces cellules. Le lixiviat est une eau fortement chargée en contaminants qui nécessite un traitement avant rejet à l'environnement (Lema et al., 1988).

Les méthodes de traitement du lixiviat sont nombreuses et très variées. Parmi les méthodes conventionnelles de traitement, il y a le traitement biologique et les traitements physico-chimiques (Renou et al., 2008). Ces technologies de traitement nécessitent souvent l'ajout de produits chimiques pour assurer un traitement suffisamment efficace qui répond de critères de rejets imposés. Ainsi, les coûts associés au traitement du lixiviat restent assez élevés encore aujourd'hui au Canada.

Les marais filtrants plantés sont parmi les technologies de traitement qui peuvent être utilisées pour le lixiviat (Kadlec et al., 2008). Cette méthode passive de traitement a fait objet de nombreuses études de recherche au courant des années dernières. L'utilisation des plantes dans un contexte de traitement des eaux est très attrayante, surtout pour des lieux d'enfouissement techniques où les terrains sont très grands et la revégétalisation des lieux est nécessaire.

Cependant, le lixiviat est une eau fortement chargée en contaminants. Afin d'assurer un traitement efficace par les marais filtrants il est nécessaire d'évaluer le besoin d'utiliser un prétraitement en

amont du marais. Les fortes concentrations en composés inorganiques du lixiviat peuvent affecter le bon fonctionnement du marais filtrant (Kadlec et al., 2008).

1.1 Objectif général

L'objectif général du projet est d'identifier et tester plusieurs procédés de prétraitement du lixiviat à échelle banc d'essai de laboratoire. Basés sur les essais réalisés, le meilleur procédé de prétraitement sera choisi pour être testé à l'échelle pilote en amont des marais filtrants. Les critères de dimensionnement de l'unité de prétraitement choisi seront aussi déterminés. Ultimement, les résultats de ce projet vont permettre de déterminer quels sont les meilleurs procédés de prétraitements pour le traitement lixiviat par marais filtrants.

1.2 Objectifs spécifiques

Les objectifs spécifiques du projet sont en lien avec le choix du meilleur procédé de prétraitement pour le marais filtrant.

1. Identifier les caractéristiques du lixiviat, lié aux concentrations des contaminants, qui peuvent affecter le bon fonctionnement du marais filtrant;
2. Sélectionner les procédés de prétraitement basé sur les principes d'enlèvement en fer;
3. Analyser l'efficacité de traitement en Fe des procédés sélectionnés (aération et décantation du fer, ajout de chaux, traitement par RF et traitement par UASB);
4. Comparer les procédés selon l'efficacité d'enlèvement du Fe et la faisabilité de mise en place.

1.3 Hypothèse scientifique

L'hypothèse scientifique de ce projet est que l'un des procédés de traitement choisis soient l'aération et la décantation, l'ajout de chaux, le traitement par RF et le traitement par réacteur UASB, permet un traitement efficace en fer du lixiviat. Le procédé de prétraitement doit aussi être en mesure de produire un effluent ayant des caractéristiques acceptables pour le marais filtrant.

Cette hypothèse sera réfutée si aucune de ces méthodes d'enlèvement du fer ne permet de répondre au critère de 5 mg/L de fer total à l'effluent ou si l'effluent du procédé en question ne permet pas

d'acheminer un lixiviat ayant des caractéristiques acceptables pour le marais filtrant (pH, électroconductivité ou autre paramètre critique). La cible de 5 mg/L de fer total a été établie comme seuil ne présentant pas de risques significatifs de colmatage du marais filtrant.

1.4 Originalité et retombées du projet

L'utilisation de procédés de traitement passif, tel que les marais filtrants, représente plusieurs avantages économiques et environnementaux. Les études sur le sujet des marais filtrants portent principalement sur l'efficacité du marais filtrant en termes de traitement. Cependant, il n'y a pas d'études qui portent spécifiquement sur le prétraitement du lixiviat en amont des marais filtrants. La durée de vie d'un traitement par marais filtrant pourrait être augmentée par l'utilisation d'un procédé de prétraitement. Ainsi, les résultats et conclusions de cette étude permettront de proposer une solution de traitement pour le lixiviat en amont de marais filtrants. Ceci permet de promouvoir l'utilisation des phytotechnologies pour le traitement d'eaux usées industrielles fortement chargées tels que les lixiviats de lieux d'enfouissements techniques.

1.5 Organisation du mémoire

Le mémoire est séparé en six chapitres. L'introduction présente la mise en contexte et les hypothèses au Chapitre 1. La revue de la littérature portant sur le sujet des lieux d'enfouissement techniques, du lixiviat provenant de ces cellules d'enfouissement, du traitement des eaux usées par marais filtrants ainsi que des différents procédés de traitement pouvant être utilisées en amont de marais filtrants est présentée au Chapitre 2. La méthodologie est abordée au Chapitre 3, alors que les calculs et résultats sont décrits au Chapitre 4. La discussion des résultats du Chapitre 4 est présentée au Chapitre 5. Enfin, la conclusion est présentée au Chapitre 6.

CHAPITRE 2 REVUE DE LE LITTÉRATURE

2.1 Enfouissement des déchets

Dans cette première section du Chapitre 2, une revue de la littérature est présentée sur le sujet des lieux d'enfouissement techniques. Une revue de l'historique sur les lieux d'enfouissements techniques et des pratiques d'enfouissements est présentée dans la première section du chapitre. La provenance du lixiviat et les méthodes de traitement les plus communes sont aussi décrites.

2.1.1 Historique

Les pratiques de disposition des déchets se sont diversifiées, le recyclage et le compostage sont devenus une habitude chez les citoyens québécois. Le concept des 3RV, réduction à la source, réemploi, recyclage et valorisation, permet d'orienter la priorisation de la gestion des déchets afin de minimiser notre impact sur l'environnement (RECYC-QUEBEC, 2019). Cependant, l'enfouissement des déchets est une méthode encore très répandue à travers le monde. L'enfouissement des déchets dans des lieux d'enfouissement techniques désigne la pratique de placer les déchets dans le sol pour les enfouir. Les déchets sont placés dans des cellules qui sont recouvertes quotidiennement avec des matériaux de recouvrement. Les matériaux de recouvrement sont souvent des sols contaminés qui ne peuvent pas servir à autre usage (Tchobanoglous et al., 1993).

Au Québec, il y a présentement 37 lieux d'enfouissement techniques autorisés à être en exploitation (Ministère, 2020). En 2018, 2 Mt ordures ménagères ont été produites dans l'ensemble de la province (Ministère, 2018). Ainsi, la pratique de l'enfouissement est encore une nécessité aujourd'hui. L'enfouissement est aussi plus économique et possède des avantages environnementaux comparativement à des techniques comme l'incinération. En effet, cette méthode assure que les déchets sont disposés de manière sécuritaire et permet d'assurer la décomposition des déchets dans un environnement contrôlé. Les gaz produits par le lieu d'enfouissement sont collectés et l'eau qui y circule l'est également. Le biogaz produit est traité et peut être introduit dans le système de gaz naturel de la ville, réutilisé comme source d'énergie pour la production d'électricité ou utilisé comme essence dans les véhicules (US-EPA, 2011). Les

matières enfouies se décomposent pendant des dizaines d'années pour devenir inertes. Lorsque le site atteint sa maturité, les lieux peuvent être remis en service à la société (Renou et al., 2008).

Au courant des années, la conception des lieux d'enfouissements techniques s'est modernisée et la pratique de l'enfouissement est devenue beaucoup plus complexe. Il y a des techniques spécifiques d'opération pour les lieux d'enfouissements, qui incluent la manière à laquelle les déchets sont placés dans les cellules et la méthode de faire le recouvrement. De plus, les cellules doivent être isolées à la base et un réseau de conduites permet de faire la collecte de l'eau qui s'y accumule, appelée le lixiviat. La collecte du lixiviat est une étape importante pour éviter que ces eaux s'infiltrent dans les régions environnantes et contaminent les milieux aquatiques (Langergraber et al., 2019). Une fois collectée, cette eau doit être traitée avant le rejet à l'environnement. Les lixiviats font partie de la catégorie des eaux usées ayant des caractéristiques variables en fonction de l'âge et du type de déchets du lieu d'enfouissement tel que décrit ci-dessous (Renou et al., 2008).

2.1.2 Lixiviat de sites d'enfouissement

2.1.2.1 Provenance du lixiviat

Une quantité importante de lixiviat est produite par les lieux d'enfouissement chaque année. Le lixiviat est l'eau qui percole à travers les déchets et devient très chargée en contaminants. Cette eau provient principalement de l'eau de pluie, de l'eau souterraine, de l'humidité contenue directement dans les déchets et des réactions biochimiques dans les cellules d'enfouissement (Langergraber et al., 2019). Le débit de lixiviat produit par un lieu d'enfouissement dépend de plusieurs facteurs. La production est liée au volume de précipitations (P) qui est reçu par le lieu d'enfouissement, le ruissellement provenant des autres cellules (R_{int}) et de l'extérieur du site (R_{ext}) et l'infiltration d'eau du site vers le milieu environnant (I). Les autres facteurs qui influencent aussi la production de lixiviat sont la température qui influence la vitesse d'évaporation de l'eau (EV), le type de matériel utilisé pour l'imperméabilisation des cellules, la teneur en humidité des déchets et le niveau de compaction des déchets. En effet, plus les déchets sont compactés moins il y a d'eau qui peut s'introduire dans les cellules par ruissellement. Les différents intrants et extrants d'eau sont illustrés à la Figure 2-1 (Renou et al., 2008).

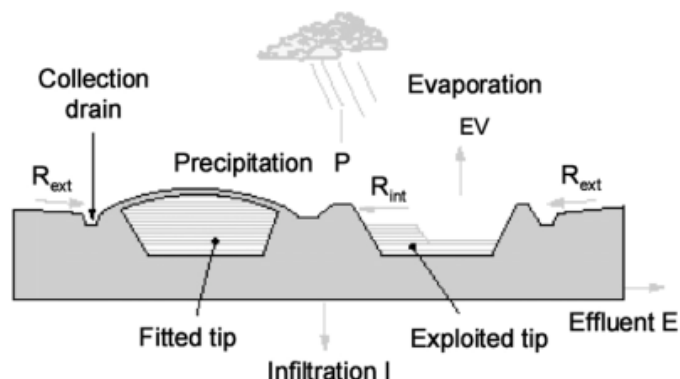


Figure 2-1 – Intrants et extrants d'eau dans un lieu d'enfouissement technique (Renou et al., 2008)

Les contaminants qui sont les plus concentrés dans les lixiviats sont généralement l'azote ammoniacal et la matière organique mesurée en unités DCO. La biodégradabilité de la matière organique varie en fonction du temps et dépend également du type de déchets qui varie d'un endroit à l'autre. Cette matière est un mélange de composés organiques biodégradable et réfractaire. Les concentrations en métaux lourds et en sels chlorés organique et inorganique sont aussi souvent élevées (Renou et al., 2008). Le lixiviat peut aussi contenir des composés organiques toxiques comme des hydrocarbures, des produits pharmaceutiques, des biphényles polychlorés (BPC), des polytétrafluoroéthylènes (PTFE) et d'autres composés xénobiotiques (Langergraber et al., 2019).

2.1.2.2 Nature du lixiviat

La composition en contaminants du lixiviat dépend fortement de l'âge du site, puisqu'un lieu d'enfouissement traverse plusieurs phases de décomposition pendant sa durée de vie. Un total de cinq phases distinctes caractérise l'âge d'un lieu d'enfouissement. Les caractéristiques du lixiviat et la production en gaz en fonction de la phase de dégradation dans les lieux d'enfouissement sont présentées à la **Error! Reference source not found..**

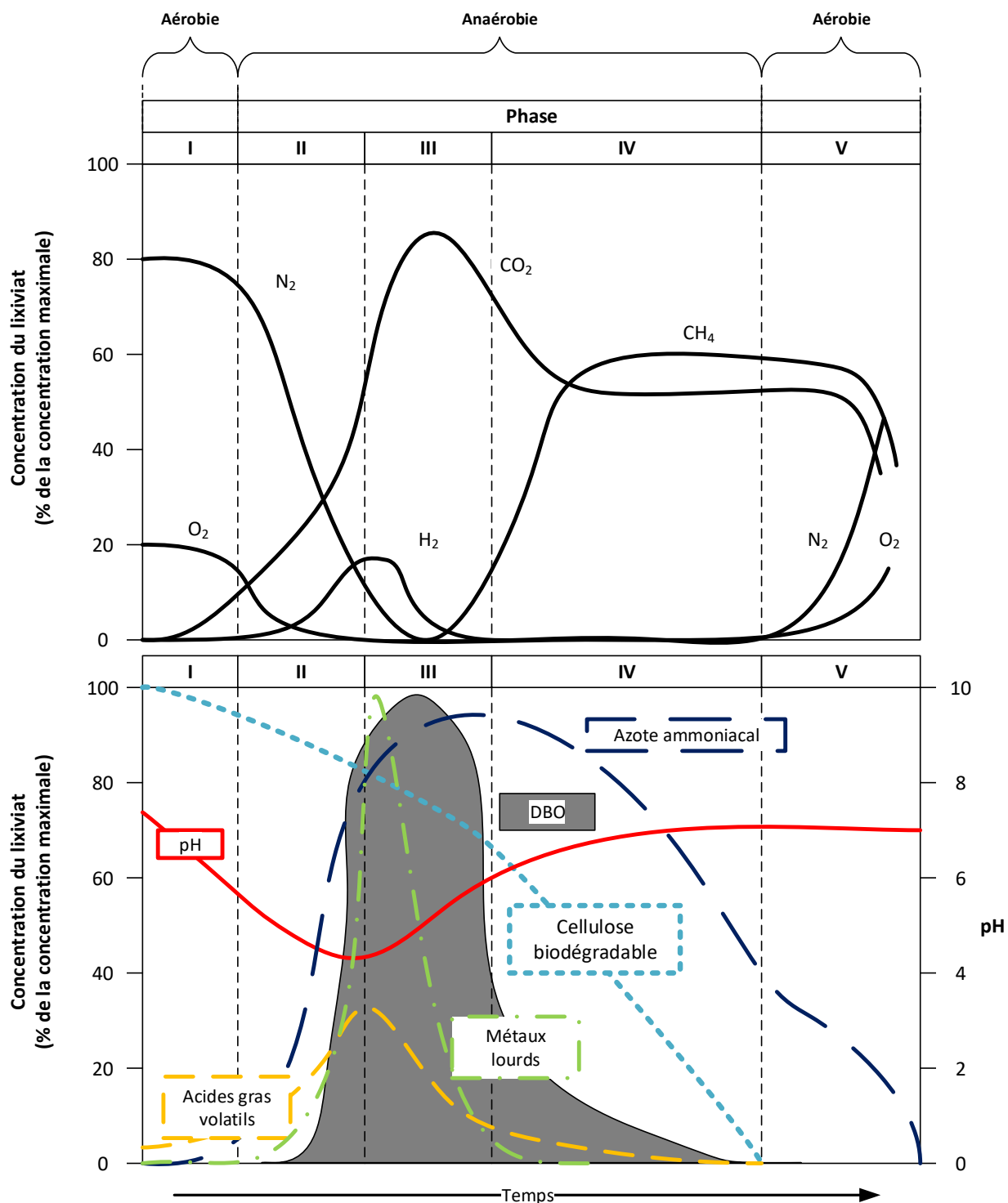


Figure 2-2 - Contaminants dans un lieu d'enfouissement selon l'âge inspiré de (Langergraber et al., 2019 & Tchobanoglous et al., 1993)

(1) La phase 1 est celle de la stabilisation ou de l'ajustement initial pendant laquelle il y a une dégradation initiale de la matière organique biodégradable en conditions aérobies. (2) La phase 2

est la phase de transition, elle prend place lorsque l'oxygène est complètement consommé et des conditions anaérobies commencent à s'établir. Durant cette phase, les donneurs d'électrons sont les nitrates et les sulfates et il y a production de gaz comme l'azote gazeux et le sulfure d'hydrogène. (3) La phase 3 est la phase acide pendant laquelle il y a production d'importantes quantités de gaz carbonique et de gaz d'hydrogène. La présence de CO_2 produit une baisse importante du pH, qui atteint des valeurs inférieures à 5. Un pH aussi faible provoque la solubilisation des métaux et d'autres composés inorganiques. Les acides organiques dissous provoquent une augmentation importante de la concentration en DCO, DBO_5 et de l'électroconductivité. Les microorganismes responsables de la dégradation pendant la phase 3 sont les bactéries anaérobies facultatives. Cette phase est caractérisée par deux étapes de dégradation soient l'hydrolyse et l'acidogenèse. La première étape, celle de l'hydrolyse, est responsable de briser des molécules ayant une masse moléculaire élevée comme les lipides, les polysaccharides, les acides nucléiques et les protéines. La deuxième étape, celle de l'acidogenèse, est responsable, à son tour, à briser les longues chaînes de molécules de la première étape en molécules encore plus petites, tel les acides gras volatiles, les acides fulviques, l'acide acétique et d'autres acides organiques. (4) La phase 4 est la méthanogenèse, cette phase se caractérise par la production de quantités importantes de méthane. Pendant cette phase les bactéries méthanogènes se développent et utilisent l'acide acétique et l'hydrogène pour produire du méthane et du gaz carbonique. Les microorganismes responsables de l'acidogenèse sont aussi présents, mais leur activité est réduite comparativement à la phase 3 et la production d'acide est ainsi moindre. La consommation de l'acide provoque l'augmentation du pH à des valeurs de 6,8 à 8. Ainsi, la solubilisation des composés inorganiques et des métaux est moins favorable. La concentration de la DCO, DBO_5 et électroconductivité diminuent également. Les différentes formes sous lesquelles se trouve la DCO dans le lixiviat sont présentées à la Figure 2-3. Les informations du fractionnement qui sont présentées à cette Figure sont utiles pour les bilans de masse sur la DCO. Les étapes de l'hydrolyse, l'acidogenèse et de la méthanogenèse y sont également illustrées. (5) Enfin, la phase 5 est la phase de la stabilisation qui arrive lorsque la grande majorité de la matière organique biodégradable s'est transformée en méthane et en gaz carbonique. Une faible fraction de la matière organique continue à se dégrader, mais la production des gaz diminue de manière importante puisque les nutriments ont été consommés aux phases précédentes. La matière organique est présente sous forme d'acides

humiques et fulviques, forme d'acides qui est difficilement biodégradable (Tchobanoglous et al., 1993).

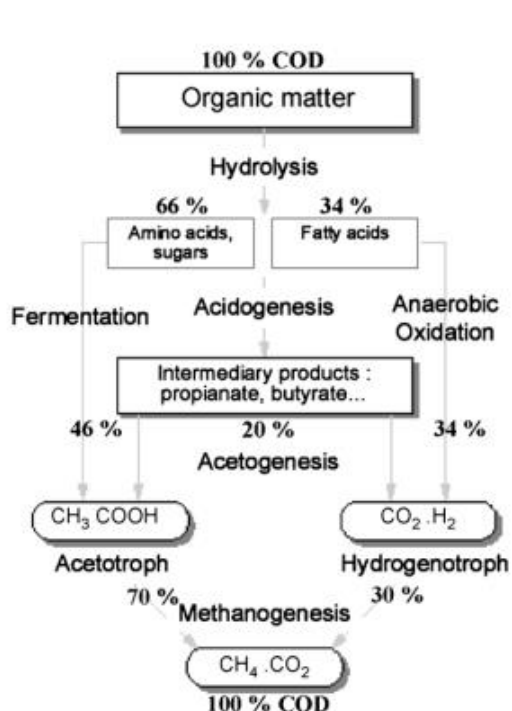


Figure 2-3 Fractionnement de la DCO en fonction de la phase de décomposition dans un lieu d'enfouissement technique (Renou et al., 2008)

Question michel le

Design du réacteur

Zinc sulfate d'aluminium

Gypse de sulfate

Ainsi, l'âge du lieu d'enfouissement a un effet significatif sur la composition du lixiviat. Un résumé des caractéristiques du lixiviat en fonction de l'âge du site est présenté au Tableau 2-1. La concentration en matière organique biodégradable diminue en fonction de l'âge du lieu d'enfouissement. La composition du lixiviat ayant moins de 5 ans est le lixiviat de la phase 3, celle de l'acidogenèse. Pendant cette phase les concentrations en acides gras volatiles sont élevées et c'est la raison pour laquelle la biodégradabilité est meilleure. Lorsque le site atteint une maturité

de 5-10 ans, la phase 4 de la méthanogenèse s'établit et le lixiviat possède des caractéristiques différentes. La biodégradabilité du lixiviat diminue puisque les acides gras volatils sont consommés. Le vieux lixiviat provient de cellules de la phase 5 de stabilisation ayant plus de 10 ans. Ces lixiviats sont faiblement biodégradables et ne contiennent pas d'acides gras volatils, mais plutôt des acides humiques et fulviques (Renou et al., 2008). La présence de cette matière organique récalcitrante influe sur le ratio DBO_5/DCO et rend le traitement de lixiviats provenant d'anciennes cellules difficiles à réaliser. Ce ratio est souvent inférieur à 0,1 pour les anciens lieux d'enfouissement (Langergraber et al., 2019).

Tableau 2-1 Concentration de certains contaminants du lixiviat selon l'âge du lieu d'enfouissement technique (Renou et al., 2008) & (Langergraber et al., 2019)

Site d'enfouissement	Nouveau	Intermédiaire	Vieux
Age (années)	<5	5-10	>10
pH	6.5	6.5-7.5	>7.5
DCO (mg/L)	>10000	4000-10000	<4000
DBO_5/DCO	>0,3	0,1-0,3	<0,1
Composés organiques	80% Acides Volatiles (AGV)	Gras 5-30% AGV + Acides humiques et fulviques	Acides humiques et fulviques
Conc. en métaux lourds	Faible-Moyen	Moyen	Faible
Biodégradabilité	Élevé	Moyenne	Faible
Ammoniac NH_3	1000-2000	-	500-1000
Azote organique N	500-1000	-	10-50
Nitrates NO_3	0	-	0-10

La concentration en azote en fonction de l'âge du lieu d'enfouissement est présentée au Tableau 2-1. L'azote se retrouve principalement sous forme d'azote ammoniacal dans le lixiviat. Lorsqu'un lixiviat est jeune, il y a une plus haute concentration en azote organique et cette concentration diminue avec le temps. Les vieux lixiviats sont aussi très chargés en azote ammoniacal en raison de la présence de la matière organique récalcitrante tels les acides humiques (Renou et al., 2008).

2.1.2.3 Traitement du lixiviat

Le lixiviat est une eau fortement chargée en contaminants et avant d'effectuer un rejet vers l'environnement il faut effectuer le traitement. Pour le traitement de lixiviats jeunes, les procédés biologiques ont été prouvés comme étant efficaces pour l'enlèvement de la matière organique, de

l'azote et des métaux. Il existe une multitude de traitements pour les lixiviats qui incluent le recyclage et mélange avec les eaux usées municipales, les traitements biologiques aérobies et anaérobies, les traitements physico-chimiques (oxydation chimique, adsorption, précipitation chimique, coagulation/floculation, décantation/flottation) et les procédés membranaires (microfiltration, ultrafiltration, nanofiltration et osmose inverse). Bien qu'il y ait plusieurs procédés de traitement qui existent, il est difficile de choisir un procédé universel qui fonctionne pour tous les types de lixiviats. En effet, les variations de la nature du lixiviat en fonction de l'âge du lieu d'enfouissement et du type de déchets qui s'y retrouve rendent le choix de procédés plus complexe (Renou et al., 2008).

Afin de faire un choix de procédé de traitement, il faut en premier considérer les caractéristiques de l'eau usée en question, c'est-à-dire les concentrations en contaminants DCO et DBO₅ qui varient en fonction de l'âge du lieu d'enfouissement. Ensuite, il faut prendre en compte les objectifs de rejet du milieu récepteur qui est destiné à recevoir ces eaux (Renou et al., 2008). Au Québec, il y a une liste générale d'objectifs de rejets pour les lieux d'enfouissement, ces concentrations limites sont présentées à la Tableau 2-2. Cependant, chaque lieu d'enfouissement possède ses propres objectifs de rejets qui lui sont dictés par le Ministère de l'Environnement.

Tableau 2-2 Valeurs limites de rejet pour les contaminants présents dans le lixiviat selon le ministère de l'environnement (Éditeur officiel du Québec, 2018)

Paramètres – Substances	Unités	Valeurs limites	Valeurs limites moyennes mensuelles
Azote ammoniacal (exprimé en N)	mg N/L	25	10
Coliformes fécaux	U.F.C/100 ml	1000	
Composés phénoliques	mg/L	0,085	0,030
Demande biochimique en oxygène sur 5 jours (DBO ₅)	mg/L	150	65
Matières en suspension	mg/L	90	35
Zinc (Zn)	mg/L	0,17	0,07
pH	-	Supérieur à 6,0 mais inférieur à 9,5	

2.2 Marais filtrants pour le traitement de lixiviat

La deuxième section de ce chapitre porte sur le sujet des marais filtrants. Les marais filtrants sont la technologie de choix pour le traitement du jeune lixiviat dans le projet. Ainsi, une brève revue de la littérature permet d'explorer la technologie des marais filtrants, les avantages de les utiliser pour le traitement de lixiviats et les différents types de marais filtrants existants. Les mécanismes d'enlèvement des principaux contaminants sont aussi brièvement décrits.

2.2.1 Historique

Les humains se sont souvent inspirés de la nature pour résoudre des problèmes et les marais filtrants sont un exemple de technologie qui a directement été inspirée des milieux filtrants naturels, tels les marécages et autres terrains humides boisés. Initialement, les humains ont utilisé les marais filtrants naturels pour le traitement de l'eau usée municipale. Le rejet de ces eaux dans les marécages est une pratique qui existe depuis le début de l'installation des systèmes de collecte des eaux usées, c'est-à-dire depuis le début du 20^e siècle. Cependant, l'utilisation de marais filtrants artificiels a débuté dans les années 1950 avec une étude réalisée à l'institut de recherche Max-Planck en Allemagne. Le traitement des eaux usées par marais filtrants artificiels a commencé avec le traitement d'eaux usées domestiques et municipales. Lentement après, le traitement par marais filtrants était introduit dans le domaine de traitement des eaux usées contaminées, provenant de milieux industriels. Le traitement de lixiviat en utilisant des marais filtrants a été de plus en plus étudié depuis les années 1990 (Kadlec & Wallace, 2009).

2.2.2 Avantages du traitement par marais filtrants

Le traitement de lixiviats par marais filtrant est une technologie de traitement qui offre plusieurs avantages. Les marais filtrants permettent un traitement robuste, peu coûteux et nécessitent peu d'entretien. Les lieux d'enfouissement ne possèdent pas de revenus actifs une fois que les déchets sont enfouis, mais continue à générer du lixiviat pendant des dizaines d'années. Ces avantages sont très intéressants pour des lieux d'enfouissement où l'espace nécessaire, pour mettre en place ce type de technologie, est disponible (Langergraber et al., 2019). Les autres types de traitements nécessitent l'ajout de produits chimiques ou de procédés complexes nécessitant une main d'œuvre

expérimentée pour l'opération. Ces procédés sont onéreux en comparaison avec le traitement par marais filtrants artificiels (Kadlec & Wallace, 2009).

2.2.3 Types de marais filtrants

Il y a trois types de marais filtrants soient (1) les plantations filtrantes (2) les marais filtrants à écoulement horizontal et (3) les marais filtrants à écoulement vertical. Ces types de marais filtrants sont présentés à la Figure 2-4.

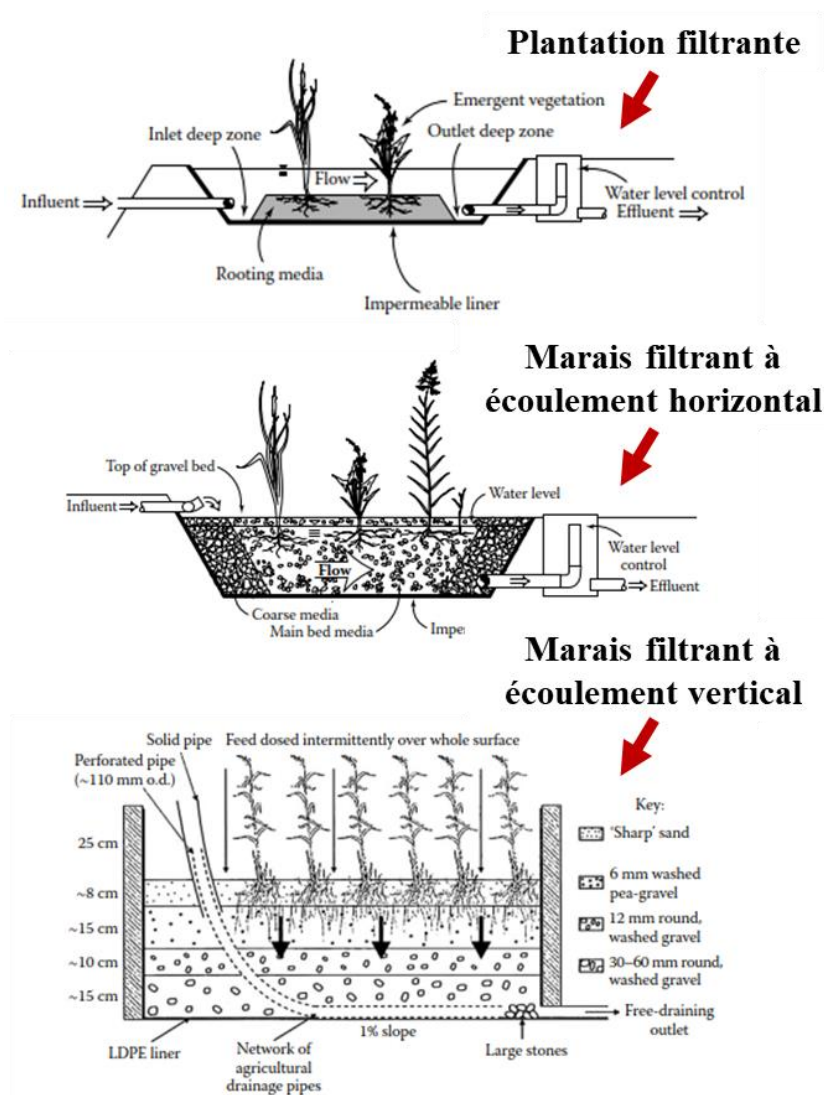


Figure 2-4 Types de marais filtrants (Kadlec & Wallace, 2009)

Les plantations filtrantes sont généralement de plus grande taille que les deux autres types de marais filtrants. Ces milieux ressemblent davantage à des marécages où l'eau circule à la surface

du milieu planté. Les plantes sont généralement submergées dans l'eau à la surface et ces milieux attirent les animaux sauvages puisqu'ils ressemblent beaucoup à un milieu naturel. Les plantations filtrantes nécessitent parfois la construction de bermes ou de collecte de l'effluent afin de réduire le risque d'infiltration des eaux. Les mécanismes d'enlèvement dans les plantations filtrantes sont la sédimentation, filtration, oxydation/réduction, l'adsorption et la précipitation. Les plantations sont principalement utilisées pour le traitement tertiaire des eaux usées. Les marais filtrants à écoulement horizontal et vertical sont des milieux plantés qui utilisent du sable ou du gravier pour la filtration des eaux usées. La différence entre les deux est la direction de l'écoulement dans le marais. Dans le marais filtrant à écoulement horizontal, l'eau s'écoule d'une extrémité à l'autre en dessous de la surface. Dans le marais filtrant vertical, les eaux s'écoulent du haut vers la base du marais. Comme l'écoulement dans les marais filtrants à écoulement horizontal est réalisé sous la surface, ces marais filtrants sont plus adaptés pour des climats froids. Les marais filtrants verticaux sont plus adaptés pour les eaux usées qui contiennent de l'azote ammoniacal comme les lixiviats provenant de jeunes cellules d'enfouissement.

Les paramètres d'intérêt, pour le traitement de lixiviat par marais filtrants, sont principalement la DCO, la DBO₅, les MES, l'azote, le phosphore, la salinité, les chlorures, le bore, le fer, le manganèse, l'aluminium, le strontium et le zinc. Généralement, ces contaminants sont suffisamment concentrés pour avoir un effet néfaste sur la végétation des marais filtrants et poser des problèmes de toxicité (Langergraber et al., 2019). Dans cette section, les différents mécanismes d'enlèvement pour certains contaminants sont présentés. Ces contaminants incluent la matière organique (mesurés en unités DCO et DBO₅), l'azote, le phosphore et les métaux, plus particulièrement le fer.

2.2.3.1 Matières en suspension

Le mécanisme d'enlèvement des MES est principalement physique (sédimentation, décantation, filtration). Ces mécanismes ne sont pas très sensibles aux changements de température. Certaines études ont remarqué une augmentation de la concentration des MES à l'effluent pendant les périodes hivernales. Ceci est principalement dû au temps de rétention plus élevée en hiver et au faible débit à l'effluent en hiver (Wang et al., 2019). Le colmatage des marais filtrants est un phénomène peu étudié dans la littérature. La durée des études de recherche ne permet pas d'étudier le phénomène de colmatage à long terme. En effet, souvent les études durent dans les environs de

3 à 5 ans ce qui ne permet pas à un important phénomène de colmatage de se développer. Le colmatage du marais filtrant peut-être provoqué par l'accumulation de la matière organique, mais aussi de la matière inorganique (Kadlec et Wallace, 2009).

2.2.3.2 Matière organique

Les analyses en DBO_5 et en DCO sont des mesures qui permettent de caractériser la concentration de la matière organique des eaux usées. La DBO_5 , demande biochimique en oxygène, est une analyse de la consommation d'oxygène des microorganismes en incubation sur une période de 5 jours. La DCO, demande chimique en oxygène, est une mesure de la quantité d'oxydant chimique, généralement du dichromate de potassium, requis pour oxyder la matière organique d'un échantillon. Ces mesures peuvent être faites sur l'échantillon total ou la fraction filtrée de l'échantillon. Le fractionnement de la DCO est présenté à la Figure 2-5 (Yves Comeau, Communications personnelles, 2019).

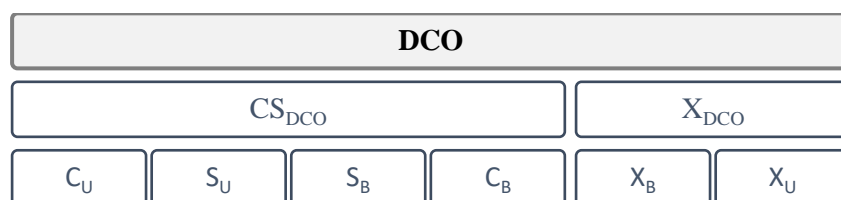


Figure 2-5 Fractionnement simplifié de la matière organique en unités DCO

C : Colloïdale S : Soluble X : Particulaire

U : Non biodégradable B : biodégradable

(Comeau, 2019)

Les eaux qui contiennent beaucoup de substances humiques ont une DCO beaucoup plus élevée comparativement à la concentration de la DBO_5 (Kadlec & Wallace, 2009). Pour des eaux usées municipales, le ratio entre la DCO et la DBO_5 se trouve aux alentours de 0.5 g DBO_5 /g DCO (Yves Comeau, Communications personnelles, 2019). Pour le lixiviat, ce ratio varie entre 0.6 et 0.05 g DBO_5 /gDCO dépendant d'âge du lieu d'enfouissement (Tchobanoglous et al., 1993).

La fraction soluble biodégradable est la fraction la plus rapidement biodégradable. La fraction colloïdale et la fraction particulaire sont les fractions qui sont plus lentement biodégradables (Yves Comeau, Communications personnelles, 2019). Les plantes du marais filtrant requièrent une source de carbone pour leur croissance. La communauté microbienne du marais filtrant dégrade la matière organique des eaux usées et produit du CO_2 , selon différents processus biologiques. Les

plantes du marais filtrant utilisent le CO_2 pour faire de la photosynthèse (Kadlec & Wallace, 2009). Les processus de transformation et métabolisation du carbone dans un marais filtrant sont illustrés à la Figure 2-6.

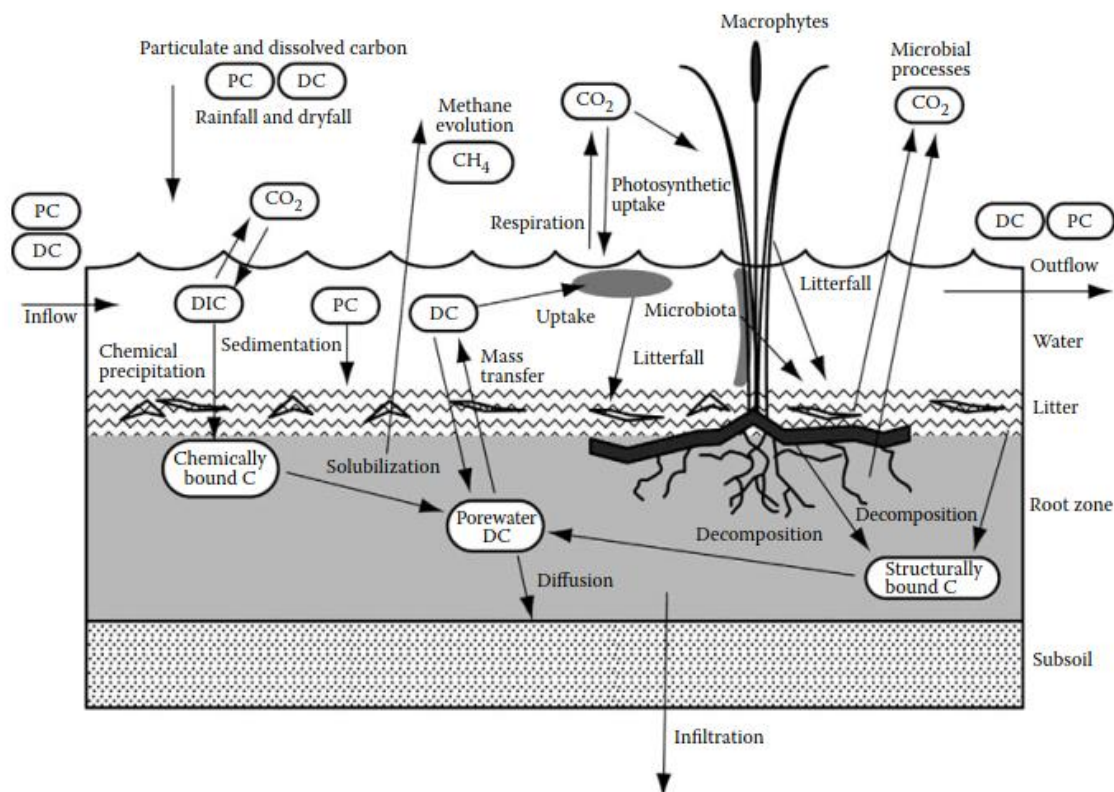


Figure 2-6 Processus de stockage et de transfert du carbone dans un marais filtrant

DC : Carbone dissous PC : Carbone particulaire

DIC : Carbone inorganique dissous DOC : Carbone organique dissous

(Kadlec & Wallace, 2009)

2.2.3.3 Azote

Les lixiviats peuvent contenir des concentrations en azote ammoniacal de l'ordre de 1000 mg/L (Kadlec & Wallace, 2009). Généralement, l'enlèvement de l'azote dans un marais filtrant ne peut pas être effectué de manière efficace dans une seule unité. Parmi les différents types marais filtrants, les marais filtrants verticaux permettent le meilleur transfert d'oxygène (Kadlec & Wallace, 2009).

Les mécanismes pour l'enlèvement de l'azote sont régis par les phénomènes de volatilisation, d'ammonification, d'adsorption dans la matrice du marais filtrant, de capacité d'absorption par les

plantes et de nitrification/dénitrification. Le facteur limitant pour le dimensionnement de marais filtrants construits en climat froid est la nitrification, puisque celle-ci est grandement affectée par les changements de température (Wang et al., 2019).

Le fractionnement de l'azote est présenté à la Figure 2-7. L'azote total Kjeldahl regroupe l'azote organique et l'ammoniaque, et le reste de l'azote se trouve sous forme d'azote oxydé (nitrate et nitrite). Tel que mentionné précédemment, l'azote est un des composés les plus concentrés dans les jeunes lixiviats.

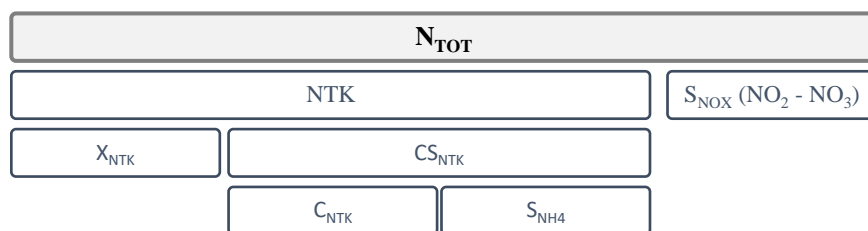


Figure 2-7 Fractionnement de l'azote
(Comeau, 2019)

Les différents principes du cycle de l'azote sont présentés à la Figure 2-8. Lorsque l'azote se transforme de sa forme d'azote ammoniacal en nitrites et en nitrates il est oxydé et perd des électrons. Lors de la dénitrification, l'azote est réduit et gagne des électrons. Ces principes d'état d'oxydation permettent de comprendre davantage ce qui se produit chez les microorganismes qui sont responsables des phénomènes de transformation de l'azote.

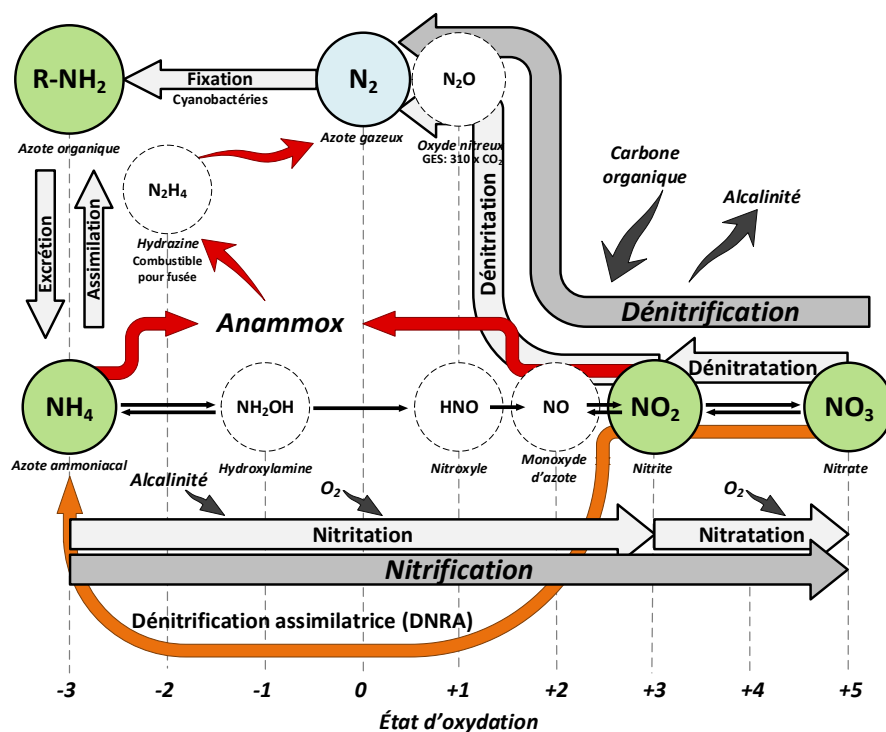


Figure 2-8 Formes de l'azote selon de degré d'oxydation. Adapté de (Stilianos, 2016)

Nitrification

L'enlèvement de l'azote dans un marais filtrant est réalisé principalement par l'enlèvement biologique à l'aide des bactéries nitrifiantes. L'azote organique doit être initialement minéralisé en azote ammoniacal. Les bactéries nitrifiantes peuvent ensuite métaboliser l'azote ammoniacal et le transformer en nitrites et en nitrates (Langergraber et al., 2019). L'enlèvement de l'azote, par voies biologiques, requiert une quantité d'oxygène assez importante, soit environ 4,33 g O₂/g N - NH₄ (Metcalf & Eddy-AECOM, 2014). Ainsi, L'aération est une bonne méthode pour améliorer le transfert d'oxygène et fournir suffisamment d'oxygène pour le traitement de lixiviat avec un marais filtrant. La charge en azote ammoniacal appliqué au marais filtrant, ainsi que la concentration en azote ammoniacal du lixiviat est des paramètres d'intérêt. Des concentrations supérieures à 300 mg/L d'azote ammoniacal peuvent causer de la toxicité aux plantes du marais filtrant. Ces concentrations peuvent même être inhibitrices aux bactéries nitrifiantes également. Une recirculation de l'effluent en amont du procédé est une manière de réduire les concentrations en azote ammoniacal du lixiviat alimenté au marais filtrant et de contrer les effets néfastes des hautes concentrations en azote (Langergraber et al., 2019 & Kadlec & Wallace, 2009). Il est important de bien vérifier si l'alcalinité du lixiviat est suffisante pour

permettre la nitrification du lixiviat. Si les demandes en alcalinité sont plus élevées, il faut considérer de faire l'ajout de chaux. Un ajout de chaux pourrait augmenter les risques de colmatage du marais filtrant (Langergraber et al., 2019). La demande en alcalinité de la nitrification est de 7,14 g $\text{CaCO}_3/\text{g NH}_4\text{-N}$ (Metcalf & Eddy-AECOM, 2014).

Dénitrification

Les exigences de rejets à l'environnement sont de plus en plus sévères. L'enlèvement total de l'azote est un critère qui peut être imposé aux lieux d'enfouissements techniques. Si tel est le cas, la dénitrification est nécessaire et les marais filtrants les plus souvent utilisés pour la dénitrification sont les marais filtrants à écoulement horizontal et les filtres plantés (Langergraber et al., 2019). Une des manières pour faire la dénitrification est de placer un marais filtrant anoxie en amont d'un marais filtrant aérobie. L'effluent du marais filtrant aérobie peut être recirculé en amont du marais filtrant anoxie. La recirculation est nécessaire puisque les bactéries dénitrifiantes ont besoin de matière organique pour réaliser la dénitrification et les eaux brutes qui arrivent vers les marais filtrants sont chargées en matière organique. Les bactéries dénitrifiantes peuvent ensuite transformer les nitrites et les nitrates en azote gazeux. Enfin, un des avantages de faire la dénitrification est l'ajout d'alcalinité, substance bénéfique pour la nitrification. Cette réaction permet d'ajouter une concentration de 3,57 g $\text{CaCO}_3/\text{g NO}_3\text{-N}$ dénitrifié en N_2 (Metcalf & Eddy-AECOM, 2014).

2.2.3.4 Phosphore

Les mécanismes d'enlèvement du phosphore sont l'absorption des plantes, la métabolisation par les microorganismes, l'adsorption par le média filtrant et la précipitation dans le milieu. La fraction du phosphore total qui est formé par les orthophosphates (o-PO_4) est la partie biodisponible aux bactéries et organismes vivants. Ainsi, l'enlèvement du phosphore sous cette forme est réalisé par les microorganismes et les plantes du marais filtrant. Le phosphore restant est enlevé par précipitation et adsorption sur le média filtrant (Wang et al., 2017). L'enjeu avec le phosphore pour le traitement de lixiviats est généralement la carence de ce nutriment et non l'excès. Ainsi, il est parfois nécessaire de faire l'ajout de phosphore pour s'assurer de fournir assez de nutriments essentiels aux microorganismes. Le phosphore total qui n'est pas sous la forme d' o-PO_4 précipite dans le marais filtrant. La coprécipitation du fer avec le phosphore est aussi un phénomène qui est observé dans les marais filtrants (Mulamootti et al., 1998).

Le fractionnement du phosphore est présenté à la Figure 2-9. La fraction particulaire et colloïdale (XC_P) du phosphore est celle qui peut former des précipités dans le marais filtrant. La fraction qui est biodisponible est la partie soluble (S_P).



Figure 2-9 Fractionnement du phosphore
(Yves Comeau, Notes de cours CIV8220, 2019)

2.2.3.5 Enlèvement des métaux

Les métaux sont principalement absorbés par les tissus racinaires des plantes et l'absorption est affectée par la température. En été, l'absorption est meilleure qu'en période hivernale lorsque les températures sont froides. L'absorption est aussi meilleure lors de la période de croissance de la plante (Wang et al., 2017). Cependant, dans le lixiviat, certains métaux sont en concentrations assez élevées pour dépasser les limites de capacité d'absorption de la plante. Le fer est un de ces contaminants et il pose un enjeu pour le traitement par marais filtrants des lixiviats.

2.2.4 Conception des marais filtrants

Pour le traitement de lixiviats, les marais filtrants sont généralement dimensionnés en tenant compte des contaminants les plus concentrés soient l'azote sous sa forme de NTK et la matière organique mesurée en unités DCO et DBO₅. L'azote ammoniacal est un contaminant d'intérêt dans le traitement de lixiviats de lieux d'enfouissement technique (Langergraber et al., 2019). Concevoir un marais filtrant pour le traitement de lixiviats implique de prendre en considération des aspects supplémentaires comparativement au traitement conventionnel d'eaux usées municipales en marais filtrants. Les eaux des lixiviats ont une chimie beaucoup plus complexe et des concentrations en contaminants beaucoup plus élevées. Le livre de Kadlec & Wallace (2009) souligne quelques considérations importantes à prendre en compte. (1) Les débits d'eau peuvent parfois être faibles. Ces débits peuvent être influencés par l'évapotranspiration dans les marais et aussi par la pluie. Il y a donc une variabilité de débits à considérer. (2) La survie des plantes dans un marais filtrant irrigué par du lixiviat est un enjeu. (3) Les concentrations en azote ammoniacal qui sont très élevées. (4) La présence d'hydrocarbures volatiles (ex. BTEX) et de composés

toxiques traces (HAP et BPC). (5) L'enlèvement de quantités importantes de fer et l'enlèvement de métaux traces. (6) La sensibilité des courants d'eau récepteurs de l'effluent (Kadlec & Wallace, 2009).

Le choix de la technologie de traitement et du dimensionnement du marais filtrant se base sur la destination de l'eau au moment du rejet. Le lixiviat peut être rejeté dans un égout municipal et dans un tel cas les objectifs de rejet vont être de traiter l'eau à un niveau acceptable pour un égout sanitaire ou pluvial. Parfois ces eaux peuvent être utilisées comme eaux fertilisantes pour les terres agricoles. La concentration de la DBO₅ doit être réduite au maximum et les concentrations en nutriments vont dépendre des besoins en fertilisant. Le rejet d'un lixiviat dans un milieu aquatique de la région nécessite souvent le traitement le plus extensif pour arriver à respecter les objectifs de rejet imposés. Une considération pour le dimensionnement d'un marais filtrant est la réduction des équipements d'opération et électromécaniques. En effet, les lieux d'enfouissement techniques sont des lieux qui continuent à générer du lixiviat pendant des nombreuses années après leur exploitation. Ainsi, il est préférable de réduire le nombre d'équipements mécaniques pour rendre le procédé le plus passif possible. De cette manière, la maintenance en continu n'est pas nécessaire pour assurer le bon fonctionnement du traitement, car ce sont souvent ces équipements mécaniques qui brisent (Langergraber et al., 2019).

2.2.4.1 Demande en oxygène

La demande en oxygène du lixiviat est un critère important pour le dimensionnement et pour assurer l'efficacité du traitement. La quantité d'oxygène nécessaire doit être calculée sur la base de l'enlèvement la matière organique biodégradable et de l'azote ammoniacal qui est requis. Les taux de transfert d'oxygène dans les marais filtrants sont documentés dans la littérature dans le livre de Kadlec et Wallace (2009).

Une des méthodes pour maximiser le transfert d'oxygène est l'utilisation de systèmes d'aération dans les marais filtrants. Une illustration d'un marais filtrant aéré est présentée à la Figure 2-10.

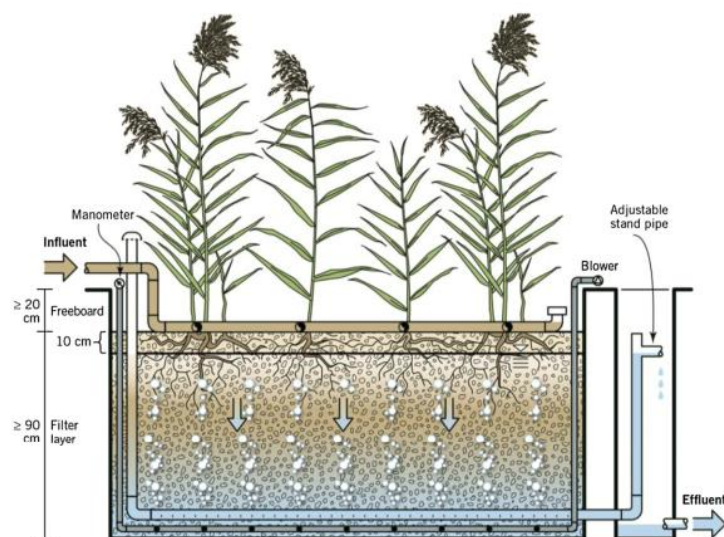


Figure 2-10 Vue en coupe d'un marais filtrant vertical aéré (Dotro et al., 2017)

Les conduites d'aération sont placées à la base du marais filtrant et une soufflante permet de fournir un débit d'air constant. Pour un marais filtrant à écoulement vertical, les bulles d'air montent en sens inverse à l'écoulement du lixiviat à travers le média filtrant. Les marais filtrants construits avec aération forcée permettent de traiter une plus grande charge de contaminants dans un plus petit volume (Kadlec et Wallace, 2009). De plus, le traitement de lixiviats qui est fortement concentré en azote ammoniacal nécessite beaucoup plus d'oxygène et d'alcalinité (DWA, 2017).

2.3 Prétraitement du lixiviat

Les concentrations en fer sont élevées dans le lixiviat. L'enlèvement du fer est nécessaire afin d'assurer le bon fonctionnement à long terme du marais filtrant. Dans cette section il est question des procédés de prétraitements potentiels qui peuvent être utilisés pour l'enlèvement du fer.

2.3.1 Fer dans le lixiviat et niveaux d'oxydation

Le fer est un composé essentiel à la vie des êtres vivants sur la terre. Les humains, les animaux et également les plantes nécessitent du fer pour survivre. À la base, le fer n'est pas une substance très nocive pour l'environnement, même à des concentrations élevées. Dans les lixiviats les concentrations de fer peuvent être extrêmement élevées et s'élèvent parfois à des valeurs de l'ordre de 500 mg/L (Kadlec et Wallace, 2009). Les déchets contiennent beaucoup de matériaux métalliques qui contiennent énormément de fer. Dans les conditions anaérobies du lieu d'enfouissement, ces matériaux se décomposent et le fer se solubilise dans l'eau.

En absence d'oxygène le fer est présent dans la molécule du $\text{Fe}(\text{OH})_2$, appelé hydroxyde de Fe(II), et possède un degré d'oxydation de +2, soit du Fe(II). Cependant, lorsque l'oxygène redevient disponible à nouveau, le fer s'oxyde à son degré d'oxydation de +3, soit du Fe(III), et cette réaction produit du $\text{Fe}(\text{OH})_3$, appelé hydroxyde Fe(III). L'hydroxyde Fe(III) est une substance particulière non soluble dans l'eau, alors que le Fe(II) est la forme soluble (Langergraber, 2019).

Une manière pour mieux illustrer les différentes formes de fer qui peuvent se retrouver dans un milieu aqueux est l'utilisation des diagrammes de Pourbaix. Les diagrammes de Pourbaix mettent en relation le potentiel d'électroconductivité et le pH de la solution dans laquelle se trouve le métal. Les courbes sur le diagramme dépendent des propriétés thermodynamiques des réactions, de la concentration des ions métalliques et de la température. Ils sont utilisés pour prédire quel est le composé métallique présent en majeure concentration dans un milieu aqueux. Les courbes sur les diagrammes sont la frontière pour laquelle, à un potentiel d'électroconductivité et un pH donné, les composés de chaque côté de cette courbe sont présents à une concentration de 50%, pour une réaction est à l'équilibre. Les diagrammes de Pourbaix ne tiennent pas compte de la cinétique des réactions, ils sont construits pour les réactions à l'équilibre (Lemaitre et al., 2006).

Le diagramme de Pourbaix du fer dans une solution aqueuse est présenté à la Figure 2-11. Ce diagramme est valide pour une concentration molaire en fer de 10^{-6} et une température de 25°C (Pourbaix, 1974).

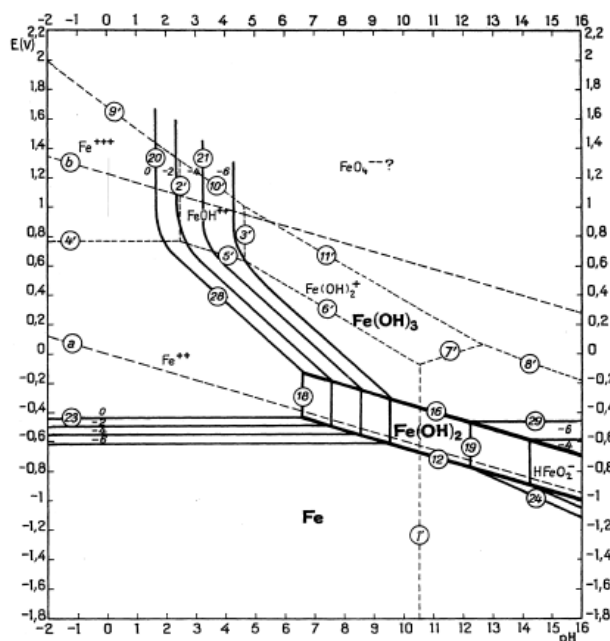


Figure 2-11 Diagrammes de Pourbaix du fer en solution aqueuse à $T=25^{\circ}\text{C}$ & $[\text{Fe}]=10^{-6}\text{ M}$

2.3.2 Fer dans les marais filtrants

L'hydroxyde Fe(III) est de l'oxyde de fer hydraté, un ocre ferreux, qui peut adhérer facilement aux surfaces. Dans un marais filtrant, lorsque les conditions sont favorables au transfert de l'oxygène, cet ocre ferreux s'accumule sur la surface des roches du média filtrant. Les précipités de fer sont des masses rougeâtres gélatineuses qui avec le temps peuvent bloquer les pores du marais. Le colmatage du marais filtrant par l'accumulation de fer est un enjeu pour le traitement de lixiviat. Dans le projet de Nivala et al., réalisé avec un marais filtrant à écoulement vertical pour le traitement de lixiviat, les lignes d'aération et le média filtrant du marais filtrant se sont colmatés 18 mois après le démarrage du système (Nivala et al., 2005). Par ailleurs, les études sur les marais filtrants pour lesquels le fer a été caractérisé ne spécifient pas la forme sous laquelle le fer se retrouve. Souvent les échantillons d'eau aussi fortement contaminés sont analysés sur l'échantillon filtré. Cependant, le facteur entre le fer soluble et le fer particulaire est parfois même de l'ordre des centaines (Kadlec et Wallace, 2009).



Figure 2-12 Accumulation de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ à la surface du média filtrant du marais filtrant – Taille du gravier : 2mm - 6mm (Nivala, 2005)

La réaction d'oxydation du fer est une réaction biochimique. En effet, il y a certains types de bactéries qui peuvent oxyder le fer réduit Fe^{2+} . Pour se faire, ces bactéries vont réduire les nitrates en nitrites. Des bactéries comme les *Leptothrix ochracea* et les *Spirophyllum ferrugineum* sont capables d'utiliser l'énergie de la réaction d'oxydoréduction des couples redox du $\text{Fe}^{2+}/\text{Fe}^{3+}$ et du $\text{NO}_3^-/\text{NO}_2^-$ pour leur métabolisme (Weber et al., 2002 & Kadlec et Wallace, 2009). Le lixiviat contient généralement des hautes concentrations en alcalinité. Les réactions au Tableau 2-3 sont valides pour des concentrations en alcalinité qui sont élevées dans des conditions anaérobies. Autrement, la réaction de formation du $\text{Fe}(\text{O})\text{OH}$ produit de l'acidité dans le milieu, ceci se produit lorsque le ratio entre le Fe et le CaCO_3 est supérieur à 1.1 (Younger et al., 2002).

Le fer peut aussi subir d'autres types de transformations dépendement de la disponibilité des autres substances dans le marais filtrant. Le fer peut aussi précipiter avec les hydroxydes de phosphore pour former des orthophosphates de fer (FePO_4) (Kadlec et Wallace, 2009).

Lorsque les conditions dans le marais filtrant sont anaérobies, les conditions peuvent devenir favorables pour la croissance des bactéries sulfatoréductrices (BSR). Ces bactéries sont capables de réduire le soufre des sulfates (SO_4^{2-}), avec un état d'oxydation de +4, pour produire du sulfure d'hydrogène (H_2S). L'état d'oxydation du soufre dans le H_2S est de +2. Le H_2S est le gaz responsable de la corrosion des tuyaux dans les réseaux d'égout. Ce gaz réagit avec le fer pour former du FeS , un composé solide ayant une faible solubilité dans l'eau. Une étude réalisée en Ontario, portant sur la réaction de sulfatoréduction en période hivernale, a montré que les bactéries sulfatoréductrices peuvent survivre même à des températures de 1°C (Fortin et al., 2000).

Les constantes de solubilité (Kps) pour les réactions du fer en conditions aérobie et anaérobie sont aussi présentées au Tableau 2-3. Chaque substance peut être caractérisée par sa constante de solubilité qui permet de prédire quel est le pourcentage du composé qui est solubilisé dans un solvant.

Tableau 2-3 Composés ferriques produits selon les conditions de disponibilité de l'oxygène

Conditions	Composés présents	Réactions	Composé produit
Aérobie	Oxygène O_2	$Fe^{2+} + \frac{1}{4}O_2 + H^+ \rightarrow Fe^{3+} + \frac{1}{2}H_2O$ $Fe^{2+} + \frac{1}{4}O_2 + 2HCO_3^- \rightarrow Fe(O)OH + 2CO_2 + \frac{1}{2}H_2O \quad (1)$	Hydroxyde Fe(III) $Fe(O)OH$ ou $Fe(OH)_3$ $K_{ps_{Fe(OH)_3}} = 2,64 \times 10^{-39} \quad (2)$
Anaérobie	Sulfates SO_4^{2-}	$2CH_2O + SO_4^{2-} + 2H^+ \rightarrow Fe^{3+} + \frac{1}{2}H_2O$ $Fe^{2+} + H_2S \rightarrow FeS + 2H^+ \quad (3)$	Sulfure Fe(II) ou Pyrite FeS $K_{ps_{FeS}} = 6,00 \times 10^{-19} \quad (2)$

(1) Réaction valide seulement à de hautes concentrations en alcalinité (Kadlec et Wallace, 2009)

(2) Housecroft et Sharpe, 2005

(3) Gibert et al., 2002

Une étude réalisée en Ontario a montré que la majorité des composés ferriques était des précipitées d'hydroxyde Fe(III), des sulfures de Fe(II) ou attaché sur la matière organique. Dans un des marais filtrants, les concentrations en fer étaient corrélées avec les concentrations en pyrite et dans les trois autres marais filtrants il y avait une corrélation avec celle de la silice (Younger et al. 2000).

2.3.3 Procédés de prétraitement du lixiviat

Les procédés de prétraitement qui existent pour le traitement du fer peuvent être classés dans deux catégories majeures, soient procédé aérobie ou anaérobie. Dans cette partie du chapitre, une revue de la littérature est présentée sur les différents procédés existants. Les efficacités de traitements de ces différents types de procédés sont présentées au Tableau 2-4.

Tableau 2-4 Efficacités pour l'enlèvement du fer et de la DCO de différents traitements

Procédé	Type d'eau	Concentration		Efficacité d'enlèvement		Notes supplémentaires	Source
		DCO	Fe	DCO	Fe		
		mg/L	mgFe/L	% [gDCO/gDCO]	% [gFe/gFe]		
UASB	Lixiviat	3100-1900	15,0-27,1	50-75%	50-78%		Kettunen et al., 1997
Ajout de Chaux	Lixiviat	140	5	23%	77%	Dose de Ca(OH) ₂ : 6 mg/L	Bada et al., 2010
Aération et décantation	Lixiviat	-	21	-	57%		Nivala et al., 2005
RF	Lixiviat	1533-2580	4,1-19,5	-	80-90%		Aziz et al., 2004
PBR	Drainage minier neutre	-	-	-	78%	Salinité de l'eau : 25 mg/L Température : 22°C	Ben Ali et al., 2019

2.3.3.1 Procédés aérobies

Les procédés aérobies incluent les procédés qui font l'enlèvement du fer par oxydation et transformation en hydroxydes Fe(III). L'aération et la décantation, ainsi que l'ajout de chaux sous la forme de Ca(OH)_2 sont les deux procédés qui sont présentés dans cette section.

2.3.3.1.1 Aération et décantation

L'utilisation de l'aération et de la décantation du fer est une méthode d'enlèvement assez souvent utilisé pour le prétraitement de lixiviats en amont de marais filtrants. La mise en place de ce type de système ne nécessite pas des modifications majeures au design du procédé de marais filtrant (Langergraber, 2019).

Une des manières de faire de l'aération passive des eaux est l'utilisation de cascades d'aération suivie par un bassin de sédimentation. Les cascades sont des constructions sous forme d'escalier sur lequel l'eau doit s'écouler. L'épaisseur de l'eau doit respecter une certaine valeur limite afin de permettre l'oxygénation du film d'eau. Également, l'eau doit s'écouler en régime turbulent pour favoriser, encore une fois, le transfert d'oxygène.

Les cascades ont été utilisées dans un projet à Isanti Chisago pour l'aération d'un lixiviat et la décantation des floccs ferreux a été réalisée dans un bassin de sédimentation en aval (Loer et al., 1999).



Figure 2-13 Cascades de Isanti Chisago (Kadlec et Wallace, 2009)

Aération par cascade et bassin de sédimentation pour le prétraitement de lixiviat, d'un lieu d'enfouissement technique à Isanti Chisago, destiné au traitement par plantation filtrante. L'utilisation de la cascade permet de favoriser la formation de floccs d'hydroxydes Fe(III) et de faire la décantation de ces floccs par la suite. Pour ce projet, la taille du bassin de sédimentation a été déterminée en fonction des taux de décantation du fer (Kadlec et Wallace, 2009).

2.3.3.1.2 Ajout de chaux

La chaux est un produit chimique basique utilisé comme agent de précipitation. La formule chimique de la chaux est Ca(OH)_2 . Pour le traitement de lixiviat de lieux d'enfouissement, ce produit est principalement efficace pour le traitement des contaminants métalliques (Bada et al., 2010). Sur le diagramme de Pourbaix de la Figure 2-11, une augmentation du pH amène à favoriser la formation d'hydroxyde de Fe(III). Dans l'étude de Bada et al., l'ajout de 6 mg/L de Ca(OH)_2 a permis de faire un enlèvement moyen de 77% du fer d'un lixiviat de lieu d'enfouissement. La chaux peut aussi être utilisée pour faire l'enlèvement de la DCO par précipitation (Kargi et al., 2003).

2.3.3.2 Procédés anaérobies

L'enlèvement du fer dans les procédés anaérobies étudiés dans cette section est basé sur le principe de sulfatoréduction. Les procédés présentés sont le *Passive biochemical reactor* (PBR), le *Upflow anaerobic sludge blanket* (UASB) et le *Roughing filter* (RF).

2.3.3.2.1 Passive biochemical reactor

La réaction de sulfatoréduction est le principe de base sur lequel est fondé le procédé du PBR (Widdel, 1988). Ce type de procédé est utilisé pour le traitement de drainage minier acide ou neutre. Le PBR est un type de réacteur passif qui est composé d'un mélange de matériaux. Le média filtrant du PBR est généralement composé de copeaux de bois (source de matière organique), de roche calcaire (agent permettant de neutraliser les pH trop faible), de fumier (inoculum pour les bactéries sulfaoréductrices) et de sable (matériaux de structure inerte) (Ben Ali et al., 2019).

Tout comme le lixiviat, les eaux de drainage minier sont fortement chargées en matériaux métalliques et surtout en fer. Le drainage minier contient également des sulfates et une haute

salinité. Ces similarités entre les types d'eaux usées ont amené à considérer cette technologique pour l'enlèvement du fer des lixiviats. L'électroconductivité du drainage minier acide peut aller à des valeurs de $44,7 \pm 0,7$ mS/cm (Ben Ali et al., 2019). La teneur en sodium (Na) et les mesures d'électroconductivité sont deux manières pour mesurer la salinité d'une eau. Les lixiviats ont des valeurs d'électroconductivité similaires. Cependant, la concentration en fer du drainage minier acide ou neutre est, en moyenne, beaucoup plus élevée que les concentrations en fer des lixiviats. La concentration en fer des eaux de drainage minier acide/neutre est parfois à des valeurs de 100 g/L (Nordstrom et al., 2015).

Une étude réalisée en 2019 par Ben Ali et al. rapporte que l'efficacité d'enlèvement du fer dans une eau de drainage minier neutre salé était de 78%. Dans la même étude, l'efficacité d'enlèvement du fer rapporté pour un drainage minier neutre non salé était 87%. D'autres études rapportent des efficacités d'enlèvement du fer encore plus élevées. Par exemple, l'efficacité de l'enlèvement du fer du PBR de Reisman et al. est de 98% pendant la première année d'opération (Reisman et al., 2002).

2.3.3.2.2 *Upflow anaerobic sludge blanket*

Le UASB est un réacteur anaérobie qui pourrait être utilisé pour favoriser la réaction de sulfatoréduction et l'enlèvement du fer. Un article publié en 1997 par Kettunen et al., porte sur le réacteur UASB pour le traitement de lixiviats. La concentration initiale du fer du lixiviat était de $19,6 \pm 5,6$ mg/L. Le réacteur a été opéré pendant 226 jours et l'enlèvement du fer était de 73% après 71 jours, 78% après 135 jours et 50% après 226 jours (Kettunen et al., 1997).

Le réacteur UASB permet aussi la récupération du méthane. Kettunen et al., ont obtenu une production de 320 ml CH₄ gCOD_{enlevé}⁻¹. La concentration du biogaz avait une concentration en méthane variant entre 65% et 85% v/v.

Le UASB est un réacteur anaérobie très populaire et aujourd'hui environ 90 % des réacteurs anaérobies sont de ce type. Il a été développé à l'université de Wageningen aux Pays-Bas dans les années 1970 (van Haandel et al., 2019).

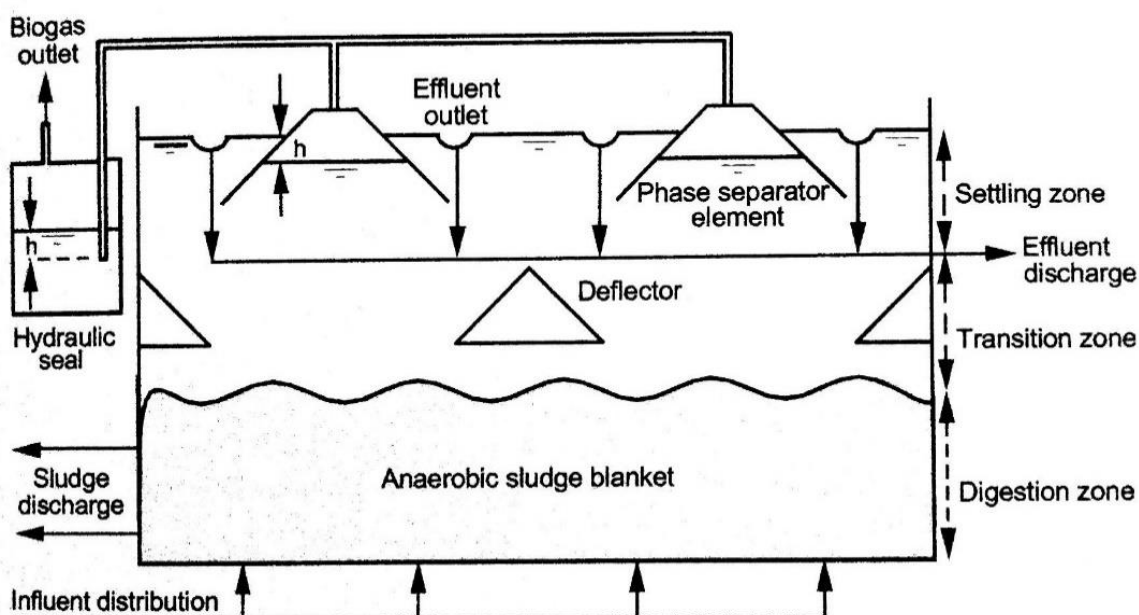


Figure 2-14 Configuration d'un réacteur UASB – Vue en coupe (van Haandel et al., 2019)

L'écoulement dans ce réacteur est effectué du bas vers le haut et l'eau passe à travers un lit de boues granulaires qui permet de faire le traitement anaérobie. Les gaz de la digestion sont collectés par des collecteurs coniques, situés dans la partie supérieure du réacteur, tel qu'illustré à la Figure 2-14. Les collecteurs de gaz sont des séparateurs de phase puisqu'ils permettent de séparer la phase liquide de la phase gazeuse. Les déflecteurs sont présents pour éviter que les gaz s'échappent. Il y a aussi une zone de transition qui permet aux boues granulaires de décanter en même temps que le liquide monte. Les boues peuvent décanter, puisque le diamètre augmente dans la direction de la montée du liquide et la vitesse diminue. La protection hydraulique qui est installée à l'effluent gazeux des collecteurs de gaz sert à augmenter la grandeur de la chambre de gaz. La hauteur de la chambre de gaz est régulée avec cette protection hydraulique. La fonction de la chambre de gaz est d'empêcher que les tuyaux collecteurs des gaz se bouchent. En effet, il arrive qu'il y ait une accumulation de boues non décantables flottant à la surface de l'eau sous les collecteurs causés par la montée des gaz qui peuvent emporter certaines particules de l'eau. Ces boues accumulées peuvent causer le colmatage de la conduite de l'effluent gazeux. La purge des boues est aussi une considération importante pour ce type de système puisqu'avec le temps les boues s'accumulent. Cette accumulation cause du relargage de boues à l'effluent liquide ce qui n'est pas souhaitable (van Haandel et al., 2019).

2.3.3.2.3 *Roughing filter*

Le RF est un réacteur anaérobie, souvent utilisé comme prétraitement pour les eaux usées. Ces réacteurs sont souvent utilisés pour la séparation de la matière particulaire fine. Le réacteur est formé de plusieurs couches de roches de différentes granulométries (Nkwonta et al., 2009). L'enlèvement dans ces réacteurs est principalement physique, mais ils peuvent aussi jouer un rôle de réacteur biologique et faire un enlèvement partiel de la matière organique dissoute (Wegelin, 1996). L'écoulement dans ces réacteurs peut être vertical en écoulement vers le bas ou vers le haut et il existe également des conceptions de RF à écoulement horizontal. Une illustration des différentes configurations d'écoulements est présentée à la Figure 2-15 (Wegelin, 1996).

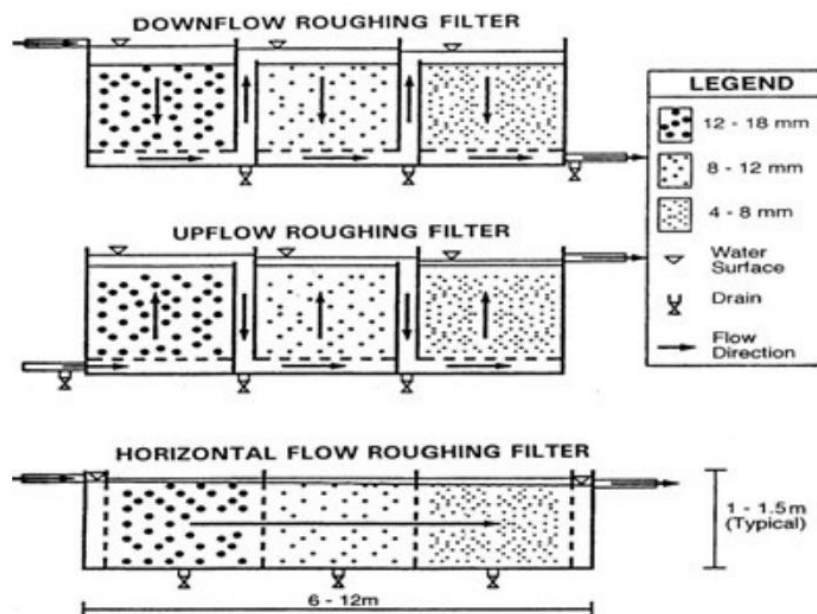


Figure 2-15 Schéma de l'écoulement dans différents types de réacteurs RF (Wegelin, 1996)

(1) à écoulement vertical vers le bas

(2) à écoulement vertical vers le haut

(3) à écoulement horizontale

Le média de filtration utilisé dans ce type de réacteur est communément du sable ou du gravier (Graham, 1988). Le réacteur est généralement composé de plusieurs cellules et rempli de média filtrant de granulométrie différente. La granulométrie du média diminue en taille dans la direction

de l'écoulement. Les roches de plus grande taille fournissent une plus grande capacité de stockage pour les matières plus grossières. Les roches de plus petite granulométrie augmentent l'efficacité de l'enlèvement grâce à la grande surface de contact (Boller, 1993). Il y a plusieurs types de matériaux qui peuvent être utilisés comme média tel que du gravier, de la roche concassée, des matériaux plastiques, etc. Le type de matériaux filtrant utilisé dans les RF doit être insoluble et inerte. La rugosité et la forme des constituants du média filtrant n'influencent pas grandement l'efficacité de traitement. La taille typique des roches d'un RF est présentée à la Tableau 2-5 (Nkwonta et al., 2009).

Tableau 2-5 Granulométrie typiques du média d'un RF (Nkwonta et al., 2009)

Type de média	Taille des roches dans les différents compartiments (mm)		
	1 ^{ier}	2 ^e	3 ^e
Grossier	24-16	18-12	12-8
Normal	18-12	12-8	8-4
Fin	12-8	8-4	4-2

Un des matériaux qui peut être employé dans les RF est la roche calcaire. Les matériaux à base de carbonate de calcium sont utilisés pour le traitement des eaux usées industrielles et particulièrement pour l'enlèvement des métaux. La roche calcaire est une source de carbonate de calcium et ces matériaux sont peu coûteux (Komnitsas et al., 2004). Cependant, l'efficacité de ces matériaux pour l'enlèvement du fer est grandement affectée par le pH, la concentration de la matière organique de l'eau et la concentration d'autres cations (Nano et al. 2006). La précipitation de l'hydroxyde de fer à la surface de matériaux de carbonate de calcium est favorisée lorsque le pH est supérieur à 9 (Stumm et al., 1996). La matière organique en solution va former des complexes avec les métaux et affecter l'efficacité de traitement de ce type de matériau. La matière organique interagit également avec les matériaux de carbonate de calcium et réduit la surface de contact disponible pour la réaction avec les métaux (Lee et al., 2005 & Rose et al. 2003). La concentration d'autres cations influence aussi l'efficacité d'enlèvement du fer. Ainsi, plus la charge ionique de l'eau est élevée plus l'efficacité de l'enlèvement du fer est faible (Anirudhan et al., 2011).

Dans le RF, l'efficacité de l'enlèvement de la matière particulaire est affectée par la taille du média, l'utilisation de plusieurs cellules avec plusieurs granulométries différentes et la longueur du filtre

(Wegelin, 1996). La vitesse de filtration doit permettre un écoulement laminaire et des faibles vitesses de filtration sont recommandées. La vitesse de filtration recommandée est de 1 m/h afin de permettre une bonne distribution à travers le média filtrant et éviter la formation de courants préférentiels. À des vitesses de 2 m/h, les particules grossières ont tendance à pénétrer plus profondément dans le lit du média filtrant et affecter l'efficacité de traitement par le colmatage (Wegelin et al., 1986). Cependant, des vitesses d'opération variant entre 1,5 et 3 m/h peuvent être utilisées et permettent un enlèvement efficace des métaux tels que le manganèse ou le fer (Hatva, 1988).

CHAPITRE 3 MÉTHODOLOGIE

Afin de répondre aux trois objectifs spécifiques, trois grandes étapes ont été suivies tout au long du projet. Dans ce chapitre, une explication de la méthodologie est présentée dans chaque section, chacune pouvant être associée à un objectif spécifique. Un résumé des objectifs spécifiques du projet est schématisé à la Figure 3-1. La présélection des procédés était basée sur la revue de la littérature et la nature du lixiviat à traiter. Cette étape était suivie de l'expérimentation au laboratoire pour chaque procédé choisi. Enfin, une analyse comparative des procédés a permis d'évaluer les différences des procédés. L'analyse comparative a également permis de prendre une décision sur le choix du meilleur procédé de prétraitement dans le contexte de ce projet.

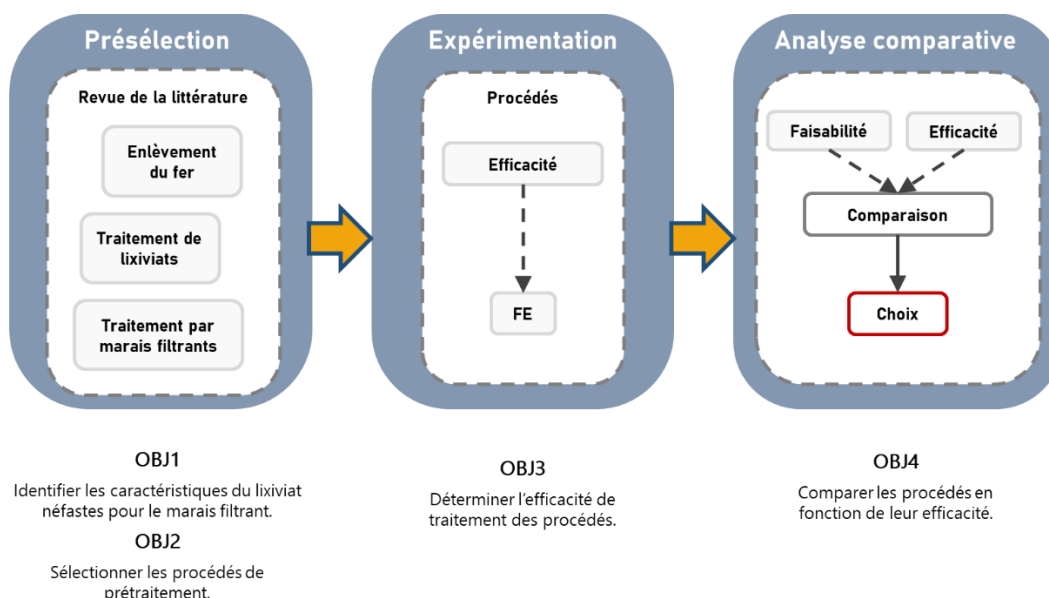


Figure 3-1 Schématisation des objectifs en fonction des étapes du projet

L'échéancier des expériences est présenté au Tableau 3-1 Échéancier de l'expérimentation. Les réacteurs du UASB et du RF ont été arrêtés en début mars 2020 et n'ont pas pu être repartis par la suite. Les réacteurs auraient dû être repartis pour une deuxième série d'analyse pendant le mois d'avril. Un deuxième débit devait être testé afin d'avoir un comparatif avec les résultats de la première série d'analyses. Cependant, le confinement à cause de la Covid-19 nous a poussés à arrêter l'expérimentation complètement.

Tableau 3-1 Échéancier de l'expérimentation

Procédés	Réalisation et type de tâches	Session			
		H-2019	E-2020	A-2020	H-2020
A & D	Présélection et expérimentation				
A & D & C	Présélection et expérimentation				
PBR	Présélection				
	Dimensionnement et construction				
	Expérimentation				
UASB & RF	Présélection				
	Dimensionnement et construction				
	Expérimentation				

3.1 Présélection

Le processus de présélection des procédés était basé sur deux principes d'enlèvement du fer, soient l'oxydation du fer et la sulfatoréduction. Une schématisation des différents procédés testés est présentée à la Figure 3-2, où les procédés sont classés selon ces deux principes de traitement.

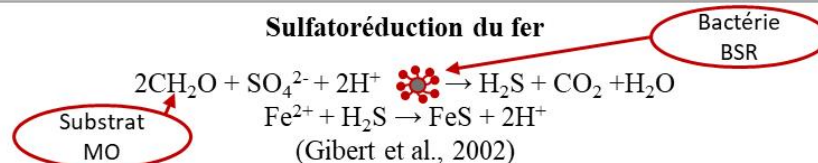
Principe #1: Enlèvement par voie physico-chimique
Conditions: Aérobie (OX)

Oxydation du fer

Aération (Ajout O_2) ou Augmentation du pH (Ajout $Ca(OH)_2$)
 $2Fe^{2+} + 3H_2O \rightarrow Fe_2O_3(s) + 6H^+ + 2e^-$
 (Pourbaix, 1966)

Principe #2: Enlèvement par voie biologique
Conditions: Anaérobie (AN)

Sulfatoréduction du fer



Procédés

Aération & décantation

Montage de l'aération

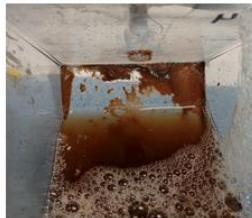


Montage de la décantation



Chaux

Précipitation du Fe_2O_3



Procédés

PBR

Montage au laboratoire



Média réactif

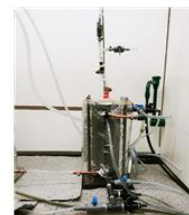


Précipitation du FeS



UASB

Montage au laboratoire



Roughing filter

Montage au laboratoire



Figure 3-2 Images des procédés testés au laboratoire selon le principe d'enlèvement du fer

Les efficacités d'enlèvement des procédés choisis, sur la base d'une revue de la littérature, sont présentées au Tableau 2-4 du Chapitre 2. Les procédés ont aussi été choisis sur la base de leur simplicité et en favorisant les procédés de type passif ou semi-passif. L'idée générale était de mettre en place un prétraitement qui pouvait bien s'agencer en amont de marais filtrants aérés, qui est une technologie semi-passive.

3.2 Expérimentation

Dans cette section, les procédés testés qui sont présentés sont l'aération et la décantation, l'ajout de chaux, les réacteurs du UASB et du RF. Une méthodologie de l'échantillonnage du lixiviat et des méthodes d'analyse au laboratoire est aussi décrite dans cette partie du rapport. Il est à noter que certaines données de l'expérience du réacteur PBR sont présentés à l'Annexe B. Les expériences réalisées avec le réacteur PBR ont servi de prétest pour les procédés du RF et du UASB, puisque ce sont tous des réacteurs anaérobies et le principe d'enlèvement du fer par sulfatoréduction est beaucoup plus documenté pour le traitement de drainage minier acide. Cependant, ce réacteur n'est pas adéquat pour le traitement de lixiviats, ainsi les résultats d'analyse ne sont pas pertinents. En effet, le réacteur du PRB est un procédé utilisé pour le traitement de drainage minier acide. Ce réacteur est composé de plusieurs médias comme les copeaux de bois, qui sont la source en carbone pour les bactéries. Le lixiviat est déjà fortement changé en matière organique et ne nécessite pas une source en carbone supplémentaire.

3.2.1 Lixiviat

Le lixiviat provenait du site d'enfouissement de Waste Management à Sainte-Sophie. Les endroits où le lixiviat a été échantillonné sont indiqués à la Figure 3-3. Les puits d'échantillonnage ne sont pas visibles à cette échelle sur l'image.

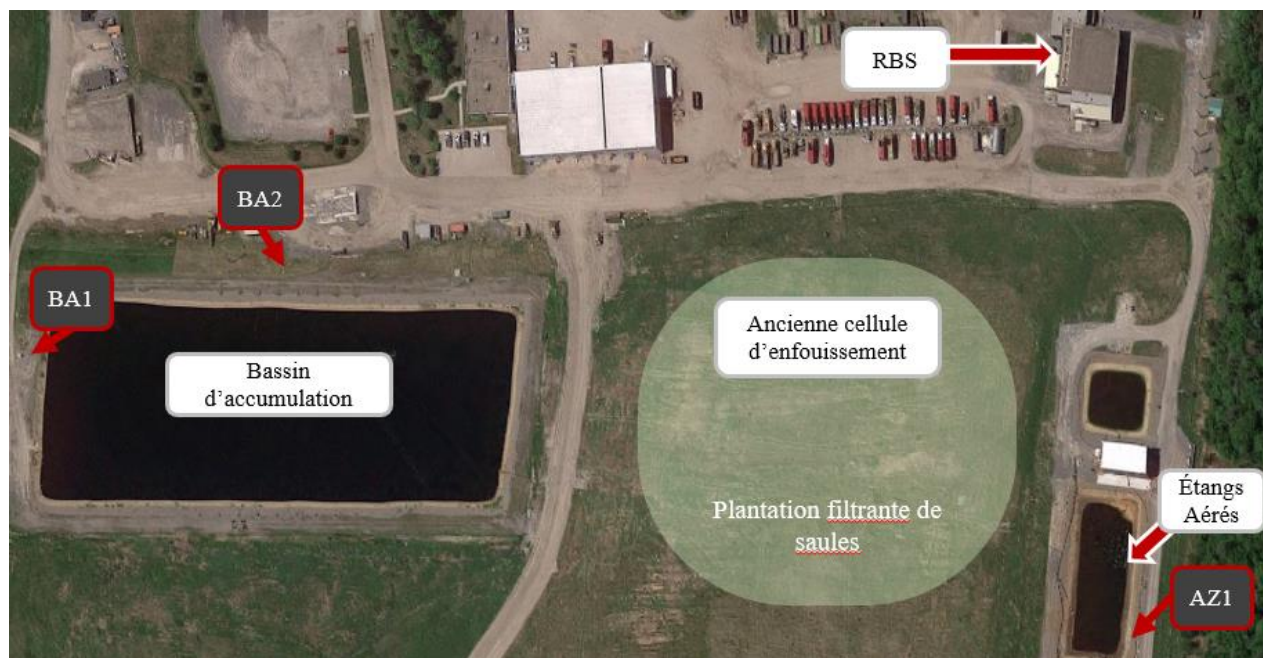


Figure 3-3 Vue aérienne du site de WM à Sainte-Sophie (Google Maps – 60 m)

Le bassin d'aération (BA) est alimenté en lixiviat au point BA1 (voir la Figure 3-3). La provenance et nature du lixiviat de cette alimentation change en fonction de la saison. En période estivale, seulement du lixiviat des jeunes cellules d'enfouissement est acheminé vers le BA. En période hivernale le lixiviat provenant des anciennes cellules d'enfouissement est mélangé au lixiviat du bassin d'accumulation, lixiviat provenant de jeunes cellules d'enfouissement. Ce lixiviat provenant des anciennes cellules est traité par des étangs aérés pendant la saison estivale. En effet, en hiver il fait trop froid pour permettre un traitement par étang aéré puisque le lixiviat est froid et n'atteint pas des températures optimales. Le puits d'échantillonnage AZ1 est celui du lixiviat provenant des anciennes cellules d'enfouissement. Le pourcentage volumique entre les deux types de lixiviats pendant la période de mélange est de 30% des anciennes cellules et 70% en lixiviat provenant des jeunes cellules.

Le BA est la première étape du traitement actuellement en place chez Waste Management pour le lixiviat provenant des nouvelles cellules. Ce bassin agit comme décanteur et permet de faire une certaine oxydation naturelle du lixiviat avant le procédé en aval. L'effluent du BA, représenté sur la Figure 3-3 par BA2, est acheminé vers le réacteur séquentiel biologique (RBS) pour le traitement principal.

Le procédé de prétraitement du lixiviat du marais filtrant doit permettre de traiter le lixiviat jeune. Ainsi, pour ce projet, le lixiviat a principalement été prélevé au niveau du puits BA1. Des barils de 200 L ont été utilisés pour l'échantillonnage du lixiviat. Les barils étaient entreposés à Polytechnique dans une chambre froide maintenue à une température de 4 °C. Les détails sur l'échantillonnage et la nomenclature utilisée pour désigner les échantillons sont présentés au Tableau 3-2. Deux événements d'échantillonnage sont manquants dans le tableau ci-dessous, puisque l'eau de ces échantillonnages a été utilisée pour les essais avec le réacteur PBR. Tel que mentionné précédemment, les résultats des analyses réalisés pour le PBR sont aussi présentés à l'Annexe B.

Tableau 3-2 Plan de l'échantillonnage du lixiviat

Échantillonnage	Date	Notation	Provenance	Type	Expériences	Autre notation
#1	14/01/2019	JE1	BA1	Jeune	Aération & décantation Chaux	-
		AE1	AZ1 (SP #4)	Vieux	Aération & décantation	-
#2	01/02/2019	JE2	BA2	Jeune	Aération & décantation	-
#5	06/11/2019	JB1	BA1	Jeune	UASB RF	Baril #1
#6	13/01/2020	JB4	BA1	Jeune	UASB RF	Baril #4
		JB5				Baril #5

3.2.2 Méthodes d'analyse

Les échantillons de lixiviat sont très concentrés en contaminants et des dilutions étaient nécessaires pour réaliser les analyses. Les différentes méthodes d'analyse sont présentées au **Error! Reference source not found.**

Tableau 3-3 Liste des analyses et méthodes d'analyses

Paramètre	Symbole	Méthode	Description
Liquides			
Demande chimique en oxygène	DCO _{tot}	Méthode Hach® 8000 au dichromate de potassium Méthode 5220 D. et B. de Standard Methods (SM) (APHA et al., 2012)	Les viales de la gamme haute, soit 20-1500 mg DCO/L, ont été utilisés (Hach Company, 2014)
Fraction filtrable sur 0.45µm de la DCO _{tot}	CS _{DCO}	Voir DCO _{tot} pour la méthode	Analyse du filtrat d'un filtre de cellulose de verre d'une porosité de 0,45 µm (Cellulose membrane filter, EMD Milipore, USA)
Demande biochimique en oxygène	DBO ₅	Méthode Hach® 8043 Trouver la page dans SM	Préparation de 3 dilutions en triplicata pour chaque échantillon analysé
Matières en suspension	MES et MVES	Méthode 2540 D. de SM	Analuse du filtrat d'un filtre d'une porosité de 1,2µm Grade 934-AH™ (Glass microfiber filter, Whatman™, GBR) Chauffage du filtre au four à 105°C (MES) Chauffage du filtre au four à 550°C (MVES)
Azote total Kjeldahl	NTK	Méthode du Laboratoire Bureau Veritas (Maxxam) MA.300–NTPT 2.0 R2 m	-
Phosphore total	PT	Méthode du Laboratoire Bureau Veritas (Maxxam) MA.200–Mét. 1.2 R5 m	-
Fer extractible	Fe	Méthode MA. 200 – Mét. 1.2 du Centre d'expertise en analyse environnementale du Québec	Acidification de l'échantillon avec de l'acide nitrique pour atteindre un pH < 2 Adsorption atomique par spectrométrie de masse à source ionisante au plasma d'argon (Perkin Elmer 200)

Tableau 3-3 Liste des analyses et méthodes d'analyses (suite)

Paramètre	Symbole	Méthode	Description
Liquides			
Fer filtrable	S _{Fe}	Voir Fe pour la méthode	Analyse de l'acidifié à l'acide nitrique (pH < 2) filtrat d'un filtre de cellulose de verre d'une porosité de 0,45 µm
Anions et Cations	S _{NH4} , S _{NO2} , S _{NO3} , S _{PO4} , S _{Na} , S _K , S _{Ca} , S _{Mg} , S _{Cl} et S _{SO4}	-	Chromatographe ionique (ICS 5000 AS-DP DIONEX Thermo Scientific) Analyse du filtrat d'un filtre de cellulose de verre d'une porosité de 0,45 µm
Sulfure	S ²⁻	Méthode Hach® 8131	Préparation de blancs selon la méthode pour les échantillons turbides (solutions de bromure et de phénol)
pH et alcalinité	pH et Alk	Méthode 2320 B. de SM	Titration à l'acide sulfurique 0,02N jusqu'à l'atteinte d'un pH = 4,5 Instrument ?
Électroconductivité	EC	Méthode 2510 B. de SM	Conductimètre
Oxydoréduction	RedOx	-	Sonde Red-Ox
Solides⁽¹⁾⁽²⁾			
Matières totales	MT et MVT	Méthode 2540 B. & D. de SM	Chauffage du filtre au four à 105°C (MT) Chauffage du filtre au four à 550°C (MVT)
Gases⁽²⁾			
Méthane	CH ₄	Méthode 6231 B. de SM	Gas Chromatography TCD (Thermal conductivity)

(1) Analyse réalisée seulement pour les granules anaérobies

(2) Analyses réalisées pour le réacteur UASB seulement

3.2.3 Procédés

3.2.3.1 Aération et décantation

Les essais d'aération et décantation ont été réalisés avec un banc d'essai ayant six agitateurs (PB-900™ Programmable Jartester, Phipps & Bird, Massachusetts) et des cônes de décantation Imhoff. L'aération du lixiviat a été réalisée à l'aide de diffuseurs d'aquarium dans des bécards B-KER2 (Phipps & Bird, USA) de 2 L. Les contenants étaient rempli de 1,5 L de lixiviat chaque afin de garder une certaine hauteur vide pour éviter le débordement de la mousse produite lors de l'aération. Le débit d'aération a été mesuré avec un débitmètre à air. Également, les lixiviats utilisés, parmi lesquelles on compte les échantillons JE1, AE1 et JE2 du Tableau 3-2, ont été prélevés à trois endroits différents sur le site. Des seringues de 50 ml ont été utilisées pour prélever les échantillons à 2 cm de hauteur des contenants. Les photos du montage de décantation et d'aération sont présentées à la Figure 3-4.



Figure 3-4 Montage au laboratoire de l'aération et décantation

Trois expériences ont été réalisées avec différentes conditions d'opération. Les détails pour les expériences sont présentés à la Figure 3-5. À cette figure, les heures de décantation correspondent aux heures auxquelles les échantillons ont été prélevés. Les échantillons ont été analysés pour déterminer le contenu en Fe et en S_{Fe} selon la méthode décrite au **Error! Reference source not found.** de la Section 3.2.2 Méthodes d'analyse.

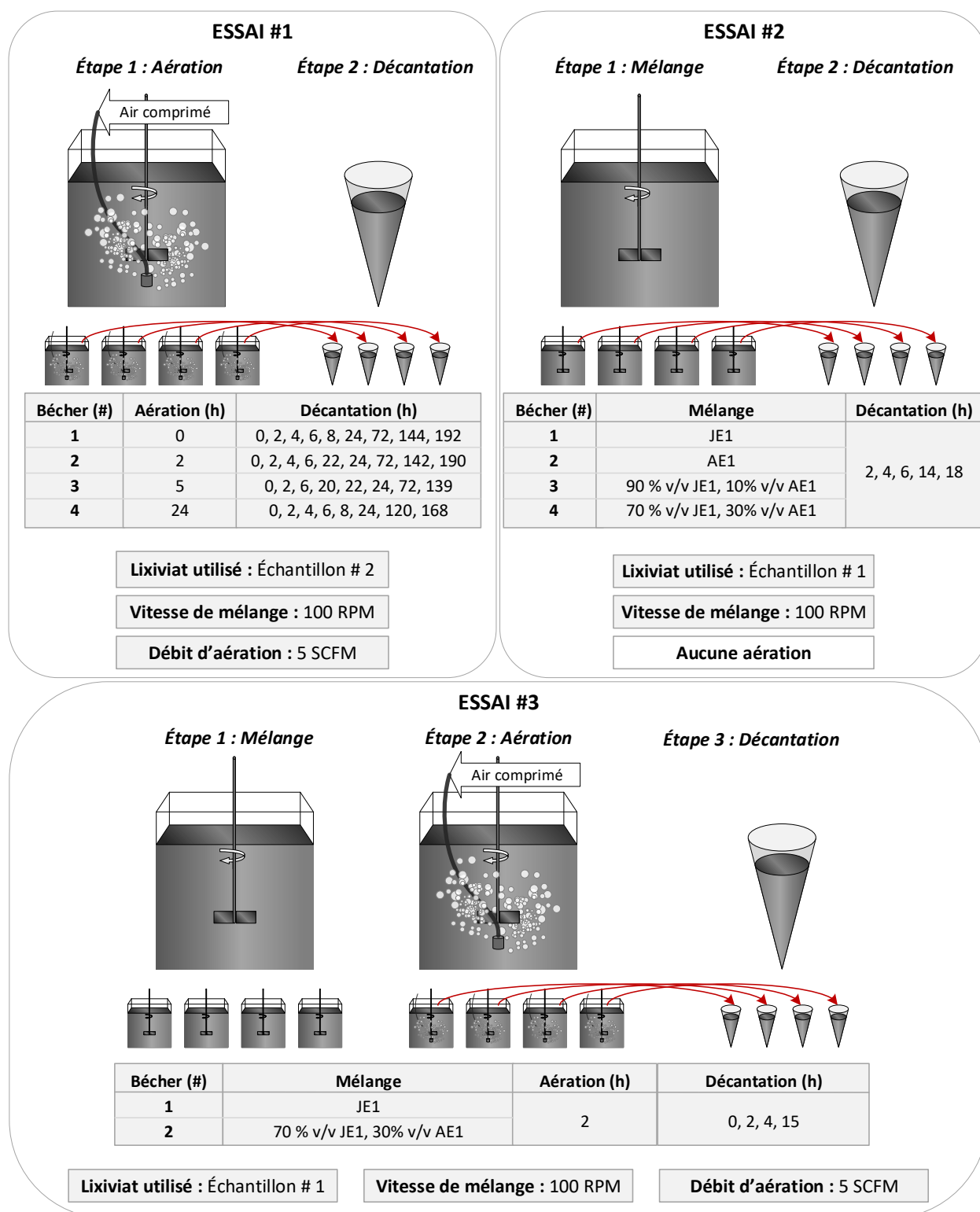


Figure 3-5 Expérience de l'aération et décantation

La première expérience (Essai #1) a pour objectif d'étudier l'effet du temps d'aération sur la décantation du Fe. Le lixiviat utilisé pour cette expérience était celui du deuxième échantillonnage, JE2 au Tableau 3-2. La deuxième expérience (Essai #2) consistait à observer l'effet du mélange des deux types de lixiviats, provenant des jeunes cellules et des anciennes cellules, sur la décantation du fer. Pour cette expérience, il n'y avait aucune aération et les deux échantillons de lixiviat utilisés provenaient du premier échantillonnage, JE1 et AE1 au Tableau 3-2. L'objectif de la troisième expérience (Essai #3) était d'observer l'effet du mélange et de l'aération sur la décantation du fer. Les échantillons de lixiviats utilisés dans cette expérience étaient ceux du premier échantillonnage comme ceux utilisés pour l'essai #2, JE1 et AE1 au Tableau 3-2.

3.2.3.2 Aération, décantation et ajout de chaux

L'expérience avec la chaux a été réalisée avec le même montage de banc d'essai que celui utilisé pour les tests d'aération et décantation (PB-900™ Programmable Jartester, Phipps & Bird, USA). L'échantillon de lixiviat utilisé est le JE1. Pour cette expérience une dose de chaux a été ajoutée à quatre béchers B-KER2 (Phipps & Bird, USA) de 2 L. Une illustration des étapes suivies pour la réalisation de cette expérience est présentée à la Figure 3-6 pour les deux doses de chaux qui ont été testés. Des échantillons ont été prélevés aux étapes 1, 2 et 4 et pour une analyse de pH, du potentiel d'oxydoréduction, de la concentration en S_{Fe} et de la concentration du Fe. Ces mesures étaient importantes car, tel que mentionné dans le chapitre 2, le diagramme de Pourbaix permet de prédire la forme sous laquelle les composés vont se retrouver en fonction du pH et du potentiel d'oxydoréduction de l'eau. La décantation a été réalisée dans le même contenant et les échantillons ont été prélevés aux temps 30 min, 2 h et 4 h, en utilisant la vanne d'échantillonnage située à 42 mm à partir de la base des béchers. Seule la concentration en Fe et en S_{Fe} a été analysée pour les échantillons prélevés pendant la décantation.

Le pH a été mesuré préalablement (en prétest) pour déterminer les concentrations à ajouter. Les deux pH qu'il fallait obtenir pour les doses de chaux sont de 9 et 10.

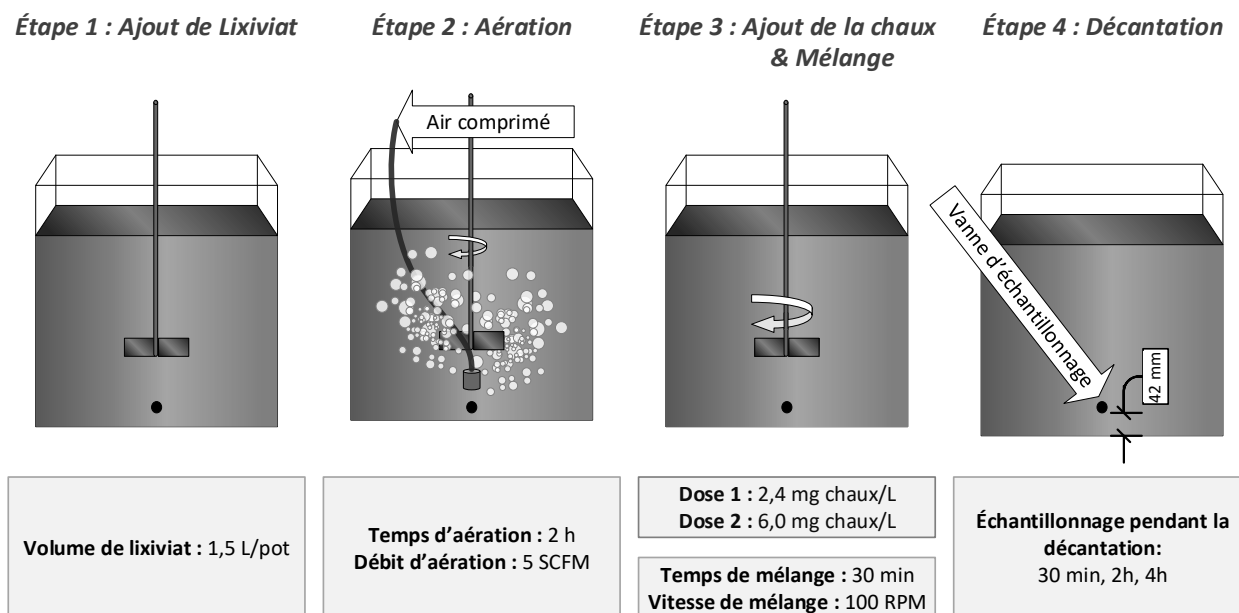


Figure 3-6 Expérience d'aération et décantation avec ajout de chaux

3.2.3.3 RF et UASB

Les unités du UASB et du RF ont été opérés en même temps avec un débit d'alimentation de 2,6 L/d et 4,6 L/d respectivement. L'alimentation était effectuée à chaque 3h pendant 1,4 minute pour le UASB et 1,9 min pour le RF. Un débit d'alimentation aussi faible ne permettait pas un bon écoulement hydrauliquement si les pompes fonctionnaient en continu. Avec un débit faible, le diamètre des tuyaux aurait été trop petit et le risque de colmatage plus élevé. Les échantillons de lixiviat utilisés pour l'alimentation de ces deux réacteurs sont le JB1, JB4 et JB5. Deux autres barils ont aussi été utilisés pour l'alimentation, ces barils étaient le JB2 et JB3. Cependant, la caractérisation de ces deux autres barils n'a pas été faite au moment qu'ils ont été échantillonnés au lieu d'enfouissement et seulement quelques échantillons ont été prélevés pendant l'expérimentation pour ces échantillons. C'était les échantillons utilisés pour l'alimentation pendant la période des fêtes de décembre 2019. Le réacteur a été alimenté sans être caractérisé de manière exhaustive, pendant cette période.

Ainsi, un total de trois pompes Masterflex® programmables ont été utilisées pour l'alimentation des deux systèmes et la recirculation du UASB. Cette recirculation n'était pas en fonction lors des événements d'alimentation et fonctionnait en continu autrement. Un microcontrôleur ON/OFF de

type Arduino® était utilisé pour assurer une synchronisation des pompes. La disposition des unités est présentée à la Figure 3-7.

Les paramètres analysés tout au long de l'expérience sont le Fe, S_{Fe} , DCO et CS_{DCO} . L'opération des systèmes a été effectuée sur 91 jours au total et la caractérisation intensive a été réalisée entre les jours 71 et 79. Pendant la caractérisation intensive, des analyses étaient réalisées sur tous les paramètres ou presque énumérées dans la liste des analyses du **Error! Reference source not found.** Le choix du moment de la caractérisation intensive était basé sur l'atteinte du régime permanent des deux réacteurs. Le critère du régime permanent était celui de la stabilisation de la DCO à l'effluent. Une concentration de 12 mg/L de phosphore a été ajouté dans le baril d'alimentation entre les jours 14 à 49. Cet ajout de phosphore était nécessaire pour combler les carences en phosphore du lixiviat.

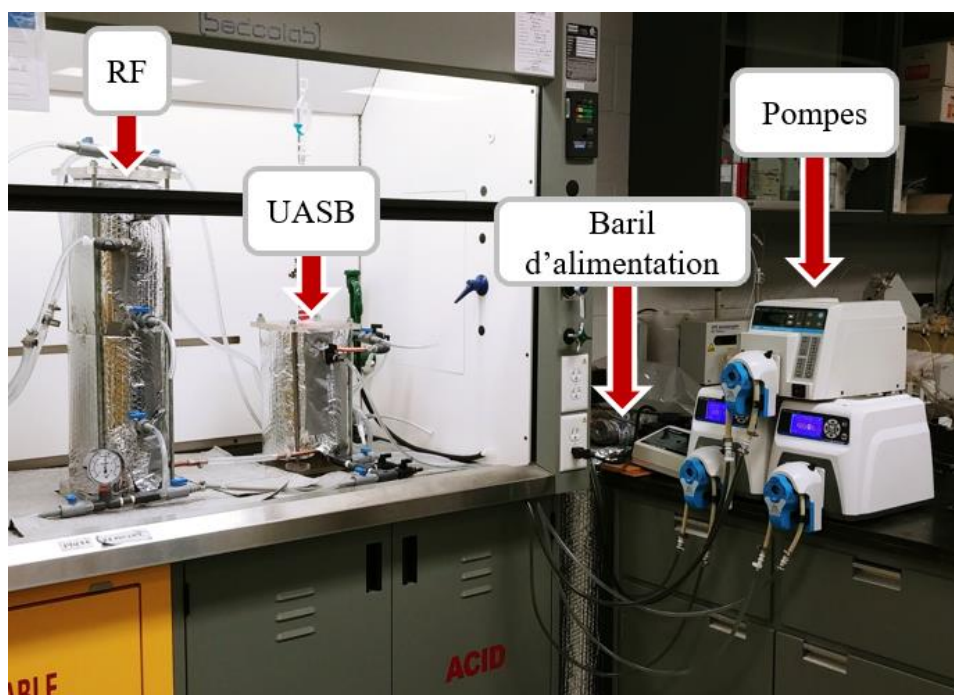


Figure 3-7 Montage des unités du UASB et du RF au laboratoire

Afin de pouvoir comparer les procédés, la même TCO massique a été utilisée pour les deux réacteurs. Dans le contexte d'utilisation actuelle des procédés anaérobies, le but était de favoriser la réaction de sulfatréduction dans les réacteurs afin de faire l'enlèvement du fer. En premier, la conception des réacteurs était basée sur le taux de charge organique (TCO) massique en DCO

rapportée dans la littérature pour des procédés par digestion anaérobie. Pour un procédé biologique, il est important de regarder la capacité de traitement en charge de DCO. La deuxième source de repère pour la conception était le temps de rétention hydraulique (TRH) rapporté pour le procédé PBR en traitement de drainage minier acide. En effet, comme l'idée était de favoriser l'enlèvement du fer la référence du TRH des réacteurs PBR était utile comme dans ces réacteurs c'est aussi la réaction de sulfatoréduction qui permet de faire l'enlèvement. Donc, la conception a été réalisée en se basant sur une concentration en DCO à l'affluent de 3000 mg/L et une TCO de $1,5 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$.

3.2.3.3.1 Baril d'alimentation

Le lixiviat utilisé pour l'alimentation des unités du RF et du UASB provenait du même baril. Les deux unités étaient placées sous une hotte chimique et maintenue à une température de $21 \pm 1^\circ\text{C}$. Le baril d'alimentation de 60 L était placé à côté de cette hotte chimique dans un plus gros baril de 100 L remplie avec de l'eau du robinet. L'eau du baril était refroidie par un système de refroidissement au propylène glycol, permettant de garder la température du lixiviat du baril d'alimentation à 4°C .

3.2.3.3.2 Bilan de masse sur le fer

La quantité totale d'eau qui se retrouvait dans les deux réacteurs a été collectée pour déterminer quel est la quantité totale de fer et de zinc, qui se trouve dans les deux réacteurs soient le UASB et le RF. De l'eau de Javel a été utilisée pour laver les parois des réacteurs. Le média filtrant du réacteur RF a été trempé dans l'eau de Javel afin de s'assurer que récupérer le plus possible de fer accumulé sur les roches.

3.2.3.3.3 UASB

L'unité du UASB était conçue d'une cuve cylindrique et munie d'un déflecteur et système de collecte pour les gaz. Les dimensions de l'unité sont présentées à la Figure 3-8. L'effluent gazeux était évacué à l'intérieur de la hotte. Pour échantillonner, un sac Tédlar a été ajouté sur la vanne (normalement fermée) sur le côté de l'effluent gazeux.

Tableau 3-4 Critères de dimensionnement du UASB

Symbole	Unités	Paramètre	Description
Paramètre de base			
TCO	kg m ⁻³ d ⁻¹	1,5	Taux de charge organique
Valeurs physiques			
V _{UASB}	L	5	Volume du réacteur UASB
S _{UASB}	m ²	0,018	Surface du réacteur UASB
Hypothèse			
DCO _{tot}	mg/L	3000	Concentration moyenne du lixiviat en DCO
Valeurs calculés			
Q _{C_{UASB}}	ml min ⁻¹ cuvée ⁻¹	200	Débit de pompage par cuvée
Q _d	L/d	2,5	Débit
t _{p_{UASB}}	min/alim	1.6	Temps de pompage
C _{UASB}	nbr/d	8	Nombre de cuvées par jour
v _h	m/h	0,70	Vitesse de montée du liquide
V _{bg}	L	4 ⁽¹⁾	Volume de boues ajoutées

(1) Boues granulaires d'une concentration de 45 ± 2 mg MT/ml

La vitesse de montée du liquide ne peut pas dépasser 1 m/h afin de ne pas provoquer un entraînement et perte des boues (Lettinga, 1991). À la suite de la calibration de la pompe, le temps de pompage a été ajusté à 1.4 min afin d'obtenir en moyenne un débit d'alimentation de 2,6 L/d.

Tableau 3-5 Références pour la concentration des boues granulaires du UASB

Source	Unités	Concentration	Note
Metcalf & Eddy AECOM (2014)	kg Boues m ⁻³	35-40	Concentration du réacteur
Van Lier, (2010)	kg TSS·m ⁻³	65-70	Concentration du lit de boues

Le réacteur UASB a été inoculé avec des boues provenant de l'usine de traitement des eaux de la compagnie Agropur® situé à Notre-Dame-du-Bon-Conseil. La concentration en matières totales des boues a été déterminée préalablement afin de pouvoir calculer le volume nécessaire à ajouter au réacteur. Un volume de ≈4 L de boues a été ajouté au réacteur UASB de 5 L. Le volume nécessaire à ajouter a été calculée en fonction des concentrations du Tableau 3-5. La hauteur des boues du réacteur de la fromagerie, où les boues granulaires ont été prélevées, a également été utilisée comme point de référence pour le calcul de la hauteur et du volume des boues à ajouter au réacteur. La concentration des boues ajoutées était de 4,5 g MT/ml. Lorsque le lit s'est déposé dans le réacteur la hauteur du lit était situé à 16 mm de la base ce qui équivaut à un volume ≈3 L.

3.2.3.3.4 *RF*

Le média filtrant utilisé pour ce procédé était de la dolomite de différentes granulométries. La dolomite provenait d'une pépinière à Montréal. Les roches ont été concassées au marteau afin d'obtenir un volume suffisant de roches ayant une granulométrie de 10-15 mm. La dolomite a été tamisée par des tamis et trois couches de roches ont été utilisées. Les différentes caractéristiques et dimensions de cette unité sont présentées à la Figure 3-9. À cette figure, les roches de différentes granulométries et une image du montage y sont aussi illustrées.

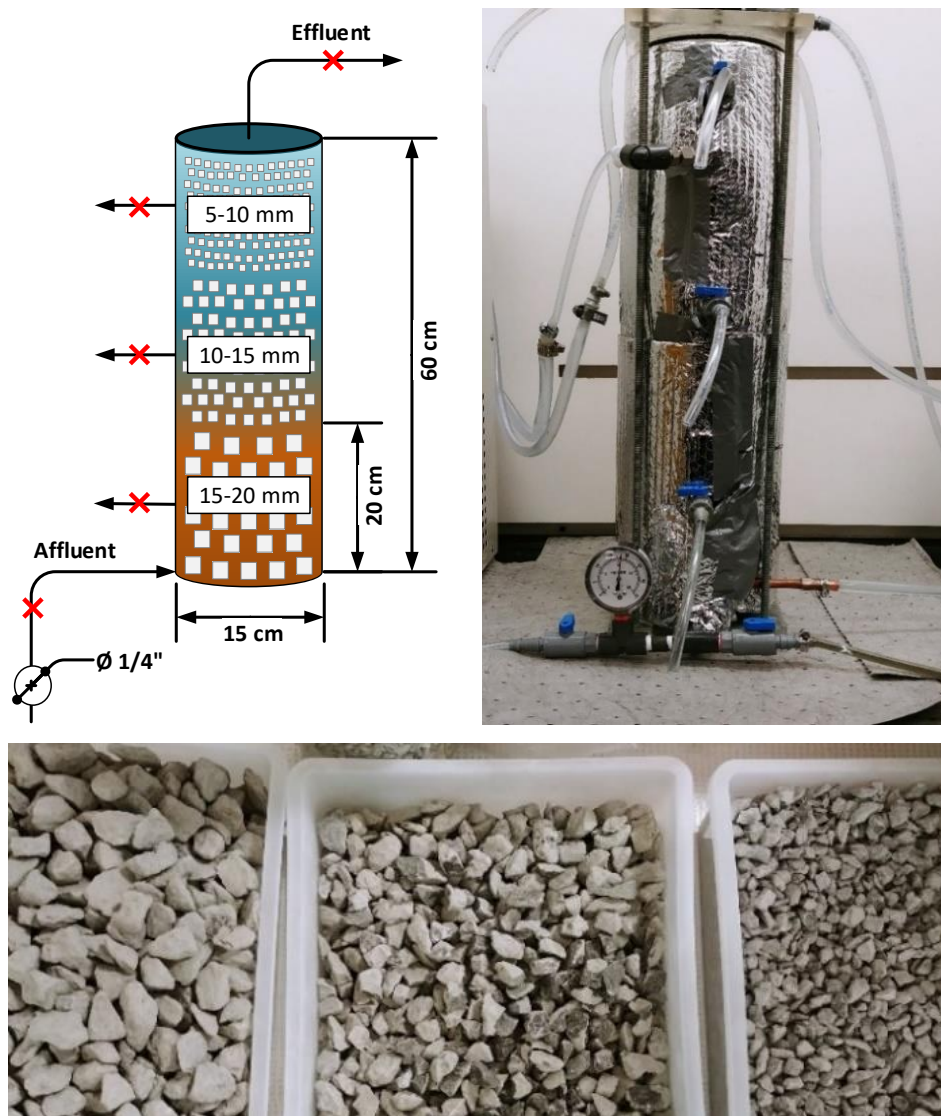


Figure 3-9 Dimensions du RF et montage au laboratoire

Le RF a également été conçu pour une charge en DCO de $1,5 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$. Sur la base de cette charge, les valeurs des autres paramètres ont été calculées et sont présentées au Tableau 3-6. Le temps de pompage n'a pas été rajusté pour cette unité alors il y a une correction à apporter au tableau, car le débit de pompage mesuré était plutôt de 4,6 L/d au lieu de 5,3 L/d. Ainsi, pour une concentration en DCO de 3000 mg/L la charge réelle appliquée serait plutôt de $1,3 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$. Les calculs réalisés dans la section des résultats tiennent compte du vrai débit d'alimentation.

Trois échantillons ont été analysés pour déterminer la concentration en méthane et le volume de seulement deux de ces échantillons a été déterminé. Pour estimer le volume de l'échantillon gazeux,

le sac Tédlar a été placé dans un contenant rempli d'eau et le déplacement d'eau a été mesuré sur le contenant. Ce déplacement d'eau a été converti en unités de volume d'eau ce qui a permis d'estimer le volume du gaz occupé dans le sac Tédlar à température ambiante.

Tableau 3-6 Critères de dimensionnement pour du RF

Symbole	Unités	Paramètre	Description
Paramètre de base			
TCO	$\text{kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$	1,5	Taux de charge organique
Valeurs physiques			
V_{RF}	L	10,6	Volume du réacteur RF
S_{RF}	m^2	0,018	Surface du réacteur RF
Hypothèse			
DCO_{tot}	mg/L	3000	Concentration moyenne du lixiviat en DCO
Valeurs calculés			
Q_{CRF}	$\text{ml min}^{-1} \text{ cuvée}^{-1}$	350	Débit de pompage par cuvée
Q_{dRF}	L/d	5,3	Débit
t_{PRF}	min/alim	1,9	Temps de pompage
C_{RF}	nbr/d	8	Nombre de cuvées par jour

3.2.3.3.4.1 Analyse de la composition des roches

Les roches calcaires du réacteur RF ont été analysées avant les essais et après les essais également. Pour l'analyse de la composition des roches, le carbone C et le soufre S ont été analysés par analyse de combustion du carbone/soufre avec un LECO CS744. Les composés de SiO_2 , Al_2O_3 , CaO , MgO , FeO , Na_2O , K_2O et MnO par adsorption atomique AAS Perkin Elmer.

3.2.3.3.5 Ajout de phosphore

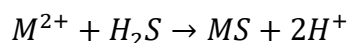
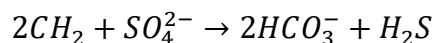
Une concentration de 12 mg/L de phosphore a été ajoutée dans le baril d'alimentation. Cet ajout de phosphore était nécessaire pour combler les carences en phosphore du lixiviat. En effet, un ratio de 300:5:1 en C :N :P doit être maintenu afin d'assurer le bon fonctionnement des réacteurs anaérobies (Metcalf & Eddy, AECOM, 2014). En fonction de ce ratio et d'une concentration moyenne en DCO de 3500 mg/L une valeur de 12 mg P/L était nécessaire à l'affluent du réacteur. Pour le baril d'alimentation de 60 L, une masse minimale de 3 g poudre de KH_2PO_4 était nécessaire à l'affluent du réacteur.

Un ajout de $3,6 \pm 0,3$ g de KH_2PO_4 en excès a été fait pendant la période d'opération des jours 14 à 49. L'ajout de phosphore a été arrêté par la suite puisque l'objectif principal de l'étude était

l'enlèvement du fer par sulfatoréduction et non pas la méthanisation. Cependant, sur le long terme si une unité de type anaérobie comme le UASB est utilisée il est important de prendre en considération les carences en nutriments. Si les besoins en nutriments ne sont pas considérés, le réacteur ne fonctionnera pas adéquatement et il y aura perte des boues à l'effluent.

3.2.3.3.6 Ajout de sulfates

Vers la fin de l'expérimentation, au jour 84, il n'y avait plus assez de S_{SO_4} présent dans le lixiviat. Le manque de sulfates affecte l'activité des bactéries sulfatoréductrices. Donc, il était nécessaire de faire un ajout de sulfates dans le baril de l'affluent. Une masse de 2,4 g de $NaSO_4$ a été ajoutée au baril d'alimentation en excès et la concentration en sulfates a été mesurée à 27 ± 1 mg SO_4^{2-}/L . Selon le calcul molaire les besoins en sulfate sont de 1,72 g SO_4^{2-}/g Fe^{2+} ou 0,58 g S^{2-}/g Fe^{2+} . Cette formule provient des réactions chimiques ci-dessous (Gibert et al., 2002).



3.2.4 Calculs

3.2.4.1 Enlèvements

L'enlèvement des différents contaminants est déterminé en utilisant la concentration du lixiviat à l'affluent et à l'effluent du procédé de prétraitement pour les réacteurs anaérobies. Le débit d'alimentation a été calculé chaque jour. Avec ces deux informations, l'enlèvement en masse de contaminants peut être déterminé. La soustraction des concentrations est correcte puisque le débit d'alimentation est le même que le débit de l'effluent.

$$\left(C_{in} \left[\frac{mg}{L} \right] - C_{out} \left[\frac{mg}{L} \right] \right) * Q \left[\frac{L}{jour} \right] \quad (ÉQ-1)$$

Où

C_{in} = concentration initiale à l'affluent

C_{out} = concentration finale à l'effluent

Q = Débit d'alimentation au réacteur (affluent et effluent)

Pour l'enlèvement avec les procédés aérobies, seules la concentration initiale et la concentration finale de la solution ont permis de déterminer l'enlèvement comme ces deux procédés ont été opérés en bâchée (régime fermé).

$$\left(C_{initial} \left[\frac{mg}{L} \right] - C_{final} \left[\frac{mg}{L} \right] \right) \quad (ÉQ-2)$$

Où

$C_{initiale}$ = concentration initiale avant le traitement

C_{finale} = concentration initiale après le traitement et la décantation

3.2.4.2 Incertitudes

Dans les tableaux d'analyse, les incertitudes sur les données représentent la déviation standard des résultats obtenus pour une série de données. Lorsque les données moyennes ont été utilisées dans un calcul, la déviation standard était utilisée dans la formule des incertitudes selon la méthode des dérivés partielles. Cette méthode de calcul d'incertitudes présentée à l'Annexe I.

3.3 Analyse comparative

Une analyse comparative basée sur l'efficacité et la faisabilité a été réalisée pour les procédés afin de faire le choix du procédé qui s'adapte le mieux dans le contexte de ce projet. Cette analyse est basée sur certains des critères de sélection présentés au Tableau 3-7. Un pointage est accordé à chaque critère selon l'importance et les procédés sont comparés entre eux afin de faire le choix final du procédé qui s'adapte le mieux comme prétraitement au marais filtrant.

Tableau 3-7 Critères et pointage pour l'analyse comparative

Critère	Pointage	Description
Niveau d'entretien	/3	Est-ce que le procédé est passif ? Est-ce qu'il y a beaucoup d'entretien à faire?
Coûts d'opération	/2	Est-ce qu'il y a beaucoup d'énergie à fournir? (Chauffage, aération) Est-ce qu'il y a des coûts associés à l'opération autre que l'entretien ? (Achat de produits chimiques, remplacement de médias)
Durabilité à long terme	/5	Est-ce que le procédé nécessite de souvent être remplacé ?
Efficacité pour l'enlèvement du fer	/5	Comparaison de l'efficacité d'enlèvement du fer.

CHAPITRE 4 RÉSULTATS

Les résultats des analyses réalisés pour le projet sont présentés dans cette section du rapport. Tout comme la méthodologie, cette section est séparée en trois grandes parties. La première partie présente les résultats d'analyse de caractérisation du lixiviat qui ont servi pour la présélection des procédés. La deuxième partie est celle des résultats de l'expérimentation pour tous les procédés testés. Enfin, la troisième partie est celle de l'analyse comparative où les procédés sont comparés en fonction de l'efficacité d'enlèvement en Fe.

4.1 Présélection

4.1.1 Caractérisation du lixiviat

Les valeurs moyennes des concentrations des lixiviats, utilisés pour les expériences, sont présentées au Tableau 4-1. Pour les lixiviats JB1, JB4 et JB5 d'autres paramètres ont également été analysés et ces résultats sont présentés à l'Annexe D. Les caractéristiques sur lesquelles est basé le choix des procédés de prétraitement incluent la concentration en DCO, en DBO₅, en Fe, en S_{Fe}, en S_{SO4} et le pH.

La concentration en Fe était le critère principal de sélection des procédés puisque les procédés choisis devaient tous être en mesure de faire l'enlèvement du Fe.

Avec l'aération et décantation, la concentration en S_{Fe} est nécessaire afin d'étudier l'effet de l'oxydation de la partie filtrable du fer. La partie filtrable comprend la fraction soluble en Fe et cette forme du Fe est du Fe²⁺. Cette fraction était de $8,8 \pm 0,4$ mg Fe/L dans l'échantillon JE1. Ceci indique qu'il y a une fraction pouvant être oxydée par aération. Le pH était surtout important pour le test de l'ajout de chaux, car plus le pH est élevé plus il y a présence de Fe₂O₃, pour une solution est à l'équilibre (Figure 2-11 du Chapitre 2).

Les deux procédés anaérobies sont des procédés à forte charge étant efficaces pour le prétraitement d'eaux usées comme les lixiviats fortement chargées en DCO et en DBO₅. Le choix de ces deux procédés a été réalisé en fonction de cette caractéristique du lixiviat. La concentration en S_{SO4} du

lixiviat était aussi un des facteurs déterminants pour le choix de ces procédés anaérobies. Cette substance est nécessaire pour la sulfatoréduction, qui est le mécanisme d'enlèvement du Fe.

Tableau 4-1 Analyses des concentrations des échantillons de lixiviats

Paramètre	Unités	Lixiviat					
		JE1	AE1	JE2	JB1	JB4	JE5
DCO _{tot}	mg DCO/L	3900	270	-	2900	3400	4000
DBO ₅	mg DBO ₅ /L	1000	10	-	940	810	1400
MES	mg MES/L	90	110	-	40	50	55
Fer _{tot}	mg Fe/L	30	57	22	20	15	23
S _{Fe}	mg Fe/L	8,8	0,4	1,0	5,4	8,0	6,8
S _{SO4}	mg S/L	-	-	-	32	7	10
pH	-	7,5	7,3	-	7,4	7,9	7,8
Alk	mg CaCO ₃ /L	8000	1800	-	4600	7800	7300
EC	mS/cm	-	-	-	12,6	17,7	16,9

Le lixiviat JE1 est le celui qui provient de l'ancienne zone et ses caractéristiques sont très différentes des autres échantillons de lixiviats. Cependant, le lixiviat JE2 est aussi assez différent en termes de la concentration en fer S_{Fe}, qui est inférieure aux autres échantillons et se rapproche davantage de celle du AE1. L'échantillon JE2 a été prélevé en aval du bassin d'accumulation. Le BA change les concentrations en fer du lixiviat et agit comme décanteur.

4.2 Expérimentation

Les résultats des procédés testés sont présentés dans cette section. Les procédés sont : l'aération et la décantation, l'aération, décantation et ajout de chaux, le RF et le UASB.

4.2.1 Procédés

4.2.1.1 Aération et décantation

Les données présentées dans cette section sont issues des trois essais d'aération et décantation décrites par la Figure 3-5 du Chapitre 3. Les essais réalisés avec le lixiviat provenant des nouvelles

cellules d'enfouissement et le lixiviat provenant de l'ancienne zone sont présentés dans cette section du rapport

La décantation du fer en fonction du temps d'aération est présentée à la Figure 4-1. Ces résultats préliminaires montrent que l'aération ne fait pas accélérer la vitesse de la décantation.

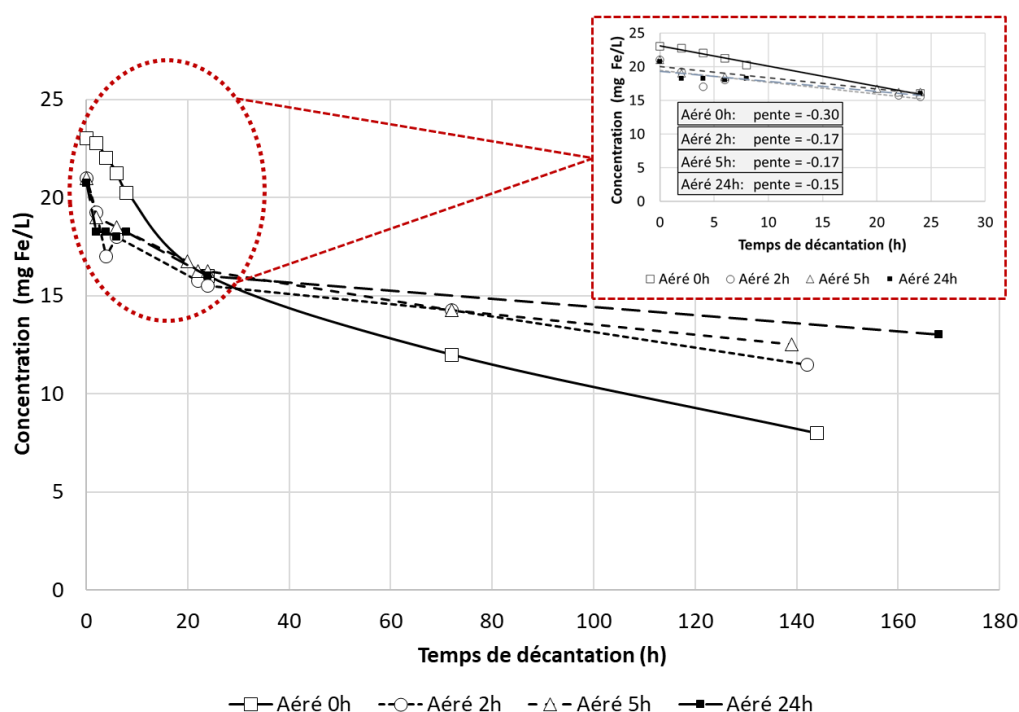


Figure 4-1 Profil de décantation du fer pour l'Essai #1 réalisé avec le JE1

La décantation du Fe est plus rapide pour le pot non aéré. Dans le coin droit de cette figure, un graphique agrandi des 24 premières heures de décantation est présenté. L'échantillon qui n'a pas été aéré possède la pente la plus à pique (pente=-0,30) et l'échantillon ayant été aéré pendant 24 h possède la pente la plus faible (pente=-0,15). Les pentes des deux autres temps d'aération se trouvent entre ces deux valeurs (pente=-0,17). De plus, même en absence de décantation, pour cet échantillon de lixiviat, il faut un temps de décantation supérieur à 100 h afin d'obtenir une concentration en fer inférieure à 10 mg/L.

Les mêmes types d'essais ont été réalisés avec seulement un échantillon de lixiviat provenant des anciennes cellules d'enfouissement AE1 et un échantillon de lixiviat provenant des nouvelles cellules d'enfouissement JE1. Sans aération, le fer du lixiviat AE1 décante beaucoup plus facilement et rapidement que le fer du lixiviat JE1, même si la concentration initiale du lixiviat AE1 est supérieure.

Le Fe du lixiviat de l'ancienne zone décante beaucoup plus rapidement que le lixiviat jeune. Ainsi, des essais du mélange de ces deux lixiviats ont été effectués afin d'observer l'effet sur la décantation du fer et d'accélérer la décantation du fer du lixiviat jeune (Figure 4-2).

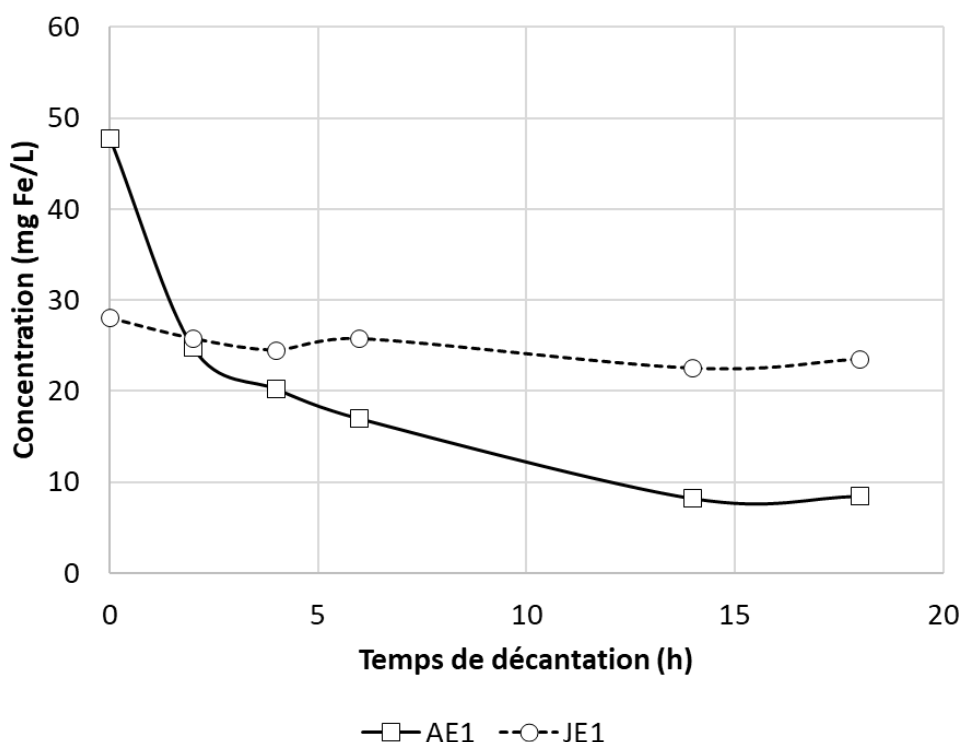


Figure 4-2 Profil de décantation du fer pour l'Essai #3 réalisé avec les échantillons AE1 et JE1 – comparaison du lixiviat de l'ancienne zone

Les courbes A et C correspondent aux résultats de décantation obtenus avec le lixiviat JE1 non aéré et JE1 aéré pendant 2 h, respectivement. La décantation du Fe du mélange des lixiviats JE1 et AE1 est représentée par les courbes B et D. Pour la courbe B le lixiviat JE1 non aéré a été utilisé, alors que pour la courbe D du lixiviat JE1 aéré pendant 2h a été utilisé. Le meilleur résultat est obtenu

pour la courbe D du mélange des deux types de lixiviats en combinaisons avec un l'aération du mélange. Le mélange des deux types de lixiviats fait augmenter la vitesse de décantation du Fe, comparativement au lixiviat jeune non mélangé. L'augmentation de la vitesse de décantation du Fe est causée par le facteur de dilution avec un lixiviat ayant des caractéristiques plus favorables à la décantation. Ces caractéristiques incluent la concentration en DCO qui est beaucoup plus faible pour le lixiviat de l'ancienne zone et la nature du Fe qui est d'une forme plus oxydée. Le Fe du lixiviat provenant de l'ancienne zone donne une couleur rougeâtre à cette eau.

La concentration en fer filtrable et en fer total, deux lixiviats des échantillonnages #1 et #2, est comparée, avant et après l'aération pour différents scénarios (Figure 4-3).

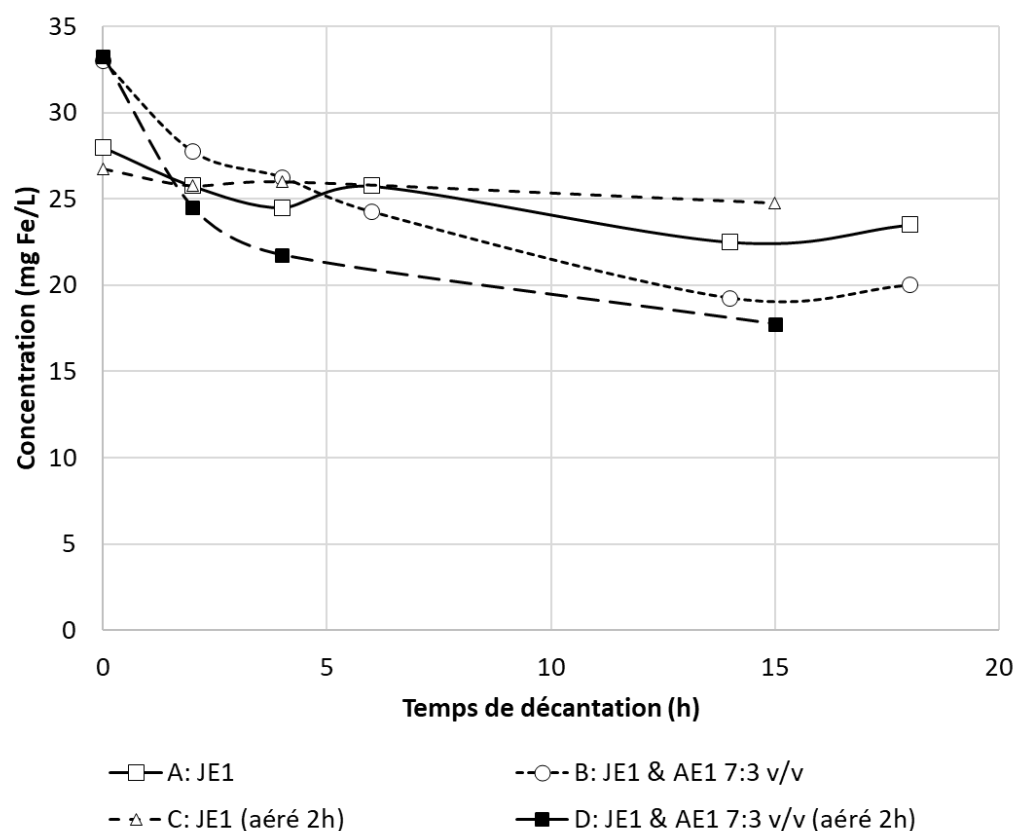


Figure 4-3 Profil de décantation du fer pour l'Essai #2 et l'Essai #3 réalisé avec les échantillons AE1 et JE1

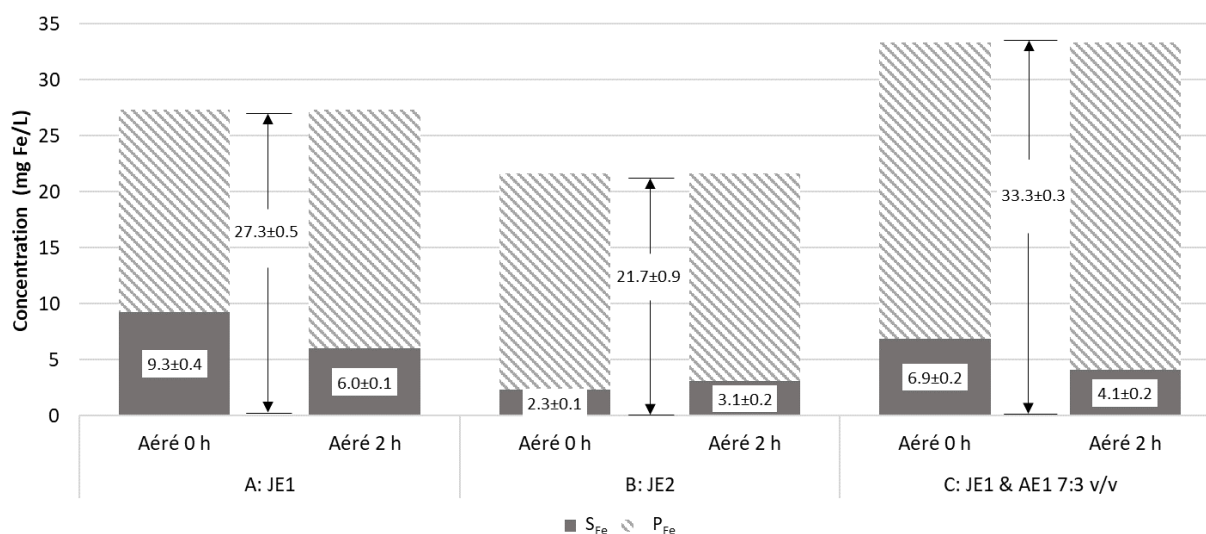


Figure 4-4 Fractionnement du fer soluble (S_{Fe}) et fer particulaire (P_{Fe}) avant et après l'aération pour des échantillons provenant des Essais #1 et #3

La concentration en S_{Fe} du lixiviat JE2 reste quasi constante avant et après l'aération (Figure 4-4). Cependant, la concentration en S_{Fe} du lixiviat JE1 diminue de 3 mg Fe/L après 2 h d'aération. L'efficacité de l'aération est meilleure lorsque la concentration en S_{Fe} est initialement plus élevée. Les deux courbes du milieu représentent l'expérience avec le mélange des deux types de lixiviats. L'effet de dilution du lixiviat jeune avec le lixiviat provenant de l'ancienne zone (courbes C) est responsable de la diminution en S_{Fe}, qui passe de 9,3 mg Fe/L à 6,9 mg Fe/L à la suite du mélange. La concentration en S_{Fe} diminue également de 3 mg Fe/L lorsqu'aéré, pour l'expérience avec le mélange. Cette diminution est la même que celle observée pour les courbes A. Outre l'effet de la dilution, le mélange des deux types de lixiviats ne semble pas avoir d'effet bénéfique sur la décantation du fer ou la transformation du S_{Fe} en fer non filtrable.

4.2.1.2 Aération, décantation et ajout de chaux

Les essais avec l'ajout de la chaux sont présentés dans cette section. Le lixiviat utilisé pour ces essais est l'échantillon JE1. La décantation du fer en fonction du temps est présentée à la Figure 4-5, selon les deux doses de chaux ajoutée au lixiviat.

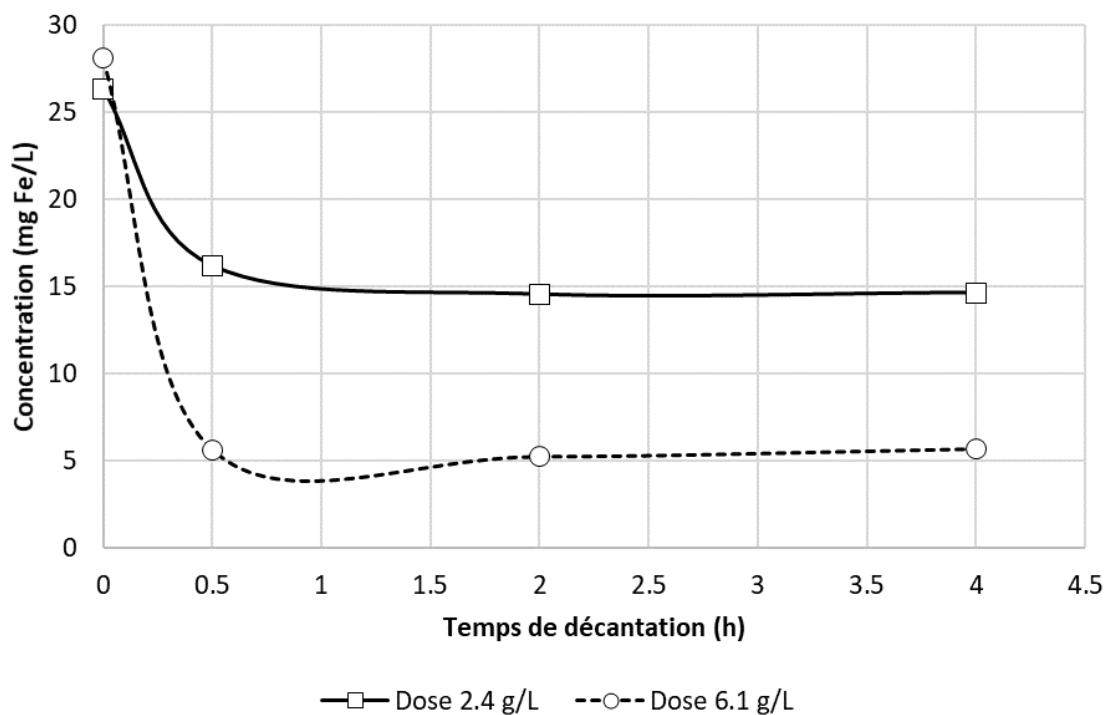


Figure 4-5 Profil de décantation du fer pour les deux doses de chaux ajoutées au lixiviat

La décantation du lixiviat est meilleure plus la concentration en chaux ajoutée est élevée. Il y a précipitation du fer avec l'excès de chaux et la décantation est très rapide. La concentration finale en Fe obtenu pour les doses de chaux de 2,4 g/L et 6,1 g/L est respectivement de 15 mg/L et 5 mg/L. La décantation du Fe se stabilise après 30 minutes ou devient beaucoup plus lente que pendant les 30 premières minutes.

Il y a aussi une augmentation du pH, qui augmente proportionnellement à la dose de chaux ajoutée, tel qu'illustré à la Figure 4-6.

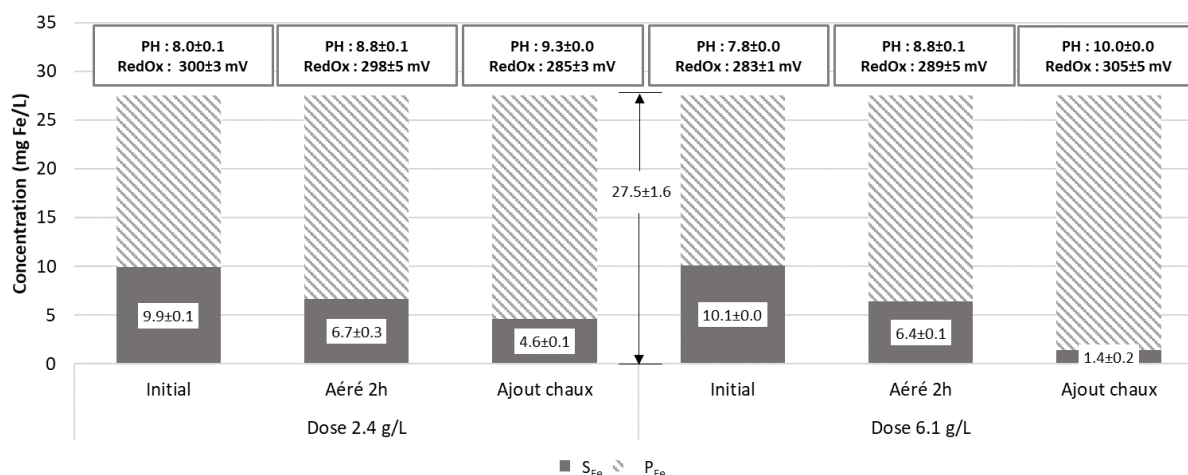


Figure 4-6 Fractionnement du fer soluble (S_{Fe}) et fer particulaire (P_{Fe}) avant et après l'ajout de la chaux pour les deux doses de chaux testées

L'ajout de chaux a un effet significatif sur la transformation du S_{Fe} en Fe non filtrable. L'aération a permis de transformer environ 3 mg Fe/L de S_{Fe} en Fe non filtrable. La dose de chaux de 2,4 g/L a permis de transformer 2 mg Fe/L en Fe non filtrable, alors que la dose de 6,1 g/L a permis de transformer 5 mg Fe/L. Le pH n'augmente pas de manière linéaire en fonction de la dose de chaux ajoutée. Initialement, le pH était de 7,8-8 et en ajoutant la dose de 2,4 g/L le pH devient 9,3 ce qui représente une augmentation de $0,6 \frac{\text{unités de pH}}{\text{dose de } \frac{\text{g}}{\text{L}} \text{Ca(OH)}_2}$. Pour la dose de 6,1 g/L en chaux le pH final est de 10 ce qui est une augmentation de $0,4 \frac{\text{unités de pH}}{\text{dose de } \frac{\text{g}}{\text{L}} \text{Ca(OH)}_2}$.

4.2.1.3 RF et UASB

La performance des réacteurs du RF et du UASB est comparée dans cette section. Les résultats pour ces deux réacteurs sont présentés dans une seule et même section, car ces deux réacteurs ont été opérés en même temps avec un affluent provenant du même baril d'alimentation. Les résultats de la caractérisation hebdomadaire pour l'affluent et l'effluent sont présentés en premier, suivis par les résultats de la caractérisation intensive. La caractérisation intensive a été effectuée lorsque les deux réacteurs ont atteint un régime établi. La caractérisation intensive inclut les analyses réalisées sur l'affluent et l'effluent et les résultats de l'analyse du milieu des réacteurs. Enfin, quelques résultats sont aussi présentés pour les analyses supplémentaires réalisées seulement pour le réacteur

UASB, incluant les analyses sur la caractérisation de l'effluent gazeux et ceux de la caractérisation des boues granulaires.

4.2.1.3.1 Caractérisation hebdomadaire

La caractérisation des réacteurs a été réalisée de manière hebdomadaire sur la période de 91 jours. Les résultats de la teneur en DCO, CS_{DCO} , Fe et S_{Fe} ont permis de suivre l'évolution des réacteurs dans le temps. Les enlèvements en DCO et Fe ont été exprimés en unités $g\ d^{-1}\ m^{-3}$ et représentés à la Figure 4-7 en fonction du temps. La provenance du lixiviat utilisé pour l'alimentation est aussi indiquée sur ces graphiques. Les données qui sont reliées entre elles sont des résultats obtenus pour un lixiviat provenant d'un même échantillon/baril. Les périodes pendant lesquelles des ajouts en S_{PO4} et S_{SO4} sont aussi indiqués. Les résultats pour les échantillons Baril #2 et Baril #3 sont disponibles à l'Annexe D, mais ne sont pas représentés sur cette figure. Les données brutes pour ces expériences sont disponibles à l'Annexe E. À côté des graphiques de l'enlèvement en fonction du temps, un graphique de boîtes à moustaches permet de visualiser les différences de la performance de ces deux systèmes.

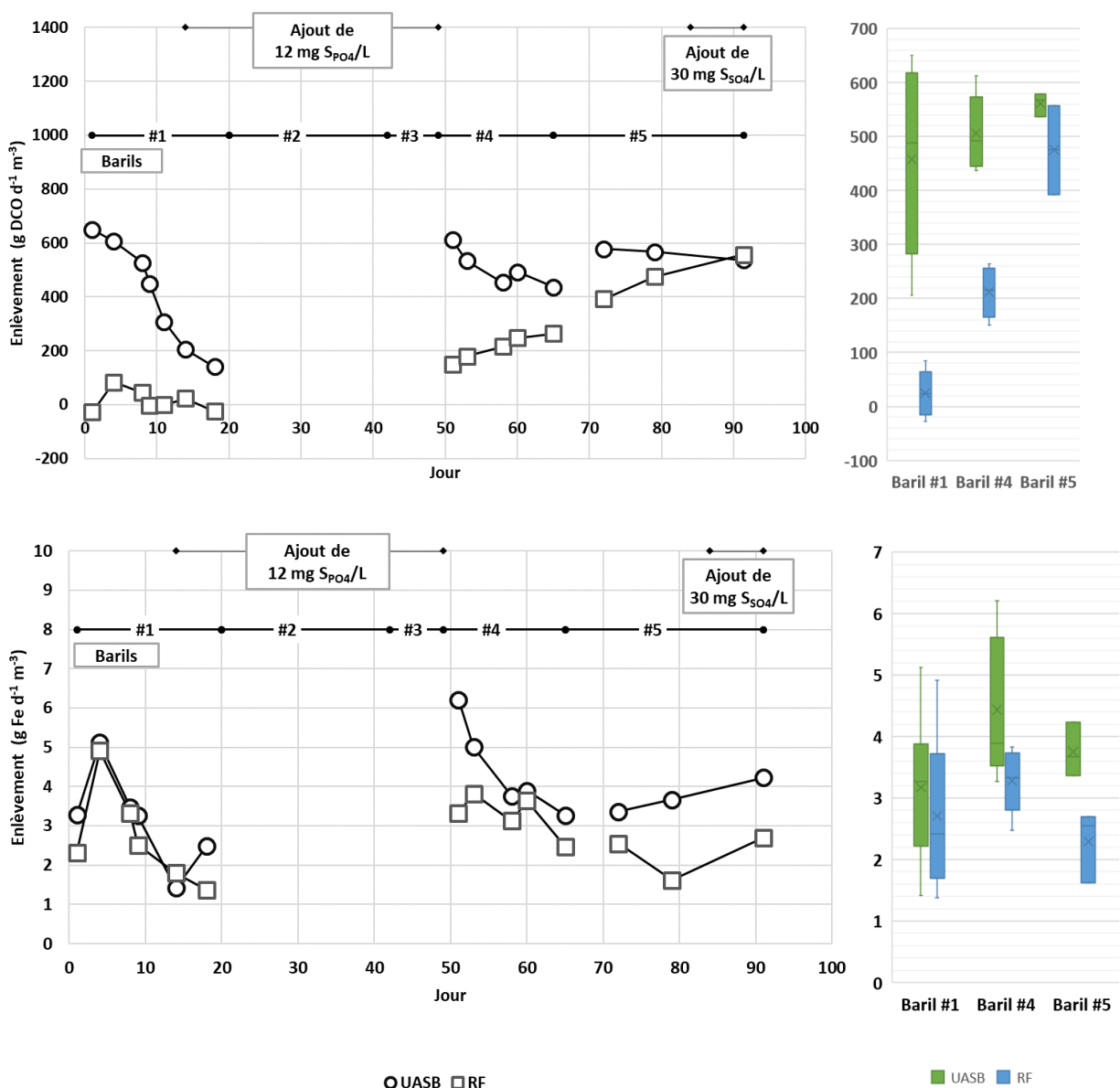


Figure 4-7 Enlèvements de la DCO et du fer total pour les deux réacteurs du UASB et RF

L'enlèvement en DCO totale était initialement meilleur pour le UASB. En effet, le RF n'a pas été inoculé alors que le UASB a été inoculé avec les boues granulaires. Un certain temps d'acclimatation était nécessaire pour qu'une biomasse bactérienne se mette en place sur le média du RF. Le critère du régime permanent était celui de la stabilisation de la DCO à l'effluent. À partir de la journée 60, l'enlèvement de la DCO du RF se stabilise pour le lixiviat du Baril #4. Le saut qui est observé entre les résultats avec le lixiviat du Baril #4 et le lixiviat du Baril #5 est causé par la différence des caractéristiques des deux lixiviats. Pendant la période des jours 10 à 20 il y a une

diminution drastique de la performance de traitement du UASB. Cette diminution est due à la dégradation de l'affluent du baril d'alimentation du lixiviat. Le mélange du baril d'alimentation a été arrêté pour le reste de l'expérimentation pour ne pas favoriser l'oxygénation du lixiviat et limiter la dégradation.

L'enlèvement en fer était assez similaire pour les deux réacteurs pour les résultats obtenus avec le lixiviat des échantillons Baril #1 et Baril #4. Cependant, pour le Baril #5, la concentration à l'effluent du RF était légèrement supérieure à celle de la concentration à l'effluent UASB, ce qui signifie que l'enlèvement en Fe était meilleur pour le réacteur du UASB.

4.2.1.3.2 Caractérisation intensive

Affluent et effluents des réacteurs

Les résultats présentés au Tableau 4-2 sont ceux de la caractérisation des derniers jours d'analyse de la concentration et de la charge journalière de l'affluent et de l'effluent. Le calcul de la charge journalière a été réalisé sur la base du débit moyen alimenté à chaque réacteur et le volume total de ces derniers. Les valeurs de débit sont présentées à l'Annexe F. La performance des deux réacteurs est comparée dans la colonne du pourcentage d'enlèvement. Ce pourcentage d'enlèvement a été calculé en utilisant la valeur de la charge journalière de l'effluent et de l'affluent. Les cases des colonnes du tableau sont colorées de différente couleur et une légende en bas du tableau permet d'expliquer le code de couleur choisi. Les couleurs indiquent s'il y a eu un enlèvement ou un relargage des composés. Les résultats de relargage sont des valeurs négatives puisqu'un enlèvement négatif indique qu'il y a eu relargage. Pour certains paramètres, comme le pH et l'alcalinité, le terme relargage n'est pas adéquat et pour caractériser ces paramètres les termes augmentation ou diminution sont utilisés. Enfin, les cases qui ne sont pas colorées sont les données pour lesquelles l'incertitude est supérieure à la valeur du pourcentage d'enlèvement. L'enlèvement est caractérisé comme non significatif dans ces cas-là.

Les deux réacteurs sont assez similaires en termes d'efficacité de traitement. Les concentrations en DCO_{tot} et en CS_{DCO} sont égales autant à l'affluent qu'à l'effluent des réacteurs anaérobies. L'enlèvement en fer pendant la caractérisation intensive semble légèrement meilleur avec le UASB avec un enlèvement de $43\% \pm 3\%$, comparativement au $31\% \pm 6\%$ du RF.

Il y a tout de même quelques différences entre les deux réacteurs. La concentration en MES diminue de manière non significative, d'un point de vue des bandes d'erreurs, avec un enlèvement de $16\% \pm 21\%$ pour le UASB. L'enlèvement en MES du RF est de $25\% \pm 18\%$, ce qui représente une diminution. Ainsi, avec le RF il y a un meilleur enlèvement de MES, l'avantage avec le média de roches qui agit comme un filtre. Les concentrations en PT et en S_{PO_4} à l'effluent sont aussi différentes pour les deux réacteurs. Le RF fait un enlèvement $10\% \pm 9\%$ du phosphore total, alors que le UASB relargue le phosphore avec $17\% \pm 11\%$. Ce relargage de phosphore est probablement dû à la perte de granules à l'effluent. Le pH augmente légèrement pour les deux réacteurs, avec une augmentation supérieure du UASB comparativement au RF. Ces données ont toutes des incertitudes assez grandes, puisque la différence entre la concentration de MES de l'effluent et l'affluent est minime comparativement aux données mesurées.

Tableau 4-2 Caractérisation intensive des deux réacteurs du UASB et du RF

Analyse	Procédé	Affluent		Effluent		Enlèvement		Jours d'échantillonnage
		Concentration mg/L	Charge journalière g m ⁻³ d ⁻¹	Concentration mg/L	Charge journalière g m ⁻³ d ⁻¹	Charge % massique		
DCO_{tot}	UASB	3600 ± 140	1860 ± 80	2440 ± 80	1260 ± 50	32% ± 5%		72, 79, 87, 91
	RF	3600 ± 140	1670 ± 100	2420 ± 270	1120 ± 140	33% ± 8%		
CS_{DCO}	UASB	3530 ± 70	1820 ± 50	2430 ± 70	1250 ± 40	31% ± 3%		72, 79
	RF	3540 ± 100	1640 ± 80	2730 ± 180	1260 ± 100	23% ± 7%		
DBO₅	UASB	1160 ± 60	600 ± 30	440 ± 20	230 ± 10	62% ± 5%		72, 79
	RF	1040 ± 120	480 ± 60	600 ± 100	280 ± 50	42% ± 14%		
MES	UASB	60 ± 11	31 ± 6	50 ± 7	26 ± 3	16% ± 21%		72, 79
	RF	52 ± 4	24 ± 2	38 ± 9	18 ± 5	25% ± 18%		
NTK	UASB	1300 ± N/A	670 ± N/A	1400 ± N/A	700 ± N/A	-4% ± N/A		79, 91
	RF	1300 ± N/A	600 ± N/A	1300 ± N/A	600 ± N/A	0% ± N/A		
S_{NH4}	UASB	570 ± 70	290 ± 40	570 ± 80	290 ± 40	0% ± 0%		72, 79, 87, 91
	RF	570 ± 70	260 ± 40	570 ± 90	260 ± 40	0% ± 0%		
S_{NO2}	UASB	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	N/A		79, 91
	RF							
S_{NO3}	UASB	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	N/A		79, 91
	RF							
PT	UASB	7,2 ± 0,5	3,7 ± 0,3	8,4 ± 0,5	4,3 ± 0,3	-17% ± 11%		79, 91
	RF	7,3 ± 0,4	3,4 ± 0,2	6,6 ± 0,4	3,0 ± 0,2	10% ± 9%		
S_{PO4}	UASB	0,9 ± 0,1	0,5 ± 0,0	1,3 ± 0,1	0,7 ± 0,1	-41% ± 17%		72, 79, 87, 91
	RF	0,9 ± 0,1	0,4 ± 0,0	0,9 ± 0,2	0,4 ± 0,1	-1% ± 25%		
Fer_{tot}	UASB	16,7 ± 0,4	8,6 ± 0,2	9,5 ± 0,4	4,9 ± 0,2	43% ± 3%		72, 79, 91
	RF	15,7 ± 0,3	7,3 ± 0,3	10,8 ± 0,7	5,0 ± 0,4	31% ± 6%		
S_{Fe}	UASB	4 ± 1	2,1 ± 0,7	4 ± 1	1,9 ± 0,4	12% ± 39%		72, 79
	RF	4 ± 2	1,9 ± 0,8	4 ± 1	1,7 ± 0,6	13% ± 49%		

Tableau 4-2 Caractérisation intensive des deux réacteurs du UASB et du RF (Suite)

Analyse	Procédé	Affluent		Effluent		Enlèvement	Jours d'échantillonnage
		Concentration mg/L	Charge journalière g m ⁻³ d ⁻¹	Concentration mg/L	Charge journalière g m ⁻³ d ⁻¹	Charge % massique	
S _{Na}	UASB	1520 ± 60	790 ± 30	1550 ± 70	800 ± 40	-1.3% ± 6.4%	72, 79, 87, 91
	RF	1540 ± 70	710 ± 40	1550 ± 70	720 ± 40	-1.4% ± 8.0%	
S _K	UASB	530 ± 20	270 ± 10	540 ± 10	280 ± 10	-3.7% ± 5.3%	72, 79, 87, 91
	RF	540 ± 10	250 ± 10	540 ± 10	250 ± 10	0% ± 6%	
S _{Ca}	UASB	190 ± 20	100 ± 10	190 ± 20	100 ± 10	0% ± 14%	72, 79, 87, 91
	RF	200 ± 20	90 ± 10	130 ± 30	60 ± 20	33% ± 19%	
S _{Mg}	UASB	139 ± 9	72 ± 5	143 ± 7	74 ± 4	-3,0% ± 8%	72, 79, 87, 91
	RF	145 ± 6	67 ± 4	142 ± 8	66 ± 5	2,2% ± 9%	
S _{Cl}	UASB	1940 ± 70	1000 ± 40	2000 ± 20	1030 ± 20	-3,0% ± 4%	72, 79, 87, 91
	RF	1990 ± 20	920 ± 40	2010 ± 20	930 ± 40	-1,1% ± 6%	
S _{SO4}	UASB	2,7 ± 0.1	1,4 ± 0.1	0,08 ± 0.01	0,04 ± 0,00	97% ± 5%	87, 91
	RF	3,0 ± 0.1	1,4 ± 0.1	0,13 ± 0.01	0,06 ± 0,00	96% ± 4%	
S ²⁻	UASB	3,3 ± 0.7	1,7 ± 0.4	1,2 ± 0.1	0,6 ± 0,1	63% ± 21%	72, 79
	RF	3,1 ± 0.1	1,4 ± 0.1	1,9 ± 0.2	0,9 ± 0,1	40% ± 6%	
pH	UASB	7,60 ± 0.03	N/A	7,90 ± 0,16	N/A	-4% ± 2%	72, 79
	RF	7,60 ± 0.02		7,71 ± 0,11		-2% ± 1%	
Alc	UASB	7120 ± 20	3670 ± 50	7430 ± 50	3830 ± 60	-4% ± 2%	72, 79
	RF	7080 ± 20	3270 ± 130	7240 ± 20	3350 ± 130	-2.4% ± 6%	
EC (mS/cm)	UASB	16,6 ± 0.4	N/A	16,9 ± 0,1	N/A	-1% ± 2%	72, 79
	RF	16,9 ± 0.1		17,02 ± 0,03		-1% ± 1%	

	Enlèvement
	Enlèvement (Faible)
	Relargage
	Augmentation (Faible)
	Changement non significatif

*Les composés sont tous exprimés en g N, g P et g S

Profil du milieu des réacteurs

Les résultats obtenus de la caractérisation de l'intérieur des deux réacteurs sont présentés au Tableau 4-3. Ces résultats sont issus des jours de caractérisation 71 et 78. Pour certains résultats la déviation standard n'a pas pu être calculée, mais ces données sont tout de même présentées à titre indicatif. Les mesures de la concentration en S^{2-} indiquent qu'il y a présence de sulfures de métaux, potentiellement du FeS.

Selon ces résultats, dans le RF la plupart de la DCO et du Fe se retrouvent dans le bas de la colonne au niveau de la zone du 15-20 mm. La concentration de ces paramètres diminue dans les zones supérieures, soient les zones des roches avec un diamètre de 10-15 mm et 5-10 mm. Le même profil de concentration, diminuant vers le haut, est présent pour le S_{Ca} et S_{PO4} . Les autres paramètres restent assez stables en termes de concentration dans l'ensemble de la colonne du RF.

Pour le UASB, il y a une forte concentration en DCO à cause des boues granulaires, qui ont aussi été caractérisées dans l'analyse de la DCO totale. La concentration des autres paramètres est globalement inférieure comparativement aux concentrations du RF.

Tableau 4-3 Jours d'échantillonnage 71 et 78

Analyse	Unités	UASB Milieu	RF		
			Milieu #1 Bas (15-20 mm)	Milieu #2 Milieu (10-15 mm)	Milieu #3 Haut (5-10 mm)
DCO	mg DCO/L	39200 ± N/A ⁽¹⁾	3900 ± 300	3400 ± 200	2800 ± 20
SNH4	mg N/L	590 ± 40	770 ± 40	790 ± 20	800 ± 10
SPO4	mg P/L	2,3 ± N/A ⁽²⁾	2,9 ± N/A ⁽²⁾	1,6 ± N/A ⁽²⁾	1,5 ± N/A ⁽²⁾
Fe	mg Fe/L	38 ± N/A ⁽³⁾	95 ± N/A ⁽³⁾	20 ± N/A ⁽³⁾	17 ± N/A ⁽³⁾
SFe	mg Fe/L	4 ± N/A ⁽³⁾	7 ± N/A ⁽³⁾	5 ± N/A ⁽³⁾	6 ± N/A ⁽³⁾
SNa	mg Na/L	1090 ± 50	1520 ± 40	1550 ± 40	1590 ± 3
SK	mg K/L	350 ± 10	490 ± 60	510 ± 50	520 ± 30
SCa	mg Ca/L	130 ± 10	200 ± 1	180 ± 10	160 ± 4
SMg	mg Mg/L	85 ± 5	139 ± 6	139 ± 7	141 ± 5
SCl	mg Cl/L	1430 ± 80	1980 ± 10	1977 ± 3	2004 ± 7
Sso4	mg S/L	16 ± N/A ⁽²⁾	1 ± N/A ⁽²⁾	< 0,1 ⁽⁴⁾	< 0,1 ⁽⁴⁾
S²⁻	mg S/L	180 ± 20	27 ± 7	12 ± 4	6 ± 1

(1) Échantillon du jour 71 trop concentré pour la lecture de la DCO

(2) Échantillons du jour 71 trop dilués pour l'analyse IC

(3) Échantillon du jour 71 perdu

(4) Échantillons ne contenaient pas assez de sulfates pour pouvoir faire la détection à cette dilution.

Bilan de masse sur le fer et zinc

Les résultats du bilan de masse sont présentés au Tableau 4-4. Deux méthodes de calculs ont été utilisées pour calculer la masse totale de fer accumulé dans les réacteurs

Tableau 4-4 Bilan de masse sur le fer

Résultat	Unités	RF	UASB
Bilan sur le contenu total	mg Fe	3600 ± 100	2500 ± 80
Calcul avec les enlèvements	mg Fe	$3650 \pm \text{N/A}$	$2470 \pm \text{N/A}$
Concentration en fût vide	mg Fe/L	340 ± 10	490 ± 14

(1) La première méthode est celle analytique. Le contenu intégral des deux réacteurs a été recueilli dans des barils. Un lavage à l'eau de javel a permis de nettoyer pour solubiliser le fer présent dans le milieu. Une analyse en fer total a été effectuée sur les échantillons provenant de barils. En connaissant le volume d'eau et la concentration, le contenu total en fer a pu être déterminé. (2) La deuxième méthode de calcul utilise les concentrations des échantillons collectés et analysés pendant les 3 mois de l'expérience. Ce calcul utilise l'hypothèse qu'entre deux points d'échantillonnage, l'enlèvement du fer est la moyenne de ces points. Les données pour ce calcul sont présentées à l'Annexe H et à la Figure 4-8. Les deux méthodes de calcul donnent un résultat similaire en masse totale de fer dans le réacteur, et ce pour les deux réacteurs.

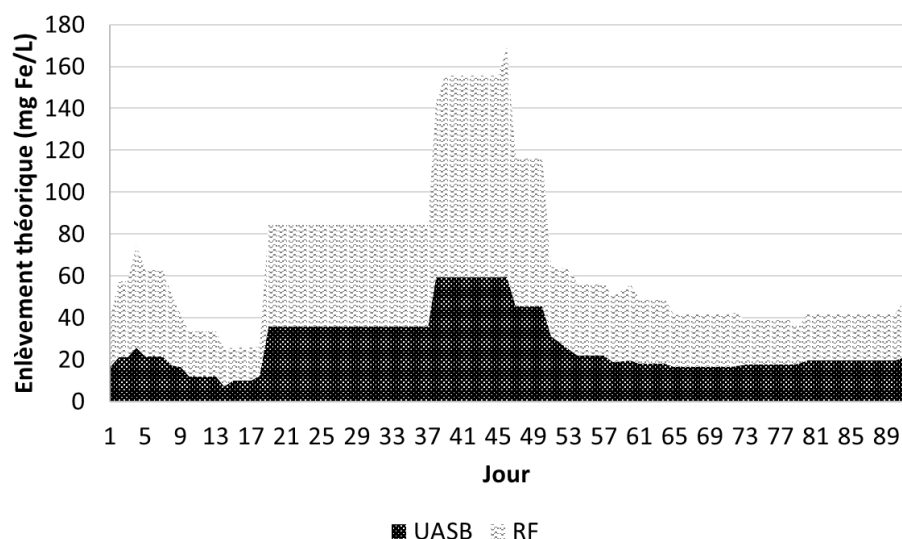


Figure 4-8 Enlèvement théorique du fer pour le calcul du bilan de masse

La concentration en fût vide a aussi été calculée et est présentée au Tableau 4-4. Cette concentration est calculée avec le volume en fût vide des deux réacteurs, c'est-à-dire, sans prendre en compte le volume occupé par le média filtrant, des roches calcaires, ou le volume requis par les boues granulaires.

Dans le RF l'accumulation de fer est supérieure à l'accumulation de fer dans le réacteur UASB. Cependant, la concentration en fût vide du RF est inférieure à celui du UASB. Rappelons que la performance du RF n'est pas pour autant meilleure, même si la concentration en fût vide est inférieure. La concentration de l'effluent du RF, dans les dernières semaines d'opération, était supérieure aux échantillons d'effluent du UASB.

L'échantillon utilisé pour l'analyse du fer total a aussi été analysé pour le zinc. Les données sont présentées au Tableau 4-5.

Tableau 4-5 Bilan de masse sur le zinc

Résultat	Unités	RF	UASB
Bilan de masse	mg Zn	280 ± 10	220 ± 5
Concentration en fût vide	mg Zn/L	40 ± 2	50 ± 2

4.2.1.3.3 Analyses supplémentaires - RF

L'analyse de la composition des roches du média filtrant du RF a été réalisée. Les résultats sont présentés au Tableau 4-6. Cependant, cette analyse est grandement influencée par le lavage à l'eau de javel des roches qui a été faite pour l'analyse sur le bilan de masse.

La composition des roches a été analysée afin de déterminer s'il y a relargage de certains composés à l'effluent du marais filtrant provenant du média filtrant. Les résultats sont à titre indicatif, car aucune vraie analyse statistique n'a été effectuée sur les roches. Malgré ceci il est possible de remarquer que les compositions en fer, en manganèse et en soufre ont diminué suite à l'expérience. D'autres composés comme la concentration en calcium ont augmenté en proportion.

Tableau 4-6 Composition des roches du média filtrant du RF avant et après le traitement

Composé	Initial	Après traitement	Variation par rapport à la valeur initiale
SiO ₂ %	32,6	25,3	-23%
Al ₂ O ₃ %	6,98	5,24	-25%
CaO %	27,96	35,28	26%
MgO %	2,98	1,85	-38%
FeO%	2,76	2,22	-20%
Na ₂ O %	0,65	0,50	-23%
K ₂ O %	2,12	1,63	-23%
MnO %	0,11	0,14	23%
S (tot) %	0,32	0,25	-22%
Carbone total %	6,26	7,42	19%
CO ₂ %	22,8	27,1	19%
P.A.F. %	23,9	28,1	18%

Légende

	Augmentation
	Diminution

4.2.1.3.4 Analyses supplémentaires - UASB

Caractérisation des granules

Les granules utilisés pour l'inoculum du réacteur UASB ont été caractérisés. Ces résultats ont permis d'utiliser les critères de dimensionnement pour déterminer le volume nécessaire de ces boues dans le réacteur du banc d'essai au laboratoire. Les paramètres ayant été analysés sont présentés au Tableau 4-7. L'alcalinité des boues était similaire à l'alcalinité du lixiviat.

Tableau 4-7 Caractérisation des boues granulaires

Analyse	Unités	Valeur		
DCO	mg DCO/L	68000	±	1300
MT	mg N/ L	31	±	2
MVT	mg P/L	45	±	2
Alk	mg CaCO ₃ /L	7120	±	60

Production en méthane

Le gaz provenant de l'effluent du réacteur UASB a été caractérisé. Le rendement de production en méthane R_{CH_4-DCO} est exprimé en unités de ml de CH₄ par grammes de DCO enlevée. La composition du gaz est totalisée un pourcentage volumique de 89% ± 6%. Le gaz contenait également du H₂S puisque même à l'odeur il était possible de détecter la présence de ce gaz. Le H₂S n'a pas été caractérisé pour cette expérience. Un total de trois échantillons a été prélevé et la moyenne de ces analyses est présentée au Tableau 4-8. Une analyse sur la fraction de DCO consommée pour la production de méthane est disponible à l'Annexe G.

Tableau 4-8 Caractérisation du méthane

Analyse	Unités	Valeur		
CH₄	% vol.	77%	±	3%
CO₂	% vol.	12%	±	3%
Q_{gaz}	ml/d	640	±	20
R_{CH4-DCO}	ml CH ₄ /g DCO	160	±	10

4.3 Analyse comparative

L'efficacité, en pourcentage d'enlèvement du fer des procédés testés, est présentée au Tableau 4-9. Selon les résultats le meilleur enlèvement en Fe a été obtenu pour le procédé d'ajout de chaux avec $80\% \pm 6\%$ lorsqu'une dose de 6,1 g $\text{Ca}(\text{OH})_2/\text{L}$ est ajouté. L'enlèvement pour le RF et le UASB n'est pas significativement différent l'un de l'autre.

Pour les réacteurs anaérobies le temps de rétention était d'environ 48 h. Les efficacités, pour les procédés aérobies, ont été calculées pour un temps de décantation de 24 h. Il n'y a pas de données disponibles pour un temps de décantation de 48h. Un temps de décantation de 48 h aurait permis de faire une meilleure comparaison avec les efficacités des procédés anaérobies. En effet, le temps de décantation est comme le TRH des procédés aérobies testés. Cependant, une des efficacités a été calculée pour un temps de décantation de 72 h et le résultat obtenu est de $37\% \pm 7\%$. Cette efficacité d'enlèvement, obtenu pour l'aération et la décantation, n'est pas significativement différente des résultats obtenus pour les procédés anaérobies du RF et du UASB. Cette comparaison implique que le TRH des procédés anaérobies est inférieure au TRH de décantation des essais d'aération et de décantation. Donc, il fallait 24 h supplémentaire pour le lixiviat aéré pour atteindre une efficacité d'enlèvement similaire aux deux procédés anaérobies.

L'analyse qualitative permet de montrer que le procédé le plus adapté comme prétraitement au marais filtrant est le UASB. Cette analyse, toutefois qualitative, permet tout de même de donner une ligne directrice pour le choix du procédé. L'analyse est basée sur un pointage accordé aux critères d'intérêt pour le procédé de prétraitement. Par exemple, le procédé de l'ajout de chaux l'emporte pour son efficacité, mais en termes des coûts d'opération et de l'entretien le procédé est beaucoup moins attrayant. Le procédé du UASB obtient des points dans chacune des catégories.

Tableau 4-9 Analyse comparative des procédés de prétraitement

TypeProcédé		LixiviatNotes		Efficacités d'enlèvement moyen (% massique)				Analyse comparative - Qualitative				Score final (/15)		
				Selon le lixiviat		Selon le procédé		Entretien (/3)	Coûts Op. (/2)	Longévité (/5)	Efficacité (/5)			
Aérobie	Aération et décantation	JE2	Essai #1	26% ⁽²⁾	±	3%	22% ⁽³⁾	±	6%	3	1	2	2	8
		JE1	Essai #2	37% ⁽¹⁾	±	7%		14% ⁽²⁾	±					
			Essai #3	14% ⁽²⁾	±	2%								
	Anaérobie	Ajout de chaux	JE1	Dose 1	47%	±	6%	80%	±	6%	0	0	5	5
Dose 2				80%	±	6%								
RF		Baril #1	N/A	47%	±	8%	44%	±	11%	3	2	2	3	10
		Baril #4		53%	±	5%		33%	±					
		Baril #5		33%	±	7%								
UASB		Baril #1	N/A	49%	±	9%	49%	±	8%	2	2	5	3	12
	Baril #4	56%		±	5%	44%		±						
	Baril #5	44%		±	6%									

(1) Efficacité calculée pour un temps de décantation de 72h

(2) Efficacité calculée pour un temps de décantation de 24h

(3) Moyenne obtenue pour les échantillons de lixiviat #1 et #2 (essai#1 et essai#2 et #3) avec un temps d'aération de 0h et temps de décantation 24h

CHAPITRE 5 DISCUSSION GÉNÉRALE

Le chapitre de la discussion générale est séparé en trois sections principales. La première section est celle de la discussion des objectifs spécifiques. Celle-ci présente le processus de sélection des procédés de prétraitement, les résultats d'analyse en traitement de fer et une comparaison des procédés de traitement. La deuxième section est celle de la validation de l'hypothèse scientifique, alors que la troisième section est celle des retombées et originalités des travaux.

5.1 Objectifs spécifiques

5.1.1 Sélection des procédés

La sélection des procédés de prétraitement a été établie sur la base d'une revue de la littérature. Cette revue a permis d'identifier les principaux enjeux liés à l'utilisation des marais filtrants pour le traitement de lixiviat provenant de lieux d'enfouissement techniques. Afin de résoudre ces enjeux, plusieurs procédés de prétraitement ont été identifiés.

5.1.1.1 Enjeux pour le marais filtrant

Les enjeux quant au traitement du lixiviat par marais filtrant peuvent être de différentes natures qui peuvent être regroupées en deux grandes catégories. Ils peuvent être liés à la performance ou au fonctionnement physiques du traitement. (1) Les enjeux liés au fonctionnement physique du marais filtrant empêchent totalement le fonctionnement du traitement comme, par exemple, une entrave à l'écoulement de l'eau dans le marais filtrant. (2) Les enjeux liés à la performance de traitement regroupent tout ce qui a trait à l'efficacité de traitement, comme l'inhibition du traitement biologique due à la présence de composés toxiques, par les variations de la température, par le manque de nutriments essentiels.

Durant le processus d'évaluation du besoin d'une unité de prétraitement, plusieurs contaminants ont été identifiés. Parmi ceux-ci, la forte concentration en azote ammoniacal et la haute concentration en matières inorganiques, plus précisément le fer, sont les principaux contaminants d'intérêt.

5.1.1.1.1 Azote ammoniacal

Le problème de la forte concentration en azote ammoniacal peut être résolu par la configuration même du marais filtrant. L'azote ammoniacal est un des contaminants qui, en haute concentration, pourrait nuire aux plantes présentes dans le marais filtrant (DWA, 2017). Cependant, cet enjeu en est un de deuxième catégorie liée à la performance. De plus, cette problématique peut être adressée en utilisant un design plus moderne du marais filtrant en utilisant l'air aération forcée (Kadlec et Wallace, 2009).

5.1.1.1.2 Concentration du fer

Avant de s'intéresser à l'efficacité du traitement, la préoccupation principale, pour le choix du prétraitement, est d'assurer le fonctionnement physique du marais filtrant. Ainsi, le risque de colmatage du marais filtrant par accumulation de fer doit être adressé en premier afin d'assurer le bon fonctionnement du marais à long terme (Nivala et al., 2005). Le contaminant d'intérêt principal pour le choix du prétraitement est le fer.

5.1.1.2 Procédés de prétraitement

Mise à part la concentration du fer, les caractéristiques du lixiviat qui ont été décisives pour le choix des procédés sont la charge en DCO, DBO₅, S_{SO4} et le pH. Le procédé de prétraitement choisi doit être résistant aux fortes variations de concentration des contaminants présents dans un lixiviat concentré provenant de jeunes cellules d'enfouissement. La concentration en matière organique permet de faire la distinction entre les lixiviats provenant de jeunes cellules et ceux provenant d'anciennes cellules d'enfouissement (Langergraber et al., 2019).

5.1.1.2.1 Procédés aérobies

Les procédés aérobies choisis sont des procédés qui permettent un enlèvement du fer par voie chimique et non biologique tels que l'enlèvement du fer par oxydation.

5.1.1.2.1.1 Aération et décantation

Les prétraitements les plus couramment utilisés pour l'enlèvement du fer de lixiviats en amont de marais filtrants est l'aération et la décantation (Kadlec et Wallace, 2009). Tel que mentionné dans

les sections précédentes, le colmatage du marais filtrant aéré se produit lorsque le fer est oxydé en conditions aérobies. Le fer se dépose alors sur le milieu filtrant du marais et s'y accumule. Avec le temps les pores du marais deviennent obstrués (Nivala et al., 2005). Le procédé de traitement par aération et décantation permet de reproduire ce phénomène, mais en amont du marais filtrant. L'oxydation du fer est ainsi réalisée dans le bassin d'aération en amont et non dans le marais filtrant.

L'aération et la décantation est un procédé de traitement souvent utilisés dans le contexte de prétraitement de lixiviat en amont de marais filtrants (Nivala et al., 2005). Ils ont rapporté une baisse de la concentration moyenne en fer du lixiviat alimenté au marais filtrant de 21 mg/L à 4 mg/L à la suite de ce prétraitement.

Cependant, ce procédé ne permet pas de traiter la matière organique. L'aération du fer requiert l'oxydation rapide du fer filtrable en fer particulaire. Ce dernier peut par la suite sédimenter dans un décanteur en aval (Kadlec et Wallace, 2009). Tel que mentionné dans le Chapitre 2, l'aération du lixiviat peut se faire selon plusieurs techniques, soit par aération forcée ou par aération passive à l'aide de cascades d'aération.

L'aération et la décantation possède certains avantages. L'enlèvement du fer est réalisé par voie chimique et physique. Ce procédé est une manière relativement simple de résoudre le problème d'accumulation de fer. En effet, les installations nécessaires sont : (1) une unité d'aération, soit un bassin d'aération avec des buses d'aération ou une cascade d'aération, et (2) une unité de décantation, soit un bassin de décantation. De plus, comme le traitement n'est pas réalisé par voie biologique, les changements de température entre l'été et l'hiver n'affectent pas drastiquement l'efficacité du traitement. Le procédé peut être utilisé en climat canadien pendant la période hivernale avec un bassin muni de buses d'aération. En effet, le courant d'eau sur les cascades d'aération est beaucoup trop mince et l'eau risque de geler à des températures trop basses.

5.1.1.2.1.2 Aération, décantation et ajout de chaux

La chaux a été identifiée comme un bon composé pour favoriser la précipitation et la décantation du fer. La chaux est couramment utilisée en traitement de l'eau pour ajuster le pH. Ici, l'objectif était d'utiliser la chaux pour augmenter le pH du lixiviat et transformer le fer en $\text{Fe}(\text{OH})_3$. Par

ailleurs, les études prouvent que l'ajout de chaux dans les lixiviats permet de faire un bon enlèvement des métaux, dont le fer (Blais et al., 1999). Dans l'étude d'El Bada et al. (2015), la substance de précipitation la plus efficace pour l'abattement des substances métalliques inorganiques est la chaux sous forme de Ca(OH)_2 comparativement à d'autres bases comme le CaCO_3 et le NaOH .

5.1.1.2.2 Procédés anaérobies

Les procédés anaérobies choisis sont des procédés biologiques. Le principe d'enlèvement du fer dans ces procédés est la sulfatoréduction. Les réacteurs biologiques anaérobies choisis permettent l'enlèvement partiel de la matière organique rapidement biodégradable. Ces réacteurs sont aussi conçus pour traiter les fortes charges en matière organique (Metcalf & Eddy-AECOM, 2014).

5.1.1.2.3 RF

Le RF est un procédé de polissage qui peut servir comme filtre et milieu propice pour la réaction de sulfatoréduction sous conditions anaérobies. De plus, le média filtrant peut être de la roche calcaire. Dans certaines conditions, la roche calcaire peut favoriser l'enlèvement du fer, c'est-à-dire la précipitation du Fe^{2+} sous forme de sidérite de calcium $\text{CaFe(CaO}_3)_2$ (Khatri et al., 2017). Le choix d'un filtre comme celui-ci a été justifié par ces deux facteurs soient : le potentiel de faire de la sulfatoréduction et l'hypothèse que le milieu de roches calcaires permet d'améliorer l'enlèvement du fer.

De plus, l'entretien d'un tel système est moindre et le procédé est passif. La mise en place d'un tel filtre est simple, les besoins en infrastructure sont similaires à ceux nécessaires pour un marais filtrant. De plus, les coûts d'opération avec un tel système sont moindres comparativement aux traitements conventionnels (Nkwonta, 2009).

5.1.1.2.4 UASB

Le réacteur UASB a été choisi pour sa capacité de traitement des fortes charges de matière organique (Metcalf & Eddy-AECOM, 2014). Généralement, la réaction de sulfatoréduction n'est pas favorable dans un réacteur de ce type puisqu'elle inhibe la méthanisation (Hasnain Isa et al., 2005). Ceci n'est pas un enjeu dans l'utilisation qui nous intéresse dans le cadre de ce projet. En

effet, la réaction de sulfatoréduction est celle qui nous intéresse pour l'enlèvement du fer. Enfin, la production et la possibilité de récupérer du méthane offrent un potentiel de plus-value pour ce procédé, notamment pour servir comme biogaz pour la production d'énergie électrique (IEA WEO, 2017).

5.1.2 Expérimentation

L'étape de l'expérimentation consistait à tester les procédés de prétraitement sélectionnés. L'efficacité de traitement du fer a été déterminée pour différents procédés. La discussion dans cette section porte sur les données d'efficacité obtenues pour chaque procédé testé. Ces résultats sont aussi comparés aux résultats obtenus dans d'autres études utilisant des procédés similaires.

5.1.2.1 Procédés aérobies

Pour les procédés aérobies, les fractions de fer filtrable et de fer particulaire sont les deux paramètres d'intérêt.

5.1.2.1.1 Aération et décantation

5.1.2.1.1.1 Performance

L'enlèvement du fer par aération et décantation dépend du temps de décantation. Plus le temps de décantation est élevé plus la concentration de fer à l'effluent est faible. La concentration minimale de 8 mg Fe/L a été obtenue avec le lixiviat non aéré et un temps de décantation de 140 h, soit un peu moins de 6 jours. Cette valeur représente un enlèvement d'environ 65%. Ainsi, le temps pour la décantation du fer jusqu'à l'obtention d'une concentration inférieure à 5 mg/L, dépasse les 140 h. L'enlèvement du fer de lixiviats par aération et décantation requiert un temps de décantation de l'ordre de plusieurs jours.

Les temps de décantation sont tout aussi élevés dans les études faites sur de tels systèmes. Des temps de l'ordre de 12 h à 48 h étaient nécessaires pour faire l'enlèvement du fer, jusqu'à l'obtention de concentrations pouvant satisfaire aux objectifs de rejet, dans l'étude de Loer et al. (1999). Ils ont obtenu un enlèvement du fer variant entre 95% et 99% pour un temps d'aération extensif de 4 h. Le taux d'oxygène dissous du lixiviat était près de la saturation à la suite de l'aération.

5.1.2.1.1.2 Influence de la matière organique

L'enlèvement en Fe total au pilote *Jones County Landfill* était de 57% (Nivala et al., 2005). Le temps de résidence hydraulique (TRH) pour atteindre cet enlèvement, était de 3 jours. Pour un même temps de décantation de 3 jours, l'enlèvement obtenu avec le lixiviat JE1 non aéré, était de 48%. Les enlèvements avec les échantillons de lixiviats aérés étaient tous inférieurs à ce résultat.

Le lixiviat utilisé dans le projet de Nivala et al. (2005) provient d'un lieu d'enfouissement plus âgé avec une concentration en matière organique de 781 mg DCO/L et 116 mg DBO₅/L. Comparativement à cette étude, la concentration en matière organique du lixiviat utilisé dans les essais d'aération et décantation à Polytechnique était de l'ordre de 3500 mg DCO/L et 1000 mg DBO₅/L.

Les expériences avec le procédé d'aération et décantation ont aussi été réalisées avec le lixiviat provenant des anciennes cellules d'enfouissement à Sainte-Sophie. L'influence de la concentration en matière organique peut aussi être observé en comparant la décantation du fer du jeune et du vieux lixiviat. La concentration en matière organique du lixiviat de l'ancienne zone est beaucoup plus faible que celle provenant de la nouvelle zone. La concentration initiale en fer du lixiviat de l'ancienne zone était de 45-48 mg/L, ce qui est supérieur à la concentration initiale du jeune lixiviat, soit 23-28 mg/L.

Si on compare la décantation du fer dans les lixiviats JE1 et le AE1 de la Figure 4-2 du Chapitre 4, après un temps de décantation de 14 h la concentration finale des lixiviats jeune et vieux devient respectivement de 8 mg/L et 23 mg/L, ce même si la concentration initiale du vieux lixiviat était beaucoup plus élevée au départ.

Les jeunes lixiviats contiennent une concentration en matière organique élevée, alors qu'un vieux lixiviat n'en contient presque pas. L'utilisation de l'aération et la décantation est une technique plus efficace pour les lixiviats qui contiennent une concentration plus faible en matière organique. Cette observation est cohérente avec la littérature que le fer forme des complexes avec la matière organique en suspension (Lee et al., 2005).

5.1.2.1.1.3 Influence de l'aération

L'aération permet d'augmenter la fraction du S_{Fe} . Si on prend l'exemple du lixiviat JE1, la fraction de S_{Fe} est passée de 9,3 à 6,0 mg/L, après l'aération de 2 h. Ceci représente une augmentation de 2,7 mg/L en Fe total comparativement à la concentration initiale en fer total. La concentration finale après 72 h d'aération pour l'échantillon aéré et non aéré était de 14 mg/L et 12 mg/L, respectivement. Ces données sont présentées au Tableau 5-1.

Tableau 5-1 Concentration en fer total et en fer filtrable après décantation de 72 h pour les échantillons de lixiviat JE1 aéré et non-aéré

Échantillon (JE1)	Concentration en fer (mg/L)	
	Total (Fe) - Décanté 72 h	Filtrable (S_{Fe})
Non-aéré	12	9,3
Aéré pendant 2 h	14	6,0

Théoriquement, si les deux lixiviats, aéré et non aéré, étaient décantés pendant un certain temps tout le fer particulaire serait décanté. Cependant, la valeur de la concentration totale des lixiviats n'est pas équivalente à la concentration en fer filtrable. La concentration finale du lixiviat non-aéré est même plus élevée que celle du lixiviat aéré pendant 2 h. Tout le fer particulaire devrait se retrouver dans les boues décantées. La décantation n'a pas été réalisée pendant assez longtemps pour atteindre ces concentrations finales.

Les essais d'aération et de décantation ont aussi montré que l'aération du lixiviat ne fait pas diminuer le temps de décantation du fer. L'oxydation et la décantation du fer n'est pas une méthode de traitement efficace pour tous les types de lixiviats. Tel que mentionné précédemment, l'enlèvement du fer pour le lixiviat JE1 non-aéré et décanté pendant 3 jours était de 48%. Cependant, l'enlèvement du fer pour le même lixiviat, lorsqu'aéré pendant 2 h, pour un même temps de décantation, était de 32%. Selon ces observations, plus le temps d'aération est élevé, plus la décantation est lente. De plus, à la Figure 4-1, plus le temps d'aération était élevé plus la décantation du fer était lente. L'aération n'a pas permis d'augmenter le rendement d'enlèvement du fer par le procédé.

5.1.2.1.2 *Aération, décantation et ajout de chaux*

5.1.2.1.2.1 Performance

L'enlèvement du fer avec le procédé d'ajout de chaux était maximal avec la dose de 6,1 g/L de $\text{Ca}(\text{OH})_2$. Seulement deux doses de chaux ont été testés dans cette expérience. L'efficacité de traitement obtenu avec la plus grande dose en chaux était de $80 \pm 6\%$. La concentration en Fe total du lixiviat est passé de $27,5 \pm 1.6$ mg/L à $5,0 \pm 0.1$ mg/L. El Bada et al. (2015) ont obtenu un enlèvement de 77% pour la même dose de chaux. La concentration en fer initial était de 5 mg/L et cette concentration est passé à environ 1 mg/L. L'enlèvement du fer par chaulage et décantation est un procédé très efficace de traitement.

5.1.2.1.2.2 Influence du Ph

Tel que mentionné dans le Chapitre 2, l'état d'oxydation du fer peut être prédit par les diagrammes de Pourbaix. Un diagramme de Pourbaix a été construit pour les concentrations mesurées en fer particulaire de 21 mg/L et en fer filtrable de 9 mg/L. Le diagramme a été construit basé sur l'hypothèse que tout le fer particulaire était sous la forme de Fe^{3+} et tout le fer filtrable était sous la forme de Fe^{2+} . À l'aide de cette hypothèse, certaines formules ont été utilisées pour construire le diagramme de Pourbaix (Figure 5-1). Les formules qui ont permis de construire ce graphique se trouvent à l'Annexe A. Le diagramme de Pourbaix de la Figure 5-1 permet de visualiser la région dans laquelle le fer se serait retrouver selon les différentes étapes de l'essai avec l'ajout de la chaux.

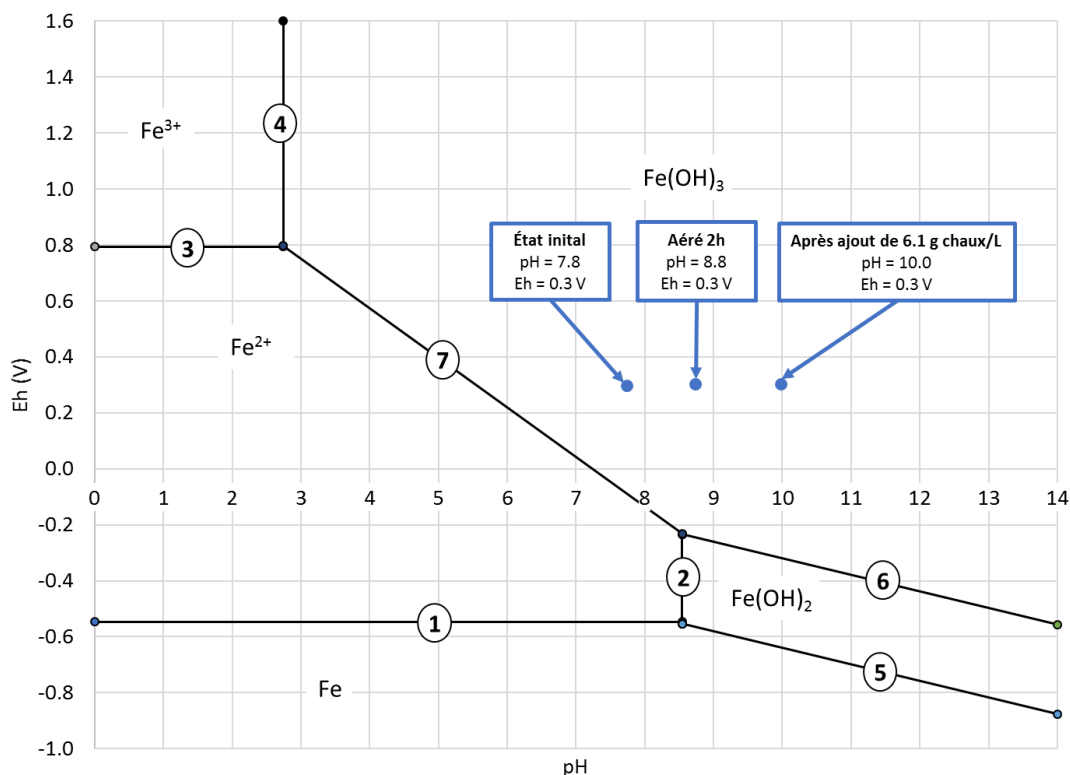


Figure 5-1 Diagramme de Pourbaix théorique pour l'échantillon de lixiviat JE1 @ T=25°C

Selon le diagramme, le fer devrait déjà se retrouver sous forme $\text{Fe}(\text{OH})_3$, pour un pH de 7.8 et un potentiel d'oxydoréduction de 0.3 V, à toutes les étapes de l'expérience avec la chaux, pour les essais réalisés avec le lixiviat JE1 lorsque la réaction est à l'équilibre. Sous cette forme, le fer devrait être facilement décantable. Ceci n'a pas été observé, puisque le fer était difficile à décanner avant l'ajout de la chaux et très rapidement décantable suite l'ajout de la chaux (voir la Figure 4-5 du Chapitre 4). Ainsi, l'enlèvement avec la chaux n'est pas seulement dû au changement de pH du lixiviat, mais à la précipitation du fer avec la chaux. La forte concentration en matière organique soluble a également affecté la solubilité du fer. De plus, tel que mentionné dans la section de la revue de la littérature la précipitation de l'hydroxyde de fer est favorisée lorsque le pH est supérieur à 9,0 (Stumm et al., 1996).

Avec un ajout de 6,1 g/L de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ le fer filtrable passe de $6,4 \pm 0,1$ à $1,4 \pm 0,2$ mg Fe/L. Cependant, le fer total qui reste en solution, après décantation, est de 5 mg Fe/L. Ainsi, le fer particulaire n'a pas été décanté au complet. En effet, si tout le fer particulaire était décanté la concentration de la solution serait égale à la concentration de fer filtrable soit $1,4 \pm 0,2$ mg Fe/L.

5.1.2.2 Procédés anaérobies

Les résultats obtenus pour les procédés anaérobies sont analysés dans cette section du rapport. Le principe d'enlèvement du fer en conditions anaérobies est la sulfatoréduction. Ainsi, la concentration en sulfates est le paramètre d'intérêt pour les expériences avec les réacteurs anaérobies.

5.1.2.2.1 RF

5.1.2.2.1.1 Performance

Avec le réacteur anaérobie du RF, l'efficacité de l'enlèvement du fer a été de $53 \pm 5\%$ en moyenne pour le lixiviat JB4. La performance a diminué avec le temps pour atteindre une valeur moyenne de 31% au dernier mois d'analyse. L'enlèvement des sulfates permet de montrer que la réaction de sulfatoréduction a eu lieu dans le réacteur. Selon les résultats, la transformation des sulfates était quasi complète à la sortie du réacteur, soit de 96% d'enlèvement pendant les deux semaines de la caractérisation intensive.

5.1.2.2.1.2 Influence de la matière organique

L'enlèvement du fer dans le RF était au maximum de 65% dans les essais avec le premier baril de lixiviat. Aziz et al. (2004) ont obtenu un enlèvement de 95% du fer dans leur étude. La différence de l'efficacité d'enlèvement du fer, des deux études, peut être corrélée à la concentration en matière organique des lixiviats. La concentration en DBO₅ du lixiviat JE1, était de 940 mg/L, alors que, dans l'étude d'Aziz et al. (2004), cette concentration était au maximum de 105 mg/L.

5.1.2.2.1.3 Influence de la taille des roches

La taille des roches utilisées était également différente dans les deux études. Les colonnes de roches calcaires dans l'étude d'Aziz et al. (2004) étaient remplies de roches ayant un diamètre moyen de 2-5 mm. Ainsi, la surface de contact des roches était beaucoup plus grande avec une telle taille. Ces auteurs associent l'enlèvement du fer à un facteur physique, alors que dans cette étude l'enlèvement du fer est associé à des effets biologiques et physico-chimiques.

5.1.2.2.2 UASB

5.1.2.2.2.1 Performance

L'efficacité maximale de l'enlèvement du fer était de $56 \pm 5\%$, avec le lixiviat JB4, pour le réacteur du UASB. Cette efficacité a diminué avec le temps pour atteindre une valeur moyenne de $43 \pm 3\%$ avec le lixiviat JB5. L'enlèvement du fer est impacté par la concentration en sulfates présents dans le milieu. L'enlèvement du fer, par sulfatoréduction est réalisé selon la relation stœchiométrique suivante soit $0,58 \text{ g S}^{2-}/\text{g Fe}^{2+}$. Pour une charge de sulfates de $1,4 \text{ g m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, soit la charge moyenne en sulfates du lixiviat JB5, l'enlèvement de fer théorique attendu est de $2,4 \text{ g m}^{-3} \text{ d}^{-1}$. En réalité, l'enlèvement avec le lixiviat JB5 était de $3,7 \text{ g m}^{-3} \text{ d}^{-1}$. La concentration des sulfates à l'effluent du réacteur est quasi nulle. Ainsi, il y a une carence en sulfates afin de précipiter le fer, mais il y a tout de même une plus grande quantité de fer qui est enlevé que ce qui est prédit par la théorie. Le fer en solution n'est pas seulement transformé en FeS par la réaction de sulfatoréduction. D'autres mécanismes d'enlèvement incluent probablement la formation de complexes avec la matière organique des boues granulaires du réacteur, l'accumulation sur les parois du réacteur par enlèvement physique et possiblement l'oxydation du fer à la surface du réacteur. La partie supérieure du réacteur n'était pas complètement isolé de l'air, ainsi il y a eu la formation d'une zone semi aérobie. Cette zone était de couleur rougeâtre et avait une texture gélatineuse, caractéristique des boues, ou ocre ferreux, formé par les bactéries oxydoréductrices de du fer (Kadlec & Wallace, 2009).

La concentration d'acides gras volatiles (AGV) du lixiviat à l'affluent et à l'effluent du réacteur doit être effectuée. L'enlèvement des AGV permet d'établir un bilan de masse sur la matière organique utilisée pour la production de méthane dans le réacteur anaérobie et permet aussi d'évaluer la performance du réacteur (M&E, 2003). Cependant, cette analyse n'a pas été fait dans ce cadre de cette étude.

5.1.2.2.2.2 Enlèvement de la matière organique

Kettunen et al. (1997) ont réalisé une expérience similaire avec un réacteur UASB. Plusieurs caractéristiques du lixiviat dans leur étude étaient aussi similaires aux caractéristiques du lixiviat utilisé dans cette étude. En effet, la concentration en DCO du lixiviat au pilote de Kettunen et al.

(1997) était de 3100 mg/L à l'affluent pour le lixiviat traité à 20 °C. La performance du réacteur opéré à Polytechnique était inférieure à celui du pilote. Cependant, en termes de performance le réacteur pilote a mieux performé que le réacteur étudié dans cette expérience.

Tableau 5-2 Paramètres d'enlèvement de la matière organique

Paramètre	R_{CH_4-DCO}	Eff_{DCO}	C_{CH_4}
Unités	ml CH_4 produit/g $COD_{enlevé}$	% [g/g]	% [ml/ml]
Pilote littérature⁽¹⁾	320	65%	65-85%
Expériences	160	32%	77%
<i>Description</i>	<i>Production en méthane</i>	<i>Efficacité d'enlèvement de la DCO</i>	<i>Concentration en méthane du biogaz</i>

(1) Kettunen et al. 1997

(2) Unité de prétraitement PhytoVaLix

Les paramètres pour l'enlèvement de la matière organique sont comparés au Tableau 5-2. L'enlèvement de la matière organique de la DBO_5 était de $62 \pm 5\%$ pour une charge organique de $1,5 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$. Les résultats obtenus dans l'étude de Kettunen et al. (1997) ont montrés un résultat d'un abattement de 75%-95% de la DBO_7 . L'enlèvement de la DCO et la production de méthane étaient également beaucoup plus élevés que les résultats obtenus dans cette étude.

Il y a plusieurs facteurs qui pourraient expliquer les différences observées. Un des paramètres clés qui n'a pas été caractérisé dans cette étude est la concentration en MVT et MT des boues du réacteur. Ce paramètre aurait été utile pour caractériser la santé du réacteur et étudier les solutions d'optimisation du traitement. Par ailleurs, la nature même du lixiviat utilisé dans les réacteurs est différente dans les deux études. Dans l'étude de Kettunen et al. (1997), l'électroconductivité du lixiviat était 2 fois inférieure à celle du lixiviat utilisé dans cette étude, soit de 6 mS/cm. La salinité des eaux pourrait avoir eu un effet sur la performance du réacteur. La concentration en azote ammoniacal n'a pas été caractérisée dans l'expérience du pilote de Kettunen et al. (1997). Ce composé est toxique à certaines concentrations et peut affecter la performance du traitement (Metcalf & Eddy-AECOM, 2014). Il y a possiblement une différence entre la concentration du lixiviat de WasteManagement en termes de la concentration en azote et le lixiviat du pilote de Kettunen et al. (1997).

5.1.3 Analyse comparative

Les procédés testés peuvent être comparés entre elles selon plusieurs critères. Les deux critères de comparaison choisis sont la performance en termes de traitement du fer et les modes d'opération. Dans la prochaine section, certains avantages et désavantages sont énoncés pour chaque réacteur testé.

Tableau 5-3 Avantages et désavantages des différents types de procédés testés pour l'enlèvement du fer

Conditions	Procédé	Opération	
		Avantages	Désavantages
Aérobie	Aération et décantation	<ul style="list-style-type: none"> Facile à opérer 	<ul style="list-style-type: none"> Peu efficace lorsqu'il y a une chélation du fer par de la matière organique
	Chaux	<ul style="list-style-type: none"> Efficace pour l'enlèvement du fer Temps de contact faible avec la chaux 	<ul style="list-style-type: none"> Besoin de concentrations élevés en chaux donc les coûts d'opération sont plus importants pH final est très élevé Gestion de la chaux difficile
Anaérobie	RF	<ul style="list-style-type: none"> Simplicité d'opération 	<ul style="list-style-type: none"> Risque de colmatage du média filtrant Besoin de remplacement ou lavage à l'acide à long terme Sensible aux variations de température
	UASB	<ul style="list-style-type: none"> Efficace pour les lixiviats jeunes pour le traitement des fortes charges en matière organique Production de CH₄ 	<ul style="list-style-type: none"> Sensibilité aux variations de température Besoin d'entretien pour l'opération

Le procédé d'aération et de décantation est un des procédés les plus simples en termes de l'opération et il est résistant aux changements de température. Cependant, l'efficacité de traitement obtenue dans les essais au laboratoire est très faible. Selon les résultats de cette expérience, l'aération n'a pas eu un avantage sur la décantation du fer. Ainsi, l'aération du lixiviat ne permet pas d'améliorer l'enlèvement du fer. En théorie, l'enlèvement du fer par décantation est meilleur avec un lixiviat aéré. Cependant, pour une eau ayant une haute demande en oxygène et un potentiel

d'oxydoréduction bas, l'énergie nécessaire pour arriver à oxyder le fer est supérieure. L'énergie investie pour l'aération du lixiviat est un gaspillage puisque l'enlèvement du fer n'est pas optimisé.

L'efficacité de traitement d'un procédé chimique est souvent largement supérieure à l'utilisation de procédés biologiques ou physiques. Cependant, un des désavantages du chaulage est la complexité de son utilisation (National Drinking Water Clearing House, 1998). Les unités de chaulage sont des installations difficiles à opérer et nécessitent une main-d'œuvre qualifiée.

Le procédé par ajout de chaux est celui qui a le mieux fonctionné pour l'enlèvement du fer, avec un enlèvement de $80\% \pm 6\%$. L'avantage de ce procédé est l'efficacité de traitement du fer. Le temps de contact est également très faible comparativement aux autres procédés. Ainsi, le TRH pour un tel système serait de l'ordre des minutes et non pas des heures ou des jours, comme pour un décanteur. Cependant, les concentrations en chaux, pour d'obtenir les besoins en enlèvement, nécessitent d'être assez élevés. Le lieu d'enfouissement technique de Sainte-Sophie produit un volume de lixiviat de $1000 \text{ m}^3/\text{d}$. Ainsi, si le procédé des marais filtrants est utilisé pour le traitement de la totalité de l'eau produit par le site, la dose de chaux nécessaire pour le prétraitement serait de 6 tonnes/d. Le coût de la chaux en 2015 était d'environ 150 \$/tonne (Hébert, 2016).

Ainsi, pour un procédé produisant $1000 \text{ m}^3/\text{d}$ de lixiviat avec une concentration en contaminants similaire à celle du lixiviat utilisé dans cette expérience. Le coût de la chaux serait de 365,000\$/an en plus d'autres coûts d'opération. La gestion d'un système de chaulage n'est pas facile. La chaux est un produit très corrosif et abrasif pour les tuyaux. De plus, les systèmes de chaulage deviennent rapidement problématiques à cause de la calcification de la chaux en contact avec l'oxygène. La problématique avec les systèmes de chaulage est la formation d'un gâteau lorsqu'il y a contact avec l'humidité. Ce phénomène empêche le dosage homogène du produit (Jackson, 2016). Ainsi, il est nécessaire d'avoir des opérateurs expérimentés pour opérer un système de chaux. Enfin, le pH final de 10.0 du lixiviat est élevé pour les plantes du marais filtrant. Le critère de pH pour alimenter le marais filtrant était de rester aux alentours de 7-7.5. Les plantes du marais filtrant sont des saules et le pH optimal pour cette espèce varie entre 6.5 et 8.0 (Kuzovkina et al., 2018).

Le RF est un filtre rempli de roches, ainsi la mise en place d'un tel système est assez facile. Ce réacteur est également adapté pour le traitement des fortes charges de matière organique (Sarkhosh et al., 2016). Le désavantage des filtres est le colmatage du média sur le long terme. Ce type de

filtre nécessite un entretien sur le long terme. Le remplacement du filtre au complet est nécessaire dans le cas d'un colmatage ou lorsque la durée de vie utile du filtre est atteinte.

Le principal avantage avec un réacteur UASB est sa capacité de traitement des fortes charges en DCO (Tauseef et al., 2013). Le deuxième avantage est la possibilité de faire une purge des boues qui s'accumulent dans le réacteur après un certain temps. La purge des boues est utile lorsque les matières inorganiques s'y accumulent en quantité trop importante. Comparativement, au procédé du RF les boues peuvent être retirées sans qu'il soit nécessaire de remplacer le média filtrant au complet. Enfin, ce genre de réacteur est équipé pour la collecte du méthane. La pureté du biogaz généralement produit par des procédés de biométhanisation se situe entre 50% et 75%. Le méthane peut par la suite être récupéré et utilisé comme gaz naturel pour générer de l'électricité ou de la chaleur (Li and Khanal, 2016).

Pour le traitement de la matière organique, le réacteur du UASB est sensible aux variations de la température (Metcalf & Eddy-AECOM, 2003). Quelques études réalisées sur le sujet ont montré que le traitement peut aussi se faire à des températures plus faibles entre 11-23°C (Renou, 2008). Des températures plus élevées permettent de maximiser l'enlèvement de la matière organique. Cependant, pour l'enlèvement du fer par sulfatoréduction la température d'opération peut être beaucoup plus faible. En effet, les études réalisées avec des réacteurs effectuant l'enlèvement du fer par sulfatoréduction ont été opérées à des températures de 5°C - 22°C (Ben Ali, 2019).

5.1.3.1 Comparaison des réacteurs anaérobies

Les essais avec le réacteur RF et le UASB ont été réalisés en même temps. L'affluent de ces deux réacteurs provenait du même baril d'alimentation. Ainsi, la performance de ces deux réacteurs peut être comparée. Tel que mentionné dans la section des résultats, en terme du traitement de la matière organique, les deux procédés ont une performance similaire. Cependant, en termes de l'enlèvement du fer total, le procédé du UASB l'emporte avec un enlèvement de $43\% \pm 3\%$ comparativement au RF pour lequel l'enlèvement était de $31\% \pm 6\%$, pendant la phase de caractérisation intensive avec l'échantillon de lixiviat JB5. Le bilan de masse permet aussi de montrer que la concentration du fer en fût vide du réacteur UASB est supérieure à celle du RF. Ainsi, le UASB permet d'accumuler plus de fer tout en maintenant une performance similaire ou supérieure au RF pour un même volume de réacteur.

5.1.4 Résumé et critères importants pour la conception

Cette section du rapport présente en résumé les conclusions sur les critères de conception à prendre en compte pour les procédés de prétraitement étudiés.

Enlèvement du fer

- L'accumulation du fer dans le marais filtrant représente un risque de colmatage du média filtrant et réduit la durée de vie du marais filtrant;
- Les procédés chimiques pour l'enlèvement du fer sont beaucoup moins sensibles aux variations de température que les procédés d'enlèvement basé sur des systèmes biologiques.

Aération et décantation

- L'aération et la décantation du fer est un procédé simple en termes de la mise en place et de l'opération;
- Dans le contexte d'un climat canadien, l'utilisation de cascades d'aération n'est pas une option recommandable pour l'aération de l'eau si le procédé du marais filtrant est utilisé pendant la période hivernale à cause du gel en hiver.

Ajout de chaux

- Les installations de chaulage sont des installations complexes d'opération en raison des problèmes de calcification et formation de gâteau lorsque le produit entre en contact avec suffisamment d'oxygène et d'humidité contenus dans l'air. La chaux est aussi un produit abrasif pour les tuyaux. Ainsi, ce type d'installation nécessite une opération par une main-d'œuvre qualifiée;
- Le pH optimal pour les plantes du marais filtrant se situe entre 6 et 8, le chaulage affecte fortement le pH du lixiviat et pour atteindre un enlèvement de 80% en fer, le pH était de 10;
- Le coût associé à l'ajout de produit chimique comme la chaux est non négligeable, surtout pour un projet qui utilise une technologie de traitement passif comme celui du marais filtrant.

RF

- L'enlèvement du fer dans ce réacteur a été réalisé selon des principes physiques et biologiques. La sulfatoréduction est le phénomène biologique responsable de l'enlèvement du fer. Le principe physique de l'enlèvement est l'accumulation sur les roches du média filtrant;
- Il y a un risque de colmatage par l'accumulation du fer dans ce type de réacteur avec le temps. Cette accumulation de fer peut causer une entrave à l'écoulement et le fer risque d'être relargué une fois que le média est saturé en fer;
- Sur le long terme, le média filtrant d'un réacteur comme le RF doit être remplacé ou rincé.

UASB

- Le réacteur UASB est un réacteur biologique à forte charge qui permet l'enlèvement du fer en conditions anaérobies par sulfatoréduction qui produit du sulfure qui précipite sous forme de FeS ;
- Le UASB est un réacteur biologique anaérobie et offre l'avantage de faire l'enlèvement de la matière organique par biométhanisation;
- Le biogaz récupéré peut être utilisé pour générer de l'électricité ou de la chaleur;
- Lorsque le réacteur atteint la saturation en fer, comme dans un cas où il y a une concentration trop élevée en fer à l'affluent, la purge des boues du réacteur est possible, sans perturber le fonctionnement.

5.1.5 Validité des résultats

Tous les essais réalisés dans cette étude n'ont pas fait objet d'analyse statistique. L'objectif principal de cette étude était de sélectionner un procédé de prétraitement du lixiviat en amont de marais filtrants. Les résultats sont valides seulement pour les types de lixiviats ayant des caractéristiques similaires aux caractéristiques des lixiviats utilisés dans l'expérience. Les expériences ont toutes été réalisées à température ambiante.

Le lixiviat est une eau ayant des propriétés variables dans le temps. Le lixiviat provenant du site de Waste Management provient de plusieurs cellules d'enfouissement ayant des âges différents. Les saisons ont aussi une influence sur les caractéristiques du lixiviat. Les résultats tirés de cette étude ne s'appliquent pas pour tous les types de lixiviats. Les procédés utilisés pour le traitement de lixiviat doivent être robustes pour résister aux fluctuations constantes des concentrations.

Le lixiviat utilisé pour les expériences avait des propriétés légèrement différentes pour les différents essais. Les expériences avec l'aération et la décantation et l'ajout de chaux ont été réalisées en hiver 2019, alors que les expériences avec le RF et le UASB ont été réalisées en automne 2019 et hiver 2020. L'échantillonnage a également été réalisé en fonction de ces saisons. Ce facteur de variabilité entre en jeu dans l'analyse comparative des procédés en termes de leur efficacité.

Par ailleurs, un échantillonnage a également été réalisé en été 2019. Le lixiviat avait des propriétés très différentes lors des essais avec le procédé du PBR. Ainsi, la concentration du lixiviat varie beaucoup pendant toute l'année. Les résultats de traitement obtenus avec le PBR ne peuvent pas être comparés aux autres procédés, comme la nature du lixiviat était très différente pour ces essais. Ces résultats sont présentés à l'Annexe B.

5.2 Validation de l'hypothèse scientifique

L'hypothèse initiale de ce projet était que l'un des procédés choisis, l'aération et la décantation, l'ajout de chaux, le réacteur du RF ou le réacteur du UASB, permet un traitement efficace du fer tout en produisant un effluent qui possède des caractéristiques adéquates pour le rejet vers le marais filtrant.

Cette hypothèse a été réfutée, car les procédés d'aération, de décantation et d'ajout de chaux ont permis de réduire la concentration de fer du lixiviat à une valeur de 5 mg/L. Cependant, pour atteindre cette concentration finale en fer le pH de la solution atteint une valeur de 10, ce qui est supérieur à la limite maximale de pH recommandée pour les saules du marais filtrant qui est entre 6,5 et 8. Le réacteur du UASB n'a pas permis de réduire la concentration en fer à des valeurs aussi faibles que 5 mg/L de manière constante. Par contre, ce réacteur a permis de réduire la concentration à une valeur minimale de 6 mg/L. L'effluent produit avec le UASB respecte les requis de pH pour que le lixiviat puisse être acheminé vers le marais filtrant de saules.

Ainsi, l'hypothèse de base est réfutée car il n'y a aucun des quatre procédés testés qui a permis de réduire la concentration de fer sous la limite de 5 mg/L et également produire un effluent qui possède des caractéristiques acceptables pour le marais filtrant.

Malgré le fait que l'hypothèse scientifique de base ait été réfutée, le procédé de prétraitement proposé est celui du réacteur UASB. Ce procédé permet un enlèvement relativement stable du fer. De plus, la purge des boues d'un tel type réacteur est facile et la production de biogaz représente un potentiel économique intéressant. L'analyse comparative a permis de déterminer de manière qualitative que c'est le meilleur procédé entre les 4 différents procédés de prétraitement testés.

5.3 Retombés et originalité des travaux

L'enlèvement du fer dans le lixiviat est un sujet qui est abordé dans la littérature depuis plusieurs années. Cependant, la plupart des études caractérisent l'enlèvement du fer comme un paramètre secondaire. De plus, la forme sous laquelle se trouve le fer n'est souvent pas spécifiée, soit concentration totale ou soluble. Il y a également peu d'études qui se concentrent sur l'enlèvement du fer en amont de marais filtrants artificiels. Souvent les études se passent sur une courte période de temps et le colmatage est un phénomène qui se produit sur le long terme. Les lieux d'enfouissement techniques génèrent du lixiviat pendant de nombreuses années après leur exploitation.

Les résultats et conclusions tirés de cette étude permettent de promouvoir l'utilisation de procédés comme les marais filtrants pour le traitement de lixiviat de lieux d'enfouissement techniques. Rappelons que la technologie des marais filtrants est un procédé de traitement passif qui nécessite peu d'entretien et ne requiert normalement pas l'ajout additionnel de produits chimiques pour le traitement. Les marais filtrants sont des phytotechnologies qui permettent de combiner le potentiel des plantes pour résoudre une problématique environnementale.

CHAPITRE 6 CONCLUSIONS ET RECOMMANDATIONS

L'objectif de ce projet était d'identifier un procédé de prétraitement du lixiviat en amont du marais filtrant afin d'optimiser le fonctionnement de ce dernier. L'enlèvement du fer a été une priorité dans le choix du procédé de prétraitement pour prévenir le colmatage du marais dû à l'accumulation de fer dans le marais filtrant. Ainsi, un procédé de prétraitement était requis pour augmenter la durée de vie d'utilisation du marais filtrant. Plusieurs procédés ont été testés pour étudier leur potentiel en enlèvement du fer et leur potentiel à produire un effluent ayant des caractéristiques acceptables pour l'alimentation du marais filtrant.

Les conclusions suivantes ont été tirées pour chacun des quatre procédés testés qui étaient l'aération et la décantation, l'ajout de chaux, le RF et le UASB. La section des recommandations permet de proposer les propositions afin d'approfondir les éléments qui n'ont pas pu être évalués dans cette étude.

6.1 Conclusions

Les conclusions tirées pour chaque procédé testé, dans cette étude, sont les suivantes :

Aération et décantation

- La nature du lixiviat influence grandement l'efficacité de traitement des procédés pour l'enlèvement du fer. Pour un jeune lixiviat, ayant des fortes concentrations en matière organique, l'enlèvement du fer est meilleur avec un procédé anaérobie, alors que, pour un lixiviat provenant d'anciennes cellules, le procédé d'aération et décantation serait un meilleur choix.

Aération et décantation

- L'efficacité de l'enlèvement du fer par aération et décantation est grandement influencée par la concentration la matière organique du lixiviat. Ceci a été observé par les essais de décantation. Le fer du lixiviat provenant de l'ancienne zone décantait beaucoup plus rapidement que le fer provenant du lixiviat des nouvelles cellules d'enfouissement;

- La fraction soluble du fer diminue suite à l'aération, mais la décantation est plus difficile par la suite pour le lixiviat provenant des nouvelles cellules d'enfouissement;
- Selon les résultats de cette étude, l'efficacité de traitement de ce procédé de traitement n'est pas très concluante. La concentration minimale en fer obtenue de 8 mg/L est le résultat d'un temps de décantation de 140 h et représente un enlèvement de 65% en fer total;
- La décantation du fer pour le lixiviat provenant de jeunes cellules d'enfouissement n'est pas une méthode efficace de traitement et nécessite des temps de décantation très élevés pour atteindre la concentration de 5 mg/L de fer à l'effluent;

Ajout de chaux

- La décantation du fer à la suite de l'ajout de chaux, s'est révélée très efficace. Un enlèvement de $80\% \pm 6\%$ a été obtenu pour un ajout de 6,1 g/L de chaux. La concentration finale obtenue pour cet ajout était de 5 mg/L;
- Plus la concentration de chaux ajoutée au lixiviat est élevée plus l'enlèvement du fer est efficace. L'enlèvement du fer est proportionnel à la concentration de Ca(OH)_2 ajouté à la solution.

UASB & RF

- Un bilan de masse a été réalisé sur le contenu en fer total des deux réacteurs suite à la période d'expérimentation de 3 mois;
- Deux réacteurs anaérobies, soient le UASB et le RF, ont été comparés. Ils étaient alimentés avec le même lixiviat simultanément pour étudier l'efficacité de l'enlèvement du fer;
- L'enlèvement du fer a été réalisé dans les deux réacteurs. Le fer a été réduit sous forme de FeS et accumulé dans les réacteurs. La consommation complète des sulfates, la présence de H_2S dans les sacs Tédlar® et la formation d'une boue noire permet de valider que la réaction s'est bel et bien produite (Annexe C);
- Le bilan de masse sur le fer a permis de déterminer que le réacteur du UASB, soit 490 mg/L, a accumulé une concentration supérieure en fer (en fût vide) que le réacteur du RF,

soit 340 mg/L. Ainsi, pour un même volume de réacteur, le UASB permet d'accumuler une quantité de fer plus élevée;

RF Seulement

- L'enlèvement du fer par sulfatoréduction est possible avec un filtre de roches calcaires. L'efficacité de ce traitement, après 3 mois d'opération, est de $31 \pm 6\%$ et la concentration du fer variait entre 7-11 mg/L à l'effluent;

UASB Seulement

- L'enlèvement maximal obtenu avec ce réacteur a été de $56 \pm 5\%$ et la concentration du fer variait entre 6-10 mg/L à l'effluent;
- La production de méthane obtenu avec le UASB a été de 160 ml CH_4 _{produit}/gCOD_{enlevé};
- Le chauffage du réacteur n'est pas considéré nécessaire puisque c'est la sulfatoréduction et non la méthanogenèse qui est visée;
- Le réacteur UASB possède plusieurs avantages comparativement aux autres procédés de prétraitement étudiés dans le cadre de cette étude. Ainsi, c'est le procédé de prétraitement qui a été proposé pour les marais filtrants de taille pilote.

6.2 Recommandations

Des recommandations sont proposées pour chaque procédé testé (Tableau 6-1). Ces recommandations incluent les essais futurs qui pourraient être réalisés pour mieux répondre à certaines questions qui n'ont pas été évalués dans cette étude.

Tableau 6-1 Recommandations pour les procédés testés

Procédé	Recommandation	Contribution	Conditions d'opération
Aération & décantation	Caractériser le transfert d'oxygène en solution par un test de KLA	Déterminer le transfert d'oxygène réel du procédé	Débit d'oxygène de 5 GPM Variation possible entre la distribution des aérateurs d'aquarium dans les pots
Aération, décantation & ajout de Chaux	Déterminer l'enlèvement de Fe pour plusieurs doses de chaux, afin de trouver la concentration optimale	La concentration optimale de chaux n'a pas été déterminée. Il n'y a pas de corrélation connue pour ce paramètre. Si un tel système est utilisé pour l'enlèvement du fer, il y a intérêt à optimiser l	Concentrations de chaux de 2,4 mg/L Ca(OH)_2 et 6,1 mg/L Ca(OH)_2
RF	Trouver des manières de faire un lavage des roches pour optimiser la durée de vie du RF.	Le colmatage du RF est une préoccupation pour ce procédé. Une manière efficace de lavage aiderait à augmenter la durée de vie du filtre	Charge organique $\text{TCO} = 1,5 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$

Tableau 6-1 Recommandations pour les procédés testés (Suite)

Procédé	Recommandation	Contribution	Conditions d'opération
UASB	Étudier l'effet de faire une purge des boues suite à une accumulation de fer et déterminer la fréquence optimale pour la purge	<p>L'effet d'une purge des boues n'a pas été évalué dans cette étude. La purge est nécessaire lorsqu'il y a une accumulation de fer dans le réacteur. Cette purge implique qu'une fraction des boues granulaires doit aussi être purgée. Voici deux éléments qui sont inconnus :</p> <ol style="list-style-type: none"> 1) L'impact d'une purge sur la performance de traitement 2) Le volume optimal et la fréquence des purges <p>Ces informations sont très pertinentes pour la suite du projet.</p>	Charge organique TCO = 1,5 kg m ⁻³ d ⁻¹
	Réaliser une étude économique sur la mise en place d'un tel réacteur pour le traitement du fer en amont d'un marais filtrant	L'analyse qualitative permet seulement de donner une idée approximative. Une analyse économique permet de faire ressortir les vrais bénéfices de l'utilisation de ce procédé comme prétraitement. La production de méthane est une valeur ajoutée du point de vue économique, pour un procédé comme celui du UASB.	
	Caractériser l'état des granules (taille, types de colonies) des boues avant et après leur acclimatation. Les granules du réacteur anaérobie nécessitent un temps d'acclimatation au lixiviat. Les microorganismes doivent s'ajuster au lixiviat afin de minimiser le bris des granules.	Le bris des floccs a été observé à la fin de l'expérimentation. D'autres analyses sont nécessaires pour déterminer les conditions optimales pour l'entretien de ce type de boues granulaires.	

RÉFÉRENCES

- Aziz, H. A., Yusoff, M. S., Adlan, M. N., Adnan, N. H., & Alias, S. (2004). Physico-chemical removal of iron from semi-aerobic landfill leachate by limestone filter. *Waste Management*, 24(4), 353-358.
- Ben Ali, H. E., Neculita, C. M., Molson, J. W., Maqsoud, A. & Zagury, G. J. (2019). Efficiency of batch biochemical reactors for mine drainage treatment at low temperature and high salinity. *Applied Geochemistry*, 103, 40-49.
- Ben Ali, H., Neculita, C., Molson, J., Maqsoud, A., Zagury, G. (2019). Performance of passive systems for mine drainage treatment at low temperature and high salinity: A review. *Minerals Engineering*, Volume 134, April 2019, Pages 325-344. Tiré de : <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0892687519300548>
- Blais, J.F., Dufresne, S., Mercier, G., (1999), État du développement technologique en matière d'enlèvement des métaux des effluents industriels. *Journal of Water Science*. Volume 12, numéro 4. Tiré de : <https://www.erudit.org/fr/revues/rseau/1999-v12-n4-rseau3298/705373ar.pdf>
- Brosseau, C., Émilie, B., Labelle, M.-A., Laflamme, É., Doldg, P. L., Comeau, Y. (2016). Compact secondary treatment train combining a lab-scale moving bed biofilm reactor and enhanced flotation processes. *Water Research*, 106, 571-582.
- Centre d'Expertise en Analyse Environnementale du Québec. (2020). *Détermination des métaux : méthode par spectrométrie de masse à source ionisante au plasma d'argon*. MA. 200 – Mét 1.2, Rév. 5, Ministère de l'Environnement et de la Lutte contre les changements climatiques du Québec. p. 35. Tiré de : <http://www.ceaeq.gouv.qc.ca/methodes/pdf/MA200Met12.pdf>
- Comeau, Y. (2019). *Notes de cours CIV8220 – Fractionnement de la matière organique, du phosphore et de l'azote*. Communications personnelles.

- Comeau, Y. (2018). *Subvention de recherche et développement coopérative : PhytoVaLix - Phytotraitement de lixiviats générés par des lieux d'enfouissement techniques et valorisation de la biomasse végétale produite*. Montréal, Québec, CA : École Polytechnique de Montréal.
- Éditeur officiel du Québec. (2018). *Chapitre Q-2, r. 19 : Loi sur la qualité de l'environnement - Règlement sur l'enfouissement et l'incinération de matières résiduelles*. Tiré de : <http://legisquebec.gouv.qc.ca/fr/ShowDoc/cr/Q-2,%20r.%2019/>
- El Bada, N., Assobhei, O., Kebbabi, A., Mhamdi, R. & Mountadar, M. (2015). Caractérisation et prétraitement du lixiviat de la décharge de la ville d'Azemmour. *Déchets, sciences et techniques - Revue francophone d'écologie industrielle*. 10.4267/dechets-sciences-techniques. 3016.No. 58 – 2eme trimestre
- Fogler, H. S. (2010). *Essentials of Chemical Reaction Engineering: Essential Chemical Reaction Engineering*. Westford, MA : Pearson Education.
- Fortin D., Goulet R., Roy M. (2000). Seasonal cycling of Fe and S in a constructed wetland: The role of sulfate-reducing bacteria. *Geomicrobiology Journal*, 17(3), 221–235.
- Gibert, O., de Pablo, J. Cortina, J.L. & Ayora, C. (2002). Treatment of acid mine drainage by sulphate-reducing bacteria using permeable reactive barriers: A review from laboratory to full-scale experiments. *Environmental Science and Biotechnology*, 1, 327-233.
- Giroux, L. (2014). *State of Waste Management in Canada* (No. PN 1528). Winnipeg, MB: Conseil canadien des ministres de l'environnement.
- Hasnain Isa, M., Anderson, G.K. (2005). Molybdate inhibition of sulphate reduction in two-phase anaerobic digestion. *Process Biochemistry*, Volume 40, Issue 6, May 2005, Pages 2079-2089. <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0032959204003541>
- Kaldec, R. H. & Wallace, S. D. (2008). *Treatment Wetlands*, (2^e éd.). Boca Raton, Florida: CRC Press.

- Khatri, N., Tyagi, S. & Rawtani, D. (2017). Recent strategies for the removal of iron from water: A review. *Journal of Water Process Engineering*, 19, 291-304.
- Langergraber, G., Dotro, G., Nivala, J., Rizzo, A. & Stein, O. R. (2019). *Wetland Technology*. London, UK. IWA Publishing.
- Lema, J.M., Mendez, R., Blazquez, R. (1988). Characteristics of landfill leachates and alternatives for their treatment: a review. *Water, Air, Soil Pollut.*, 40, 223-250.
- Loer, J., Scholz-Barth, K., Kadlec, R. H., Wetzstein, D., & Julik, J. (1999). An integrated natural system for leachate treatment. *Constructed wetlands for the treatment of landfill leachates*, Chapter 12. 187-204.
- Metcalf & Eddy-AECOM. (2014). *Wastewater Engineering - Treatment and Reuse* (4e éd.). New-York, NY: McGraw-Hill Education.
- Ministère de l'Environnement et Lutte contre les changements climatiques [MELCC]. (2020). *Liste des lieux d'enfouissement techniques (LET) autorisés et en exploitation*. Québec, QC: MDDELCC.
- Ministère de l'Environnement et Lutte contre les changements climatiques [MELCC]. (2018). *Données d'élimination par municipalité*. Québec, QC: MDDELCC.
- Mulamoottil, G., McBean, E. A., & Rovers, F. (2018). *Constructed wetlands for the treatment of landfill leachates*. Routledge. CRC Press
- National Drinking Water Clearinghouse. (1998). A national drinking water clearinghouse fact sheet, Tech Brief, Lime Softening. Tiré de : <https://water-research.net/Waterlibrary/privatewell/limesoftening.pdf>
- Nivala, J., Hoos, M.B., Cross, C., Wallace, S. & Parkin, G. (2007). Treatment of landfill leachate using an aerated, horizontal subsurface-flow constructed wetland. *Science of the Total Environment*, 280, 19-27.

NPTEL Web Course. (2012). Lecture 1: Corrosion: Introduction – Definitions and Types. Tiré de : <https://nptel.ac.in/courses/113/108/113108051/>

Pourbaix, M., (1974). *Atlas of electrochemical equilibria in aqueous solutions*. National Association of Corrosion Engineers. Houston Texas, USA. CEBELCOR.

Rajaram, V. (2011). *From Landfill Gas to Energy*. London: CRC Press.

Recyc-Québec. (2015). Bilan 2015 de la gestion des matières résiduelles au Québec. Québec, QC.

Recyc-Québec. (2019). Les 3RV sous la loupe. Tiré de : <https://www.recyc-quebec.gouv.qc.ca/citoyens/mieux-consommer/zone-jeunesse/3rv>

Règlement sur l'enfouissement et l'incinération de matières résiduelles (2018), Q-2, r. 19, art. 53.

Renou, S., Givaudan, J. G., Poulain, S., Dirassouyan, F., & Moulin, P. (2008). *Landfill leachate treatment: Review and opportunity*. *Journal of Hazardous Materials*, 150(3), 468–493. <https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2007.09.077>

Stiliano, L. (2016). *The ecology of microbial metabolic pathways* [Doctoral dissertation, University of Jena]. The University of British Columbia Repository. <https://open.library.ubc.ca/cIRcle/collections/ubctheses/24/items/1.0314930>

Tauseef, S.M., Abbasi, T. & Abbasi, S.A. (2013). Energy recovery from wastewaters with high rate anaerobic digesters. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 19, (2013) 704–741

Tchobanoglous, G., Theisen, H. & Vigil, S.A. (1993). *Integrated Solid Waste Management Engineering Principles and Management Issues*, (2^e éd.). Ann Arbor, Michigan, USA: McGraw-Hill.

US-EPA. (2011). Landfill Methane Outreach Program (LMOP) - Basic Information about Landfill Gas. Tiré de : <https://www.epa.gov/lmop/basic-information-about-landfill-gas>

- Wang, M., Zhang, D. Q., Dong, J. W., & Tan, S. K. (2017). Constructed wetlands for wastewater treatment in cold climate — A review. *Journal of Environmental Sciences*, 57, 293-311. Doi: 10.1016/j.jes.2016.12.019
- Weber, K. A., Pollock, J., Cole, K. A., O'Connor, S. M., Achenbach, L. A. & Coates, J. D. (2006). Anaerobic nitrate-dependent iron(II) bio-oxidation by a novel lithoautotrophic betaproteobacterium, strain 2002. *Applied and Environmental Microbiology*. 72(1): 686–694. doi:10.1128/AEM.72.1.686-694.2006.
- Wiszniewski, J., Robert, D., Surmacz-Gorska J., Miksch K. & Weber, J.V. (2006). Landfill leachate treatment methods: A review. *Environmental Chemistry Letters*. 4, 51-61. Doi: 10.1007/s10311-005-0016-z
- Younger, P.L., Banwart, S. A. & Hedin, R. S. (2002). *Mine Water: Hydrology, Pollution, Remediation*. (1^{ère} éd.). Norwell, MA, UAS : Kluwer Academic Publishers. DOI: 10.1007/978-94-010-0610-1

ANNEXE A ÉQUATIONS DU DIAGRAMME DE POURBAIX

Les calculs pour le schéma du diagramme de Pourbaix, construit pour une concentration théorique de 8.8 mg/L de Fe^{2+} et 21.0 mg/L de Fe^{3+} (Les caractéristiques du lixiviat JE1).

Tableau A – Équations du diagramme de pourbaix pour les réacteurs UASB & RF

Diagramme de Pourbaix

Caractéristiques du lixiviat

$[\text{Fe}^{2+}] =$	8.75	mg/L
	1.56E-04	M
$[\text{Fe}^{3+}] =$	21.05	mg/L
	3.76E-04	M
pH	7.50	

Réaction 1

Hypothèse



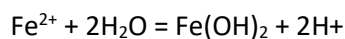
(Eh dependent, but independent of pH)

$$\text{Eh} = -0.44 + 0.059/2 \log [\text{Fe}^{++}]$$

$$\text{Eh} \quad -1 \quad \text{mV}$$

Réaction 2

Hypothèse



(pH dependent, independent of Eh)

$$\log [\text{Fe}^{++}] = 13.28 - 2\text{pH}$$

$$\text{pH} \quad 8.54309$$

Réaction 3

Hypothèse

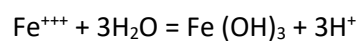


(Eh dependent, but independent of pH)

$$\text{Eh} = 0.771 + 0.059 \log [\text{Fe}^{3+}/\text{Fe}^{2+}]$$

$$\text{Eh} \quad 1 \quad \text{mV}$$

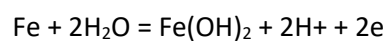
Tableau A – Équations du diagramme de pourbaix pour les réacteurs UASB & RF (suite)

Réaction 4**Hypothèse**

(pH dependent, independent of Eh)

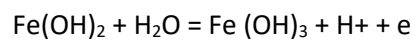
$$\text{Log} [\text{Fe}^{+++}] = 4.81 - 3\text{pH}$$

$$\text{pH} \quad \quad \quad 2.74$$

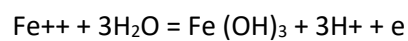
Réaction 5**Hypothèse**

(dependent both on Eh and pH)

$$\text{Eh} = -0.05 - 0.059 \text{ pH}$$

Réaction 6**Hypothèse**

$$\text{Eh} = 0.27 - 0.059 \text{ pH}$$

Réaction 7**Hypothèse**

$$\text{Eh} = 1.057 - 0.177\text{pH} - 0.059 \log [\text{Fe}^{2+}]$$

$$\log[\text{Fe}^{2+}] \quad \quad \quad -3.81$$

ANNEXE B RÉSULTATS BRUTES PBR

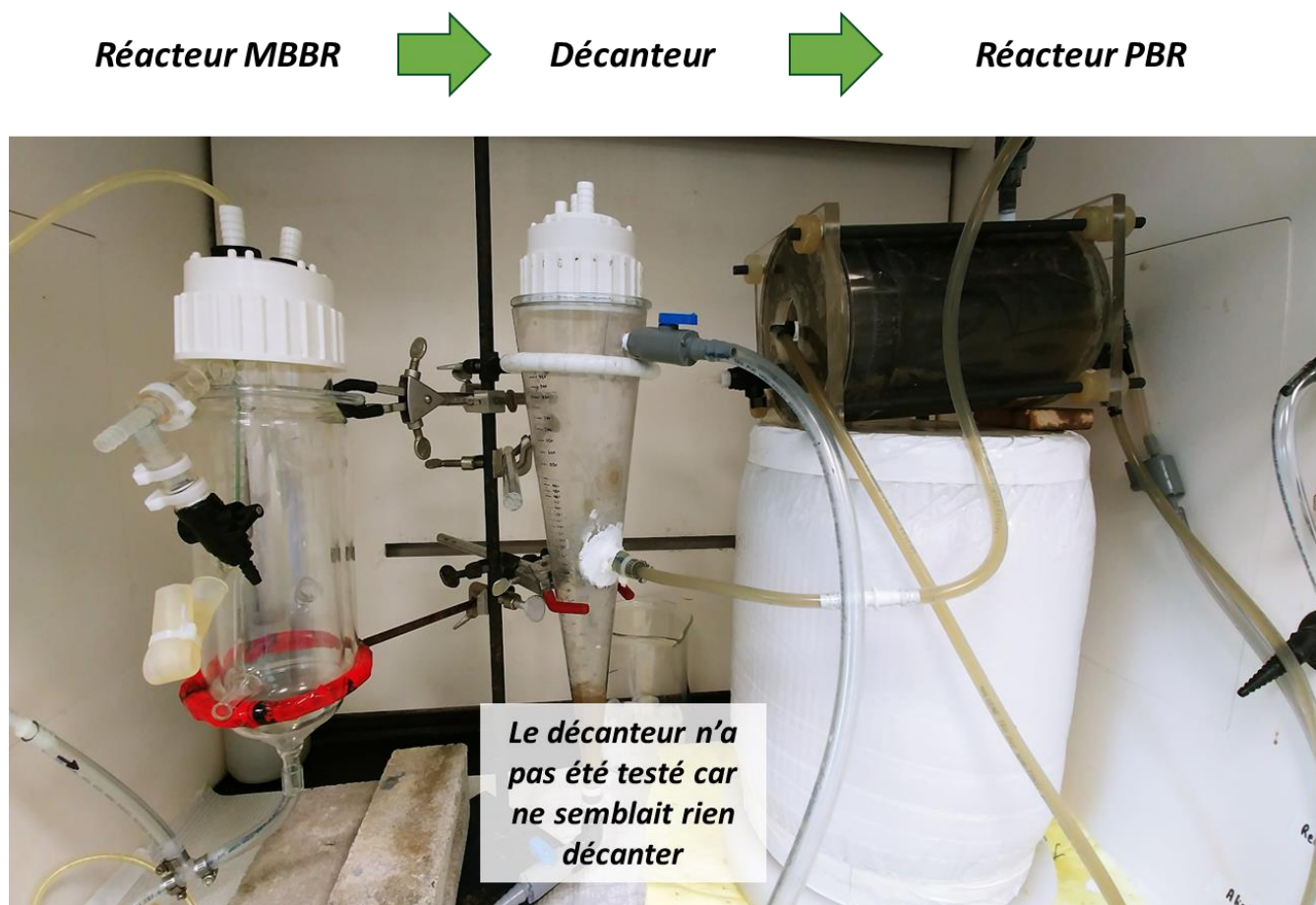
Montage du PBR et MBBR

Le réacteur du PBR est généralement composé d'un mélange de plusieurs différents médias. Des essais préliminaires ont été réalisés avec différents mélanges de média afin de sélectionner le mélange ayant le meilleur potentiel pour l'enlèvement du fer. Ces essais ont été réalisés dans des pots de 2 L. À la Figure B-1, l'image en bas à droite est une photo de l'intérieur du réacteur PBR. Les dépôts noirs est l'accumulation du FeS.



Figure B1 - Essais préliminaires et réacteur du PBR l'expérience

Le réacteur du PBR a été opéré en série avec un réacteur MBBR (Figure B-2). Les résultats de cette expérience sont présentés aux Figures B-3 à B-6.



Date de l'analyse:	Jour 0	09-09-2019"		
	Jour 1	13-09-2019"		
	Jour 2	16-09-2019"	Note: entre la date du 13 et du 16 septembre le système d'aération du MBBR s'est débranché et il n'y a pas eu d'aération pendant une certaine période de temps	
	Jour 3	18-09-2019"		
Essai:	Caractérisation du système MBBR-DEC-PBR			
	Débit d'opération : 2 ml/min			

Figure B2 - Montage du MBBR et PBR

Données PBR et MBBR

FER

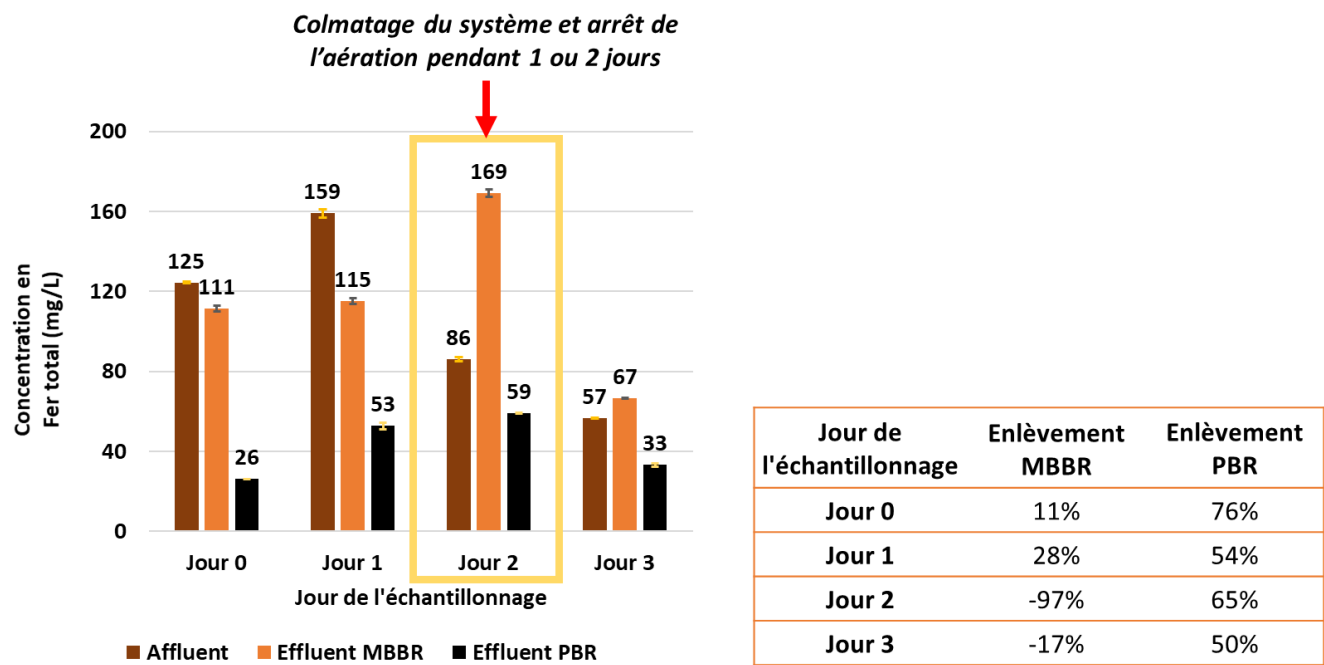


Figure B3 - Concentration du fer

DCO

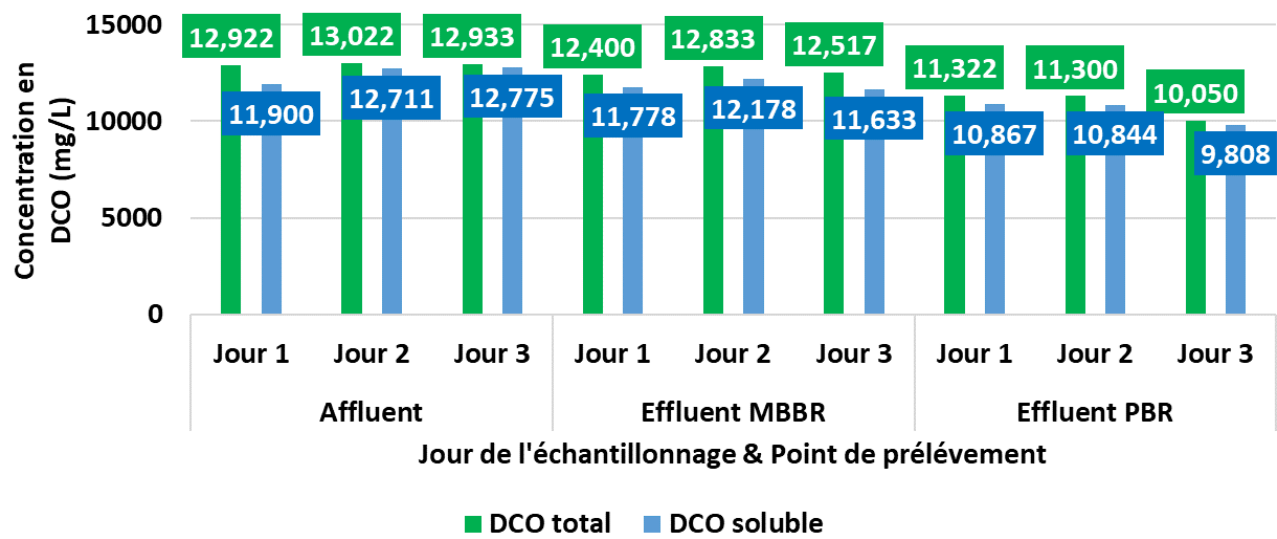


Figure B4 - Concentration de la DCO

MES & MVES

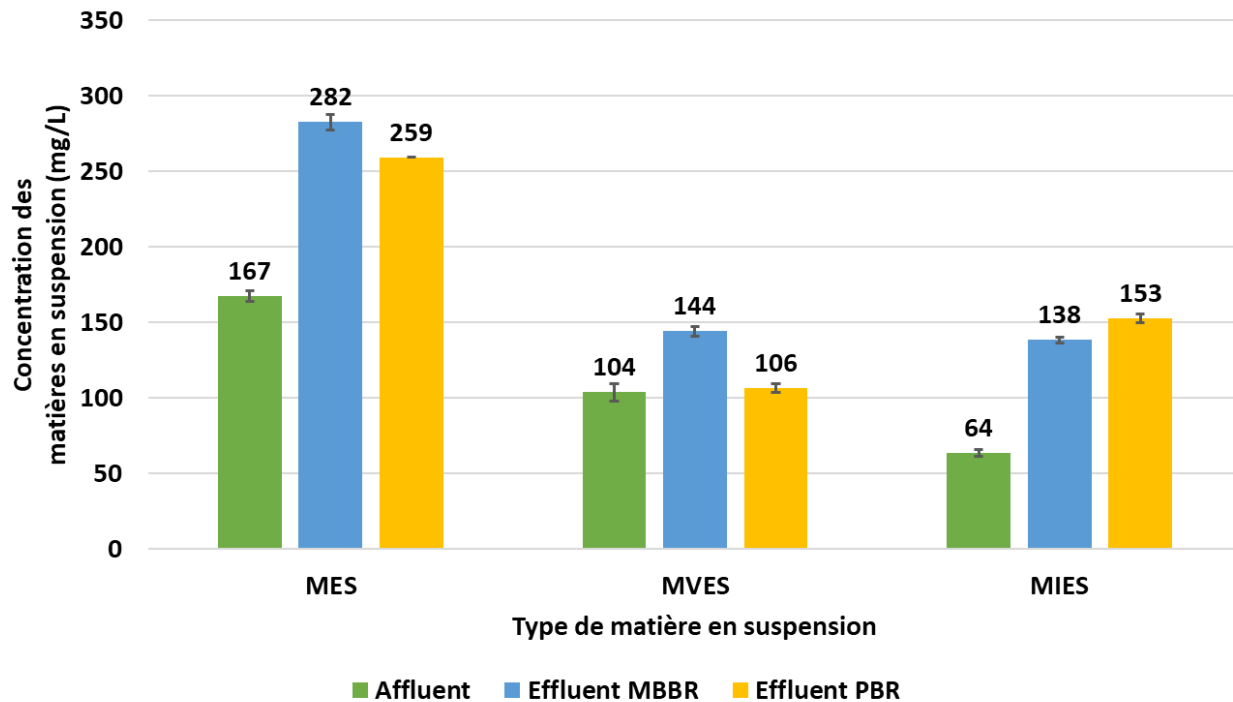


Figure B5 - Concentration des MES et MVES

Zinc

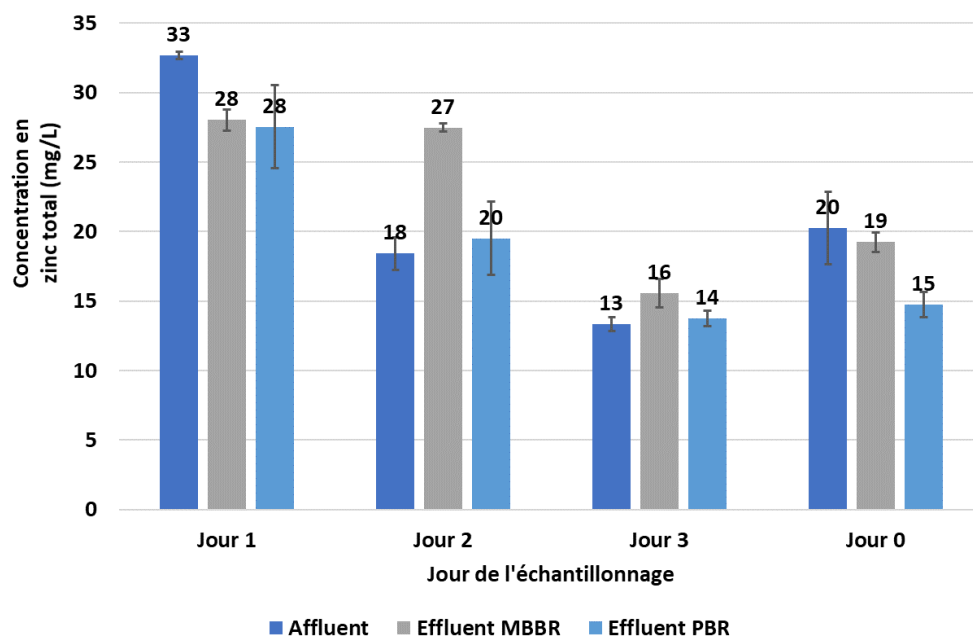


Figure B6 - Concentration du zinc

ANNEXE C ACCUMULATION DU FER

À la Figure C-1, l'accumulation de FeS est visible pour les réacteurs UASB et RF.



Figure C1 Accumulation du FeS dans les réacteurs du RF et UASB

ANNEXE D CARACTÉRISATION DES BARILS D'ALIMENTATION – UASB & RF

Les résultats d'analyse de la caractérisation de tous les barils sont également présentés dans cette annexe.

Tableau D1 - Résultats de caractérisation des barils UASB & RF

Analyse	Unités	Baril #1		Baril #2		Baril #4		Baril #5		Baril #6	
DCOtotal	mg DCO/L	2850	± 40	3830	± 60	3370	± 30	4000	± 10	4760	± 20
CSDCO	mg DCO/L	2330	± 50	3750	± 90	3340	± 10	3930	± 30	4680	± 10
DBO5	mg DBO5/L	940	± 30	1570	± 90	810	± 20	1360	± 60	1880	± 230
MES	mg MES/L	42	± 8	106	± 10	49	± 2	54	± 3	116	± 12
MVES	mg MVES/L	26	± 7	53	± 6	24	± 1	24	± 1	58	± 6
MIES	mg MIES/L	17	± 1	52	± 3	25	± 2	30	± 3	57	± 7
Azote ammoniacal	mg N/ L	640	± 10	570	± 10	700	± 10	670	± 10	600	± 10
Orthophosphate	mg P/L	N/A	± 0	N/A	± 0	2.5	± 0	N/A	± 0	N/A	± 0
Fertotal	mg Fe/L	21	± 1	25	± 1	15	± 1	23	± 1	36	± 1
Ferfiltré, 0.45 µm	mg Fe/L	6	± 1	7	± 2	8	± 1	7	± 1	3	± 1
Sodium	mg Na/L	1000	± 40	980	± 10	1710	± 20	1640	± 20	1430	± 20
Potassium	mg K/L	340	± 10	310	± 10	690	± 10	660	± 10	580	± 10
Calcium	mg Ca/L	200	± 10	300	± 10	30	± 10	70	± 10	90	± 10
Magnésium	mg Mg/L	110	± 10	110	± 10	170	± 10	180	± 10	170	± 10
Zinc	mg Zn/L	10	± 1	10	± 1	7	± 1	5	± 1	6	± 1
Chlorure	mg Cl/L	1210	± 20	1200	± 10	2040	± 10	1970	± 10	1740	± 10
Sulfate	mg S/L	32	± 1	32	± 1	7	± 1	10	± 1	18	± 1
pH	-	7.37	± 0.01	7.09	± 0.01	7.90	± 0.01	7.83	± 0.01	7.71	± 0.01
Alcalinité	mg CaCO3/L	4650	± 100	4480	± 100	7830	± 100	7350	± 100	6120	± 100
Électroconductivité	mS/cm	12.64	± 0.01	12.38	± 0.01	17.66	± 0.01	16.92	± 0.01	15.40	± 0.01

Tableau D2 - Résultats de caractérisation des barils UASB & RF

Date de l'échantillonnage	Paramètres d'analyse	DCO	DBO5	Ratio DCO/DBO5
	Unités	mg/L	mg/L	mgDCO/mgDBO5
6 novembre 2019	Baril 1	2850	937	3.04
	Baril 2	3833	1566	2.45
13 janvier 2020	Baril 3	3373	810	4.16
	Baril 4	3997	1356	2.95
	Baril 5	4760	1884	2.53

ANNEXE E DONNÉES BRUTES UASB ET RF

Les données brutes des analyses de la DCO, le fer, les anions et cations et les sulfures pour les réacteurs du UASB et RF sont présentés dans cette section.

Tableau E1 – Données brutes en DCO UASB et RF

DCO

<i>Dilution 1</i>	<i>0.04</i>	<i>ml/ml</i>	25.00
<i>Dilution 2</i>	<i>0.10</i>	<i>ml/ml</i>	10.00
<i>Dilution 3</i>	<i>0.05</i>	<i>ml/ml</i>	20.00
<i>Dilution 4</i>	<i>0.006</i>	<i>ml/ml</i>	166.67

Date	Jour	Baril	Nom	Calcul	Éch.	DCO totale	DCO total SD	DCO filtrable	DCO filtrable SD
3-Dec	1	#1	A1	Aucun	ECH01	98		93	
3-Dec	1	#1	A2	Aucun	ECH01	96		95	
3-Dec	1	#1	A3	Aucun	ECH01	95		91	
3-Dec	1	#1	Affluent UASB	Moyenne	ECH01	2408	31	2325	41
3-Dec	1	#1	B1	Aucun	ECH01	54		50	
3-Dec	1	#1	B2	Aucun	ECH01	54		50	
3-Dec	1	#1	B3	Aucun	ECH01	50		45	
3-Dec	1	#1	Effluent UASB	Moyenne	ECH01	1317	47	1208	59
3-Dec	1	#1	C1	Aucun	ECH01	96		96	
3-Dec	1	#1	C2	Aucun	ECH01	102		96	
3-Dec	1	#1	C3	Aucun	ECH01	97		97	
3-Dec	1	#1	Affluent RF	Moyenne	ECH01	2458	66	2408	12
3-Dec	1	#1	D1	Aucun	ECH01	100		97	
3-Dec	1	#1	D2	Aucun	ECH01	100		94	
3-Dec	1	#1	D3	Aucun	ECH01	101		93	
3-Dec	1	#1	Effluent RF	Moyenne	ECH01	2508	12	2367	42
6-Dec	4	#1	A1	Aucun	ECH02	248		237	
6-Dec	4	#1	A2	Aucun	ECH02	252		235	
6-Dec	4	#1	A3	Aucun	ECH02	233		234	
6-Dec	4	#1	Affluent UASB	Moyenne	ECH02	2443	82	2353	12
6-Dec	4	#1	B1	Aucun	ECH02	123		133	

Tableau E1 – Données brutes en DCO UASB et RF (Suite)

Date	Jour	Baril	Nom	Calcul	Éch.	DCO totale	DCO total SD	DCO filtrable	DCO filtrable SD
6-Dec	4	#1	B2	Aucun	ECH02	132		128	
6-Dec	4	#1	B3	Aucun	ECH02	121		126	
6-Dec	4	#1	Effluent UASB	Moyenne	ECH02	1253	48	1290	29
6-Dec	4	#1	C1	Aucun	ECH02	238		236	
6-Dec	4	#1	C2	Aucun	ECH02	236		236	
6-Dec	4	#1	C3	Aucun	ECH02	240		233	
6-Dec	4	#1	Affluent RF	Moyenne	ECH02	2380	16	2350	14
6-Dec	4	#1	D1	Aucun	ECH02	226		205	
6-Dec	4	#1	D2	Aucun	ECH02	217		206	
6-Dec	4	#1	D3	Aucun	ECH02	218		205	
6-Dec	4	#1	Effluent RF	Moyenne	ECH02	2203	40	2053	5
10-Dec	8	#1	A1	Aucun	ECH03	238		227	
10-Dec	8	#1	A2	Aucun	ECH03	217		228	
10-Dec	8	#1	A3	Aucun	ECH03	219		220	
10-Dec	8	#1	Affluent UASB	Moyenne	ECH03	2247	95	2250	36
10-Dec	8	#1	B1	Aucun	ECH03	120		126	
10-Dec	8	#1	B2	Aucun	ECH03	124		124	
10-Dec	8	#1	B3	Aucun	ECH03	120		136	
10-Dec	8	#1	Effluent UASB	Moyenne	ECH03	1213	19	1287	52
10-Dec	8	#1	C1	Aucun	ECH03	237		235	
10-Dec	8	#1	C2	Aucun	ECH03	220		225	
10-Dec	8	#1	C3	Aucun	ECH03	222		223	
10-Dec	8	#1	Affluent RF	Moyenne	ECH03	2263	76	2277	52
10-Dec	8	#1	D1	Aucun	ECH03	216		227	
10-Dec	8	#1	D2	Aucun	ECH03	218		224	
10-Dec	8	#1	D3	Aucun	ECH03	217		226	
10-Dec	8	#1	Effluent RF	Moyenne	ECH03	2170	8	2257	12
11-Dec	9	#1	A1	Aucun	ECH04	213		212	
11-Dec	9	#1	A2	Aucun	ECH04	211		223	
11-Dec	9	#1	A3	Aucun	ECH04	206		213	
11-Dec	9	#1	Affluent UASB	Moyenne	ECH04	2100	29	2160	50
11-Dec	9	#1	B1	Aucun	ECH04	120		121	

Tableau E1 – Données brutes en DCO UASB et RF (Suite)

Date	Jour	Baril	Nom	Calcul	Éch.	DCO totale	DCO total SD	DCO filtrable	DCO filtrable SD
11-Dec	9	#1	B2	Aucun	ECH04	121		124	
11-Dec	9	#1	B3	Aucun	ECH04	125		126	
11-Dec	9	#1	Effluent UASB	Moyenne	ECH04	1220	22	1237	21
11-Dec	9	#1	C1	Aucun	ECH04	213		211	
11-Dec	9	#1	C2	Aucun	ECH04	209		206	
11-Dec	9	#1	C3	Aucun	ECH04	217		211	
11-Dec	9	#1	Affluent RF	Moyenne	ECH04	2130	33	2093	24
11-Dec	9	#1	D1	Aucun	ECH04	215		213	
11-Dec	9	#1	D2	Aucun	ECH04	214		211	
11-Dec	9	#1	D3	Aucun	ECH04	212		209	
11-Dec	9	#1	Effluent RF	Moyenne	ECH04	2137	12	2110	16
13-Dec	11	#1	A1	Aucun	ECHtestDBO5	191			
13-Dec	11	#1	A2	Aucun	ECHtestDBO5	191			
13-Dec	11	#1	A3	Aucun	ECHtestDBO5	194			
13-Dec	11	#1	Affluent UASB	Moyenne	ECHtestDBO5	1920	14	#DIV/0!	#DIV/0!
13-Dec	11	#1	B1	Aucun	ECHtestDBO5	253			
13-Dec	11	#1	B2	Aucun	ECHtestDBO5	254			
13-Dec	11	#1	B3	Aucun	ECHtestDBO5	253			
13-Dec	11	#1	Effluent UASB	Moyenne	ECHtestDBO5	1267	5	#DIV/0!	#DIV/0!
16-Dec	14	#1	A1	Aucun	ECH05	175		165	
16-Dec	14	#1	A2	Aucun	ECH05	180		166	
16-Dec	14	#1	A3	Aucun	ECH05	174		169	
16-Dec	14	#1	Affluent UASB	Moyenne	ECH05	1763	26	1667	17
16-Dec	14	#1	B1	Aucun	ECH05	138		130	
16-Dec	14	#1	B2	Aucun	ECH05	141		130	
16-Dec	14	#1	B3	Aucun	ECH05	133		133	
16-Dec	14	#1	Effluent UASB	Moyenne	ECH05	1373	33	1310	14
16-Dec	14	#1	C1	Aucun	ECH05	184		166	
16-Dec	14	#1	C2	Aucun	ECH05	181		167	
16-Dec	14	#1	C3	Aucun	ECH05	177		168	
16-Dec	14	#1	Affluent RF	Moyenne	ECH05	1807	29	1670	8
16-Dec	14	#1	D1	Aucun	ECH05	177		172	

Tableau E1 – Données brutes en DCO UASB et RF (Suite)

Date	Jour	Baril	Nom	Calcul	Éch.	DCO totale	DCO total SD	DCO filtrable	DCO filtrable SD
16-Dec	14	#1	D2	Aucun	ECH05	175		170	
16-Dec	14	#1	D3	Aucun	ECH05	174		174	
16-Dec	14	#1	Effluent RF	Moyenne	ECH05	1753	12	1720	16
20-Dec	18	#1	A1	Aucun	ECH06	167		144	
20-Dec	18	#1	A2	Aucun	ECH06	160		140	
20-Dec	18	#1	A3	Aucun	ECH06	163		143	
20-Dec	18	#1	Affluent UASB	Moyenne	ECH06	1633	29	1423	17
20-Dec	18	#1	B1	Aucun	ECH06	137		122	
20-Dec	18	#1	B2	Aucun	ECH06	136		121	
20-Dec	18	#1	B3	Aucun	ECH06	138		121	
20-Dec	18	#1	Effluent UASB	Moyenne	ECH06	1370	8	1213	5
20-Dec	18	#1	C1	Aucun	ECH06	159		148	
20-Dec	18	#1	C2	Aucun	ECH06	155		144	
20-Dec	18	#1	C3	Aucun	ECH06	165		150	
20-Dec	18	#1	Affluent RF	Moyenne	ECH06	1597	41	1473	25
20-Dec	18	#1	D1	Aucun	ECH06	164		152	
20-Dec	18	#1	D2	Aucun	ECH06	165		158	
20-Dec	18	#1	D3	Aucun	ECH06	166		158	
20-Dec	18	#1	Effluent RF	Moyenne	ECH06	1650	8	1560	28
9-Jan	38	#2	A1	Aucun	ECH07	302		250	
9-Jan	38	#2	A2	Aucun	ECH07	295		249	
9-Jan	38	#2	A3	Aucun	ECH07	302		251	
9-Jan	38	#2	Affluent UASB	Moyenne	ECH07	2997	33	2500	8
9-Jan	38	#2	B1	Aucun	ECH07	151		141	
9-Jan	38	#2	B2	Aucun	ECH07	156		136	
9-Jan	38	#2	B3	Aucun	ECH07	149		136	
9-Jan	38	#2	Effluent UASB	Moyenne	ECH07	1520	29	1377	24
9-Jan	38	#2	C1	Aucun	ECH07	284		259	
9-Jan	38	#2	C2	Aucun	ECH07	297		253	
9-Jan	38	#2	C3	Aucun	ECH07	286		250	
9-Jan	38	#2	Affluent RF	Moyenne	ECH07	2890	57	2540	37
9-Jan	38	#2	D1	Aucun	ECH07	253		250	

Tableau E1 – Données brutes en DCO UASB et RF (Suite)

Date	Jour	Baril	Nom	Calcul	Éch.	DCO totale	DCO total SD	DCO filtrable	DCO filtrable SD
9-Jan	38	#2	D2	Aucun	ECH07	255		250	
9-Jan	38	#2	D3	Aucun	ECH07	254		253	
9-Jan	38	#2	Effluent RF	Moyenne	ECH07	2540	8	2510	14
17-Jan	46	#3	A1	Aucun	ECH08	467		437	
17-Jan	46	#3	A2	Aucun	ECH08	457		442	
17-Jan	46	#3	A3	Aucun	ECH08	460		443	
17-Jan	46	#3	Affluent UASB	Moyenne	ECH08	4613	42	4407	26
17-Jan	46	#3	B1	Aucun	ECH08	290		254	
17-Jan	46	#3	B2	Aucun	ECH08	291		256	
17-Jan	46	#3	B3	Aucun	ECH08	288		258	
17-Jan	46	#3	Effluent UASB	Moyenne	ECH08	2897	12	2560	16
17-Jan	46	#3	C1	Aucun	ECH08	459		439	
17-Jan	46	#3	C2	Aucun	ECH08	465		440	
17-Jan	46	#3	C3	Aucun	ECH08	463		445	
17-Jan	46	#3	Affluent RF	Moyenne	ECH08	4623	25	4413	26
17-Jan	46	#3	D1	Aucun	ECH08	409		409	
17-Jan	46	#3	D2	Aucun	ECH08	408		409	
17-Jan	46	#3	D3	Aucun	ECH08	407		405	
17-Jan	46	#3	Effluent RF	Moyenne	ECH08	4080	8	4077	19
22-Jan	51	#4	A1	Aucun	ECH09	352		337	
22-Jan	51	#4	A2	Aucun	ECH09	346		338	
22-Jan	51	#4	A3	Aucun	ECH09	347		339	
22-Jan	51	#4	Affluent UASB	Moyenne	ECH09	3483	26	3380	8
22-Jan	51	#4	B1	Aucun	ECH09	232		224	
22-Jan	51	#4	B2	Aucun	ECH09	231		222	
22-Jan	51	#4	B3	Aucun	ECH09	230		222	
22-Jan	51	#4	Effluent UASB	Moyenne	ECH09	2310	8	2227	9
22-Jan	51	#4	C1	Aucun	ECH09	346		346	
22-Jan	51	#4	C2	Aucun	ECH09	346		343	
22-Jan	51	#4	C3	Aucun	ECH09	349		337	
22-Jan	51	#4	Affluent RF	Moyenne	ECH09	3470	14	3420	37
22-Jan	51	#4	D1	Aucun	ECH09	310		313	

Tableau E1 – Données brutes en DCO UASB et RF (Suite)

Date	Jour	Baril	Nom	Calcul	Éch.	DCO totale	DCO total SD	DCO filtrable	DCO filtrable SD
22-Jan	51	#4	D2	Aucun	ECH09	316		310	
22-Jan	51	#4	D3	Aucun	ECH09	315		312	
22-Jan	51	#4	Effluent RF	Moyenne	ECH09	3137	26	3117	12
24-Jan	53	#4	A1	Aucun	ECH010	353		345	
24-Jan	53	#4	A2	Aucun	ECH010	356		344	
24-Jan	53	#4	A3	Aucun	ECH010	358		347	
24-Jan	53	#4	Affluent UASB	Moyenne	ECH010	3557	21	3453	12
24-Jan	53	#4	B1	Aucun	ECH010	244		237	
24-Jan	53	#4	B2	Aucun	ECH010	250		235	
24-Jan	53	#4	B3	Aucun	ECH010	249		234	
24-Jan	53	#4	Effluent UASB	Moyenne	ECH010	2477	26	2353	12
24-Jan	53	#4	C1	Aucun	ECH010	351		349	
24-Jan	53	#4	C2	Aucun	ECH010	363		352	
24-Jan	53	#4	C3	Aucun	ECH010	356		343	
24-Jan	53	#4	Affluent RF	Moyenne	ECH010	3567	49	3475	45
24-Jan	53	#4	D1	Aucun	ECH010	323		310	
24-Jan	53	#4	D2	Aucun	ECH010	315		303	
24-Jan	53	#4	D3	Aucun	ECH010	311		314	
24-Jan	53	#4	Effluent RF	Moyenne	ECH010	3163	50	3090	45
29-Jan	58	#4	A1	Aucun	ECH011	344		331	
29-Jan	58	#4	A2	Aucun	ECH011	337		327	
29-Jan	58	#4	A3	Aucun	ECH011	340		328	
29-Jan	58	#4	Affluent UASB	Moyenne	ECH011	3403	29	3287	17
29-Jan	58	#4	B1	Aucun	ECH011	251			
29-Jan	58	#4	B2	Aucun	ECH011	240			
29-Jan	58	#4	B3	Aucun	ECH011	250			
29-Jan	58	#4	Effluent UASB	Moyenne	ECH011	2470	50	#DIV/0!	#DIV/0!
29-Jan	58	#4	C1	Aucun	ECH011	338		336	
29-Jan	58	#4	C2	Aucun	ECH011	339		333	
29-Jan	58	#4	C3	Aucun	ECH011	339		332	
29-Jan	58	#4	Affluent RF	Moyenne	ECH011	3387	5	3325	5
29-Jan	58	#4	D1	Aucun	ECH011	290			

Tableau E1 – Données brutes en DCO UASB et RF (Suite)

Date	Jour	Baril	Nom	Calcul	Éch.	DCO totale	DCO total SD	DCO filtrable	DCO filtrable SD
29-Jan	58	#4	D2	Aucun	ECH011	289			
29-Jan	58	#4	D3	Aucun	ECH011	290			
29-Jan	58	#4	Effluent RF	Moyenne	ECH011	2897	5	#DIV/0!	#DIV/0!
31-Jan	60	#4	A1	Aucun	ECH012	344		349	
31-Jan	60	#4	A2	Aucun	ECH012	345		351	
31-Jan	60	#4	A3	Aucun	ECH012	349		347	
31-Jan	60	#4	Affluent UASB	Moyenne	ECH012	3460	22	3490	16
31-Jan	60	#4	B1	Aucun	ECH012	243		248	
31-Jan	60	#4	B2	Aucun	ECH012	247		244	
31-Jan	60	#4	B3	Aucun	ECH012	253		240	
31-Jan	60	#4	Effluent UASB	Moyenne	ECH012	2477	41	2440	33
31-Jan	60	#4	C1	Aucun	ECH012	351		321	
31-Jan	60	#4	C2	Aucun	ECH012	350		322	
31-Jan	60	#4	C3	Aucun	ECH012	351		318	
31-Jan	60	#4	Affluent RF	Moyenne	ECH012	3507	5	3200	20
31-Jan	60	#4	D1	Aucun	ECH012	290		294	
31-Jan	60	#4	D2	Aucun	ECH012	294		297	
31-Jan	60	#4	D3	Aucun	ECH012	298		293	
31-Jan	60	#4	Effluent RF	Moyenne	ECH012	2940	33	2947	17
5-Feb	65	#4	A1	Aucun	ECH013	329		323	
5-Feb	65	#4	A2	Aucun	ECH013	321		313	
5-Feb	65	#4	A3	Aucun	ECH013	317		326	
5-Feb	65	#4	Affluent UASB	Moyenne	ECH013	3223	50	3207	56
5-Feb	65	#4	B1	Aucun	ECH013	235		236	
5-Feb	65	#4	B2	Aucun	ECH013	235		237	
5-Feb	65	#4	B3	Aucun	ECH013	244		241	
5-Feb	65	#4	Effluent UASB	Moyenne	ECH013	2380	42	2380	22
5-Feb	65	#4	C1	Aucun	ECH013	327		327	
5-Feb	65	#4	C2	Aucun	ECH013	322		322	
5-Feb	65	#4	C3	Aucun	ECH013	323		321	
5-Feb	65	#4	Affluent RF	Moyenne	ECH013	3240	22	3215	5
5-Feb	65	#4	D1	Aucun	ECH013	270		272	

Tableau E1 – Données brutes en DCO UASB et RF (Suite)

Date	Jour	Baril	Nom	Calcul	Éch.	DCO totale	DCO total SD	DCO filtrable	DCO filtrable SD
5-Feb	65	#4	D2	Aucun	ECH013	268		273	
5-Feb	65	#4	D3	Aucun	ECH013	272		274	
5-Feb	65	#4	Effluent RF	Moyenne	ECH013	2700	16	2730	8
11-Feb	71	#5	A1	Aucun	ECH014				
11-Feb	71	#5	A2	Aucun	ECH014				
11-Feb	71	#5	A3	Aucun	ECH014				
11-Feb	71	#5	Milieu UASB	Moyenne	ECH014	#DIV/0!	#DIV/0!	#DIV/0!	#DIV/0!
11-Feb	71	#5	B1	Aucun	ECH014	358			
11-Feb	71	#5	B2	Aucun	ECH014	365			
11-Feb	71	#5	B3	Aucun	ECH014	367			
11-Feb	71	#5	Milieu #1 - Zone 15/20 RF	Moyenne	ECH014	3633	39	#DIV/0!	#DIV/0!
11-Feb	71	#5	C1	Aucun	ECH014	359			
11-Feb	71	#5	C2	Aucun	ECH014	358			
11-Feb	71	#5	C3	Aucun	ECH014	354			
11-Feb	71	#5	Milieu #2 - Zone 10/15 RF	Moyenne	ECH014	3570	22	#DIV/0!	#DIV/0!
11-Feb	71	#5	D1	Aucun	ECH014	259			
11-Feb	71	#5	D2	Aucun	ECH014	292			
11-Feb	71	#5	D3	Aucun	ECH014	287			
11-Feb	71	#5	Milieu #3 - Zone 5/10 RF	Moyenne	ECH014	2793	145	#DIV/0!	#DIV/0!
12-Feb	72	#5	A1	Aucun	ECH014	369		361	
12-Feb	72	#5	A2	Aucun	ECH014	367		355	
12-Feb	72	#5	A3	Aucun	ECH014	370		365	
12-Feb	72	#5	Affluent UASB	Moyenne	ECH014	3687	12	3603	41
12-Feb	72	#5	B1	Aucun	ECH014	258		252	
12-Feb	72	#5	B2	Aucun	ECH014	255		252	
12-Feb	72	#5	B3	Aucun	ECH014	258		245	
12-Feb	72	#5	Effluent UASB	Moyenne	ECH014	2570	14	2497	33
12-Feb	72	#5	C1	Aucun	ECH014	371		369	
12-Feb	72	#5	C2	Aucun	ECH014	370		362	

Tableau E1 – Données brutes en DCO UASB et RF (Suite)

Date	Jour	Baril	Nom	Calcul	Éch.	DCO totale	DCO total SD	DCO filtrable	DCO filtrable SD
12-Feb	72	#5	C3	Aucun	ECH014	373		366	
12-Feb	72	#5	Affluent RF	Moyenne	ECH014	3713	12	3640	20
12-Feb	72	#5	D1	Aucun	ECH014	292		294	
12-Feb	72	#5	D2	Aucun	ECH014	292		288	
12-Feb	72	#5	D3	Aucun	ECH014	290		289	
12-Feb	72	#5	Effluent RF	Moyenne	ECH014	2913	9	2903	26
18-Feb	78	#5	A1	Aucun	ECH014	237			
18-Feb	78	#5	A2	Aucun	ECH014	231			
18-Feb	78	#5	A3	Aucun	ECH014	238			
18-Feb	78	#5	Milieu UASB	Moyenne	ECH014	39222	31	#DIV/0!	#DIV/0!
18-Feb	78	#5	B1	Aucun	ECH014	429			
18-Feb	78	#5	B2	Aucun	ECH014	422			
18-Feb	78	#5	B3	Aucun	ECH014	423			
18-Feb	78	#5	Milieu #1 - Zone 15/20 RF	Moyenne	ECH014	4247	31	#DIV/0!	#DIV/0!
18-Feb	78	#5	C1	Aucun	ECH014	334			
18-Feb	78	#5	C2	Aucun	ECH014	327			
18-Feb	78	#5	C3	Aucun	ECH014	318			
18-Feb	78	#5	Milieu #2 - Zone 10/15 RF	Moyenne	ECH014	3263	65	#DIV/0!	#DIV/0!
18-Feb	78	#5	D1	Aucun	ECH014	286			
18-Feb	78	#5	D2	Aucun	ECH014	271			
18-Feb	78	#5	D3	Aucun	ECH014	270			
18-Feb	78	#5	Milieu #3 - Zone 5/10 RF	Moyenne	ECH014	2757	73	#DIV/0!	#DIV/0!
19-Feb	79	#5	A1	Aucun	ECH015	342		355	
19-Feb	79	#5	A2	Aucun	ECH015	345		341	
19-Feb	79	#5	A3	Aucun	ECH015	353		341	
19-Feb	79	#5	Affluent UASB	Moyenne	ECH015	3467	46	3457	66
19-Feb	79	#5	B1	Aucun	ECH015	238		235	
19-Feb	79	#5	B2	Aucun	ECH015	233		231	
19-Feb	79	#5	B3	Aucun	ECH015	240		242	

Tableau E1 – Données brutes en DCO UASB et RF (Suite)

Date	Jour	Baril	Nom	Calcul	Éch.	DCO totale	DCO total SD	DCO filtrable	DCO filtrable SD
19-Feb	79	#5	Effluent UASB	Moyenne	ECH015	2370	29	2360	45
19-Feb	79	#5	C1	Aucun	ECH015	352		346	
19-Feb	79	#5	C2	Aucun	ECH015	346		341	
19-Feb	79	#5	C3	Aucun	ECH015	355		348	
19-Feb	79	#5	Affluent RF	Moyenne	ECH015	3510	37	3445	35
19-Feb	79	#5	D1	Aucun	ECH015	254		261	
19-Feb	79	#5	D2	Aucun	ECH015	239		259	
19-Feb	79	#5	D3	Aucun	ECH015	251		244	
19-Feb	79	#5	Effluent RF	Moyenne	ECH015	2480	65	2547	76
27-Feb	87	#5	A1	Aucun	ECH016	192			
27-Feb	87	#5	A2	Aucun	ECH016	190			
27-Feb	87	#5	A3	Aucun	ECH016	189			
27-Feb	87	#5	Affluent UASB	Moyenne	ECH016	3807	25		
27-Feb	87	#5	B1	Aucun	ECH016	234			
27-Feb	87	#5	B2	Aucun	ECH016	239			
27-Feb	87	#5	B3	Aucun	ECH016	239			
27-Feb	87	#5	Effluent UASB	Moyenne	ECH016	2373	24		
27-Feb	87	#5	C1	Aucun	ECH016	196			
27-Feb	87	#5	C2	Aucun	ECH016	185			
27-Feb	87	#5	C3	Aucun	ECH016	188			
27-Feb	87	#5	Affluent RF	Moyenne	ECH016	3793	93		
27-Feb	87	#5	D1	Aucun	ECH016	219			
27-Feb	87	#5	D2	Aucun	ECH016	219			
27-Feb	87	#5	D3	Aucun	ECH016	220			
27-Feb	87	#5	Effluent RF	Moyenne	ECH016	2193	5		
2-Mar	91 3/8	#5	A1	Aucun	ECH017-01	344			
2-Mar	91 3/8	#5	A2	Aucun	ECH017-01	347			
2-Mar	91 3/8	#5	Affluent UASB	Moyenne	ECH017-01	3455	30		
2-Mar	91 3/8	#5	B1	Aucun	ECH017-01	245			
2-Mar	91 3/8	#5	B2	Aucun	ECH017-01	241			
2-Mar	91 3/8	#5	Effluent UASB	Moyenne	ECH017-01	2430	40		
2-Mar	91 3/8	#5	C1	Aucun	ECH017-01	343			

Tableau E1 – Données brutes en DCO UASB et RF (Suite)

Date	Jour	Baril	Nom	Calcul	Éch.	DCO totale	DCO total SD	DCO filtrable	DCO filtrable SD
2-Mar	91 3/8	#5	C2	Aucun	ECH017-01	348			
2-Mar	91 3/8	#5	Affluent RF	Moyenne	ECH017-01	3455	50		
2-Mar	91 3/8	#5	D1	Aucun	ECH017-01	231			
2-Mar	91 3/8	#5	D2	Aucun	ECH017-01	218			
2-Mar	91 3/8	#5	Effluent RF	Moyenne	ECH017-01	2245	130		
2-Mar	91 1/2	#5	A1	Aucun	ECH017-02	360			
2-Mar	91 1/2	#5	A2	Aucun	ECH017-02	352			
2-Mar	91 1/2	#5	Affluent UASB	Moyenne	ECH017-02	3560	80		
2-Mar	91 1/2	#5	B1	Aucun	ECH017-02	243			
2-Mar	91 1/2	#5	B2	Aucun	ECH017-02	242			
2-Mar	91 1/2	#5	Effluent UASB	Moyenne	ECH017-02	2425	10		
2-Mar	91 1/2	#5	C1	Aucun	ECH017-02	344			
2-Mar	91 1/2	#5	C2	Aucun	ECH017-02	352			
2-Mar	91 1/2	#5	Affluent RF	Moyenne	ECH017-02	3480	80		
2-Mar	91 1/2	#5	D1	Aucun	ECH017-02	228			
2-Mar	91 1/2	#5	D2	Aucun	ECH017-02	225			
2-Mar	91 1/2	#5	Effluent RF	Moyenne	ECH017-02	2265	30		
2-Mar	91 5/8	#5	A1	Aucun	ECH017-03				
2-Mar	91 5/8	#5	A2	Aucun	ECH017-03				
2-Mar	91 5/8	#5	Affluent UASB	Moyenne	ECH017-03	#DIV/0!	#DIV/0!		
2-Mar	91 5/8	#5	B1	Aucun	ECH017-03				
2-Mar	91 5/8	#5	B2	Aucun	ECH017-03				
2-Mar	91 5/8	#5	Effluent UASB	Moyenne	ECH017-03	#DIV/0!	#DIV/0!		
2-Mar	91 5/8	#5	C1	Aucun	ECH017-03				
2-Mar	91 5/8	#5	C2	Aucun	ECH017-03				
2-Mar	91 5/8	#5	Affluent RF	Moyenne	ECH017-03	#DIV/0!	#DIV/0!		
2-Mar	91 5/8	#5	D1	Aucun	ECH017-03				
2-Mar	91 5/8	#5	D2	Aucun	ECH017-03				
2-Mar	91 5/8	#5	Effluent RF	Moyenne	ECH017-03	#DIV/0!	#DIV/0!		

Tableau E2 – Données brutes pour les anions & cations UASB et RF

Anions & Cations

Dilution #1	0,1	ml/ml	
Dilution #2	0,05	ml/ml	Cations
Dilution #3	0,2	ml/ml	Anions
Dilution #4	0,04	ml/ml	

Échantillon	Calcul	Date	Jour	mg Cl-/L Chlorure	mg Br-/L Bromure	mg SO42- /L Sulfate	mg PO43-/L Phosphate	mg Na+/L Sodium	mg NH4+/L Ammonium	mg K+/L Potassium	mg Mg2+ /L Magnésium	mg Ca2+/L Calcium
Affluent UASB	Aucun	17-Jan	46	196	0,27	4	0,90	164	85	67	17	23
Affluent UASB	Aucun	17-Jan	46	195	0,27	3	0,88	168	86	68	18	23
Affluent UASB	Moyenne	17-Jan	46	1952	2,71	34	8,91	1655	856	674	175	229
Affluent UASB	SD	17-Jan	46	7	0,03	3	0,13	20	3	4	2	3
Effluent UASB	Aucun	17-Jan	46	180	0,24	1	1,38	151	78	62	17	26
Effluent UASB	Aucun	17-Jan	46	180	0,24	0	1,24	150	78	62	17	26
Effluent UASB	Moyenne	17-Jan	46	1796	2,39	5	13,11	1504	779	621	171	264
Effluent UASB	SD	17-Jan	46	1	0,02	0	0,74	3	2	4	2	0
Affluent RF	Aucun	17-Jan	46	198	0,28	2	< 0,2	169	84	69	18	23
Affluent RF	Aucun	17-Jan	46	197	0,27	2	< 0,2	164	83	68	18	23
Affluent RF	Moyenne	17-Jan	46	1973	2,74	19	#DIV/0!	1664	835	685	178	229
Affluent RF	SD	17-Jan	46	3	0,01	0	#DIV/0!	22	4	8	2	2
Effluent RF	Aucun	17-Jan	46	196	0,26	< 0,2	1,04	165	83	68	18	25
Effluent RF	Aucun	17-Jan	46	196	0,26	< 0,2	1,00	164	83	67	18	25
Effluent RF	Moyenne	17-Jan	46	1959	2,62	#DIV/0!	10,23	1649	827	675	178	251
Effluent RF	SD	17-Jan	46	2	0,02	#DIV/0!	0,20	4	1	1	1	2
UASB Milieu	Aucun	11-Feb	71	76	< 0,2	< 0,2	< 0,2	54	33	16	4	7
UASB Milieu	Aucun	11-Feb	71	76	< 0,2	< 0,2	< 0,2	60	38	17	5	7
UASB Milieu	Moyenne	11-Feb	71	1516	#DIV/0!	#DIV/0!	#DIV/0!	1140	708	333	90	140
UASB Milieu	SD	11-Feb	71	0	#DIV/0!	#DIV/0!	#DIV/0!	53	58	16	5	2
RF Milieu #1	Aucun	11-Feb	71	99,4	< 0,2	< 0,2	< 0,2	73,72	48,54	21,42	6,46	9,82
RF Milieu #1	Aucun	11-Feb	71	97,4	< 0,2	< 0,2	< 0,2	74,56	44,66	22,07	6,90	9,79
RF Milieu #1	Moyenne	11-Feb	71	1968	#DIV/0!	#DIV/0!	#DIV/0!	1483	932	435	134	196
RF Milieu #1	SD	11-Feb	71	0	#DIV/0!	#DIV/0!	#DIV/0!	53	58	16	5	2
RF Milieu #2	Aucun	11-Feb	71	98,8	< 0,2	< 0,2	< 0,2	75,63	48,68	22,23	6,59	8,90
RF Milieu #2	Aucun	11-Feb	71	98,7	< 0,2	< 0,2	< 0,2	76,19	51,71	24,22	6,64	8,73

Tableau E2 – Données brutes pour les anions & cations UASB et RF (suite)

Échantillon	Calcul	Date	Jour	Chlorure	Bromure	Sulfate	Phosphate	Sodium	Ammonium	Potassium	Magnésium	Calcium
RF Milieu #2	Moyenne	11-Feb	71	1975	#DIV/0!	#DIV/0!	#DIV/0!	1518	1004	464	132	176
RF Milieu #2	SD	11-Feb	71	1	#DIV/0!	#DIV/0!	#DIV/0!	6	30	20	1	2
RF Milieu #3	Aucun	11-Feb	71	100,8	< 0,2	< 0,2	< 0,2	77,74	48,52	22,95	6,61	8,25
RF Milieu #3	Aucun	11-Feb	71	100,3	< 0,2	< 0,2	< 0,2	81,09	53,30	26,07	7,01	8,53
RF Milieu #3	Moyenne	11-Feb	71	2012	#DIV/0!	#DIV/0!	#DIV/0!	1588	1018	490	136	168
RF Milieu #3	SD	11-Feb	71	5	#DIV/0!	#DIV/0!	#DIV/0!	33	48	31	4	3
Affluent UASB	Aucun	12-Feb	72	100	< 0,2	< 0,2	< 0,2	80	54	26	7	11
Affluent UASB	Aucun	12-Feb	72	100	< 0,2	< 0,2	0,44	80	51	26	7	11
Affluent UASB	Moyenne	12-Feb	72	2005	#DIV/0!	#DIV/0!	8,73	1597	1053	522	147	228
Affluent UASB	SD	12-Feb	72	2	#DIV/0!	#DIV/0!	0,00	6	25	2	1	1
Effluent UASB	Aucun	12-Feb	72	102,0	< 0,2	< 0,2	< 0,2	79,12	54,22	25,67	7,13	10,56
Effluent UASB	Aucun	12-Feb	72	100,9	< 0,2	< 0,2	0,64	82,07	53,58	27,08	7,55	10,91
Effluent UASB	Moyenne	12-Feb	72	2029	#DIV/0!	#DIV/0!	12,79	1612	1078	528	147	215
Effluent UASB	SD	12-Feb	72	11	#DIV/0!	#DIV/0!	0,00	29	6	14	4	4
Affluent RF	Aucun	12-Feb	72	98,8	< 0,2	< 0,2	< 0,2	80,26	52,17	26,20	7,37	11,49
Affluent RF	Aucun	12-Feb	72	100,5	< 0,2	< 0,2	0,48	78,63	51,34	26,08	7,35	11,25
Affluent RF	Moyenne	12-Feb	72	1993	#DIV/0!	#DIV/0!	9,63	1589	1035	523	147	227
Affluent RF	SD	12-Feb	72	18	#DIV/0!	#DIV/0!	0,00	16	8	1	0	2
Effluent RF	Aucun	12-Feb	72	100,4	< 0,2	< 0,2	0,60	81,21	53,49	26,84	7,41	9,45
Effluent RF	Aucun	12-Feb	72	101,5	< 0,2	< 0,2	0,52	79,78	52,62	26,46	7,38	9,23
Effluent RF	Moyenne	12-Feb	72	2019	#DIV/0!	#DIV/0!	11,12	1610	1061	533	148	187
Effluent RF	SD	12-Feb	72	11	#DIV/0!	#DIV/0!	0,78	14	9	4	0	2
UASB Milieu	Aucun	18-Feb	78	135	0	5	0,72	41	33	14	3	5
UASB Milieu	Aucun	18-Feb	78	135	0	5	0,67	42	32	14	3	5
UASB Milieu	Moyenne	18-Feb	78	1349	3	48	7	1032	813	359	80	116
UASB Milieu	SD	18-Feb	78	2	0	0	0,25	5	7	1	0	1
RF Milieu #1	Aucun	18-Feb	78	200,4	0,337	0,38	0,86	79,30	53,04	27,88	7,40	10,12
RF Milieu #1	Aucun	18-Feb	78	198,6	0,323	0,33	0,90	76,82	51,43	27,30	7,11	9,71
RF Milieu #1	Moyenne	18-Feb	78	1995	3	4	9	1561	1045	552	145	198
RF Milieu #1	SD	18-Feb	78	4	0	0	0,10	25	16	6	3	4
RF Milieu #2	Aucun	18-Feb	78	198,3	0,334	< 0,2	0,98	79,54	52,21	27,95	7,30	9,44
RF Milieu #2	Aucun	18-Feb	78	197,7	0,367	< 0,2	1,03	79,40	52,18	27,64	7,31	9,47
RF Milieu #2	Moyenne	18-Feb	78	1980	2	#DIV/0!	5,04	1589	1044	556	146	189
RF Milieu #2	SD	18-Feb	78	1	0	#DIV/0!	0,14	1	0	3	0	0

Tableau E2 – Données brutes pour les anions & cations UASB et RF (suite)

Échantillon	Calcul	Date	Jour	Chlorure	Bromure	Sulfate	Phosphate	Sodium	Ammonium	Potassium	Magnésium	Calcium
RF Milieu #3	Aucun	18-Feb	78	199,1	0,369	< 0,2	0,94	80,11	51,91	27,95	7,35	8,06
RF Milieu #3	Aucun	18-Feb	78	200,2	0,361	< 0,2	0,92	79,39	52,74	27,68	7,25	8,00
RF Milieu #3	Moyenne	18-Feb	78	1997	2	#DIV/0!	4,66	1595	1047	556	146	161
RF Milieu #3	SD	18-Feb	78	3	0	#DIV/0!	0,04	7	8	3	1	1
Affluent UASB	Aucun	19-Feb	79	395	< 0,2	< 0,2	1,82	147	78	57	15	19
Affluent UASB	Aucun	19-Feb	79	396	< 0,2	< 0,2	1,83	142	73	54	14	18
Affluent UASB	Moyenne	19-Feb	79	1979	#DIV/0!	#DIV/0!	9,12	1443	756	556	146	186
Affluent UASB	SD	19-Feb	79	2	#DIV/0!	#DIV/0!	0,03	25	23	13	2	8
Effluent UASB	Aucun	19-Feb	79	397,9	< 0,2	0,91	2,20	142,63	74,11	55,01	15,24	18,42
Effluent UASB	Aucun	19-Feb	79	404,4	< 0,2	< 0,2	2,32	142,92	75,60	54,86	15,03	18,72
Effluent UASB	Moyenne	19-Feb	79	2006	#DIV/0!	5	11,30	1428	749	549	151	186
Effluent UASB	SD	19-Feb	79	16	#DIV/0!	0	0,28	1	7	1	1	1
Affluent RF	Aucun	19-Feb	79	402,8	< 0,2	< 0,2	1,68	140,24	73,90	52,89	14,69	18,68
Affluent RF	Aucun	19-Feb	79	408,7	< 0,2	< 0,2	1,53	143,46	74,43	54,94	15,40	19,47
Affluent RF	Moyenne	19-Feb	79	2029	#DIV/0!	#DIV/0!	8,02	1418	742	539	150	191
Affluent RF	SD	19-Feb	79	15	#DIV/0!	#DIV/0!	0,39	16	3	10	4	4
Effluent RF	Aucun	19-Feb	79	406,2	< 0,2	< 0,2	1,29	144,37	71,26	55,02	15,06	13,79
Effluent RF	Aucun	19-Feb	79	402,1	< 0,2	< 0,2	1,26	143,93	70,86	54,45	14,69	13,62
Effluent RF	Moyenne	19-Feb	79	2021	#DIV/0!	#DIV/0!	6,37	1442	711	547	149	137
Effluent RF	SD	19-Feb	79	10	#DIV/0!	#DIV/0!	0,09	2	2	3	2	1
Affluent UASB	Aucun	27-Feb	87	363	< 0,2	5	1,67	75	49	25	6	9
Affluent UASB	Aucun	27-Feb	87	365	< 0,2	5	1,49	74	46	25	6	9
Affluent UASB	Moyenne	27-Feb	87	1820	#DIV/0!	24,55	7,90	1491	951	495	124	184
Affluent UASB	SD	27-Feb	87	5	#DIV/0!	1	0,47	3	26	5	1	2
Effluent UASB	Aucun	27-Feb	87	398,4	< 0,2	0,40	2,63	78,99	48,90	26,65	6,82	9,43
Effluent UASB	Aucun	27-Feb	87	394,7	< 0,2	0,42	2,51	76,80	48,83	25,73	6,54	9,32
Effluent UASB	Moyenne	27-Feb	87	1983	#DIV/0!	2,058	12,85	1558	977	524	134	188
Effluent UASB	SD	27-Feb	87	9	#DIV/0!	0	0,29	22	1	9	3	1
Affluent RF	Aucun	27-Feb	87	393,8	< 0,2	5,68	1,86	79,05	50,49	26,61	6,72	9,46
Affluent RF	Aucun	27-Feb	87	393,1	< 0,2	5,47	1,78	80,19	52,01	27,03	6,82	10,05
Affluent RF	Moyenne	27-Feb	87	1967	#DIV/0!	28	9,10	1592	1025	536	135	195
Affluent RF	SD	27-Feb	87	2	#DIV/0!	1	0,18	11	15	4	1	6
Effluent RF	Aucun	27-Feb	87	402,4	< 0,2	0,24	1,95	77,62	50,38	26,16	6,44	5,70

Tableau E2 – Données brutes pour les anions & cations UASB et RF (suite)

Échantillon	Calcul	Date	Jour	Chlorure	Bromure	Sulfate	Phosphate	Sodium	Ammonium	Potassium	Magnésium	Calcium
Effluent RF	Aucun	27-Feb	87	398,8	< 0,2	0,22	1,96	77,26	51,16	25,88	6,43	5,78
Effluent RF	Moyenne	27-Feb	87	2003	#DIV/0!	1,14	9,77	1549	1015	520	129	115
Effluent RF	SD	27-Feb	87	9	#DIV/0!	0	0,01	4	8	3	0	1
Affluent UASB	Aucun	2-Mar	91	393	< 0,2	5	1,56	79	52	27	7	9
Affluent UASB	Aucun	2-Mar	91	397	< 0,2	5	1,67	78	52	27	7	9
Affluent UASB	Moyenne	2-Mar	91	1974	#DIV/0!	24,55	8,07	1566	1043	546	139	181
Affluent UASB	SD	2-Mar	91	10	#DIV/0!	1	0,27	8	1	2	4	1
Effluent UASB	Aucun	2-Mar	91	396,8	< 0,2	0,40	2,28	79,01	51,73	27,71	6,95	8,37
Effluent UASB	Aucun	2-Mar	91	394,6	< 0,2	0,42	2,02	80,53	51,39	28,08	7,20	8,57
Effluent UASB	Moyenne	2-Mar	91	1979	#DIV/0!	2,058	10,77	1595	1031	558	141	169
Effluent UASB	SD	2-Mar	91	5	#DIV/0!	0	0,65	15	3	4	3	2
Affluent RF	Aucun	2-Mar	91	396,6	< 0,2	5,68	1,53	79,65	50,02	28,07	7,45	9,11
Affluent RF	Aucun	2-Mar	91	399,3	< 0,2	5,00	0,30	78,33	49,08	27,19	7,41	9,13
Affluent RF	Moyenne	2-Mar	91	1990	#DIV/0!	26,70	7,66	1580	991	553	149	182
Affluent RF	SD	2-Mar	91	7	#DIV/0!	2	3,09	13	9	9	0	0
Effluent RF	Aucun	2-Mar	91	397,4	< 0,2	0,24	1,49	80,20	51,42	27,99	7,22	4,83
Effluent RF	Aucun	2-Mar	91	395,9	< 0,2	0,22	1,46	79,81	51,10	27,43	7,15	5,20
Effluent RF	Moyenne	2-Mar	91	1983	#DIV/0!	1,14	7,37	1600	1025	554	144	100
Effluent RF	SD	2-Mar	91	4	#DIV/0!	0	0,07	4	3	6	1	4

Tableau E3 – Données brutes pour le fer des réacteurs UASB et RF

FER

<i>Dilution 1</i>	<i>0,04</i>	<i>ml/ml</i>
<i>Dilution 2</i>	<i>0,10</i>	<i>ml/ml</i>
<i>Dilution 3</i>	<i>0,05</i>	<i>ml/ml</i>
<i>Dilution 4</i>	<i>0,0024</i>	<i>ml/ml</i>
<i>Dilution 5</i>	<i>0,02</i>	<i>ml/ml</i>

Date	Jour	Baril	Nom	Calcul	Échantillonnage	<i>mg/L</i> Fer total	<i>mg/L</i> Fer filtré	% Pourcentage
3-Dec	1	#1	A1	Aucun	ECH01	0,48	0,26	
3-Dec	1	#1	A1	Affluent UASB	ECH01	12	6,5	54%
3-Dec	1	#1	B1	Aucun	ECH01	0,26	0,15	
3-Dec	1	#1	B1	Effluent UASB	ECH01	6,5	3,75	58%
3-Dec	1	#1	C1	Aucun	ECH01	0,47	0,27	
3-Dec	1	#1	C1	Affluent RF	ECH01	11,75	6,75	57%
3-Dec	1	#1	D1	Aucun	ECH01	0,3	0,26	
3-Dec	1	#1	D1	Effluent RF	ECH01	7,5	6,5	87%
6-Dec	4	#1	A2	Aucun	ECH02	1,41	0,25	
6-Dec	4	#1	A2	Affluent UASB	ECH02	14,1	2,5	18%
6-Dec	4	#1	B2	Aucun	ECH02	0,55	0,05	
6-Dec	4	#1	B2	Effluent UASB	ECH02	5,5	0,5	9%
6-Dec	4	#1	C2	Aucun	ECH02	1,47	0,21	
6-Dec	4	#1	C2	Affluent RF	ECH02	14,7	2,1	14%
6-Dec	4	#1	D2	Aucun	ECH02	0,57	0,09	
6-Dec	4	#1	D2	Effluent RF	ECH02	5,7	0,9	16%
10-Dec	8	#1	A3	Aucun	ECH03	1,34	0,26	
10-Dec	8	#1	A3	Affluent UASB	ECH03	13,4	2,6	19%
10-Dec	8	#1	B3	Aucun	ECH03	0,66	0,09	
10-Dec	8	#1	B3	Effluent UASB	ECH03	6,6	0,9	14%
10-Dec	8	#1	C3	Aucun	ECH03	1,3	0,15	
10-Dec	8	#1	C3	Affluent RF	ECH03	13	1,5	12%
10-Dec	8	#1	D3	Aucun	ECH03	0,6	0,11	
10-Dec	8	#1	D3	Effluent RF	ECH03	6	1,1	18%
11-Dec	9	#1	A4	Aucun	ECH04	1,19	0,2	

Tableau E3 – Données brutes pour le fer des réacteurs UASB et RF (suite)

Date	Jour	Baril	Nom	Calcul	Échantillonnage	Fer total	Fer filtré	Pourcentage
11-Dec	9	#1	A4	Affluent UASB	ECH04	11,9	2	17%
11-Dec	9	#1	B4	Aucun	ECH04	0,55	0,09	
11-Dec	9	#1	B4	Effluent UASB	ECH04	5,5	0,9	16%
11-Dec	9	#1	C4	Aucun	ECH04	1,16	0,27	
11-Dec	9	#1	C4	Affluent RF	ECH04	11,6	2,7	23%
11-Dec	9	#1	D4	Aucun	ECH04	0,63	0,07	
11-Dec	9	#1	D4	Effluent RF	ECH04	6,3	0,7	11%
16-Dec	14	#1	A5	Aucun	ECH05	0,95	0,18	
16-Dec	14	#1	A5	Affluent UASB	ECH05	9,5	1,8	19%
16-Dec	14	#1	B5	Aucun	ECH05	0,65	0,19	
16-Dec	14	#1	B5	Effluent UASB	ECH05	6,5	1,9	29%
16-Dec	14	#1	C5	Aucun	ECH05	0,93	0,17	
16-Dec	14	#1	C5	Affluent RF	ECH05	9,3	1,7	18%
16-Dec	14	#1	D5	Aucun	ECH05	0,53	0,17	
16-Dec	14	#1	D5	Effluent RF	ECH05	5,3	1,7	32%
20-Dec	18	#1	A6	Aucun	ECH06	0,94	0,36	
20-Dec	18	#1	A6	Affluent UASB	ECH06	9,4	3,6	38%
20-Dec	18	#1	B6	Aucun	ECH06	0,47	0,19	
20-Dec	18	#1	B6	Effluent UASB	ECH06	4,7	1,9	40%
20-Dec	18	#1	C6	Aucun	ECH06	0,76	0,35	
20-Dec	18	#1	C6	Affluent RF	ECH06	7,6	3,5	46%
20-Dec	18	#1	D6	Aucun	ECH06	0,45	0,16	
20-Dec	18	#1	D6	Effluent RF	ECH06	4,5	1,6	36%
9-Jan	38	#2	A7	Aucun	ECH07	2,88	0,2	
9-Jan	38	#2	A7	Affluent UASB	ECH07	28,8	2	7%
9-Jan	38	#2	B7	Aucun	ECH07	0,67	0,14	
9-Jan	38	#2	B7	Effluent UASB	ECH07	6,7	1,4	21%
9-Jan	38	#2	C7	Aucun	ECH07	2,34	0,16	
9-Jan	38	#2	C7	Affluent RF	ECH07	23,4	1,6	7%
9-Jan	38	#2	D7	Aucun	ECH07	0,53	0,15	
9-Jan	38	#2	D7	Effluent RF	ECH07	5,3	1,5	28%
17-Jan	46	#3	A8	Aucun	ECH08	3,85	0,38	
17-Jan	46	#3	A8	Affluent UASB	ECH08	38,5	3,8	10%

Tableau E3 – Données brutes pour le fer des réacteurs UASB et RF (suite)

Date	Jour	Baril	Nom	Calcul	Échantillonnage	Fer total	Fer filtré	Pourcentage
17-Jan	46	#3	B8	Aucun	ECH08	1,63	0,19	
17-Jan	46	#3	B8	Effluent UASB	ECH08	16,3	1,9	12%
17-Jan	46	#3	C8	Aucun	ECH08	3,46	0,288	
17-Jan	46	#3	C8	Affluent RF	ECH08	34,6	2,88	8%
17-Jan	46	#3	D8	Aucun	ECH08	1,08	0,12	
17-Jan	46	#3	D8	Effluent RF	ECH08	10,8	1,2	11%
22-Jan	51	#4	A9	Aucun	ECH09	1,88	0,79	
22-Jan	51	#4	A9	Affluent UASB	ECH09	18,8	7,9	42%
22-Jan	51	#4	B9	Aucun	ECH09	0,69	0,24	
22-Jan	51	#4	B9	Effluent UASB	ECH09	6,9	2,4	35%
22-Jan	51	#4	C9	Aucun	ECH09	1,38	0,76	
22-Jan	51	#4	C9	Affluent RF	ECH09	13,8	7,6	55%
22-Jan	51	#4	D9	Aucun	ECH09	0,64	0,29	
22-Jan	51	#4	D9	Effluent RF	ECH09	6,4	2,9	45%
24-Jan	53	#4	A10	Aucun	ECH010	1,66	0,84	
24-Jan	53	#4	A10	Affluent UASB	ECH010	16,6	8,4	51%
24-Jan	53	#4	B10	Aucun	ECH010	0,7	0,21	
24-Jan	53	#4	B10	Effluent UASB	ECH010	7	2,1	30%
24-Jan	53	#4	C10	Aucun	ECH010	1,43	0,81	
24-Jan	53	#4	C10	Affluent RF	ECH010	14,3	8,1	57%
24-Jan	53	#4	D10	Aucun	ECH010	0,58	0,16	
24-Jan	53	#4	D10	Effluent RF	ECH010	5,8	1,6	28%
29-Jan	58	#4	A11	Aucun	ECH011	1,44	0,895	
29-Jan	58	#4	A11	Affluent UASB	ECH011	14,4	8,95	62%
29-Jan	58	#4	B11	Aucun	ECH011	0,677	0,43	
29-Jan	58	#4	B11	Effluent UASB	ECH011	6,77	4,3	64%
29-Jan	58	#4	C11	Aucun	ECH011	1,39	0,875	
29-Jan	58	#4	C11	Affluent RF	ECH011	13,9	8,75	63%
29-Jan	58	#4	D11	Aucun	ECH011	0,69	0,464	
29-Jan	58	#4	D11	Effluent RF	ECH011	6,9	4,64	67%
31-Jan	60	#4	A12	Aucun	ECH012	1,499	0,892	
31-Jan	60	#4	A12	Affluent UASB	ECH012	14,99	8,92	60%
31-Jan	60	#4	B12	Aucun	ECH012	0,699	0,457	
31-Jan	60	#4	B10	Effluent UASB	ECH012	6,99	4,57	65%

Tableau E3 – Données brutes pour le fer des réacteurs UASB et RF (suite)

Date	Jour	Baril	Nom	Calcul	Échantillonnage	Fer total	Fer filtré	Pourcentage
31-Jan	60	#4	C10	Aucun	ECH012	1,453	0,844	
31-Jan	60	#4	C10	Affluent RF	ECH012	14,53	8,44	58%
31-Jan	60	#4	D10	Aucun	ECH012	0,626	0,38	
31-Jan	60	#4	D10	Effluent RF	ECH012	6,26	3,8	61%
5-Feb	65	#4	A13	Aucun	ECH013	1,299	0,942	
5-Feb	65	#4	A13	Affluent UASB	ECH013	12,99	9,42	73%
5-Feb	65	#4	B13	Aucun	ECH013	0,645	0,436	
5-Feb	65	#4	B13	Effluent UASB	ECH013	6,45	4,36	68%
5-Feb	65	#4	C13	Aucun	ECH013	1,244	0,867	
5-Feb	65	#4	C13	Affluent RF	ECH013	12,44	8,67	70%
5-Feb	65	#4	D13	Aucun	ECH013	0,678	0,37	
5-Feb	65	#4	D13	Effluent RF	ECH013	6,78	3,7	55%
11-Feb	71	#5	A14					
11-Feb	71	#5	A14					
11-Feb	71	#5	B14					
11-Feb	71	#5	B14					
11-Feb	71	#5	C14					
11-Feb	71	#5	C14					
11-Feb	71	#5	D14					
11-Feb	71	#5	D14					
12-Feb	72	#5	A14	Aucun	ECH014	1,66	0,27	
12-Feb	72	#5	A14	Affluent UASB	ECH014	16,6	2,7	16%
12-Feb	72	#5	B14	Aucun	ECH014	1,01	0,28	
12-Feb	72	#5	B14	Effluent UASB	ECH014	10,1	2,8	28%
12-Feb	72	#5	C14	Aucun	ECH014	1,58	0,24	
12-Feb	72	#5	C14	Affluent RF	ECH014	15,8	2,44	15%
12-Feb	72	#5	D14	Aucun	ECH014	1,06	0,24	
12-Feb	72	#5	D14	Effluent RF	ECH014	10,6	2,38	22%
18-Feb	78	#5	A15	Aucun	ECH015	3,8	0,16	
18-Feb	78	#5	A15	UASB Milieu	ECH015	38	4	11%
18-Feb	78	#5	B15	Aucun	ECH015	9,5	0,36	
18-Feb	78	#5	B15	RF Milieu #1	ECH015	95	7,2	8%
18-Feb	78	#5	C15	Aucun	ECH015	2,01	0,232	

Tableau E3 – Données brutes pour le fer des réacteurs UASB et RF (suite)

Date	Jour	Baril	Nom	Calcul	Échantillonnage	Fer total	Fer filtré	Pourcentage
18-Feb	78	#5	C15	RF Milieu #2	ECH015	20	4,64	23%
18-Feb	78	#5	D15	Aucun	ECH015	1,68	0,3	
18-Feb	78	#5	D15	RF Milieu #3	ECH015	17	6	36%
19-Feb	79	#5	A15	Aucun	ECH015	1,62	0,56	
19-Feb	79	#5	A15	Affluent UASB	ECH015	16,2	5,6	35%
19-Feb	79	#5	B15	Aucun	ECH015	0,92	0,45	
19-Feb	79	#5	B15	Effluent UASB	ECH015	9,2	4,5	49%
19-Feb	79	#5	C15	Aucun	ECH015	1,53	0,58	
19-Feb	79	#5	C15	Affluent RF	ECH015	15,33	5,8	38%
19-Feb	79	#5	D15	Aucun	ECH015	1,18	0,48	
19-Feb	79	#5	D15	Effluent RF	ECH015	11,8	4,82	41%
27-Feb	87	#5	A16	Aucun	ECH016	3,64	0,29	
27-Feb	87	#5	A16	Affluent UASB	ECH016	36,4	5,8	16%
27-Feb	87	#5	B16	Aucun	ECH016	0,91	0,16	
27-Feb	87	#5	B16	Effluent UASB	ECH016	9,1	3,2	35%
27-Feb	87	#5	C16	Aucun	ECH016	1,49	0,27	
27-Feb	87	#5	C16	Affluent RF	ECH016	14,9	5,4	36%
27-Feb	87	#5	D16	Aucun	ECH016	0,93	0,149	
27-Feb	87	#5	D16	Effluent RF	ECH016	9,3	2,98	32%
2-Mar	91 3/8	#5	A17-01	Aucun	ECH017	1,6		
2-Mar	91 3/8	#5	A17-01	Affluent UASB	ECH017-01	16		0%
2-Mar	91 3/8	#5	B17-01	Aucun	ECH017-01	0,92		
2-Mar	91 3/8	#5	B17-01	Effluent UASB	ECH017-01	9,2		0%
2-Mar	91 3/8	#5	C17-01	Aucun	ECH017-01	1,41		
2-Mar	91 3/8	#5	C17-01	Affluent RF	ECH017-01	14,1		0%
2-Mar	91 3/8	#5	D17-01	Aucun	ECH017-01	0,88		
2-Mar	91 3/8	#5	D17-01	Effluent RF	ECH017-01	8,8		0%
2-Mar	91 1/2	#5	A17-02	Aucun	ECH017-02	2,09		
2-Mar	91 1/2	#5	A17-02	Affluent UASB	ECH017-02	20,9		0%
2-Mar	91 1/2	#5	B17-02	Aucun	ECH017-02	0,93		
2-Mar	91 1/2	#5	B17-02	Effluent UASB	ECH017-02	9,3		0%
2-Mar	91 1/2	#5	C17-02	Aucun	ECH017-02	1,95		
2-Mar	91 1/2	#5	C17-02	Affluent RF	ECH017-02	19,5		0%

Tableau E3 – Données brutes pour le fer des réacteurs UASB et RF (suite)

Date	Jour	Baril	Nom	Calcul	Échantillonnage	Fer total	Fer filtré	Pourcentage
2-Mar	91 1/2	#5	D17-02	Aucun	ECH017-02	1,15		
2-Mar	91 1/2	#5	D17-02	Effluent RF	ECH017-02	11,5		0%
2-Mar	91 5/8	#5	A17-03	Aucun	ECH017-03	1,46		
2-Mar	91 5/8	#5	A17-03	Affluent UASB	ECH017-03	14,6		0%
2-Mar	91 5/8	#5	B17-03	Aucun	ECH017-03	0,88		
2-Mar	91 5/8	#5	B17-03	Effluent UASB	ECH017-03	8,8		0%
2-Mar	91 5/8	#5	C17-03	Aucun	ECH017-03	1,42		
2-Mar	91 5/8	#5	C17-03	Affluent RF	ECH017-03	14,2		0%
2-Mar	91 5/8	#5	D17-03	Aucun	ECH017-03	0,99		
2-Mar	91 5/8	#5	D17-03	Effluent RF	ECH017-03	9,9		0%

Tableau E4 – Données brutes pour le sulfures des réacteurs UASB et RF

Sulfures

Dilutions

<i>Dilution 1</i>	<i>0,1</i>	<i>ml/ml</i>														
<i>Dilution 2</i>	<i>0,02</i>	<i>ml/ml</i>														
<i>Dilution 3</i>	<i>0,0025</i>	<i>ml/ml</i>														
<i>Dilution 4</i>	<i>0,0024</i>	<i>ml/ml</i>														
<i>Dilution 5</i>	<i>0,05</i>	<i>ml/ml</i>														
<i>Date</i>	<i>Jour</i>	<i>Baril</i>	<i>Calcul</i>	<i>Éch,</i>	<i>M1</i>	<i>M2</i>	<i>M3</i>	<i>Sulfures (ug)</i>	<i>Sulfure (mg)</i>	<i>Sulfure (mol)</i>	<i>SD</i>	<i>SD%</i>	<i>Fer total (mg)</i>	<i>Fer filtré (mg)</i>	<i>Fer total (mmol)</i>	<i>Fer filtré (mmol)</i>
22-Jan	51	#4	Aucun	ECH09	41	42	45	43			2		1,88	0,79		
22-Jan	51	#4	Affluent UASB	ECH09				427	0,43	0,013	17	3,98%	18,8	7,9	0,337	0,141
22-Jan	51	#4	Aucun	ECH09	20	22	20	21			1		0,69	0,24		
22-Jan	51	#4	Effluent UASB	ECH09				207	0,21	0,006	9	4,56%	6,9	2,4	0,124	0,043
22-Jan	51	#4	Aucun	ECH09	28	30	28	29			1		1,38	0,76		
22-Jan	51	#4	Affluent RF	ECH09				287	0,29	0,009	9	3,29%	13,8	7,6	0,247	0,136
22-Jan	51	#4	Aucun	ECH09	46	40	45	44			3		0,64	0,29		
22-Jan	51	#4	Effluent RF	ECH09				437	0,44	0,014	26	6,01%	6,4	2,9	0,115	0,052
11-Feb	71	#5	Aucun	ECH014	389	409		399			10		0	0		
11-Feb	71	#5	UASB Milieu	ECH014				159600	159,60	4,977	4000	2,51%	0	0	0	0
11-Feb	71	#5	Aucun	ECH014	403	386		395			9		0	0		
11-Feb	71	#5	RF Milieu #1	ECH014				19725	19,73	0,615	425	2,15%	0	0	0	0
11-Feb	71	#5	Aucun	ECH014	309	316		313			4		0	0		
11-Feb	71	#5	RF Milieu #2	ECH014				15625	15,63	0,487	175	1,12%	0	0	0	0
11-Feb	71	#5	Aucun	ECH014	628	650		639			11		0	0		
11-Feb	71	#5	RF Milieu #3	ECH014				6390	6,39	0,199	110	1,72%	0	0	0	0
12-Feb	72	#5	Aucun	ECH014	426	379		403			24		1,66	0,27		
12-Feb	72	#5	Affluent UASB	ECH014				4025	4,03	0,126	235	5,84%	16,6	2,7	0,297	0,048
12-Feb	72	#5	Aucun	ECH014	109	116		113			4		1,01	0,28		
12-Feb	72	#5	Effluent UASB	ECH014				1125	1,13	0,035	35	3,11%	10,1	2,8	0,181	0,050
12-Feb	72	#5	Aucun	ECH014	306	329		318			12		1,58	0,244		
12-Feb	72	#5	Affluent RF	ECH014				3175	3,18	0,099	115	3,62%	15,8	2,44	0,283	0,044
12-Feb	72	#5	Aucun	ECH014	202	203		203			1		1,06	0,238		
12-Feb	72	#5	Effluent RF	ECH014				2025	2,03	0,063	5	0,25%	10,6	2,38	0,190	0,043

Tableau E4 – Données brutes pour le sulfures des réacteurs UASB et RF (suite)

Date	Jour	Baril	Calcul	Éch,	M1	M2	M3	Sulfures (ug)	Sulfure (mg)	Sulfure (mol)	SD	SD%	Fer total (mg)	Fer filtré (mg)	Fer total (mmol)	Fer filtré (mmol)
18-Feb	78	#5	Aucun	ECH015	511	463		487			24		3,8	0,16		
18-Feb	78	#5	UASB Milieu	ECH015				202917	202,92	6,328	10000	4,93%	38	4	0,680	0,072
18-Feb	78	#5	Aucun	ECH015	695	678		687			9		9,5	0,36		
18-Feb	78	#5	RF Milieu #1	ECH015				34325	34,33	1,070	425	1,24%	95	7,2	1,701	0,129
18-Feb	78	#5	Aucun	ECH015	164	162		163			1		2,01	0,232		
18-Feb	78	#5	RF Milieu #2	ECH015				8150	8,15	0,254	50	0,61%	20,1	4,64	0,360	0,083
18-Feb	78	#5	Aucun	ECH015	268	274		271			3		1,68	0,3		
18-Feb	78	#5	RF Milieu #3	ECH015				5420	5,42	0,169	60	1,11%	16,8	6	0,301	0,107
19-Feb	79	#5	Aucun	ECH015	266	266		266			0		1,62	0,56		
19-Feb	79	#5	Affluent UASB	ECH015				2660	2,66	0,083	0	0,00%	16,2	5,6	0,290	0,100
19-Feb	79	#5	Aucun	ECH015	67	70		69			2		0,92	0,45		
19-Feb	79	#5	Effluent UASB	ECH015				1370	1,37	0,043	30	2,19%	9,2	4,5	0,165	0,081
19-Feb	79	#5	Aucun	ECH015	309	300		305			5		1,533	0,58		
19-Feb	79	#5	Affluent RF	ECH015				3045	3,05	0,095	45	1,48%	15,33	5,8	0,275	0,104
19-Feb	79	#5	Aucun	ECH015	173	167		170			3		1,18	0,482		
19-Feb	79	#5	Effluent RF	ECH015				1700	1,70	0,053	30	1,76%	11,8	4,82	0,211	0,086
27-Feb	87	#5	Aucun	ECH016	493	526	486	502			17		3,64	0,29		
27-Feb	87	#5	Affluent UASB	ECH016				10033	10,03	0,313	349	3,48%	36,4	5,8	0,652	0,104
27-Feb	87	#5	Aucun	ECH016	38	35	38	37			1		0,91	0,16		
27-Feb	87	#5	Effluent UASB	ECH016				370	0,37	0,012	14	3,82%	9,1	3,2	0,163	0,057
27-Feb	87	#5	Aucun	ECH016	350	380	311	347			28		1,49	0,27		
27-Feb	87	#5	Affluent RF	ECH016				6940	6,94	0,216	565	8,14%	14,9	5,4	0,267	0,097
27-Feb	87	#5	Aucun	ECH016	326	306	253	295			31		0,93	0,149		
27-Feb	87	#5	Effluent RF	ECH016				2950	2,95	0,092	308	10,44 %	9,3	2,98	0,167	0,053

ANNEXE F HYDRAULIQUE POUR LES RÉACTEURS DU UASB & RF

Le débit d'alimentation des réacteurs a été caractérisé. Les données obtenues pour la caractérisation hydraulique sont présentées dans cette annexe.

UASB						RF					
	g	g	#	L/d			g	g	#	L/d	
Date	Vide	Plein	Cuvées	Débit		Date	Vide	Plein	Cuvées	Débit	
5-Dec	746.5	1491.5	2	3.0		5-Dec	1237.5	1919.5	1	5.5	Non représentatif
10-Dec	746.5	1703	3	2.6		10-Dec	1237.5	3018.5	3	4.7	
16-Dec	83.5	969.5	3	2.4		16-Dec	500	2185.5	3	4.5	
20-Dec	83.5	743.5	2	2.6		20-Dec	500	1609	2	4.4	
9-Jan	83.5	753.5	2	2.7		9-Jan	500	1650.5	2	4.6	
17-Jan						17-Jan	500	2296.5	3	4.8	
24-Jan	83.5	1062	3	2.6		24-Jan	500	2188	3	4.5	
29-Jan	83.5	1010	3	2.5		29-Jan	500	2177.5	3	4.5	
31-Jan	83.5	692	2	2.4		31-Jan	500	1600	2	4.4	
5-Feb	83.5	396.5	1	2.5		5-Feb	500	1047	1	4.4	
10-Feb	85.5	368	1	2.3		10-Feb	500	1160	1	5.3	Non représentatif
12-Feb	85.5	1056.5	3	2.6		12-Feb	500	2338	3	4.9	
17-Feb	1.931	4.52	8	2.6		17-Feb	1.948	6.569	8	4.6	Analyse sur une nuit complète
19-Feb	83.5	713	2	2.5		19-Feb	500	1595	2	4.4	
27-Feb	1.834	3.799	6	2.6		27-Feb	1.912	5.366	6	4.6	Analyse sur une nuit complète

Figure F - Bilan hydraulique UASB & RF

ANNEXE G FRACTIONNEMENT DE LA DCO - UASB

Les résultats d'analyse du méthane ont permis de calculer la distribution de la fraction de la DCO qui a été utilisé pour la production de méthane. Des analyses supplémentaires sont nécessaires pour calculer un fractionnement plus détaillé.

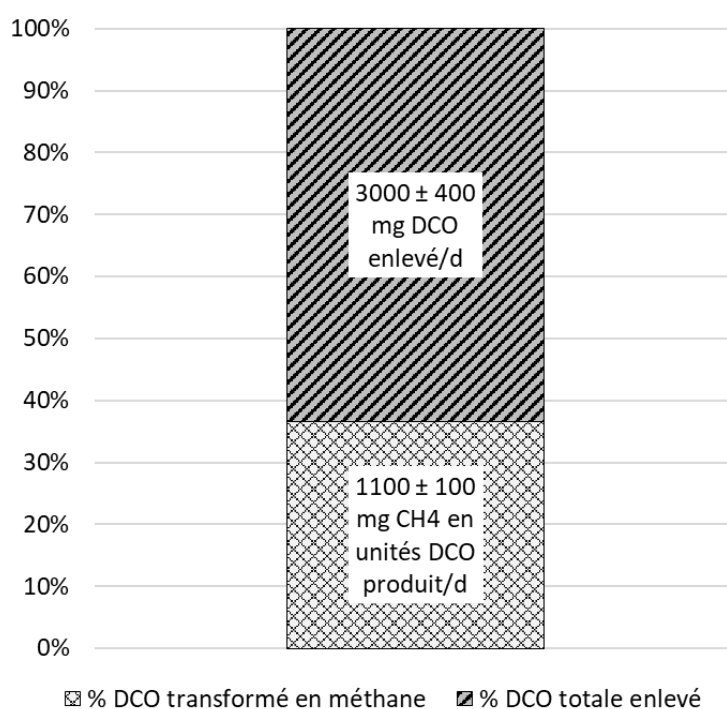


Figure G1 Fractionnement de la DCO transformée en méthane

ANNEXE H BILAN DE MASSE

Le bilan de masse des réacteurs UASB et RF a été calculé de deux manières différentes. Les données présentés dans cette annexe permettent d'illustrer le calcul basé sur les données brutes recueilli pendant toute la durée des analyses.

Tableau H - Bilans de masse UASB & RF

Jour	UASB	RF
1	16,4	23,2
2	21,0	36,1
3	21,0	36,1
4	25,6	49,1
5	21,5	41,2
6	21,5	41,2
7	21,5	41,2
8	17,3	33,2
9	16,3	25,2
10	11,7	21,6
11	11,7	21,6
12	11,7	21,6
13	11,7	21,6
14	7,1	18,0
15	9,7	15,9
16	9,7	15,9
17	9,7	15,9
18	12,4	13,8
19	35,8	48,5
20	35,8	48,5
21	35,8	48,5
22	35,8	48,5
23	35,8	48,5
24	35,8	48,5
25	35,8	48,5
26	35,8	48,5
27	35,8	48,5
28	35,8	48,5
29	35,8	48,5
30	35,8	48,5
31	35,8	48,5
32	35,8	48,5
33	35,8	48,5
34	35,8	48,5
35	35,8	48,5
36	35,8	48,5

Tableau H - Bilans de masse UASB & RF (Suite)

Jour	UASB	RF
37	35,8	48,5
38	59,2	83,3
39	59,4	96,4
40	59,4	96,4
41	59,4	96,4
42	59,4	96,4
43	59,4	96,4
44	59,4	96,4
45	59,4	96,4
46	59,5	109,5
47	45,3	71,4
48	45,3	71,4
49	45,3	71,4
50	45,3	71,4
51	31,1	33,3
52	28,1	35,8
53	25,0	38,3
54	22,0	34,8
55	22,0	34,8
56	22,0	34,8
57	22,0	34,8
58	18,9	31,3
59	19,2	33,9
60	19,5	36,4
61	17,9	30,6
62	17,9	30,6
63	17,9	30,6
64	17,9	30,6
65	16,4	24,8
66	16,6	25,1
67	16,6	25,1
68	16,6	25,1
69	16,6	25,1
70	16,6	25,1
71	16,6	25,1
72	16,8	25,5
73	17,5	21,4
74	17,5	21,4
75	17,5	21,4
76	17,5	21,4
77	17,5	21,4
78	17,5	21,4
79	18,1	17,3

Tableau H - Bilans de masse UASB & RF (Suite)

Jour	UASB	RF
80	19,5	22,0
81	19,5	22,0
82	19,5	22,0
83	19,5	22,0
84	19,5	22,0
85	19,5	22,0
86	19,5	22,0
87	19,5	22,0
88	19,5	22,0
89	19,5	22,0
90	19,5	22,0
91	20,9	26,6
TOTAL (mg Fe)	2466	3653

ANNEXE I CALCUL DES INCERTITUDES

Les incertitudes ont tous été calculés basé sur l'exemple ci-dessous.

$A = \text{Affluent}$

$E = \text{Effluent}$

$R = \text{Enlèvement}$

$d = \text{dérivée}$

$\Delta = \text{intervalle de l'erreur}$

$$R = \frac{(A - E)}{A} * 100\%$$

$$\Delta R = \left| \frac{dR}{dA} \right| * \Delta A + \left| \frac{dR}{dB} \right| * \Delta B$$

$$\Delta R = \left| \frac{B}{A^2} \right| * \Delta A + \left| -\frac{1}{A} \right| * \Delta B$$