

**Titre:** Déphosphatation d'un rejet de ferme piscicole par filtres extensifs  
Title: de scories d'aciéries

**Auteur:** Stephen Brient  
Author:

**Date:** 2012

**Type:** Mémoire ou thèse / Dissertation or Thesis

**Référence:** Brient, S. (2012). Déphosphatation d'un rejet de ferme piscicole par filtres extensifs de scories d'aciéries [Mémoire de maîtrise, École Polytechnique de Montréal]. PolyPublie. <https://publications.polymtl.ca/779/>  
Citation:

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

**URL de PolyPublie:** <https://publications.polymtl.ca/779/>  
PolyPublie URL:

**Directeurs de  
recherche:** Yves Comeau  
Advisors:

**Programme:** Génie civil  
Program:

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

DÉPHOSPHATATION D'UN REJET DE FERME PISCICOLE PAR FILTRES EXTENSIFS  
DE SCORIES D'ACIÉRIES

STEPHEN BRIENT

DÉPARTEMENT DES GÉNIES CIVIL, GÉOLOGIQUES ET DES MINES

ÉCOLE POLYTECHNIQUE MONTRÉAL

MÉMOIRE PRÉSENTÉ EN VUE DE L'OBTENTION

DU DIPLÔME DE MAÎTRISE ÈS SCIENCES APPLIQUÉES

(GÉNIE CIVIL)

JANVIER 2012

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

ÉCOLE POLYTECHNIQUE MONTRÉAL

Ce mémoire intitulé :

DÉPHOSPHATATION D'UN REJET DE FERME PISCICOLE PAR FILTRES EXTENSIFS  
DE SCORIES D'ACIÉRIES

présenté par : BRIENT Stephen

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

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

Mme DORNER Sarah, Ph.D., présidente

M. COMEAU Yves, Ph.D., membre et directeur de recherche

M. CHAZARENC Florent, Ph.D., membre

## REMERCIEMENTS

Je tiens à remercier tout particulièrement le professeur Yves Comeau pour son encadrement scientifique et académique, pour m'avoir donné l'occasion de travailler dans ce domaine avec son équipe de recherche, pour ses aides et conseils.

Un grand merci à Margit Kõiv, pour son aide durant toute la durée du projet, pour ses conseils avisés, sa bonne humeur et sa compagnie lors des trajets à la pisciculture.

Je remercie également Edem Adiho et Claudia Zaiu pour leur participation à ce projet respectivement lors de la conception, mise en place du système et lors de la période d'échantillonnage et d'analyse.

Merci beaucoup à Denis Bouchard ainsi qu'à Marie Ferland qui m'ont grandement aidé, qui ont fait preuve de grande patience et qui ne se sont pas découragés à la vue des nombreux échantillons. Merci à eux pour leur soutien.

Je tiens à remercier M. Normand et Clément Roy de nous avoir accueillis toutes les semaines à la pisciculture pendant un an, d'avoir été disponibles et de nous avoir aidés durant toute la durée de l'expérimentation.

Je remercie également le CRSNG, la SORDAC, le RAQ, Multiserv – Harsco et Arcelor Mittal qui ont financé ce projet de recherche. Merci aussi à nos partenaires, MAPAQ, MDDEP, Biodôme de Montréal, Stantec, et la Ferme Piscicole des Bobines Inc.

Merci à tous les étudiants et personnel technique de notre équipe de recherche pour leur collaboration et encouragements pendant la maîtrise.

Merci à mes colocataires Yoann et Amandine d'être venus une journée aider à remplir les filtres de gravier et de scories.

Enfin, je tiens à dire un énorme merci à mon amie Darya Sagaydachnaya et à ma famille de m'avoir soutenu à distance tout au long de ma maîtrise.

## RÉSUMÉ

Les activités piscicoles sont à l'origine de certaines altérations et déséquilibres des écosystèmes aquatiques. L'eutrophisation des cours d'eaux entraînant une prolifération des cyanobactéries constitue l'une des préoccupations importantes au Québec. Le phosphore qui contribue au développement des cyanobactéries peut se retrouver à une concentration assez élevée dans les rejets piscicoles. Dans un souci de limiter la dégradation des cours d'eau, des exigences de rejets plus sévères ont été imposées par le MDDEP correspondant à une norme de rejet de 4,2 kg P / tonne de poisson produite.

Ce rapport présente la conception, construction, la mise en route et les résultats d'opération sur une période de 261 jours d'une unité pilote de déphosphatation du surnageant du silo de stockage des boues d'une ferme piscicole par lits filtrants aérés et filtres extensifs de scories d'aciéries.

Le système de traitement proposé est composé de trois parties filtrantes distinctes comprenant dans un premier temps deux lits filtrants aérés (LFA) saturés à écoulement vertical descendant en parallèles alimentés par batch de 30 L / 4 h chacun et dont le temps de rétention est de 2 jours. Ces LFA sont composés principalement de gravier de diamètre 10 à 15 mm et ont pour but l'enlèvement des matières organiques et la nitrification. La deuxième partie de l'unité pilote est composée d'un filtre sacrificiel de scories (FSS) de diamètres 20 à 40 mm et dont le TRH est de 3,5 h. Ce filtre a pour objectif l'enlèvement des bicarbonates, l'enlèvement partiel du phosphore et la prévention du colmatage des colonnes de scories suivantes par l'utilisation de scories plus grandes. La troisième partie filtrante est composée de trois lignes en parallèles de deux colonnes de scories (CS) en séries permettant l'enlèvement du phosphore. Ces colonnes sont à flux vertical ascendant et possèdent des scories de diamètres 5 à 10 mm. Les trois lignes de CS possèdent des TRH différents égaux à 9, 24 et 41 heures. L'ensemble des événements des filtres comprenant des scories ont été reliés à un système en recirculation fermée afin de minimiser la dissolution de CO<sub>2</sub> atmosphérique, de prévenir la formation de carbonate de calcium CaCO<sub>3</sub> et de permettre à l'eau de circuler.

Les LFA ont démontrés une très grande efficacité d'enlèvement des matières organiques puisqu'ils permettent l'enlèvement de 96% de la DCO, 97% de la DBO<sub>5</sub>, et 98% des MES pour

des concentrations respectives à l'effluent égales à 10 mg/L, 2 mg/L et 3 mg/L. De même, l'efficacité concernant la nitrification s'est révélée extrêmement élevée puisque 97% de l'ammoniaque a été enlevée pour une concentration moyenne à l'effluent combiné des LFA égale à 0,1 mg N/L correspondant à la limite de détection de l'appareil de mesure. Les LFA n'ont pas eu d'influence sur l'enlèvement des ortho-phosphates mais ont enlevé en moyenne 41% du phosphore total le faisant passer d'une concentration médiane de 4,1 mg P/L à 2,5 mg P/L.

Le FSS a eu une influence relative quant à l'enlèvement du phosphore puisqu'il a permis un enlèvement à hauteur de 20% pour une concentration médiane à l'effluent égale à 1,9 mg P/L, tandis que l'efficacité pour les o-PO<sub>4</sub> s'est révélée être à hauteur de 25% pour une concentration médiane à l'effluent égale 1,7 mg P/L. L'enlèvement des bicarbonates par le FSS n'a pas été concluant et l'augmentation du pH par le FSS n'a jamais excédé un pH de 9,5.

Les CS ont démontré une capacité d'enlèvement du PT et des o-PO<sub>4</sub> respectivement de 96 et 98% pour des concentrations médianes comprises entre 0,10 et 0,17 mg P/L pour le PT et entre 0,02 et 0,03 mg P/L pour les o-PO<sub>4</sub>. La ligne 3 de CS correspondant à celle possédant le TRH le faible a été la ligne permettant le maximum d'enlèvement du PT mais une tendance à l'augmentation de la concentration à l'effluent a été observée.

Finalement, les résultats obtenus ont permis de démontrer que le FSS permet de prévenir le colmatage des filtres ultérieurs mais ne participe que peu à l'enlèvement du phosphore, et que les CS ont une efficacité très élevée pour ce même paramètre. Par ailleurs les différents temps de rétention hydrauliques n'ont que peu d'influence sur l'enlèvement de phosphore mais ont un impact sur la durée de vie du système. Ce peu de différence entre les CS possédant des TRH différents s'explique par des concentrations en phosphore et en ortho-phosphates à enlever trop faibles.

## ABSTRACT

Fish farming activities cause various deteriorations and imbalances in aquatic ecosystems. Eutrophication of rivers leading to a proliferation of cyanobacterias is one of the major issues in Quebec. Phosphorus contributes to the development of those cyanobacterias and can be found at relatively high concentrations in fish farm effluents. To limit the degradation of rivers, more stringent requirements of discharge have been imposed by the MDDEP corresponding to a standard of discharge of 4.2 kg P/ m. ton of fish produced.

This report presents the design, building, starting and operating results over a period of 261 days of a pilot system for the phosphorus removal from the supernatant of a sludge storage silo from a fish farm by means of forced bed aerated reactors and steel slag extensive filters.

The proposed treatment system consists of three distinct parts. The first part consisted of two downward vertical flow parallel forced bed aerated reactors (FBAR). They were fed by batches of 30 L/4h giving a void hydraulic retention time (HRT) of 2 days. These FBAR were composed mainly of gravel (10 to 15 mm diameter) and were intended to remove organic matter and to nitrify. The second part consisted of a sacrificial slag filter (SSF) with slag media ranging from 20 to 40 mm in diameter with a void HRT of 3.5 h. This function of this filter was to remove inorganic carbon, phosphorus in part and to prevent clogging of the following slag columns (SC). The third part consisted of three parallel series of two steel slag upflow columns for phosphorus removal. The slag media ranged from 5 to 10 mm in diameter. The three lines of SC had different void HRT of 9, 24 and 41 hours. All vents from filters containing slag were connected to an air barrel with only one air output via a swan nest filled with oil to minimize the dissolution of atmospheric CO<sub>2</sub> to minimize the formation of calcium carbonate that could have prevented the water flow.

The FBAR was shown to be very effective for the removal of organic matter as they resulted in the removal of 96% of the COD, 97% of the BOD<sub>5</sub> and 98% of the TSS. Similarly, the nitrification efficiency was very high as 97% of the ammonia was removed. The FBAR effluent concentration averaged 10 mg COD/L, 2 mg BOD<sub>5</sub>/L, 3 mg TSS/L and 0.1 mg NH<sub>4</sub>-N/L (the NH<sub>4</sub> detection limit). The FBAR had essentially no effect on the removal of ortho-phosphates (o-

PO<sub>4</sub>), but removed an average of 41% of total phosphorus, reducing the median concentration from 4.1 mg P/L to 2.5 mg P/L.

The SSF removed about 20% total phosphorus and 25% o-PO<sub>4</sub> giving an effluent median concentration of 1.9 mg TP/L and 1.7 mg o-PO<sub>4</sub>-P/L. Removal of inorganic carbon by the SSF was not conclusive and the pH in the SSF effluent never exceeded 9.5.

The SC removed 96% of the remaining TP and 98% of the remaining o-PO<sub>4</sub> giving median effluent concentrations between 0.10 and 0.17 mg P/L for TP and between 0.02 and 0.03 mg P/L for o-PO<sub>4</sub>. The SC line corresponding to the lowest HRT (line 3) gave the maximum TP removal, but an increasing trend in the effluent TP concentration in the effluent was observed towards the end of the experimentation.

Overall, the FBAR were shown to be very efficient as a pretreatment step, the SSF did prevent clogging of the downstream slag filters but contributed minimally to phosphorus removal, and the SC removed most of the remaining phosphorus. The different HRT tested in the SC had little influence on the removal of phosphorus since there was so little phosphorus left to remove, but could have an effect on the duration of the system

# TABLE DES MATIÈRES

<b>REMERCIEMENTS.....</b>	<b>III</b>
<b>RÉSUMÉ.....</b>	<b>IV</b>
<b>ABSTRACT.....</b>	<b>VI</b>
<b>TABLE DES MATIÈRES .....</b>	<b>VIII</b>
<b>LISTE DES TABLEAUX.....</b>	<b>XII</b>
<b>LISTE DES FIGURES.....</b>	<b>XIII</b>
<b>LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS.....</b>	<b>XV</b>
<b>LISTE DES ANNEXES .....</b>	<b>XVII</b>
<b>CHAPITRE 1 : INTRODUCTION.....</b>	<b>1</b>
<b>1.1 Problématique : l'industrie piscicole au Québec.....</b>	<b>1</b>
<b>1.2 Hypothèses scientifiques .....</b>	<b>3</b>
<b>1.3 Objectif général et objectifs spécifiques .....</b>	<b>4</b>
<b>1.4 Organisation du mémoire.....</b>	<b>4</b>
<b>CHAPITRE 2 : REVUE DE LITTÉRATURE .....</b>	<b>6</b>
<b>2.1 L'industrie piscicole au Québec .....</b>	<b>6</b>
<b>2.2 La stratégie de développement durable .....</b>	<b>8</b>
<b>2.3 Le phosphore .....</b>	<b>9</b>
2.3.1 Propriétés du phosphore.....	9
2.3.2 Les sources de phosphore .....	9

2.3.3	Impact du phosphore sur l'environnement .....	10
<b>2.4</b>	<b>Méthodes d'enlèvement du phosphore.....</b>	<b>12</b>
2.4.1	Déphosphatation physico-chimique.....	12
2.4.2	Déphosphatation biologique .....	14
2.4.3	Méthodes complémentaires.....	15
<b>2.5</b>	<b>Les scories d'aciéries.....</b>	<b>25</b>
2.5.1	Fabrication et caractéristiques des scories .....	25
2.5.2	Utilisation des scories et risques liés.....	27
<b>2.6</b>	<b>Processus de rétention du phosphore .....</b>	<b>28</b>
2.6.1	Adsorption.....	28
2.6.2	Précipitation .....	33
<b>CHAPITRE 3 :</b>	<b>MATÉRIEL ET MÉTHODES.....</b>	<b>37</b>
<b>3.1</b>	<b>La Ferme Piscicole des Bobines .....</b>	<b>37</b>
3.1.1	Données utiles .....	37
3.1.2	L'effluent traité .....	38
<b>3.2</b>	<b>Composantes du pilote.....</b>	<b>39</b>
<b>3.3</b>	<b>Schéma de l'unité pilote.....</b>	<b>43</b>
<b>3.4</b>	<b>Conception des différents filtres .....</b>	<b>46</b>
3.4.1	Lits filtrants aérés.....	47
3.4.2	Filtre sacrificiel de scories .....	50
3.4.3	Colonnes de scories.....	51
<b>3.5</b>	<b>Scories utilisées.....</b>	<b>52</b>
3.5.1	Provenance des scories .....	52
3.5.2	Caractérisation des scories .....	54
<b>3.6</b>	<b>Méthodes d'échantillonnage.....</b>	<b>54</b>

<b>3.7 Analyses réalisées et méthodes analytiques .....</b>	<b>57</b>
<b>CHAPITRE 4 : RÉSULTATS ET DISCUSSIONS.....</b>	<b>59</b>
<b>4.1 Enlèvement des matières organiques .....</b>	<b>60</b>
4.1.1 Demande chimique en oxygène (DCO).....	60
4.1.2 Matières en suspension (MES) et matières volatiles en suspension (MVES) .....	63
4.1.3 Demande biochimique en oxygène à 5 jours (DBO5).....	66
<b>4.2 Enlèvement des composés azotés .....</b>	<b>67</b>
4.2.1 Azote total Kjeldahl (NTK) .....	67
4.2.2 Ammoniaque (NH <sub>4</sub> -N).....	69
4.2.3 Nitrites – Nitrates (NOX).....	70
<b>4.3 Paramètres complémentaires.....</b>	<b>71</b>
4.3.1 Température (T).....	71
4.3.2 Evolution du pH.....	73
4.3.3 Alcalinité.....	75
4.3.4 Calcium (Ca).....	78
4.3.5 Carbone inorganique total (CIT).....	80
4.3.6 Oxygène dissous (OD).....	82
<b>4.4 Enlèvement du phosphore .....</b>	<b>83</b>
4.4.1 Les ortho-phosphates (o-PO <sub>4</sub> ) .....	83
4.4.2 Le phosphore total (Pt).....	88
<b>4.5 Efficacité du traitement réalisé par les LFA.....</b>	<b>95</b>
<b>CHAPITRE 5 : DISCUSSION GÉNÉRALE.....</b>	<b>97</b>
<b>5.1 Influence des réservoirs d'alimentation entre les éléments filtrants .....</b>	<b>97</b>
<b>5.2 Influence du temps de rétention sur l'enlèvement de phosphore .....</b>	<b>98</b>
<b>5.3 Proposition de conception d'une unité fonctionnelle .....</b>	<b>100</b>
<b>CHAPITRE 6 : CONCLUSION.....</b>	<b>106</b>

**CHAPITRE 7 : RECOMMANDATIONS.....108**  
**RÉFÉRENCES .....109**  
**ANNEXES.....117**

## LISTE DES TABLEAUX

Tableau 2.1 : Réactions pour la déphosphatation en fonction du coagulant utilisé (Metcalf & Eddy, 2003) .....	14
Tableau 2.2 : Matériaux naturels utilisés pour l'enlèvement de phosphore (Vohla et al, 2011)....	17
Tableau 2.3 : Matériaux naturels utilisés pour l'enlèvement de phosphore (suite 1) (Vohla et al, 2011).....	18
Tableau 2.4 : Matériaux naturels utilisés pour l'enlèvement de phosphore (suite 2) (Vohla et al, 2011).....	19
Tableau 2.5 : Matériaux naturels utilisés pour l'enlèvement de phosphore (suite 3) (Vohla et al, 2011).....	20
Tableau 2.6 : Matériaux dérivés de l'industrie pour l'enlèvement de phosphore (Vohla et al, 2011).....	21
Tableau 2.7 : Matériaux dérivés de l'industrie pour l'enlèvement de phosphore (suite 1) (Vohla et al, 2011).....	22
Tableau 2.8 : Matériaux dérivés de l'industrie pour l'enlèvement de phosphore (suite 2) (Vohla et al, 2011).....	23
Tableau 2.9 : Matériaux artificiels pour l'enlèvement de phosphore (Vohla et al, 2011) .....	24
Tableau 2.10 : Composition chimique de différentes variétés de scories (Shi, 2004) .....	27
Tableau 2.11 : Propriétés thermodynamiques de composés de Ca-P (Zoltek Jr, 1974).....	36
Tableau 3.1: Caractéristiques de l'effluent à traiter.....	39
Tableau 3.2: Paramètres des Lits Filtrants Aérés .....	49
Tableau 3.3: Paramètres du Filtre Sacrificiel de Scories.....	50
Tableau 3.4: Paramètres des colonnes de scories.....	52
Tableau 3.5: Composition chimique des scories d'aciéries .....	54
Tableau 3.6: Récapitulatif des échantillons prélevés .....	55
Tableau 3.7: Nombre d'analyses effectuées par mois en fonction de l'échantillon.....	57
Tableau 4.1: Concentrations moyennes et efficacités d'enlèvement des LFA.....	95
Tableau 5.1: Comparaison des compositions des scories et de la cendre .....	100
Tableau 5.2: Principaux paramètres de conception d'une unité pleine échelle.....	105

## LISTE DES FIGURES

Figure 1.1: Evolution des ventes aquacoles au Québec de 1996 à 2006 (MAPAQ, 2011).....	1
Figure 2.1: Production de l'industrie piscicole au Québec entre 1980 et 2006 (Morin, 2007).....	7
Figure 2.2 : Formes de phosphore analytiques dans l'environnement aquatique (Chambers et al, 2001).....	11
Figure 2.3 : Schéma typique d'une chaîne de traitement physico-chimique (MENV, 2002).....	13
Figure 2.4 : Schéma représentatif d'un système de déphosphatation biologique (Metcalf & Eddy, 2003).....	15
Figure 2.5 : Schéma des différents types de scories fabriquées (Lospield, 2003) .....	26
Figure 2.6 : Classification des isothermes d'adsorption (Sposito, 2008) .....	30
Figure 2.7 : Solubilité de la variscite et de la gibbsite en fonction du pH (Snoeyink et Jenkins, 1980).....	34
Figure 3.1: Description de l'effluent traité .....	38
Figure 3.2: Schéma des unités du pilote.....	40
Figure 3.3: Schéma d'écoulement, d'instrumentation et de contrôle du pilote.....	43
Figure 3.4: Légende du schéma d'écoulement, d'instrumentation et de contrôle du pilote.....	44
Figure 3.5: Diagramme de fonctionnement du système de contrôle pour une période de 4 heures .....	45
Figure 3.6: Représentation en 3D de l'unité pilote .....	45
Figure 3.7: Caractéristiques des composantes du système pilote de traitement.....	46
Figure 3.8: Scories 5-10 mm .....	53
Figure 3.9: Scories 20-40 mm .....	53
Figure 3.10: Schéma des différents points d'échantillonnages .....	56
Figure 4.1: Concentration en DCO du Silo, de l'effluent combiné des LFA et celui du FSS en fonction du temps .....	60
Figure 4.2: Statistiques des concentrations en DCO des différents échantillons .....	61
Figure 4.3: Statistiques des concentrations en DCO filtrée des différents échantillons.....	62
Figure 4.4: Concentration en MES du silo, de l'effluent combiné des LFA et celui du FSS en fonction du temps .....	63

Figure 4.5: Statistiques des concentrations en MES des différents échantillons .....	64
Figure 4.6: Statistiques des concentrations en MVES des différents échantillons .....	65
Figure 4.7: Statistiques des concentrations en DBO <sub>5</sub> des différents échantillons.....	66
Figure 4.8: Concentration en NTK du Silo, de l'effluent combiné des LFA et celui du FSS en fonction du temps .....	67
Figure 4.9: Statistiques des concentrations en NTK des différents échantillons .....	68
Figure 4.10: Statistiques des concentrations en NH <sub>4</sub> -N des différents échantillons .....	69
Figure 4.11: Statistiques des concentrations en NO <sub>x</sub> des différents échantillons.....	70
Figure 4.12: Evolution de la température en fonction du temps .....	72
Figure 4.13: Evolution du pH en fonction du temps .....	73
Figure 4.14: Statistiques du pH des différents échantillons .....	74
Figure 4.15: Evolution de l'alcalinité en fonction du temps .....	76
Figure 4.16: Statistiques de l'alcalinité des différents échantillons .....	77
Figure 4.17: Statistiques du Ca des différents échantillons .....	78
Figure 4.18: Statistiques du Ca filtré des différents échantillons.....	79
Figure 4.19: Evolution du CIT en fonction du temps .....	81
Figure 4.20: Statistiques du CIT des différents échantillons.....	82
Figure 4.21: Statistiques des concentrations en o-PO <sub>4</sub> des différents échantillons.....	83
Figure 4.22: Concentration en o-PO <sub>4</sub> dans les CS en fonction du temps .....	85
Figure 4.23: Concentration en o-PO <sub>4</sub> à l'effluent des CS en fonction du volume ajouté cumulé..	86
Figure 4.24: Capacité d'enlèvement des o-PO <sub>4</sub> par les CS et les FSS .....	87
Figure 4.25: Concentration en Pt du Silo_gr, du LFA_eff_cb et du FSS_eff_2 en fonction du temps .....	88
Figure 4.26: Statistiques des concentrations en Pt des différents échantillons .....	89
Figure 4.27: Statistiques des concentrations en Pt à l'effluent des CS .....	90
Figure 4.28: Concentration en Pt à l'effluent des CS en fonction du temps .....	92
Figure 4.29: Concentration en Pt à l'effluent des CS en fonction du volume ajouté cumulé .....	93
Figure 4.30: Capacité d'enlèvement du Pt par les CS et les FSS.....	94

## LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS

AAQ	Association des aquaculteurs du québec
Alc	Alcalinité
CaCO <sub>3</sub>	Carbonate de calcium
CIT	Carbone inorganique total
CO <sub>2</sub>	Dioxyde de carbone
CS	Colonne de scories
DBO <sub>5</sub>	Demande biochimique en oxygène à 5 jours
DCO	Demande chimique en oxygène
eff	Effluent
FSS	Filtre sacrificiel de scories
HAP	Hydroxyapatite
LFA	Lit filtrant aéré
MAPAQ	Ministère de l'Agriculture, des Pêcheries et de l'Alimentation du Québec
MDDEP	Ministère du Développement durable, de l'Environnement et des Parcs du Québec
MES	Matières en Suspensions
mid	Milieu
MVES	Matières volatiles en suspensions
NH <sub>4</sub>	Ammoniaque
NTK	Azote total Kjeldahl
NO <sub>x</sub>	Nitrites-nitrates
OD	Oxygène dissous
o-PO <sub>4</sub>	Orthophosphates

Pt	Phosphore total
Q	Débit
RACS	Réservoir d'alimentation des colonnes de scories
RAFSS	Réservoir d'alimentation du filtre sacrificiel de scories
RALFA	Réservoir d'alimentation des lits filtrants aérés
RE	Réservoir à effluent des colonnes de scories
Rpm	Révolutions par minute
SSB	Silo de stockage des boues
STRADDAQ	Stratégie de développement durable en aquaculture en eau douce du Québec
t	Tonne
T°C	Température
TRH	Temps de rétention hydraulique

## LISTE DES ANNEXES

Annexes A : Liste du matériel utilisé .....	118
Annexes B : Schémas techniques et photographies des LFA .....	119
Annexes C : Schémas techniques et photographies du FSS.....	122
Annexes D : Schémas techniques et photographies des CS.....	125
Annexes E : Photographies du système de contrôle et du système d'évent en recirculation fermée .....	128
Annexes F: Résultats des analyses .....	133
Annexes G: Concentrations moyennes et pourcentage de variation entre les éléments filtrants .	152
Annexes H: Critères de validation des résultats.....	154

# CHAPITRE 1 : INTRODUCTION

## 1.1 Problématique : l'industrie piscicole au Québec

L'industrie piscicole privée au Québec a commencé dans les années 1950 et avait pour but d'assurer les besoins de la pêche sportive et l'ensemencement des cours d'eau. Ce n'est qu'à partir des années 1980 que l'industrie piscicole au Québec, représentant alors une production de 300 tonnes par an, s'est diversifiée pour subvenir aux besoins commerciaux des restaurateurs par exemple. Elle a alors connue une augmentation significative pour atteindre une production annuelle de 2411 tonnes en 1999. À partir de l'année 2000 la production de l'industrie piscicole au Québec a diminué considérablement pour atteindre une valeur de 1400 tonnes par an en 2004, ceci étant la conséquence d'une émergence des préoccupations environnementales envers les piscicultures. La figure 1.1 présente la diminution de production de l'aquaculture entre l'année 2000 et les prévisions de l'année 2005 (MAPAQ, 2011):

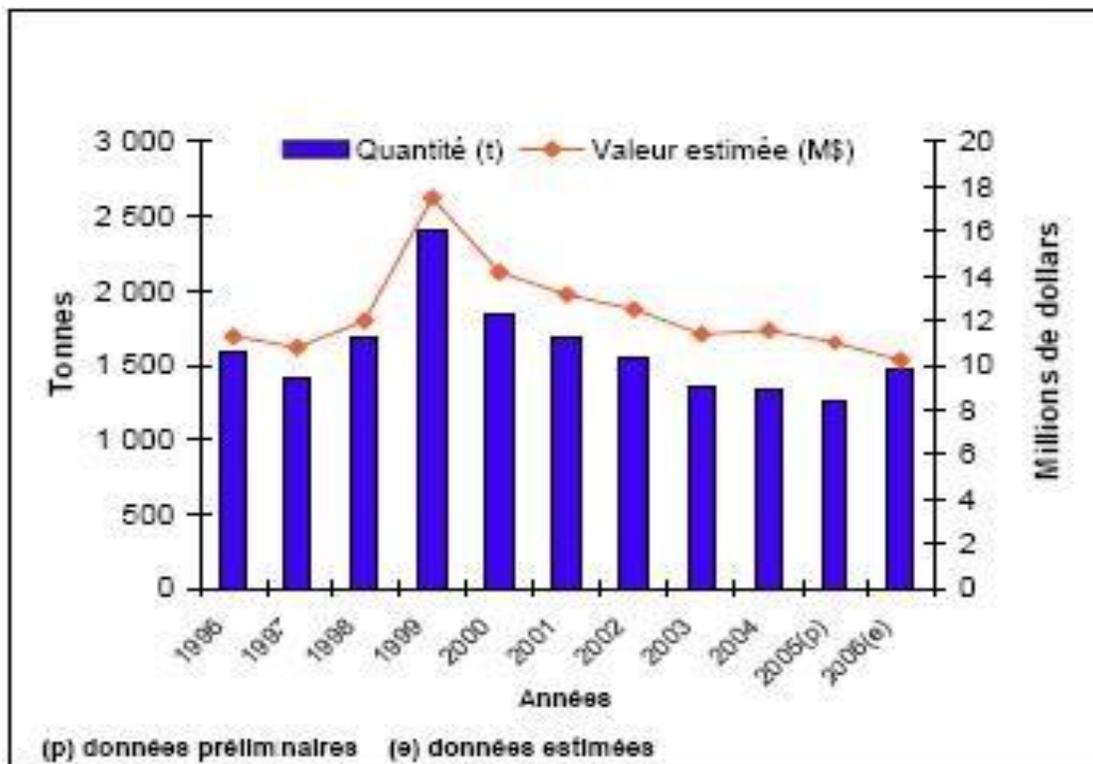


Figure 1.1: Evolution des ventes aquacoles au Québec de 1996 à 2006 (MAPAQ, 2011)

Cette diminution est due principalement à la fermeture de fermes piscicoles suite à l'augmentation des contraintes environnementales.

L'aquaculture en eau douce du Québec repose presque exclusivement sur la production de salmonidés tels que l'omble de fontaine et la truite arc-en-ciel représentant un chiffre d'affaire estimé de 10,2 M\$ en 2006 équivalent à une production de 1478 tonnes de poissons.

L'activité piscicole est consommatrice de grande quantité d'eau, environ 15 000 m<sup>3</sup>/h en 2006, et génératrice de polluants pour les milieux récepteurs. En effet, la période suivant l'alimentation des poissons laisse apparaître une augmentation des matières en suspensions, de l'azote total Kjeldhal et des ortho-phosphates (Maillard *et al*, 2005) dans l'effluent des piscicultures. Cependant, les quantités d'eau utilisées étant très importantes, les concentrations à l'effluent sont diluées et représentent des charges faibles comparativement à d'autres secteurs d'activités (Ouellet, 1998). Seul le phosphore représente un paramètre dépassant les normes de rejets imposées par le ministère du développement durable, de l'environnement et des parcs du Québec (MDDEP).

Le phosphore est un élément, lorsqu'il est présent en trop grande quantité, amenant à une eutrophisation des cours d'eau. Par conséquent, une stratégie de développement durable de l'aquaculture en eau douce du Québec (STRADDAQ) a été mise en place grâce à une entente entre le MDDEP, l'association des aquaculteurs du Québec (AAQ) et le ministère de l'agriculture, des pêcheries et de l'alimentation du Québec (MAPAQ). Cette stratégie de développement prévoit d'ici 2014 une diminution globale de 40% des rejets de phosphore par rapport aux niveaux de 2004. La valeur ainsi retenue est une norme de rejets moyens annuels autorisés pour les pisciculteurs de 4,2 kg de phosphore par tonne de poisson produite.

En prenant en considération un débit d'eau entrant de 10 000 m<sup>3</sup>/j et une moulée représentant 100 t/an soit 1 000 kg P/an, une étude réalisée auprès de deux fermes piscicoles québécoises a démontré que les poissons retiennent entre 20 et 30% du phosphore, tandis que 55 à 65% du phosphore se retrouve à l'effluent de la pisciculture représentant 99,9% du débit, et environ 20% du phosphore se retrouve dans les boues représentant 0,1% du débit (Dutois, 2001). La part de phosphore présente à l'effluent de la pisciculture, en dehors des boues, ne représente qu'un faible

pourcentage des rejets puisqu'ils sont dilués. De plus, il a été démontré que l'utilisation de micro-tamis rotatif dont les pores sont inférieurs à 60  $\mu\text{m}$  permet une bonne rétention du phosphore particulaire puisque les particules de diamètre supérieur à 100  $\mu\text{m}$  sont aisément décantables physiquement (Cripps et Bergheim, 2000). Ainsi, la gestion des boues des piscicultures par sédimentation dans des silos apparaît comme un moyen efficace pour la réduction de la quantité de phosphore rejetée. Cependant, le surnageant de ces silos envoyé dans des étangs de sédimentation contient toujours une forte proportion de phosphore.

Une autre technique de traitement est la réduction en amont par l'utilisation de moulées contenant moins de phosphore (Sugiura *et al*, 2006). Ceci permet une diminution de la quantité de phosphore dans les rejets tout en offrant une plus grande agrégation des fèces des poissons amenant à une meilleure décantabilité des matières en suspensions (Brinker *et al*, 2005).

Les méthodes de traitement actuellement proposées ne sont soit pas adaptées et trop coûteuses comme les systèmes utilisant des bassins en anoxie, aérobie et anaérobie successifs (Metcalf&Eddy, 2003), soit elles nécessitent l'intervention de personnel qualifié comme le système de chaulage. Une alternative retenue à ces solutions est l'utilisation de filtres extensifs contenant des scories d'aciéries. Afin de rencontrer les critères imposés par la STRADDAQ tout en utilisant une solution efficace et économiquement viable, il est nécessaire d'effectuer une mise en place d'un système à pleine échelle dans une ferme piscicole et de caractériser ce système.

## 1.2 Hypothèses scientifiques

- a) L'utilisation d'un filtre sacrificiel de scories comprenant des scories de diamètres plus important permet de prévenir le colmatage des colonnes de scories situées en aval, tout en permettant un enlèvement partiel du phosphore.

L'originalité de cette hypothèse est basée sur le fait que ce type de procédé n'a pas encore été testé sur le terrain avec un effluent réel de pisciculture.

- b) Un système d'évent en recirculation fermée connecté aux éléments filtrants contenant des scories permet un écoulement normal du flux à l'intérieur de ceux-ci tout en prévenant la

formation de carbonate de calcium par la minimisation de la dissolution de CO<sub>2</sub> atmosphérique.

L'originalité de cette hypothèse est basée sur le fait que ce système n'a pas encore été essayé et que ces effets n'ont pas encore été étudiés.

### **1.3 Objectif général et objectifs spécifiques**

L'étude présentée dans ce mémoire constitue une suite logique aux travaux déjà réalisés sur la déphosphatation par des scories d'aciéries. L'objectif général de ce projet de recherche est de développer, opérer et déterminer l'efficacité sur le terrain d'un procédé de traitement par scories d'aciéries d'un surnageant de silo de stockage des boues d'une ferme piscicole.

Les objectifs spécifiques de ce projet sont les suivants :

- a) Déterminer l'effet de l'utilisation d'un filtre sacrificiel afin de prévenir le colmatage des colonnes de scories
  
- b) Déterminer l'influence du temps de rétention hydraulique sur l'efficacité d'enlèvement du phosphore par les scories d'aciéries
  
- c) Identifier la conception optimale du système et des colonnes de scories pour atteindre le maximum de leur efficacité

### **1.4 Organisation du mémoire**

Ce mémoire est divisé en sept parties.

La revue de littérature est présentée au chapitre 2. Elle fait un état des lieux de la situation actuelle concernant l'industrie piscicole au Québec, ainsi que les réglementations et les normes environnementales associées afin de s'inscrire dans un développement durable de cette activité. Une présentation des problèmes liés au rejet de phosphore est effectuée ainsi que les méthodes

actuelles existantes pour les traiter. Par la suite, une description des scories d'aciéries est réalisée, incluant la production, les caractéristiques ainsi que les risques liés à leur utilisation. Finalement, une présentation détaillée des mécanismes de rétention de phosphore montre les phénomènes d'adsorption et de précipitation du phosphore.

Le chapitre 3 présente le matériel et les méthodes utilisés pour la réalisation du système de traitement ainsi que le principe de fonctionnement de ce système. Une partie est consacrée à la présentation des échantillons prélevés sur la chaîne de traitement proposée ainsi qu'aux méthodes analytiques effectuées.

Le chapitre 4 est consacré aux résultats obtenus ainsi qu'aux analyses de ceux-ci suivant différents critères.

Le chapitre 5 est composé d'une discussion générale en accord avec les objectifs spécifiques du projet.

Les deux derniers chapitres sont constitués de la conclusion générale de cette étude et des recommandations pour les futurs travaux.

## CHAPITRE 2 : REVUE DE LITTÉRATURE

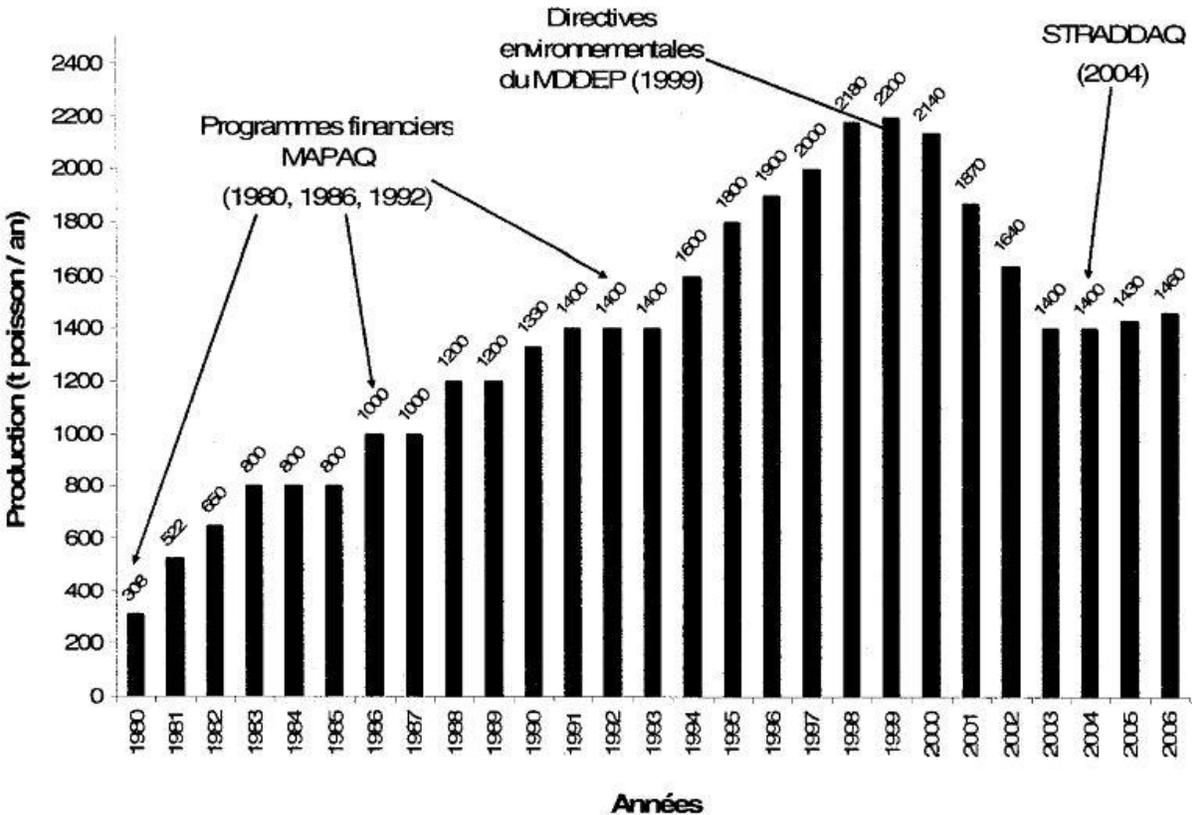
### 2.1 L'industrie piscicole au Québec

La production piscicole au Québec a connu un essor important depuis plusieurs années jusqu'en 1999 notamment grâce à trois développements majeurs. L'introduction de l'utilisation de moulées granulées pour les poissons en 1960 a permis un premier développement de l'industrie piscicole. La truite arc-en-ciel et l'omble de fontaine sont les deux principales espèces produites au Québec, et l'autorisation en 1969 de la pêche publique dans les étangs privés peuplés de truites arc-en-ciel a entraîné un nouvel essor de la production. La truite arc-en-ciel, originaire des États-Unis, bien que principalement utilisée pour le marché de consommation sert aussi à l'ensemencement des étangs et des milieux naturels lorsque la température des milieux récepteurs est trop élevée pour l'ensemencement de l'omble de fontaine qui est une espèce indigène du Québec.

Les principales régions du Québec productrices de poissons sont situées au Sud, en Estrie, dans l'Outaouais, Chaudière-Appalaches, Mauricie et Laurentides.

Enfin, à partir de 1979, des mesures de soutiens financiers pour les pisciculteurs par le Ministère de l'Agriculture, des Pêches et de l'Alimentation du Québec (MAPAQ) ont amené à une augmentation importante de l'économie de l'industrie piscicole au Québec. Bien que la production piscicole soit passée de 308 tonnes à 2200 tonnes entre 1980 et 1999, celle-ci a ensuite diminuée pour se stabiliser autour de 1400 tonnes par an. Ceci est la conséquence de la fermeture de plusieurs entreprises pour cause de problèmes financiers ainsi qu'à l'introduction par le Ministère du Développement durable, de l'Environnement et des Parcs du Québec (MDDEP) de normes environnementales plus sévères quant aux rejets de phosphore autorisés.

Ceci peut être observé dans le graphique suivant (Figure 2.1) :



**Figure 2.1: Production de l'industrie piscicole au Québec entre 1980 et 2006 (Morin, 2007)**

La stabilisation de la production à partir de l'année 2004 a été possible grâce à la mise en place d'une entente entre le MDDEP, le MAPAQ et les pisciculteurs, entente nommée Stratégie de développement durable de l'aquaculture en eau douce au Québec (STRADDAQ).

La production piscicole au Québec peut être séparées en deux catégories, l'une représentant pratiquement la totalité de la production correspondant aux stations piscicoles, et l'autre correspondant principalement pour les activités saisonnières de pêche sportive à l'élevage en étangs de pêche (Morin, 2007). Les entreprises sont classées en fonction de leur production annuelle, de 1 à 5 tonnes et de 5 à 10 tonnes - correspondant à des petites entreprises - leur nombre a diminué de 69 à 50 entre 2000 et 2006. Les entreprises produisant de 10 à 25 tonnes ont augmenté de 20 à 27 sur la même période, et finalement les entreprises produisant de 25 à 50 tonnes et celles de 50 tonnes et plus n'étaient qu'au nombre de 7 chacune en 2006 pour un totale de 91 entreprises en 2006 (Morin 2007).

A partir des données de 1999, il a été démontré que les retombées économiques de ces entreprises au niveau du produit intérieur brut représentaient directement ou indirectement environ 14,5 millions de dollars et employaient 366 personnes (Doyon *et al*, 2001).

## **2.2 La stratégie de développement durable**

Une étude réalisée en 1996 (Chambers *et al*, 2001) sur les contributions des différentes sources de phosphore dans les eaux souterraines et de surface au Canada a démontré qu'environ 480 tonnes de phosphore étaient rejetées par les activités de l'aquaculture sur un total de 68 300 tonnes rejetées annuellement dans les sources d'eau. Ceci ne représente qu'une faible partie des rejets en phosphore mais l'aquaculture participe de manière croissante à l'apport de phosphore conduisant à l'eutrophisation dans les milieux naturels (Chambers *et al*, 2001). L'utilisation d'importantes quantités d'eau par les piscicultures permet de maintenir des concentrations faibles pour la plupart des paramètres comme l'ammoniac ( $\text{NH}_3$ ) ainsi que le phosphore. Cependant les apports massiques sont à prendre en considération puisque malgré la mise en place de bassin de sédimentation, une pisciculture produisant 100 tonnes de poisson par an et utilisant de l'eau à hauteur de 10 000  $\text{m}^3/\text{d}$  d'eau rejette entre 7 et 8 kg de P/t de poisson produite (Ouellet, 1999). Au Québec, le critère dépassant les normes de qualité de l'eau est le phosphore puisque les milieux récepteurs doivent respecter des niveaux de critère de 0,02 à 0,03 mg P/L après dilution (MENV, 2002).

L'entente présentée en octobre 2000 et adoptée en 2002 sous la dénomination de stratégie de développement durable de l'aquaculture en eau douce au Québec (STRADDAQ) a été réalisée de concert avec le MDDEP, le MAPAQ et l'association des aquaculteurs du Québec (AAQ) afin de permettre le développement de l'aquaculture dans un respect de l'environnement. En effet, les objectifs chiffrés de la STRADDAQ ont amenés à une norme de réduction de 40% par rapport aux niveaux de 2004 du phosphore dans les rejets piscicoles d'ici à l'année 2014. Ceci correspond à une norme de rejet de phosphore dans les milieux récepteurs de 4,2 kg de P/t de poisson produite (AAQ *et al*, 2003).

Il s'agit de la norme environnementale la plus sévère au Québec pour l'industrie piscicole. La participation des entreprises est réalisée sur une base volontaire tout en considérant qu'elle vise

prioritairement celles produisant plus de 5 tonnes par an. Dans le cadre de cette stratégie, des aides techniques et financières sont prévues par le MAPAQ afin de répondre à ces exigences.

## **2.3 Le phosphore**

### **2.3.1 Propriétés du phosphore**

Le phosphore est un élément minéral nutritif essentiel à la vie ainsi que le carbone, l'azote, l'hydrogène, l'oxygène et le soufre. Il se trouve en faible concentration dans les milieux aquatiques d'eau douce et se trouve être généralement l'élément limitant la production biologique. Tandis que dans les milieux marins, l'élément limitant est l'azote, ceci étant du à la dénitrification provoquant d'importants échanges vers l'atmosphère (Benneton, 1984).

Le phosphore n'est pas un élément toxique puisqu'il est l'un des composants des acides nucléiques (ADN, ARN) et par conséquent est présent dans toute matière organique. Il assure un rôle de stockage et de transfert d'énergie dans les tissus et, dans le cas des poissons, se retrouve majoritairement – environ 85% - dans les arêtes (Association Française pour l'Etude des Eaux, 1975).

Contrairement à l'azote, le phosphore ne se trouve sous forme libre gazeuse dans l'atmosphère qu'en quantité non significative, et n'existe dans l'environnement que sous une seule forme réactive : l'ortho-phosphate ( $\text{H}_3\text{PO}_4$ ,  $\text{H}_2\text{PO}_4^-$ ,  $\text{HPO}_4^{2-}$  et  $\text{PO}_4^{3-}$ ) (Chambers et al, 2001). Les dérivés du phosphore causant des problèmes environnementaux et devant être surveillés sont les formes oxydées suivantes :  $\text{POCl}_3$ ,  $\text{PO}_4^{3-}$  et  $\text{PCl}_5$  (Martin, 1987).

### **2.3.2 Les sources de phosphore**

Les sources de phosphore naturelles sont les roches – telles que les apatites - puisqu'il est le onzième constituant de la croûte terrestre. Ainsi le phosphore présent dans les milieux aquatiques provient de l'érosion de ces roches.

Les écoulements de surfaces sont considérés comme l'une des principales sources de transport du phosphore de source anthropique (Weaver, 1993). Les sources de phosphore anthropiques

peuvent se distinguer en deux catégories : l'une provenant de sources définies et l'autre de sources diffuses.

Les sources définies de phosphore - les industries, les stations d'épuration, etc – peuvent être identifiées, mesurées et contrôlées facilement au point de rejet et ne représentent qu'une petite partie de la pollution des eaux (Weaver, 1993). D'un autre côté, les sources diffuses sont plus difficilement contrôlables et représentent la majeure partie des rejets en phosphore. Cette pollution par des sources diffuses provient généralement du drainage des sols sur de grands espaces et arrivant dans les milieux récepteurs. Les activités agricoles apparaissent ainsi comme les premières causes de pollution diffuse car celles-ci utilisent des engrais dû à l'augmentation de la production et amenant à une saturation en phosphore des sols. Les écoulements de surface lors des pluies amènent ce phosphore dans les lacs et cours d'eau. (DeLaune et al, 2004).

La production animale est aussi une source importante de pollution puisque qu'elle engendre l'alimentation d'un grand nombre d'animaux sur un espace limité et amenant à la production de fumier contenant du phosphore. De même, l'épandage des boues des stations d'épuration provoque les mêmes effets.

Ceci entraîne la création de déséquilibre du phosphore dans certaines régions par l'accumulation dans les sols suivi du relargage de celui-ci lors des écoulements de surfaces (Sharpley et al, 2003).

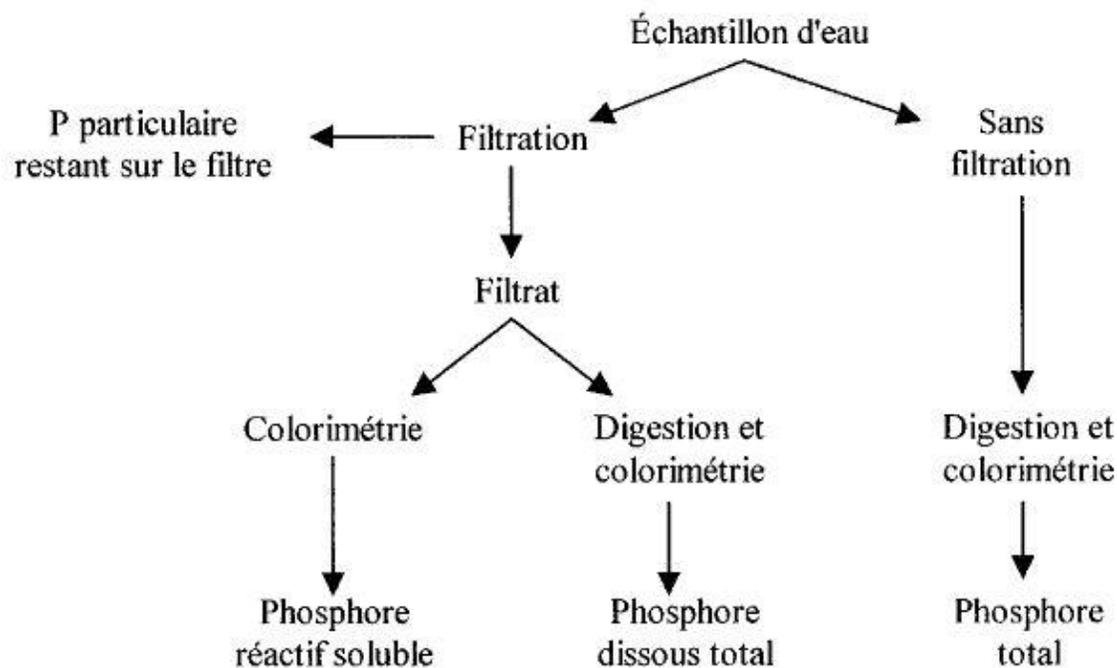
### **2.3.3 Impact du phosphore sur l'environnement**

Le phosphore est rejeté dans les milieux aquatiques sous forme particulaire et dissous. La fraction particulaire est constituée du phosphore présent dans les organismes vivants, celui adsorbé sur des matières inorganiques, et le phosphore adsorbé sur les particules organiques mortes. Les ortho-phosphates, les poly-phosphates et les colloïdes organiques représentent la fraction dissoute du phosphore. Seul le phosphore dissous sous forme d'ortho-phosphates peut être assimilé par les organismes autotrophes (Metcalf & Eddy, 2003).

L'indication de l'état trophique du milieu est donnée par l'analyse du phosphore total car le phosphore présent dans les milieux aquatiques est à 90% organique dont 70% sous forme

particulaire. Le phosphore inorganique soluble ne représente donc qu'une faible partie. (Ouellet, 1999).

Le schéma suivant (Figure 2.2) présente la mesure des différentes formes de phosphore dans l'environnement :



**Figure 2.2 : Formes de phosphore analytiques dans l'environnement aquatique  
(Chambers et al, 2001)**

Le phosphore est essentiel pour la croissance des micro-organismes dans les milieux aquatiques. L'eutrophisation est un phénomène naturel qui bénéficie aussi aux autres organismes vivants supérieur dans l'échelle alimentaire, y compris les poissons. Le terme « eutrophisation » est généralement utilisé par abus de langage pour désigner les modifications des écosystèmes aquatiques découlant d'une présence excessive de nutriments et entraînant la prolifération d'algues et de plantes aquatiques. Cette prolifération conduit à la diminution de l'oxygène dissous dans l'eau, l'augmentation de l'ammoniaque et finalement la disparition d'espèces de poissons de ces milieux (Benneton, 1984).

Afin de limiter l'eutrophisation, il est nécessaire de réguler la quantité de phosphore présent dans l'eau car il s'agit de l'élément limitant dans le développement des plantes aquatiques photosynthétiques et du phytoplancton responsables de l'eutrophisation (Benneton, 1984).

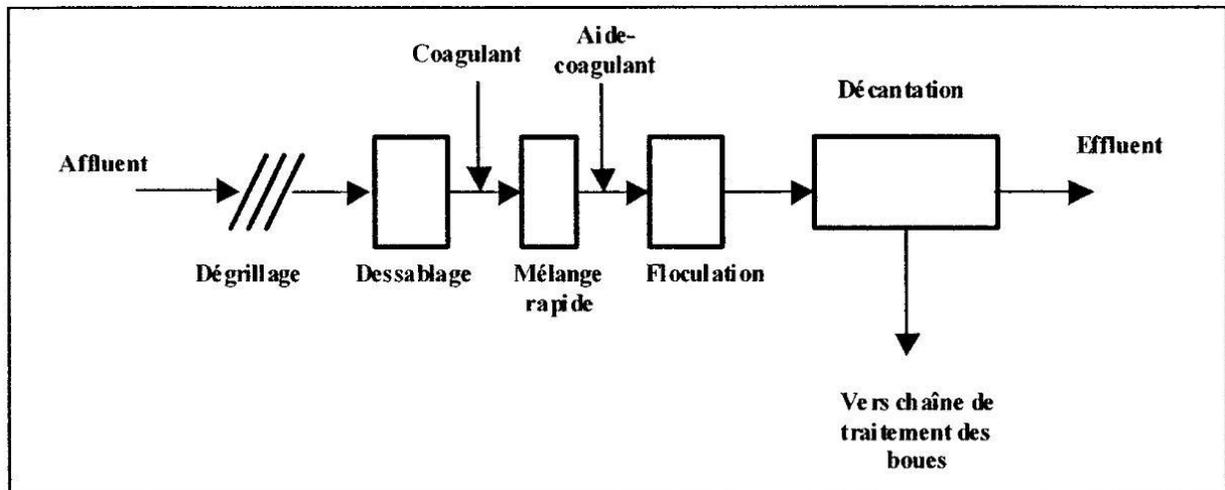
## **2.4 Méthodes d'enlèvement du phosphore**

La majorité des traitements actuels pour l'enlèvement de phosphore font appel au procédé physico-chimique, correspondant à la précipitation du phosphore par ajout d'un coagulant ou au procédé biologique qui intègre le phosphore dans la biomasse. Cependant, les méthodes de déphosphatation biologique sont beaucoup moins communes dans les stations de traitement des eaux (De Bashan et Bashan, 2004 ; Metcalf & Eddy, 2003).

### **2.4.1 Déphosphatation physico-chimique**

La déphosphatation physico-chimique est basée sur l'ajout d'un coagulant permettant la formation de floccs plus gros et plus lourds contenant le P qui seront séparés du liquide par décantation. Les agents coagulants les plus fréquemment utilisés sont le calcium, sous forme de chaux par exemple, le fer et l'aluminium comme l'alun, le chlorure ferrique ou les sulfates ferreux. La quantité de coagulant utilisé dépend de la concentration en P dans l'eau et le rendement de déphosphatation souhaité.

Le schéma suivant (Figure 2.3) présente une chaîne usuelle de traitement physico-chimique :



**Figure 2.3 : Schéma typique d'une chaîne de traitement physico-chimique**  
(MENV, 2002)

L'ajout de coagulant peut être suivi d'un ajout de d'aide-coagulant comme des polymères pour une amélioration de la floculation.

Le tableau suivant (Tableau 2.1) présente les réactions possibles avec trois types de coagulants différents :

**Tableau 2.1 : Réactions pour la déphosphatation en fonction du coagulant utilisé  
(Metcalf & Eddy, 2003)**

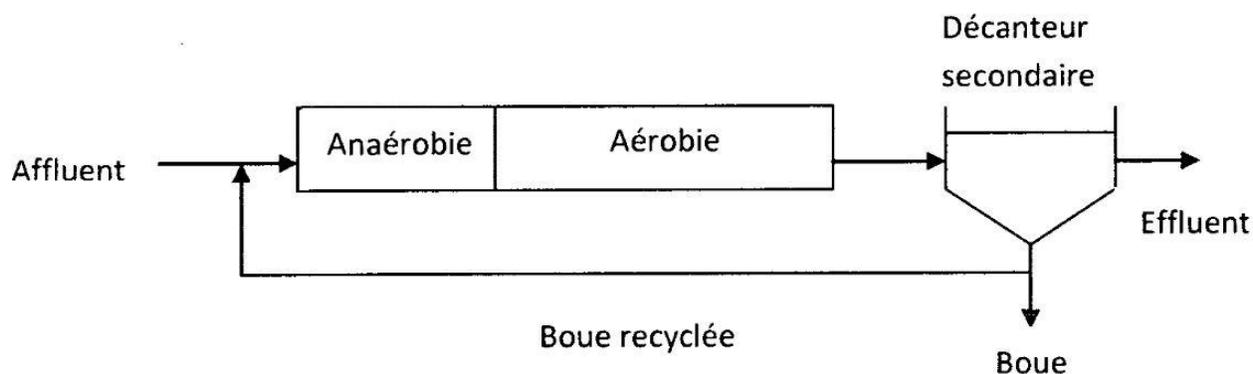
Cations et sels métalliques		Réactions
Calcium		$10 \text{Ca}^{2+} + 6\text{PO}_4^{3-} + 2 \text{OH}^-$
Exemple : chaux	$\text{Ca}(\text{OH})_2$	$\leftrightarrow \text{Ca}_{10}(\text{PO}_4)_6(\text{OH})_2$
		$\text{Mg}^{2+} + 2\text{OH}^- \leftrightarrow \text{Mg}(\text{OH})_2$
		$\text{Ca}^{2+} + \text{CO}_3^{2-} \leftrightarrow \text{CaCO}_3$
Aluminium		
Exemple : Alun	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	$\text{Al}^{3+} + \text{PO}_4^{3-} \leftrightarrow \text{AlPO}_4$
		$2 \text{Al}^{3+} + 3 \text{OH}^- \leftrightarrow \text{Al}(\text{OH})_3$
Fer		
Exemple : Chlorure ferrique	$\text{FeCl}_3$	$\text{Fe}^{3+} + \text{PO}_4^{3-} \leftrightarrow \text{FePO}_4$
		$\text{Fe}^{3+} + 3\text{OH}^- \leftrightarrow \text{Fe}(\text{OH})_3$

Les principaux inconvénients de cette méthode est l'achat, l'entreposage des produits chimiques, puis la gestion des boues et enfin la nécessité de personnel pour le suivi et le contrôle des performances du système.

#### 2.4.2 Déphosphatation biologique

La déphosphatation biologique est basée sur le principe d'accumulation du phosphore dans les micro-organismes composant la biomasse microbienne. Ainsi ces systèmes – Bardenpho, Phorédox, RBS, etc -sont fondés sur le principe des boues activées avec une recirculation des boues du décanteur secondaire vers l'entrée du système permettant un mélange à l'affluent. Le premier bassin étant anaérobie, les bactéries sont soumises à un stress qui leur permet par la suite dans le bassin aérobie d'augmenter l'accumulation qu'elles peuvent effectuer de phosphore (Metcalf & Eddy, 2003).

La figure suivante (figure 2.4) présente schématiquement le principe d'un procédé de déphosphatation biologique :



**Figure 2.4 : Schéma représentatif d'un système de déphosphatation biologique (Metcalf & Eddy, 2003)**

L'avantage de l'utilisation d'un procédé biologique par rapport au procédé physico-chimique est la réduction du volume des boues à traiter, et la non utilisation de produit chimiques potentiellement dangereux, cependant l'utilisation de procédés biologiques entraîne des coûts importants inhérents à l'exploitation du système qui nécessite un paramétrage spécifique et à l'utilisation de personnel qualifié.

### 2.4.3 Méthodes complémentaires

Le principal inconvénient de l'utilisation des procédés physico-chimiques et biologiques pour le traitement des effluents piscicoles est la faisabilité technico-économique. La caractéristique des effluents piscicoles est de contenir principalement des fines particules ou des matières dissoutes telles que les  $o\text{-PO}_4$  puisque les matières particulaires peuvent être aisément retirés du circuit dans les bassins d'élevage ou grâce à des micro-tamis. (Ouellet, 1999 ; MENV, 2002).

Parmi les méthodes existantes pour le traitement du phosphore et répondant à des critères de faisabilité économique se trouvent l'utilisation de marais filtrants et lits filtrants. L'avantage de l'utilisation de ces marais filtrants est le coût principal de ces systèmes provient de la mise en place et de l'aération si elle a lieu. La déphosphatation est alors réalisée par une combinaison de procédés physiques et biologiques comme la précipitation, l'adsorption sur le substrat utilisé,

l'absorption par les plantes ou la transformation par les micro-organismes (Kadlec et Wallace, 2008).

L'inconvénient de ces systèmes est la nécessité d'utiliser de grandes surfaces, et la réduction des performances pendant les périodes hivernales. De plus, il a été remarqué une diminution des performances au bout d'une période d'utilisation de 4 à 5 ans.

Les tableaux suivant (Tableau 2.2 à 2.9) présentent une liste des études réalisées sur les matériaux filtrants utilisés pour l'enlèvement du phosphore.

Tableau 2.2 : Matériaux naturels utilisés pour l'enlèvement de phosphore (Vohla et al, 2011)

Material	Study type	Description of the study	Retention calculation	P retention	Ca (CaO)	References	pH
Alunite (calcinated)	Batch	Adsorption: 1 g of material with 1 L of phosphate solution (25–150 mg L <sup>-1</sup> ), contact time 29.1 min	Calculated	Average of over 80% removal	–	Özacar (2006)	5
Apatite (sedimentary)	Batch	KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub> solution of 0–500 mg P L <sup>-1</sup> with contact time of 1–48 h	Langmuir	Langmuir b= 4.76 mg P g <sup>-1</sup> , K= 0.15	37.3	Molie et al. (2005)	7.0
	Column	Synthetic solution 20 mg P L <sup>-1</sup> with hydraulic loading rate (HLR) 1.35 L d <sup>-1</sup> in 550 days (hydraulic retention time (HRT) 5.6 h)		Saturation value after 550 d 13.9 mg P g <sup>-1</sup> ; <2 mg P L <sup>-1</sup> in the outlet			
Apatite (igneous and sedimentary)	Batch/column	35 g of material in a 1 L glass flask filled with 700 mL of solution (5–150 mg P L <sup>-1</sup> ) 24 and 96 h isotherms	Langmuir/Freundlich	0.28–1.09 g P kg <sup>-1</sup> material in 24 h isotherms	7–31.4%	Bellier et al. (2006)	8
Bauxite	Batch	2.5–40 mg P L <sup>-1</sup> , 20 g and 24 h and column study (40d+40d); HLR 3 L d <sup>-1</sup>	Langmuir	Adsorption 0.612 g kg <sup>-1</sup> . Column: 160 mg P kg <sup>-1</sup> , longer study: 355 mg P kg <sup>-1</sup>	–	Drizo et al. (1999)	5.9
Bauxite	Batch	1 g substrate and 100 dm <sup>-3</sup> solution, 10 mg P dm <sup>-3</sup> and shaken for 2 h	Calculated	Maximal PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> removal 67.3% at pH 4.45	–	Altundoğan and Tümen (2002)	
Bauxites (raw and activated)	Batch	1 g substrate and 100 dm <sup>-3</sup> solution, 10 mg P dm <sup>-3</sup> and shaken for 2 h	Calculated	Adsorption for raw and activated bauxite: 0.82 and 2.95 mg P g <sup>-1</sup> , removal >95% for activated bauxite	–	Altundoğan and Tümen (2003)	4.5–5.2
Dolomite	Batch	0.2 g in 100 mL solution 10–60 mg PO <sub>4</sub> -P L <sup>-1</sup> , different adsorption times, temperature, pH 1–11, material from Turkey	Calculated	Sorption 7.34–52.02 mg P g <sup>-1</sup>	21.7%	Karaca et al. (2004)	Highest adsorption at pH 11
Dolomite and sand	Batch	10 g sorbate in 50 mL solution with 0–100 mg L <sup>-1</sup> , 24 h	Langmuir	0.168 g P kg <sup>-1</sup>	28.7%	Prochaska and Zouboulis (2006)	7.8
				0.121 g P kg <sup>-1</sup>	2.5%		6.9
Gravel	Full-scale CW, Batch	3 gravel based CWs investigated, secondary sewage effluent, 2 years. Laboratory P adsorption study	Langmuir and Freundlich	P removal from –40% to 40%. Adsorption capacity ranged 25.8–47.5 mg P g <sup>-1</sup>	–	Mann and Bavor (1993)	
Gravel	Full-scale CW	Gravel filled wetland, dairy farm wastewater, mean influent concentration 15 mg P L <sup>-1</sup> , 5 years; HLR 21.4–71.7 mm d <sup>-1</sup> , HRT 1.95–6.54 d	Determined	Total P (TP) removal 184–296 g m <sup>-2</sup> , substratum TP accumulation 115–128 g m <sup>-2</sup>	1.07%	Tanner et al. (1999)	

**Tableau 2.3 : Matériaux naturels utilisés pour l'enlèvement de phosphore (suite 1) (Vohla et al, 2011)**

Gravel	Full-scale CW	VSSF planted gravel filter in Turkey, HLR $3 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$ ( $0.1 \text{ m d}^{-1}$ )	Calculated	$\text{PO}_4^{3-}$ -P removal efficiency of the gravel system 4.33%	–	Korkusuz et al. (2005)	
Gravel	Pilot-scale CW	HSSF CW, planted, 2 years, HRT 6–20 days; HLR 16–55 $\text{L d}^{-1}$	Calculated	Medium gravel 43.9%, with cobbles and cattail up to 67%	27.2%	Akratos and Tsihrintzis (2007)	
Gravels (South-Estonian)	Batch	3 g sorbate, 75 mL solution with 5–1000 $\text{mg PO}_4\text{-P L}^{-1}$ , 24 h	Calculated	Removal 33–50%, sorption 3–3.6 $\text{g P kg}^{-1}$ (fine gravel: 88.6%)	2–14% (3.6%)	Vohla et al. (2005)	
Laterite	Batch, pilot-scale	Sorption test with leachate (10 g granular laterite, solution with 5–50 $\text{mg PO}_4\text{-P L}^{-1}$ ) and pilot CW about 2 years	Calculated	99% removal of phosphates in lab and 96% in pilot CW	–	Wood and McAtamney (1996)	
Limerock	Meso-scale CW	Experimental wetland system received effluent from a treatment wetland for 19 months; HLR $11 \text{ cm d}^{-1}$	Calculated	TP removal for the filter system was $0.32 \text{ g P m}^{-2} \text{ year}^{-1}$ and 46%	–	DeBusk et al. (2004)	
Limestone	Batch	1 g substrate, P-solutions (5–25 $\text{mg PO}_4\text{-P L}^{-1}$ ), limestone from Sweden	Calculated	Sorption 0.25–0.3 $\text{mg P g}^{-1}$	21.2%	Johansson (1999a)	8.9
Limestone	Batch	2.5–40 $\text{mg P L}^{-1}$ , 20 g and 24 h, material from a quarry; HLR $3 \text{ L d}^{-1}$	Langmuir	Maximal adsorption capacity $0.682 \text{ g kg}^{-1}$	–	Drizo et al. (1999)	7.8
Limestone	Full-scale CW	SSF wetland cell treating wastewater from dairy farm. HRT 13.4 d, 1.5 years	Calculated	P retention on average 4.3%. Mean reduction 14.5%	–	Hill et al. (2000)	7.2
Maerl	Pilot-scale CW, batch	Pilot-scale wetlands in the laboratory, 9 weeks, 21 L. HLR $2.3 \text{ L d}^{-1}$ ; HRT 5 d. Batch: 4 g, 100 mL of P solution ( $0\text{--}5000 \text{ mg L}^{-1}$ ), 72 h	Calculated	TP removal 98%. Batch removal 32–99%, capacity $39.5\text{--}7490 \text{ mg kg}^{-1}$	32.04%	Gray et al. (2000)	pH out of tank 7.6
Marl gravel	Full-scale CW	Filter treating swine wastewater after anaerobic lagoon treatment	Calculated	Removal efficiency of TP 37–52%	12%	Szögi et al. (1997)	
Opoka	Batch	1 g substrate, P-solutions (5–25 $\text{mg PO}_4\text{-P L}^{-1}$ )	Calculated	P-sorption capacity <20%, sorption 0–0.1 $\text{mg P g}^{-1}$	20.0%	Johansson (1999a)	8.3
Opoka (heated)	Batch	Artificial P solutions ( $\text{K}_2\text{HPO}_4$ ), distilled water	Calculated	Maximum sorption capacity was 119.6 $\text{g PO}_4\text{-P kg}^{-1}$	30.1 (42.1)%	Brogowski and Renman (2004)	12.6
Oyster shell (burnt)	Batch, column	P solution 0–320 $\text{mg P L}^{-1}$ . Column, 100-g medium (1 month), 50 $\text{mg P L}^{-1}$ , HRT 4 h, HLR $300 \text{ mL d}^{-1}$	Langmuir	Adsorption $833.3 \text{ mg kg}^{-1}$ , column (unsaturated media) $7925 \text{ mg kg}^{-1}$	37.80%	Seo et al. (2005)	
Peat	Lab-scale biofilter	Domestic wastewater (1 month) lab-scale filters $300, 600, 1200 \text{ L m}^{-2} \text{ d}^{-1}$ , household biofilter $70\text{--}258 \text{ L m}^{-2} \text{ d}^{-1}$	Calculated	P removal in lab-scale filters 44%. Biofilter: 12% for TP	–	Talbot et al. (1996)	

Tableau 2.4 : Matériaux naturels utilisés pour l'enlèvement de phosphore (suite 2) (Vohla et al, 2011)

Material	Study type	Description of the study	Retention calculation	P retention	Ca (CaO)	References	pH
Peat	Small-scale CW in field	Filters treated landfill leachate from activated sludge treatment plant (12 months) and from biopond (6 months), volume 0.11 m <sup>3</sup> , loaded 36–41 mm d <sup>-1</sup> and 82 mm d <sup>-1</sup>	Calculated	Reduction of TP during the first 6 months 77% from sludge water, 93% from biopond water	5.1%	Köiv et al. (2009a)	7.2
Peat	Pilot-scale CW	VF peat filters and HF filters treated municipal wastewater and landfill leachate, VF 0.86 m <sup>3</sup> , 76 mm d <sup>-1</sup> and HF 1.24 m <sup>3</sup> , 53 mm d <sup>-1</sup> (HLR 60 L d <sup>-1</sup> ), 6 months	Determined	Removal in VF peat filters was 58% and 63%, P binding capacity 0.081 g kg <sup>-1</sup>	5.1%	Köiv et al. (2009b)	7.2
Polonite	Column	Columns: 20 °C, water-saturated conditions. PO <sub>4</sub> -P and NH <sub>4</sub> -N (5.30 mg dm <sup>3</sup> ), tap water, HLR 530 L m <sup>-2</sup> d <sup>-1</sup> , 68 weeks	Calculated	Retained P 96.7%	24.5%	Gustafsson et al. (2008)	pH decreased from 11.7 to 9.5
Sand	Column	Columns with upflow hydraulic regime, load 0.5–2.0 mg L <sup>-1</sup> , filled with sand; HRT 2 h; HLR 7.2–86.4 L d <sup>-1</sup>	Calculated	P removal at low load (0.5–2.0 mg L <sup>-1</sup> ) increased from 40% to 75% with 12 recirculations	1.2%	Farahbakhshazad and Morrison (2003)	
Sand	Full-scale CW	HSSF sand filter, 8 years; HLR 3.2–5.5 m <sup>3</sup> d <sup>-1</sup>	Determined	P in soil after 8 years 0.117 g P kg <sup>-1</sup> , 72%	4.15%	Vohla et al. (2007)	Outflow, pH 7.4
Sand, dolomite sand and shale	Batch, column	Sorption experiment: 1 g 20 mL (0–100 mg P L <sup>-1</sup> ) 24 h. Column: SSF study at loading of P 330 mg m <sup>-2</sup> d <sup>-1</sup> . Loading: 105 mg P m <sup>-2</sup> d <sup>-1</sup> , HLR 60–120 L m <sup>-2</sup> d <sup>-1</sup> , 33 months	Langmuir, determined	Sorption 0.417 g P kg <sup>-1</sup> , columns 0.7–1.0 g P kg <sup>-1</sup> ; 95%. Sand is sensitive to P loading	5.1–7.5%	Pant et al. (2001)	7.9–9.1
				Sorption 0.303 g P kg <sup>-1</sup> , columns 0.2 g P kg <sup>-1</sup> ; 44% removal	26.4–26.6%		9.3–9.4
				Sorption 0.192 g P kg <sup>-1</sup> , columns 0.7–0.8 g P kg <sup>-1</sup> ; 37% removal	3–10.5%		8.1–8.9
Sands (Danish)	Batch, column	Solution 320 mg P L <sup>-1</sup> by calculated retention and 0–10 mg P L <sup>-1</sup> by Langmuir. Columns 12 weeks; HLR 0.24–L d <sup>-1</sup> ; HRT 12–14 h	Calculated, Langmuir, determined	Calculated removal 0.272–3.941 g P kg <sup>-1</sup> ; Langmuir 0.02–0.129 g P kg <sup>-1</sup> ; determined 0.052–0.165 g P kg <sup>-1</sup> .	0.02–7%	Arias et al. (2001)	8.2–8.7
Sands (South-Estonian)	Batch	3 g sorbate and 75 mL solution (5–1000 mg PO <sub>4</sub> L <sup>-1</sup> ), 24 h	Calculated	P removal between 8.6 and 27.2% or 2.45 g P kg <sup>-1</sup>	0.33–11%	Vohla et al. (2005)	–
	Full-scale CW	HSSF sand filter, 5 years; HLR 1.0–6.3 m <sup>3</sup> d <sup>-1</sup>		Purification efficiency 78.4%. P in sand 52.8 mg kg <sup>-1</sup>	4.15%		Outflow, pH 7.4

**Tableau 2.5 : Matériaux naturels utilisés pour l'enlèvement de phosphore (suite 3) (Vohla et al, 2011)**

Shellsand	Batch	3g in 75 mL, 0- 1000 mg P L <sup>-1</sup> in 24 h, and also 3g in 5- 1000 mg P L <sup>-1</sup> in 48 h, Norwegian sand	Calculated	First batch 14-17 g P kg <sup>-1</sup> , second batch 3-4 g P kg <sup>-1</sup>	28-30%	Roseth (2000)	
	Column	Column, HLR 10 cm d <sup>-1</sup> ; 32 d	Determined	Adsorption capacity 3.5 g P kg <sup>-1</sup>			
Shellsand	Batch	5- 1500 mg L <sup>-1</sup> , 24 h	Langmuir	0.8-8 g P kg <sup>-1</sup>	31.8%	Søvik and Kløve (2005)	8.6
	Meso-scale CW in field	HSSF filter in greenhouse for household, 1 year, Norwegian sand, HLR 85 mm d <sup>-1</sup>	Determined	335 g P kg <sup>-1</sup> , saturated before 2 years, Ca-P (37-57%), Al-P (8-23%)			
Shellsand	Batch	3g material for 24 h in 90 mL solution (0-480 ppm PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> )	Langmuir	9.6 g P kg <sup>-1</sup>	0.033%	Ādām et al. (2007)	8.8
	Column	Vertical upflow columns (330 d), HRT 4.1 d, HLR 4.5 L d <sup>-1</sup>	Calculated	0.497 g P kg <sup>-1</sup> , P removal 97%			
Soils (sub-, top- and wetland soils)	Batch	3g and 30 mL solution (500-10,000 mg P L <sup>-1</sup> ), shaken for 48 h	Langmuir	Adsorption 0.001-0.005 g P kg <sup>-1</sup> .	0.006-0.3%	Sakadevan and Bavor (1998)	4.2- 7.2
Spodosol	Batch	Filter medium treated with artificial P solutions (5-20 mg PO <sub>4</sub> -P L <sup>-1</sup> ). Sorption isotherm studies	Calculated	P-removal 1 mg g <sup>-1</sup> when P load 15 mg L <sup>-1</sup> , decline in removal with higher load	(1.5)	Johansson (1999a)	6.3
Wollastonite	Batch	5g adsorbent and 75 mL solution varying from 0.8 to 1700 mg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> L <sup>-1</sup> , for 20 h	Calculated	PO <sub>4</sub> -P reduction 90-93%. P sorbed 0.1-12,000 mg kg <sup>-1</sup>	32.9%	Hedström (2006)	
Wollastonite	Column	At 20 °C, under water-saturated conditions. PO <sub>4</sub> -P and NH <sub>4</sub> -N (5 and 30 mg dm <sup>-3</sup> ), tap water, HLR 610 L m <sup>-2</sup> d <sup>-1</sup> , 68 weeks	Calculated	51.1% of P was removed	15.1%	Gustafsson et al. (2008)	8.0
Wollastonite	Column	Vertical upflow columns with HRT from 15 to 180 h, secondary wastewater, 411 d	Calculated	>80% removal (up to 96%), when the residence time was >40 h	-	Brooks et al. (2000)	
Wollastonite tailings	Full-scale CW	SSF wetland cell, wastewater from dairy farm, HRT 13 d, 1.5 years	Calculated	Soluble P retention 12.8%. Mean reduction was 27.5%.	-	Hill et al. (2000)	
Zeolite	Batch	3g and 30 mL solution 500-10,000 mg P L <sup>-1</sup> , 48 h	Langmuir	Adsorption 2.15 g P kg <sup>-1</sup>	-	Sakadevan and Bavor (1998)	

**Tableau 2.6 : Matériaux dérivés de l'industrie pour l'enlèvement de phosphore (Vohla et al, 2011)**

Material	Study type	Description of the study	Retention calculation	P retention	Ca (CaO)%	References	Particle size (mm)	pH
Coal ash	Batch, column	(2.5–40 mg P L <sup>-1</sup> , 20 g and 24 h) and column study, furnace bottom ash (40 days); HLR 3 L d <sup>-1</sup>	Langmuir	Sorption for fly ash 0.862 g P kg <sup>-1</sup> , Column 300 mg P kg <sup>-1</sup>	-	Drizo et al. (1999)		8.2
Coal ash	Batch	Bottom ashes: 5–40 mg HPO <sub>4</sub> <sup>2-</sup> L <sup>-1</sup> , fly ashes 200–1500 mg L <sup>-1</sup> , 72 h	Langmuir	0.081–29.5 g P kg <sup>-1</sup>	2.4–11.7 (5–16.5)	Yan et al. (2007)	0.1–2	9.5–11.6
Fly ash (lagoon), precipitator fly ash and sand	Batch	5 g adsorbate and 25 mL solution with different P concentration, shaken 24 h	Langmuir	3.08 g P kg <sup>-1</sup>	2.6 (0.41)	Cheug and Venkitachalam (2000)		7.7
				13.77 g P kg <sup>-1</sup> 0.04 g P kg <sup>-1</sup>	5.0 (4.3) 0.2 (0.01)			12.4 6.4
Fly ash (acidic)	Batch, column	Batch equilibration experiments using a low Ca 1% as CaO and 50–100 mg P L <sup>-1</sup> , 24 h. A column, 10 mg L <sup>-1</sup>	Calculated	PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> immobilization 75–100%. Column: removed 10 mg L <sup>-1</sup> over 85 pv	-	Grubb et al. (2000)		4.5
								Initial pH 8.5
Fly ash	Batch	Laboratory P adsorption study	Langmuir, Freundlich	160–420 mg P g <sup>-1</sup> 260 mg P g <sup>-1</sup>	-	Mann and Bavor (1993)	0.08–4.75 slag 1 9.5–19 slag 2 <0.5 Fly Ash	
Fly ash (Red mud)	Batch	20 mL of 155 mg L <sup>-1</sup> KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub> , materials heated at various T	Langmuir	113.9–345.5 g P kg <sup>-1</sup>	32–33 (45.2–46)	Li et al. (2006)		10.1–11.9
				8.9–78.4 g P kg <sup>-1</sup>	1.5–1.9 (2.1–2.7)			8.3–10.0
Fly ash	Batch	25–1000 mg P L <sup>-1</sup> , at adjusted pH 5, 40 mL PO <sub>4</sub> <sup>2-</sup> solution; reaction time 24 h, fly ash from coal power plant, China	Langmuir	Retention: from 5.5 to 42.6 g P kg <sup>-1</sup>	1.8–18 (0.07–5.6)	Chen et al. (2007)		5
Fly ash	Full-scale CW	CWs for the treatment of eutrophic river water, 3 stage system, one filled with fly ash, HLR 60 m <sup>3</sup> d <sup>-1</sup> ; 14 weeks	Calculated	Majority of the TP was adsorbed by fly ash stage, TP removal about 83%	-	He et al. (2007)		
Iron ore				67% (aerated) and 53% (anaerobic), working area 140 µg P g <sup>-1</sup>	0.04			
Quartz sand				70% (aerated) and 43% (anaerobic)	0.01			

**Tableau 2.7 : Matériaux dérivés de l'industrie pour l'enlèvement de phosphore (suite 1) (Vohla et al, 2011)**

Ochre	Batch	P solutions (1500 and 3000 mg P L <sup>-1</sup> ) were added until P was no longer removed from the solution. Between additions stand 48 h, dried, high saturated hydraulic conductivity 26–32 m d <sup>-1</sup>	Langmuir	0.026 g P kg <sup>-1</sup> . 90% of all P forms were removed after 5 and 15 min shaking	7	Heal et al. (2003, 2005)		7.2
Oil shale (burnt)	Batch	2.5–40 mg P L <sup>-1</sup> , 20 g, 24 h; HLR 3 L d <sup>-1</sup>	Langmuir	Adsorption 0.582 g P kg <sup>-1</sup>	–	Drizo et al. (1999)		
Sediment of oil shale ash	Batch	Batch experiments, 5–1000 mg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> L <sup>-1</sup> , 24 h	Calculated	25 g PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> kg <sup>-1</sup> or 8.2 g P kg <sup>-1</sup>	20.9 (29.2)	Vohla et al. (2005)	<0.063	12.32
	Pilot-scale CW	Experimental filter in saturated conditions, tertiary treatment for P, HRT 1.5–2 d <sup>-1</sup> , 1 year		First 4 months removal 71%, after average 52%	20.9 (29.2)	Vohla et al. (2005)	<0.15	Outflow pH 7.6
Sediment of oil shale ash	Batch	Batch experiments, 5–300 mg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> L <sup>-1</sup> , 48 h, 9 d	Calculated	P-binding capacity up to 65 mg P g <sup>-1</sup> , (67–85%). P sorption due to Ca-minerals (ettringite, portlandite)		Kaasik et al. (2008)	1–2 and 0.01 (weathered)	12.32
Slags								
Basic oxygen furnace slag	Column	Synthetic aqueous solutions of P and Ca ions 40–80 mg L <sup>-1</sup>	Calculated	Average PO <sub>4</sub> -P removal 90.4%	25.45	Kim et al. (2006)		Adjusted pH 6–9
Basic oxygen furnace slag	Column	Soil, the mixture of Korean soil from river and slag were studied, unsaturated columns for 4 day 18 mL h <sup>-1</sup> and 3 d brake, saturated 8–9.8 mL cm <sup>-2</sup> d <sup>-1</sup>	Calculated	After 1 day 100%	22.97	Cha et al. (2007)	1–2	11
Natural soil				Unsaturated columns: after 1 day 86%, after 4th day 58.6, saturated columns 97.8%	0.57			
Blast furnace slag	Batch	0–320 mg L <sup>-1</sup> , raw domestic wastewater, HLR 100 mm d <sup>-1</sup> , 10 mg P L <sup>-1</sup> , 8 g	Langmuir	P-sorption capacity up to 9150 mg P kg <sup>-1</sup>	23.97	Korkusuz et al. (2007)	<3	7.7
Blast furnace slag	Column	Water-saturated, PO <sub>4</sub> -P and NH <sub>4</sub> -N (5 and 30 mg dm <sup>-3</sup> ), tap water, HRT 340 L m <sup>-2</sup> day <sup>-1</sup> , 68 weeks. BFS from steel industry	Calculated	WCBFS removed >95% P first 300 pvs, after P retention 85.6%	21.60	Gustafsson et al. (2008)	0–4	Effluent pH decreased from 11.4 to 8.8

Tableau 2.8 : Matériaux dérivés de l'industrie pour l'enlèvement de phosphore (suite 2) (Vohla et al, 2011)

Material	Study type	Description of the study	Retention calculation	P retention	Ca (CaO)%	References	Particle size (mm)	pH
Blast furnace slag	Small-scale CW	Small-scale SSF CW, dairy farm wastewater, planted, 9 L, load $15 \text{ L m}^{-2} \text{ d}^{-1}$ ; hydraulic conductivity: quartz sand $1.4 \times 10^{-3} \text{ m s}^{-1}$ , slag $5 \times 10^{-3} \text{ m s}^{-1}$ , iron-ore $2.5 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$ ; 4 months	Calculated	Up to 72% of P was retained, working area $200 \mu\text{g P g}^{-1}$	27.6	Grüneberg and Kern (2001)	0.3–1	
Blast furnace slag	Full-scale CW	The CW system with slag filters in Canada. Slag filters (trickling), ca. $60 \text{ m}^3 \text{ day}^{-1}$ , 7 months	Calculated	Slag filters reduced TP up to 99%	–	Cameron et al. (2003)	0.45–2.6	Up to 11.52
Blast furnace slag (Iskenderun)	Batch	$180 \text{ ppm PO}_4^{3-}$ , 50 mL of solution, at 25–65°C, different pH values. Jar tests: removal time of $\text{PO}_4^{3-}$ (150–500 ppm, BFS $60 \text{ g L}^{-1}$ ). Slag from steel factory	Freundlich	$6.37 \text{ mg g}^{-1}$ (500 ppm), during 60 min, phosphate removal 99%	26.93 (37.7)	Oguz (2004)	0.02–0.03	
Blast furnace slag from Turkey	Full-scale CW	VSSF reed bed, granulated BFS, HRT $3 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$ , HLR $\text{mm d}^{-1}$ , 11 months, slag from iron and steel company	Determined	Average removal of TP 45%	24.30	Korkusuz et al. (2005)		7.11–8.56
Electric arc furnace (melter) slag	Full-scale CW	Detention time 3 day, loading $2000 \text{ m}^3 \text{ day}^{-1}$ , 1.5 years, slag from Steel Mill.	Determined	Slag maintained its maximum removal, reaching TP retention of $1.23 \text{ kg T}^{-1}$	10.48	Shilton et al. (2005)	N.A.	
Electric arc furnace slag	Column	Columns, $20 \text{ mg P L}^{-1}$ (114 d) than $400 \text{ mg P L}^{-1}$ (21 d); HLR $3.0\text{--}4.0 \text{ L d}^{-1}$ ; HRTV 12–24 h	Determined	Slag was nearly 100% efficient, removed $2.2 \text{ mg P g}^{-1}$	–	Drizo et al. (2006)	2.5–10	10.6–11
Fly ash Blast furnace slag Portland cement	Batch	Adsorbent (from S-Africa) 0.5–5 g were used in 200 mL $100 \text{ mg PO}_4^{3-} \text{ L}^{-1}$ , pH 9 for 16 h	Fumkin	$32 \text{ mg PO}_4 \text{ g}^{-1}$	2.9	Agvei et al. (2002)	0.026	
Soils, Sands, Fly ash, Blast furnace slag	Batch	KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub> at P concentrations (pH 7.0) of 10–100 mg P L <sup>-1</sup> for sands and soils from China, and of 100–1000 mg P L <sup>-1</sup> for fly ash and furnace slag (24 h)	Langmuir	$60 \text{ mg PO}_4 \text{ g}^{-1}$	23.8	Xu et al. (2006)	0.031	
				$83 \text{ mg PO}_4 \text{ g}^{-1}$	45.2			
				$0.29\text{--}0.97 \text{ g P kg}^{-1}$				
				$0.13\text{--}0.26 \text{ g P kg}^{-1}$	3.3–5.6		6.7–8.1	
				$8.89 \text{ g P kg}^{-1}$ , 100% removal				12.3
				$8.81 \text{ g P kg}^{-1}$ , 100% removal	22.4 (3.1)		N.A.	12.1

**Tableau 2.9 : Matériaux artificiels pour l'enlèvement de phosphore (Vohla et al, 2011)**

Material	Study type	Description of the study	Retention calculation	P retention	Ca%	References	pH
Filtra P	Column	At room temperature under water-saturated conditions. PO <sub>4</sub> -P and NH <sub>4</sub> -N (5 and 30 mg dm <sup>-3</sup> ), tap water, HLR 7–10 L m <sup>-2</sup> day <sup>-1</sup> , 68 weeks	Calculated	Retained P 98.2%, effluent pH fell from 12.9 to 11.6, clogged after 97 l pv	3.10	Gustafsson et al. (2008)	
Filtralite P <sup>TM</sup>	Small-, meso- and full-scale CW	Small-scale systems (953 g): HLR 5.0 and 1.25 L d <sup>-1</sup> , HRT 0.21 and 0.83 d. Meso-scale filter (359 kg): HLR ~71 L d <sup>-1</sup> , HRT 3.6–4.3 d. Full-scale system: VF and HF filter (180 m <sup>3</sup> ): HLR 1.6 m <sup>3</sup> d <sup>-1</sup> ; HRT 18 d	Determined	Small-scale: extracted P 3887 mg P kg <sup>-1</sup> . Meso-scale: 4500 mg P kg <sup>-1</sup> . Full-scale: 52 mg P kg <sup>-1</sup>	–	Ådåm et al. (2006)	>10
Filtralite P <sup>TM</sup>	Full-scale CW	The upflow filter, 6 m <sup>2</sup> , HLR 450–864 L d <sup>-1</sup> ; 3 years	Calculated	Reduction in the filter system is 99.4%	–	Heistad et al. (2006)	12.5 (after 3 years 10)
Filtralite P <sup>TM</sup>	Batch	3 g, 24 h in 90 mL solution with phosphates 0–480 ppm	Calculated	2.5 g P kg <sup>-1</sup>	0.003	Ådåm et al. (2007)	10.7
	Column	2 vertical upflow columns up to 330 d, HRT 3.65 d; HLR 4.9–5.5 L d <sup>-1</sup>	Calculated and extracted	By mass balance calculations 497 mg P kg <sup>-1</sup> , by extraction up to 635 mg P kg <sup>-1</sup> , removal 54%			
Leca (Estonian)	Batch	3 g and 75 mL solution with 5–1000 mg PO <sub>4</sub> L <sup>-1</sup> , 24 h	Calculated	Bounding capacity 0–10 mg P g <sup>-1</sup> . Sorption of up to 7.98 mg P g <sup>-1</sup>	0.1	Vohla et al. (2005)	
Leca (Estonian)	Full-scale CW	VSSF+HSSF filter bed, 64 PE, HRT 7.4 m <sup>3</sup> d <sup>-1</sup> , 2 years	Calculated	TP removal 89%	2.1	Õövel et al. (2007)	Outflow pH 7.4
LWA	Batch, Full-scale CW	HF CW, HRT 4 weeks, households, 4 years, Norsk Leca	Calculated	>95%	3.1	Zhu et al. (2003)	10
LWA (lab-made)	Batch	Batch: 3 g in 75 mL, 320–480 mg L <sup>-1</sup> , 24 h. Laboratory made LWA	Calculated	Sorption 12 g P kg <sup>-1</sup> , higher dolomite content and pH guarantees sorption		Jenssen and Krogstad (2003)	12.3
LWA (USA)	Batch	Test (0–320 mg L <sup>-1</sup> ), 8 g substrate, 200 mL solution, 24 h	Calculated	3465 mg P kg <sup>-1</sup>	46.5	Zhu et al. (1997)	10.1
Filtralite <sup>TM</sup>				209–2210 mg P kg <sup>-1</sup>	31.0		10.3
Leca (Swedish)				46–565–mg P kg <sup>-1</sup>	8.5		10.5
Norlite	Full-scale CW	SSF wetland cell, wastewater from dairy farm	Calculated	Norlite removed 34%	1.43	Hill et al. (2000)	Outflow pH 7.7

Les capacités maximum de rétention de phosphore ont pu être observées pour les dérivés de produits de l'industrie avec une capacité de rétention allant jusqu'à 420 g de P/kg pour certaines scories d'aciéries, suivis par les matériaux naturels avec un maximum de 40 g de P/kg de

matériau pour de l'opoka et enfin les matériaux artificiels avec un maximum de 12 g de phosphore retenu pour 1 kg de Filtralite. De plus, il a été démontré une corrélation entre la capacité de rétention de phosphore et la teneur en CaO et Ca du matériau. Par conséquent, les scories d'aciéries apparaissent comme une solution prometteuse de part leur propriété physico-chimique et du fait qu'elles soient des dérivés de l'industrie métallurgique.

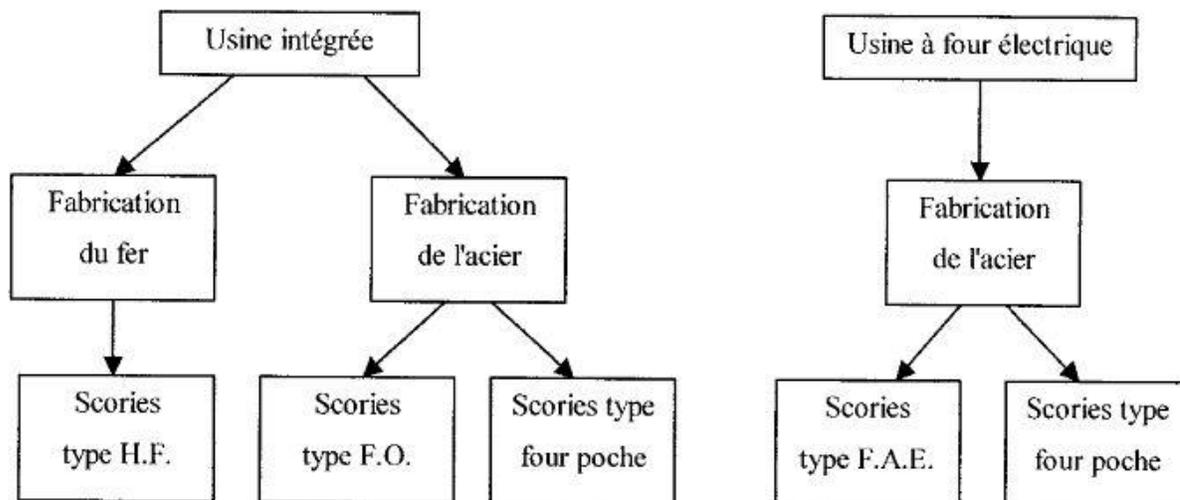
## **2.5 Les scories d'aciéries**

### **2.5.1 Fabrication et caractéristiques des scories**

Les scories d'aciéries sont des produits non métalliques dérivés de l'industrie métallurgique du fer et de l'acier. Ils sont produits lors de la purification de l'acier ou du fer par ajout de matériaux riches en calcium tels que le calcaire ou la chaux. Ces matériaux réagissent avec les composés indésirables tels que l'aluminium ou le silicium par exemple et forment des composés complexes non-métalliques de densité inférieur au fer ou à l'acier. Ainsi ces impuretés récupérées sur le dessus du laitier sont appelées scories (Kalyoncu, 2000).

La production de scories dans le monde s'élève à environ 350 Mt/an dont environ un tiers est produit par l'Europe et la Chine, respectivement 57 et 58 Mt/an. La production de scories par tonne d'acier produite s'élève entre 260 et 270 kg/t mais est en diminution, ceci étant dû aux progrès technologiques réalisés (Euroslag, 2000).

Le schéma suivant (Figure 2.5) présente les différents types de scories produites par l'industrie :



**Figure 2.5 : Schéma des différents types de scories fabriquées (Lospield, 2003)**

Les scories issues de la production du fer sont appelées scories de haut-fourneau (HF), tandis que les scories issues de la fabrication de l'acier sont nommées en fonction de la méthode de fabrication. Les scories d'aciéries F.O proviennent de four à oxygène pur tandis que les scories FAE sont issues de fours à arc électrique. Les scories four poche sont des scories additionnelles créées lorsque des additifs sont ajoutés pour un raffinage complémentaire. Celles-ci possèdent des caractéristiques différentes puisqu'elles possèdent généralement plus de chaux (CaO) (Proctor et al, 2000).

La composition des scories est différente suivant les composés utilisés pour la fabrication de l'acier, la méthode de fabrication, les conditions d'utilisation des fours comme la température, cependant, d'après Shi (2004), un système quaternaire composé de CaO, MgO, SiO<sub>2</sub> et FeO définit principalement les scories d'aciéries.

Le tableau suivant (Tableau 2.10) présente les compositions chimiques de quatre types de scories :

**Tableau 2.10 : Composition chimique de différentes variétés de scories (Shi, 2004)**

Composé	BOF	EAF ( <i>Carbon steel</i> )	EAF (alliage/acier inoxydable)	Scories four poche ( <i>Ladle slag</i> )
SiO <sub>2</sub>	8.20	9.20	24.32	2-35
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	1.6	2.9	3.0-7.5	5-35
FeO	10.35	15.30	1-6	0.1-15
CaO	30.55	35.60	39-45	30-60
MgO	5.15	5.15	8-15	1-10
MnO	2.8	3.8	0.4-2	0-5
TiO <sub>2</sub>	0.4-2	N-D	N-D	N-D
SiO <sub>2</sub>	0.05-0.15	0.08-0.2	0.1-0.3	0.1-1
P	0.2-2	0.01-0.25	0.01-0.07	0.1-0.4
Cr	0.1-0.5	0.1-1	0.1-20	0-0.5

Le principal intérêt des scories pour l'enlèvement de phosphore est la présence de chaux libre dans celles-ci pouvant être classée en deux parties, l'une qui est la chaux libre résiduelle provenant de la matière première et l'autre étant la chaux précipitée issue des scories fondues. Lorsque la teneur en chaux libre dépasse les 4%, la chaux libre résiduelle représente la majorité de la chaux libre totale et inversement, c'est la chaux précipitée qui est la source de chaux libre totale (Shi, 2004).

### 2.5.2 Utilisation des scories et risques liés

Les scories d'aciéries étaient considérées comme des déchets avant le 19<sup>ième</sup> siècle mais ont servi par la suite pour de nombreuses utilisations.

La principale utilisation actuelle des scories d'aciéries est la valorisation du matériau comme agrégat et matériaux de construction comme les routes. En effet, les entreprises produisant l'acier sont capables en faisant varier certains paramètres lors de la création des scories de rendre celles-ci plus dures et donc conformes pour la construction des routes. Ces scories sont par la suite

soumises à divers tests correspondant à l'usage qui en sera fait par la suite. En effet, en Allemagne en 1998 environ 97% des scories fabriquées ont été utilisés comme agrégat pour la construction des routes, les remblais ou dans des structures hydrauliques (Motz et Geiseler, 2001). De plus, la composition de certaines scories se rapproche, du point de vue de la teneur en oxyde de calcium et de magnésium, de la composition des matériaux utilisés pour la fabrication du ciment.

Par ailleurs, certaines scories, par leur teneur en chaux et leur granulométrie, trouvent une utilisation dans l'amendement calcique des sols pour des usages agricoles. Néanmoins cet usage reste limité car la formation de carbonate de calcium est un risque possible entraînant le colmatage des drains (Proctor et al, 2000).

Enfin, les scories d'aciéries peuvent être utilisées dans le traitement des eaux usées et plus particulièrement dans l'enlèvement de phosphore de ces eaux. Cette utilisation est toujours en cours d'étude en vue d'un développement généralisé d'une solution peu coûteuse pour la déphosphatation d'effluents municipaux, domestiques ou industriels.

Les risques liés à l'utilisation de scories d'aciéries de différentes sortes ont été évalués lors d'une étude réalisée par les industries productrices nord-américaines. Les scories peuvent contenir plus ou moins de métaux lourds de différentes espèces. Finalement, il a été démontré que les métaux lourds sont fortement liés aux scories, que ce soit à pH neutre ou acide, ainsi il y a peu de risques de lessivage des scories et de contamination du milieu où elles sont utilisées. Par ailleurs, les risques pour la santé humaine ont été évalués et considérés comme faible que ce soit par ingestion ou inhalation de particules (Proctor et al, 2000).

## **2.6 Processus de rétention du phosphore**

### **2.6.1 Adsorption**

#### a) Caractérisation

« L'adsorption est le processus au cours duquel des molécules d'un fluide (gaz ou liquide), appelé un adsorbat, viennent se fixer sur la surface d'un solide, appelé un adsorbant. Par la surface du solide, [sont] sous-entend[ues] les surfaces externes et internes engendrées par le réseau de pores

et cavités à l'intérieur de l'adsorbant. » (Sun et Meunier, 2003). Sposito précise que cette accumulation est réalisée sans modifications chimiques des substances présentes (Sposito, 2008).

Trois phases distinctes sont à la base du phénomène d'adsorption, la première correspondant au macrotransport des solutés, la seconde au microtransport des solutés et la dernière à l'adsorption (Weber et Digiano, 1996).

Il existe deux types d'adsorption, l'une physique et l'autre chimique :

- L'adsorption physique est principalement due aux forces de Van der Waals et aux interactions électrostatiques entraînant la fixation de l'adsorbat sur l'adsorbant sans modifications des structures moléculaires. Par conséquent, cette réaction est réversible et permet l'accumulation de couches.
- L'adsorption chimique résulte de formations de liaisons chimiques généralement de type covalente entre l'adsorbat et l'adsorbant provoquant des énergies de liaisons élevées et diminuant la réversibilité du processus.

#### b) Isothermes d'adsorption

Une isotherme d'adsorption reflète l'interaction entre un solide et un adsorbat puisqu'elles caractérisent les quantités adsorbées à l'équilibre pour un système adsorbat-adsorbant donné et à une température donnée. Quatre modèles d'isothermes peuvent être remarquées en utilisant la répartition entre l'adsorbat et l'adsorbant (Sposito, 2008), les types S, L, H et C présentés dans la figure 2.6 ci-dessous :

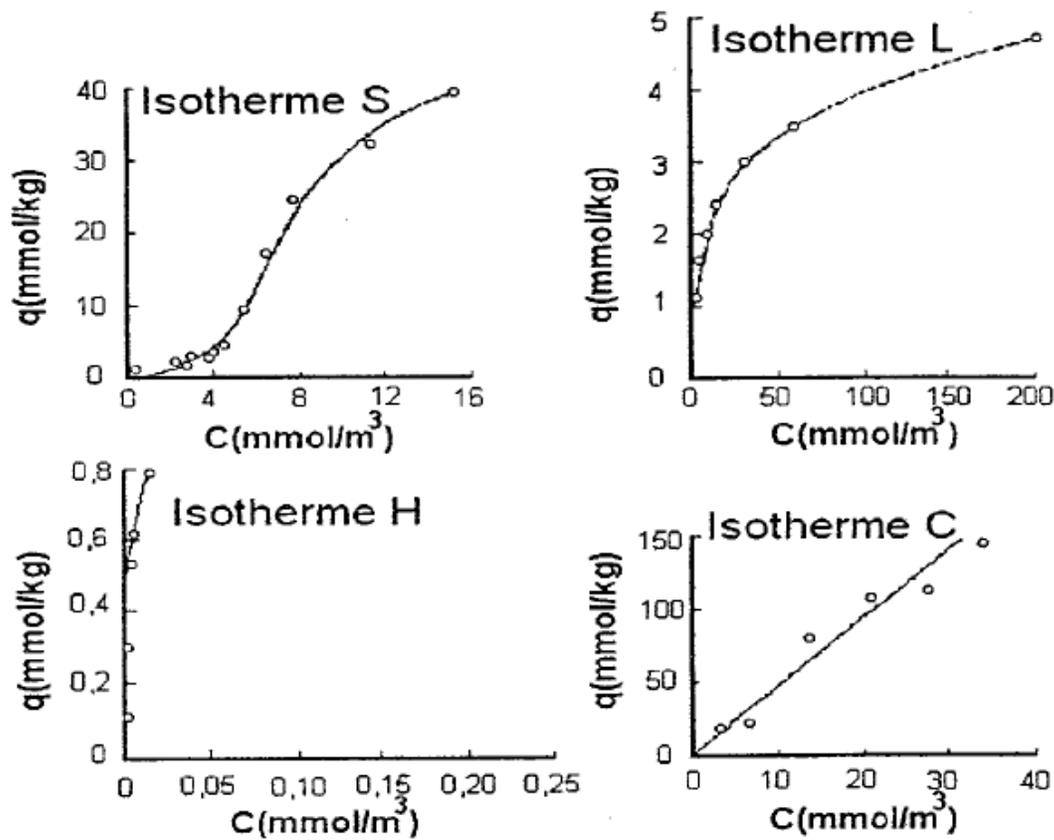


Figure 2.6 : Classification des isothermes d'adsorption (Sposito, 2008)

Concernant l'isotherme S, il existe une affinité différente de l'adsorbat sur l'adsorbant en fonction de la concentration du polluant. La pente de la courbe est faible avec une faible concentration puis augmente pour atteindre une saturation par la suite.

L'isotherme de type L est une isotherme représentant le modèle de Langmuir décrivant une grande affinité entre l'adsorbant et l'adsorbat à faible concentration de celui-ci. Avec l'augmentation de cette concentration, il y a saturation des sites d'adsorption amenant à un palier de saturation de l'isotherme. L'isotherme H n'est qu'un cas extrême de l'isotherme L démontrant une plus grande affinité entre l'adsorbat et le substrat.

L'isotherme C se caractérise par sa courbe indépendante de la concentration en adsorbat.

c) Modèles d'adsorption

**Modèle de Langmuir**

Ce modèle, outil courant dans l'approche des phénomènes d'adsorption grâce à sa facilité d'application, a été développé en 1970 et permet la détermination du maximum d'adsorption, l'identification d'un ou de plusieurs mécanismes d'adsorption éventuels, ainsi que la comparaison de l'affinité d'adsorptions de certains matériaux.

Il décrit la plupart des réactions d'adsorption et possède les hypothèses suivantes :

- L'adsorption n'est réalisée que sur une seule couche
- Il n'y a pas d'interactions entre les molécules adsorbées
- Les sites d'adsorption possèdent tous la même affinité pour les ions en solution

Ce modèle a pour équation l'équation 2.1 suivante :

$$q_e = \frac{K_L C_e}{1 + a_L C_e} \quad 2.1$$

avec  $q_e$  correspondant à la quantité adsorbée par unité de masse de l'adsorbant,  $C_e$  est la concentration de polluants à un moment donné,  $a_L$  et  $K_L$  correspondent à des paramètres du modèle de Langmuir.

**Modèle de Freundlich**

Souvent utilisée lorsque l'équation de Langmuir ne peut être appliquée, l'équation de Freundlich a été présentée en 1926. La représentation logarithmique de ce modèle ne permet pas d'exprimer le maximum d'adsorption ou saturation de la surface.

Ce modèle a pour équation l'équation 2.2 suivante :

$$q_e = k(C_e)^{\frac{1}{n}} \quad 2.2$$

où  $k$  et  $n$  sont deux constantes relatives à l'énergie sans signification physique précise et dont il faut évaluer les valeurs pour chaque température et chaque solution

### Modèle de Temkin

L'isotherme de Temkin a été utilisée pour décrire l'adsorption du phosphore par les sols. La dérivation de cette isotherme suppose que l'abaissement de la chaleur d'adsorption est linéaire plutôt que logarithmique, comme appliqué dans l'équation de Freundlich.

Ce modèle a pour équation l'équation 2.3 suivante :

$$q_e = \frac{1}{b_T} * R * T * \ln(A_T C_e) \quad 2.3$$

où

$b_T$  = Constante d'isotherme de Temkin

$A_T$  = Constante d'isotherme de Temkin

$R$  = Constante des gaz parfaits (8,314 KJ/mol)

$T$  = Température absolue (K)

$C_e$  = Concentration du P à l'équilibre (mg P/L)

### Modèle B. E. T. (Brunauer, Emmett, Teller)

L'hypothèse de B. E. T. repose sur la formation de couches multiples, la distribution homogène des sites sur la surface de l'adsorbant et l'existence d'une énergie d'adsorption retenant la première couche de molécules adsorbées puis d'une seconde qui retient les couches suivantes. Ce modèle permet de prendre en compte la solubilité du solide dans le solvant, sous forme de concentration  $C_s$  de saturation.

Ce modèle a pour équation l'équation 2.4 suivante :

$$\frac{q}{q_m} = \frac{K \left( \frac{C}{C_0} \right)}{\left( 1 - \frac{C}{C_0} \right) \left[ 1 + (K-1) \frac{C}{C_0} \right]} \quad 2.4$$

où

C	=	Concentration au temps t (mg/L)
C <sub>0</sub>	=	Concentration initiale (mg/L)
q	=	Capacité adsorbée au temps t (mg/g)
q <sub>m</sub>	=	Capacité de rétention mono-moléculaire (mg/g)
K	=	Constante

### 2.6.2 Précipitation

Le processus d'enlèvement du phosphore par précipitation due à la cristallisation est un procédé ayant démontré une grande efficacité, cependant la formation de ces cristaux est étroitement liée au pH du milieu. Il a aussi été démontré dans certains cas, qu'une concentration trop faible en phosphore entraînerait la disparition du phénomène de précipitation (Koiv *et al*, 2010)

#### a) Dans un milieu acide

Des solides de forme cristalline se forment grâce à la transformation de composés originellement sous forme amorphe issus de la précipitation des phosphates. Cette précipitation est principalement réalisée par l'aluminium et le fer donnant des composés  $AlPO_4$  et  $FePO_4$ , jusqu'à un certain pH. Par la suite, l'adsorption des phosphates sur les hydroxydes d'aluminium et de fer est favorisée.

L'exemple de l'aluminium permet de montrer la réaction de celui-ci avec les hydroxydes ( $OH^-$ ) et les ortho-phosphates ( $PO_4^{3-}$ ), formant ainsi de la gibbsite,  $Al(OH)_{3(s)}$  et de la variscite,  $AlPO_{4(s)}$ .

Dans une solution où la précipitation de variscite est favorisée, les concentrations en aluminium et en ortho-phosphates sont contrôlées par la solubilité de la variscite.

La figure suivante (Figure 2.7) représente le diagramme de solubilité de la variscite et de la gibbsite en considérant une solution saturée ou sursaturée :

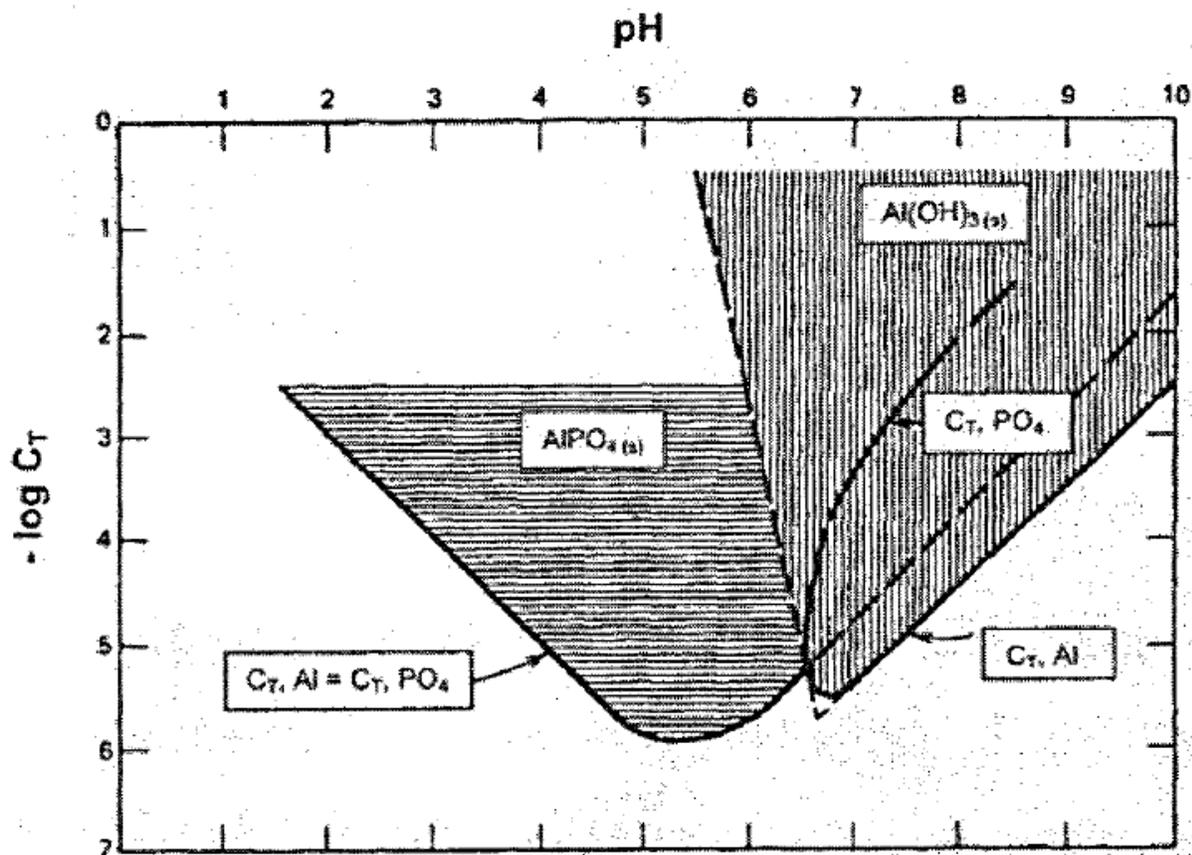


Figure 2.7 : Solubilité de la variscite et de la gibbsite en fonction du pH

(Snoeyink et Jenkins, 1980)

Pour un pH compris entre 4,7 et 6, la concentration en  $\text{o-PO}_4$  est minimale puisque ceux-ci précipitent pour former de la variscite. Lorsque le pH est supérieur à environ 6,5 la réaction favorisée est celle de la formation de gibbsite,  $\text{Al}(\text{OH})_3(s)$ , et entraîne l'augmentation de la concentration en ortho-phosphates en solution.

Les scories contiennent de l'aluminium et du fer dans différentes proportions suivant la provenance de celles-ci. Cependant, il a été prouvé que les métaux contenus dans les scories sont

fortement liés (Proctor *et al*, 2000), et de plus, la dissolution de la chaux contenue par celles-ci entraîne une augmentation du pH au-delà de 10.

b) Dans un milieu basique

La précipitation des phosphates en milieu basique est principalement aidée par la présence des ions calciums. La cristallisation permettant l'enlèvement du phosphore permet la transformation du phosphore en solution en hydroxyapatite (HAP), et/ou struvite (MAP) -Magnesium Ammonium Phosphate – en germes de cristaux sous conditions métastables.

Une sursaturation en calcium est nécessaire pour activer le processus de cristallisation du phosphore (Abbona et Franchini-Angela, 1995 ; Lundager *et al*, 1995).

Par ailleurs, dans une solution sursaturée, la cristallisation du phosphore comporte principalement une phase de nucléation et précipitation de la forme amorphe, puis d'une phase de transformation en forme cristalline et finalement de la croissance de ces cristaux (Stumm et Morgan, 1981).

La saturation d'une solution est définie par le rapport du produit ionique d'une solution au produit de solubilité dans des conditions standards. Segal démontre que l'état de saturation supérieur au produit de solubilité n'est pas nécessairement suffisant pour activer le phénomène de nucléation (Segal, 1989).

Les formes de complexe de Ca-P (voir Tableau 2.11) servent de germes de cristallisation et la formation de ces complexes dépend de facteurs tels que le degré de saturation, le pH et la concentration en phosphore. L'initiation de la précipitation de l'hydroxyapatite étant celle demandant le plus d'énergie d'activation, les facteurs précédemment cités influent sur l'intensité de la formation des HAP (Johansson et Gustafsson, 2000).

La cristallisation des HAP est alors réalisée suivant l'équation 2.5 suivante :



**2.5**

Dans un procédé d'enlèvement de phosphore, la précipitation du calcium par cristallisation est favorisée par un pH, un temps de contact et un ratio Ca/P élevés.

Le tableau suivant (Tableau 2.11) présente les propriétés thermodynamiques de différents composés Ca-P et de la calcite :

**Tableau 2.11 : Propriétés thermodynamiques de composés de Ca-P (Zoltek Jr, 1974)**

Composé	Formule	Kps	Ca/P
Fluoroapatite (FAP)	$\text{Ca}_{10}(\text{PO})_6\text{F}_2$	$10^{-118}$	1,67
Hydroxyapatite (HAP)	$\text{Ca}_{10}(\text{PO})_6\text{OH}_2$	$10^{-114}$	1,67
Phosphates tricalciques	$\text{Ca}_3(\text{PO})_2$	$10^{-27,0}$	1,5
Phosphates octacalciques	$\text{Ca}_8\text{H}(\text{PO})_3$	$10^{-46,9}$	1,33
Phosphates dicalciques (dihydrate)	$\text{CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	$10^{-6,56}$	1
Calcite	$\text{CaCO}_3$	$10^{-8,35}$	

Il existe d'autres complexes composés de calcium et de phosphore, néanmoins il a été prouvé que leur participation à l'enlèvement de phosphore dans les eaux usées n'est que très peu significative (Stumm et Morgan, 1981 ; House et Warwick, 1999)

Cependant, l'alcalinité de la solution a un impact négatif sur l'enlèvement de phosphore par cristallisation, ceci étant probablement dû à la cocrystallisation des carbonates de calcium sur les germes de cristallisation (Jang et Kang, 2002).

## CHAPITRE 3 : MATÉRIEL ET MÉTHODES

### 3.1 La Ferme Piscicole des Bobines

#### 3.1.1 Données utiles

La Ferme Piscicole des Bobines se situe à East Hereford en Estrie au Québec. Les coordonnées sont les suivantes :

**Ferme Piscicoles des Bobines inc.**

1, rue St-Henri

East-Hereford (Québec) JOB 1S0

Téléphone : 819 844-2418/1-800-819-2418

Télécopieur : 819 844-2244

Courriel : lesbobines@hotmail.com

Il s'agit d'une entreprise familiale dont les propriétaires sont M. Normand Roy, M. Clément Roy et Mme Doris Brodeur. La Ferme Piscicole des Bobines s'occupe exclusivement d'élevage de truites arc-en-ciel et est actuellement le plus gros site d'élevage de truites du Québec.

La Ferme Piscicole des Bobines possède 24 bassins intérieurs de 100 m<sup>3</sup> et 16 bassins intérieurs de 22 m<sup>3</sup>. L'eau utilisée provient à 15% d'eau fraîche pompée directement de puits forés et à 85% d'eau filtrée par micro-tamisage et recirculée. La quantité d'eau pompée représente entre 7 et 14 m<sup>3</sup>/min soit entre 10 000 m<sup>3</sup>/j et 20 400 m<sup>3</sup>/j. En prenant en considération la norme de rejet imposée par le Ministère du Développement Durable, Environnement et des Parcs du Québec de 4,2 kg P/T de poisson produite, cela représente une exigence de rejet comprise entre 0,15 et 0,20 mg P/L.

La quantité d'eau provenant des micro-tamis rotatifs envoyée dans le silo de stockage des boues (SSB) est d'environ 250 m<sup>3</sup>/j.

### 3.1.2 L'effluent traité

Le tamisat des micro-tamis ainsi que les boues sédimentées au fond des bassins d'élevage sont récupérés en permanence grâce à un système de tuyauterie et envoyés dans le silo de stockage des boues. Le surnageant de ce SSB est ensuite retourné directement au niveau des micro-tamis rotatifs. L'effluent des ces micro-tamis rotatifs est en partie recirculé et mélangé avec l'eau fraîche puisée et le restant est envoyé dans la rivière jouxtant la ferme piscicole. L'effluent traité lors de cette étude correspond au surnageant du silo de stockage des boues.

Le schéma suivant (Figure 3.1) présente la position des micro-tamis rotatifs et du SSB dans la pisciculture :

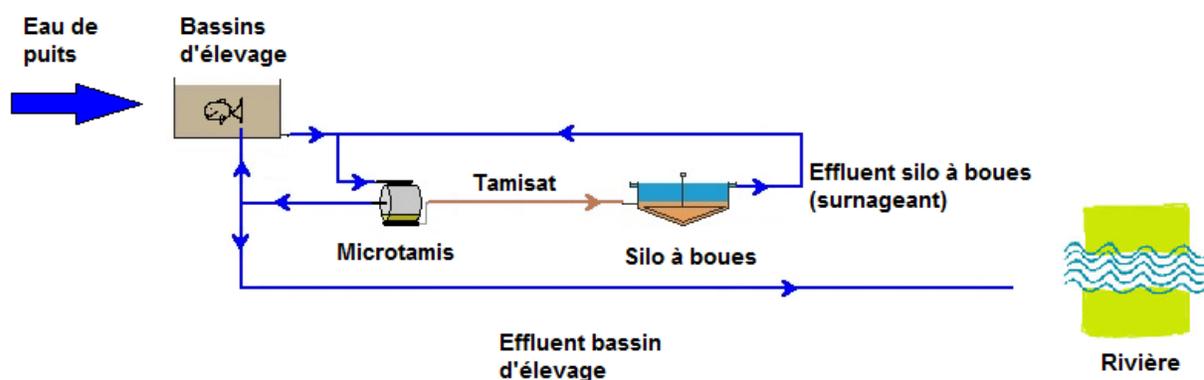


Figure 3.1: Description de l'effluent traité

Le volume du SSB est d'environ  $240 \text{ m}^3$ . Ses dimensions sont 11,7 m de longueur, 9,7 m de largeur et 2,1 m de profondeur. Par conséquent, le temps de rétention hydraulique théorique est d'environ 1 jour.

L'effluent à traiter, le surnageant du SSB, est prélevé directement au niveau de la surverse du SSB, tandis que l'effluent de l'unité pilote est retourné dans un des coins du SSB.

Le tableau suivant (Tableau 3.1) présente les caractéristiques moyennes du surnageant du SSB trouvées au cours de l'expérimentation :

**Tableau 3.1: Caractéristiques de l'effluent à traiter**

Paramètres	Symbole	Unités	Valeurs
Matières en suspension	MES	mg/L	140
Matières volatiles en suspension	MVES	mg/L	128
Demande chimique en oxygène	DCO	mg/L	322
Demande biochimique en oxygène à 5 jours	DBO <sub>5</sub>	mg/L	74
Azote total Kjeldhal	TKN	mg N/L	13,7
Nitrites et nitrates	NO <sub>x</sub>	mg N/L	0,1
Ammoniaque	NH <sub>4</sub>	mg N/L	2,0
Phosphore total	PT	mg P/L	5,2
Ortho-phosphates	o-PO <sub>4</sub>	mg P/L	2,1
pH	pH		6,6
Alcalinité	Alc	mg CaCO <sub>3</sub> /l	63

Etant donné le volume de stockage du SSB, celui-ci est vidangé deux fois par an. La période précédant la vidange SSB à la moitié du mois de mai, les concentrations de ces caractéristiques ont considérablement augmentés car le SSB avait atteint sa capacité maximale de stockage. Ceci a entraîné le pompage de boues dans l'unité pilote forçant l'arrêt du système durant la période du 4 mai au 14 mai 2011.

### 3.2 Composantes du pilote

L'unité pilote de traitement du surnageant du silo à boue de la ferme piscicole des Bobines à East Hereford a été démarrée avec de l'eau potable le 6 novembre 2010. Par la suite, le surnageant du SSB a été pompé à partir du 22 novembre 2010. Les premiers échantillons et analyses ont été effectués le 14 décembre 2010, puis à partir du 5 janvier 2011, ceux-ci ont été effectués à chaque semaine hormis quelques exceptions.

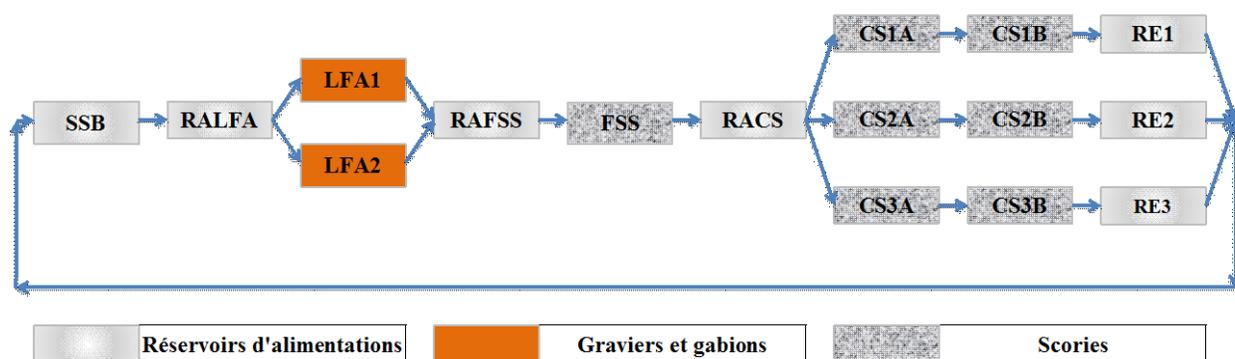
L'unité pilote est composée de trois parties filtrantes distinctes qui seront traitées dans la partie « Conception des différents filtres » :

Une première partie comprenant deux lits filtrants aérés composés en majeure partie de gravier de diamètre 10 à 15 mm fonctionnant en parallèle et permettant l'enlèvement des matières organiques.

Une deuxième partie comprenant le filtre sacrificiel de scories permettant un enlèvement partiel du phosphore, ainsi qu'une augmentation du pH tout en évitant le colmatage du filtre grâce à des scories plus grosses (20 – 40 mm).

Une troisième partie composée de trois lignes en parallèles constituées chacune de deux colonnes de scories (5 – 10 mm) en séries ayant des temps de rétention hydraulique différents permettant l'enlèvement du phosphore.

Le schéma suivant (Figure 3.2) montre les unités du pilote :



**Figure 3.2: Schéma des unités du pilote**

Des réservoirs d'alimentation et récupération sont situés entre chaque élément afin de permettre l'alimentation des différents filtres, le mélange des effluents des LFA, la répartition du débit dans les trois lignes de CS ainsi que la prise facilitée d'échantillons. Chaque réservoir est muni d'une surverse en cas de colmatage d'un tuyau ou d'un élément filtrant. Ces surverses sont collectées dans un tuyau de récupération puis envoyées dans le SSB.

Le surnageant du SSB est pompé en continu grâce à une pompe péristaltique dans le réservoir d'alimentation des LFA. Le débit de la pompe est ajusté afin d'obtenir une surverse continue du surnageant qui retourne dans le SSB. Le RALFA est un réservoir cylindrique de 30 litres en PVC

transparent se terminant en cône à son extrémité basse permettant une vidange rapide et efficace. Un moteur muni d'une hélice est utilisé en permanence pour éviter la sédimentation et obtenir un affluent complètement mélangé. Le RALFA est vidangé par alternance dans le LFA 1 ou 2 toutes les deux heures grâce à une électrovanne commandée par un système de contrôle. Des photographies sont disponibles en Annexes E.

Le réservoir d'alimentation du filtre sacrificiel de scories est un réservoir de 40 litres permettant la combinaison des deux effluents des LFA servant à l'alimentation du FSS.

Le réservoir d'alimentation des colonnes de scories est un réservoir de 35 litres permettant la récupération de l'effluent du FSS et la distribution de celui-ci dans les colonnes de scories au moyen de 3 pompes péristaltiques fonctionnant à des débits différents.

Des débitmètres à augets sont utilisés à la sortie des colonnes de scories B afin de mesurer le débit dans chaque ligne de colonnes. Ces débitmètres sont reliés au système de contrôle et d'acquisition qui relève chaque heure le cumul du volume d'eau passé dans les colonnes.

Des réservoirs à effluent sont positionnés pour chaque ligne de CS à la sortie de ces débitmètres. La surverse de ces RE retourne dans le SSB.

Les tuyaux d'alimentation et de l'effluent de l'unité pilote sont munis de fils chauffants et isolés grâce à de la mousse isolante pour la partie exposée à l'extérieur afin d'éviter le gel de ces conduites lors de la période hivernale. Par ailleurs, le pompage et la surverse continue dans ces tuyaux participent à éviter le gel.

Une crépine possédant des trous d'environ 0,5 cm de diamètre est utilisée au niveau du tuyau d'alimentation de l'unité pilote afin de prévenir un éventuel pompage de particules grossières dans le surnageant.

La liste du matériel utilisé est donnée dans le tableau en Annexes A

Un système de contrôle et d'acquisition des mesures en temps réel est utilisé. Il permet la mise en route et l'arrêt de la pompe péristaltique alimentant le RALFA, du mélangeur du RALFA ainsi que l'ouverture ou la fermeture de l'électrovanne. Le système de contrôle accouplé à l'électrovanne permet l'alimentation des LFA 1 et 2 toutes les 4 heures chacun.

Le FSS, le RACS et les CS possèdent un système d'aération en recirculation fermé connecté d'une part aux évènements de chaque élément et d'autre part à un réservoir.

Les photographies du système d'évènement en recirculation fermé sont présentées en Annexes E.

Ce système a pour but de prévenir l'entrée d'air et de dioxyde de carbone extérieur dans les éléments filtrants amenant à la formation de carbonate de calcium  $\text{CaCO}_3$ . Ce réservoir d'air possède un système d'évacuation avec un col de cygne en cas de surverse d'un des éléments filtrants en son sein. Le col de cygne permet d'avoir en permanence une petite quantité d'eau au fond. Il est relié à son sommet à un système comprenant un col de cygne rempli d'huile minérale.

L'unité pilote de traitement se situe à l'intérieur d'une remorque de camion de 12 m isolée à l'aide de mousse isolante afin de la protéger des intempéries et plus particulièrement durant la période hivernale. Un système de chauffage opère durant l'hiver pour éviter le gel de l'installation.

L'ensemble de la tuyauterie utilisée est du tuyau flexible transparent de ½ po de diamètre hormis les tuyaux d'alimentation et de surverse des LFA qui sont en 1 po de diamètre et le tuyau de collecte des surverses et de l'effluent de l'unité pilote qui est en 2 po de diamètre.

Chaque élément de l'unité pilote est précédé et succédé par des vannes manuelles permettant d'isoler cet élément en cas de problème.

### 3.3 Schéma de l'unité pilote

Le schéma suivant (Figure 3.3) présente le sens d'écoulement, l'instrumentation et le contrôle dans l'unité pilote :

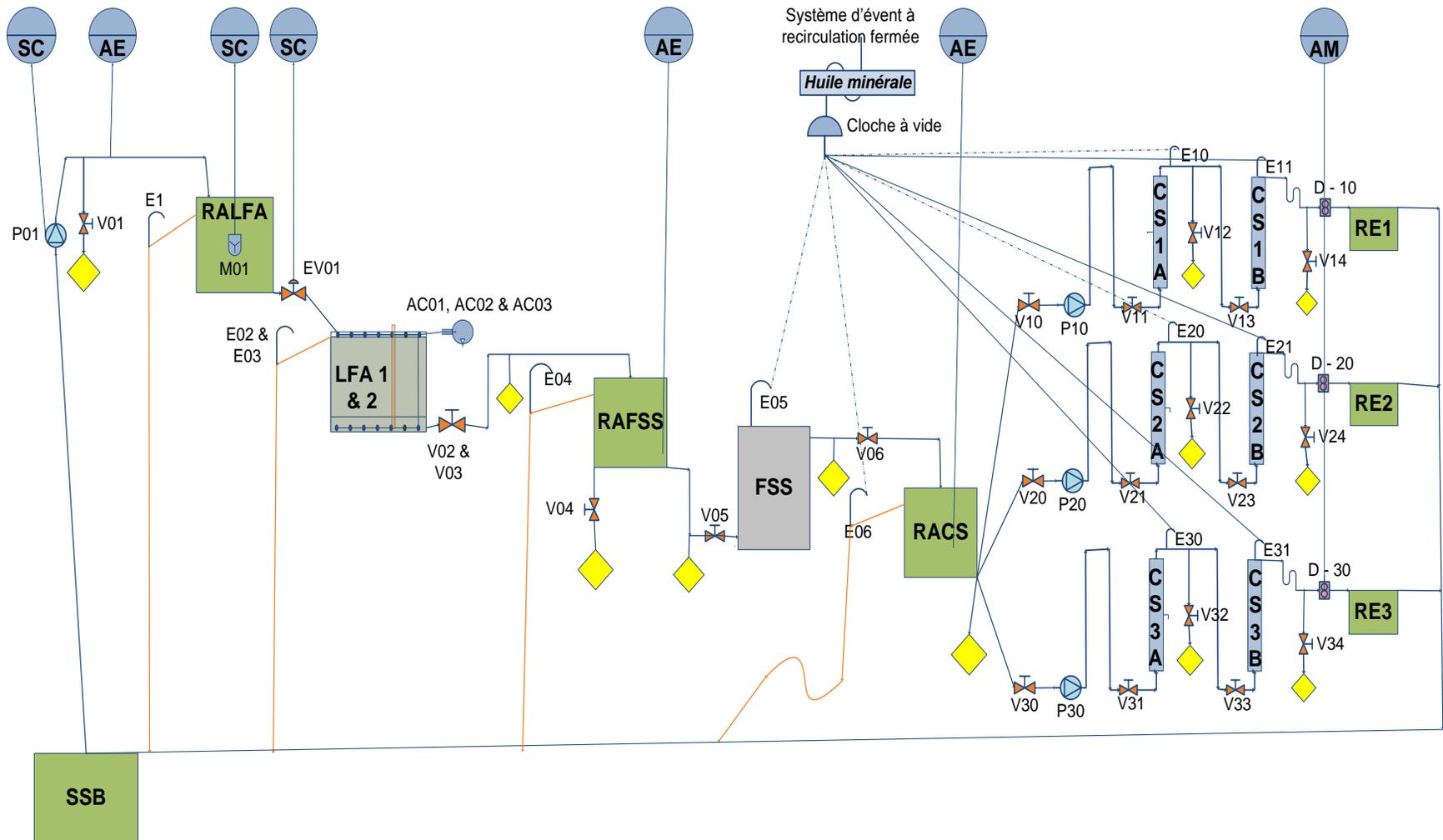
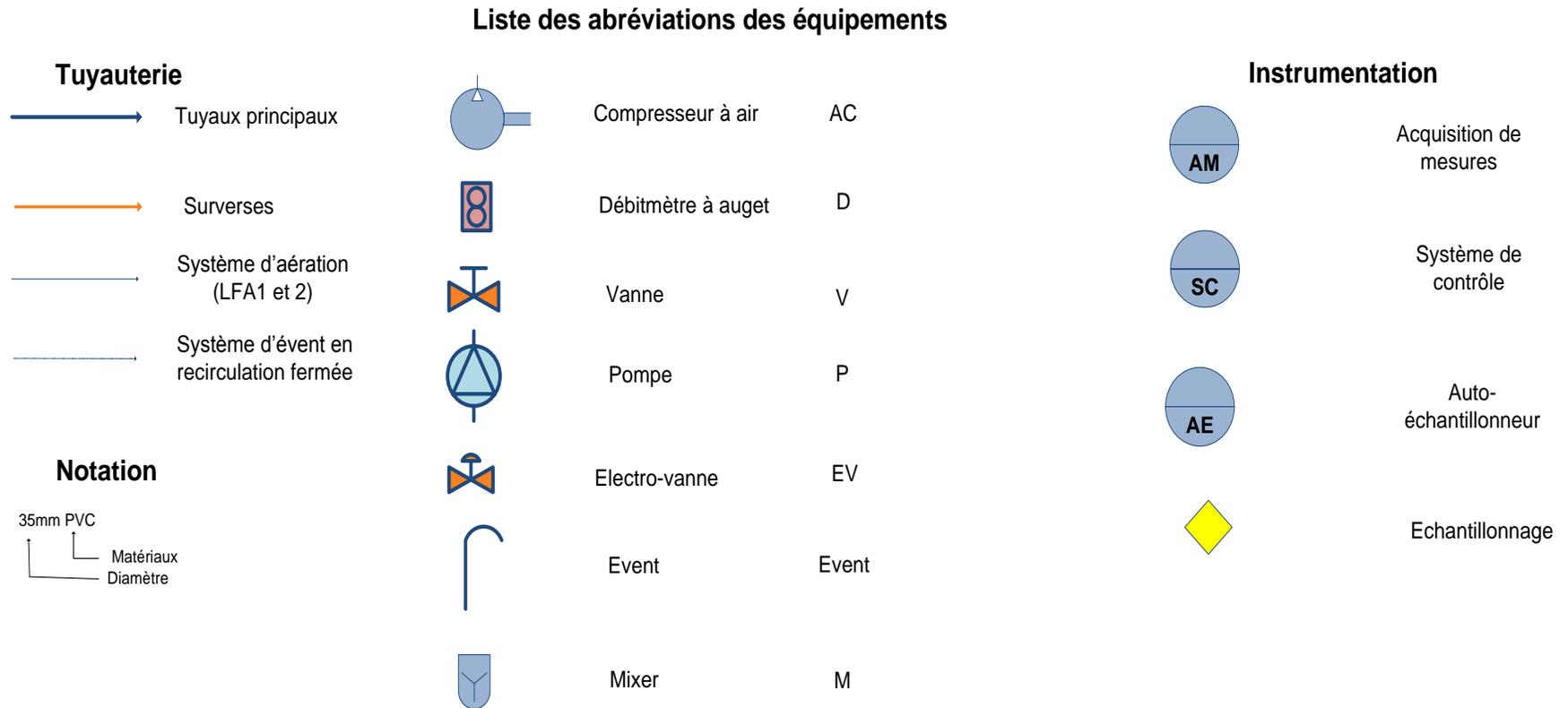


Figure 3.3: Schéma d'écoulement, d'instrumentation et de contrôle du pilote

La figure suivante (Figure 3.4) présente la légende de la figure précédente (Figure 3.3):

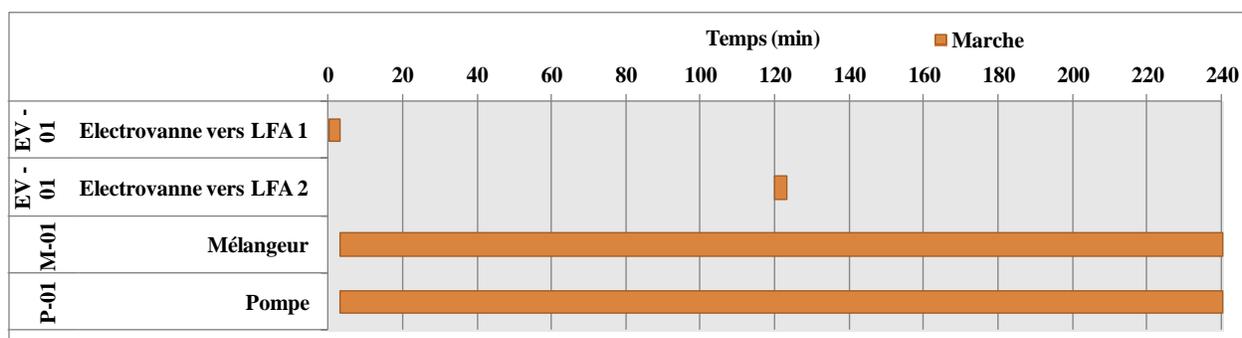


**Figure 3.4: Légende du schéma d'écoulement, d'instrumentation et de contrôle du pilote**

L'écoulement est gravitaire entre le RALFA et le RACS, puis entre les CS partie A jusqu'au retour des effluents dans le SSB. Des pompes péristaltiques permettent l'alimentation des colonnes de scories.

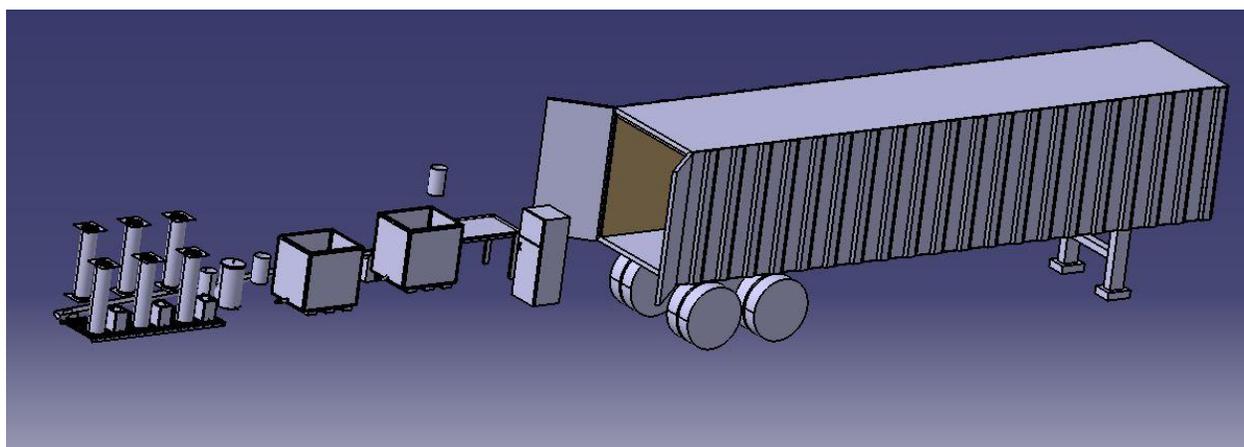
Des auto-échantillonneurs sont utilisés pour prélever des échantillons journaliers au niveau du SSB, de l'effluent combiné des LFA et de l'effluent du FSS. Ceux-ci s'ajoutent aux échantillons prélevés hebdomadairement aux mêmes points. Par ailleurs, l'auto-échantillonneur prélevant dans le SSB est réfrigéré pour éviter la dégradation de la matière organique de l'échantillon.

Le tableau suivant (Figure 3.5) présente le diagramme de fonctionnement du système de contrôle pendant une période de 4 heures :



**Figure 3.5: Diagramme de fonctionnement du système de contrôle pour une période de 4 heures**

Le schéma suivant (Figure 3.6) présente une perspective en 3 dimensions de l'unité pilote :



**Figure 3.6: Représentation en 3D de l'unité pilote**

### 3.4 Conception des différents filtres

Le schéma suivant (Figure 3.7) présente les principales caractéristiques des éléments filtrants de l'unité pilote :

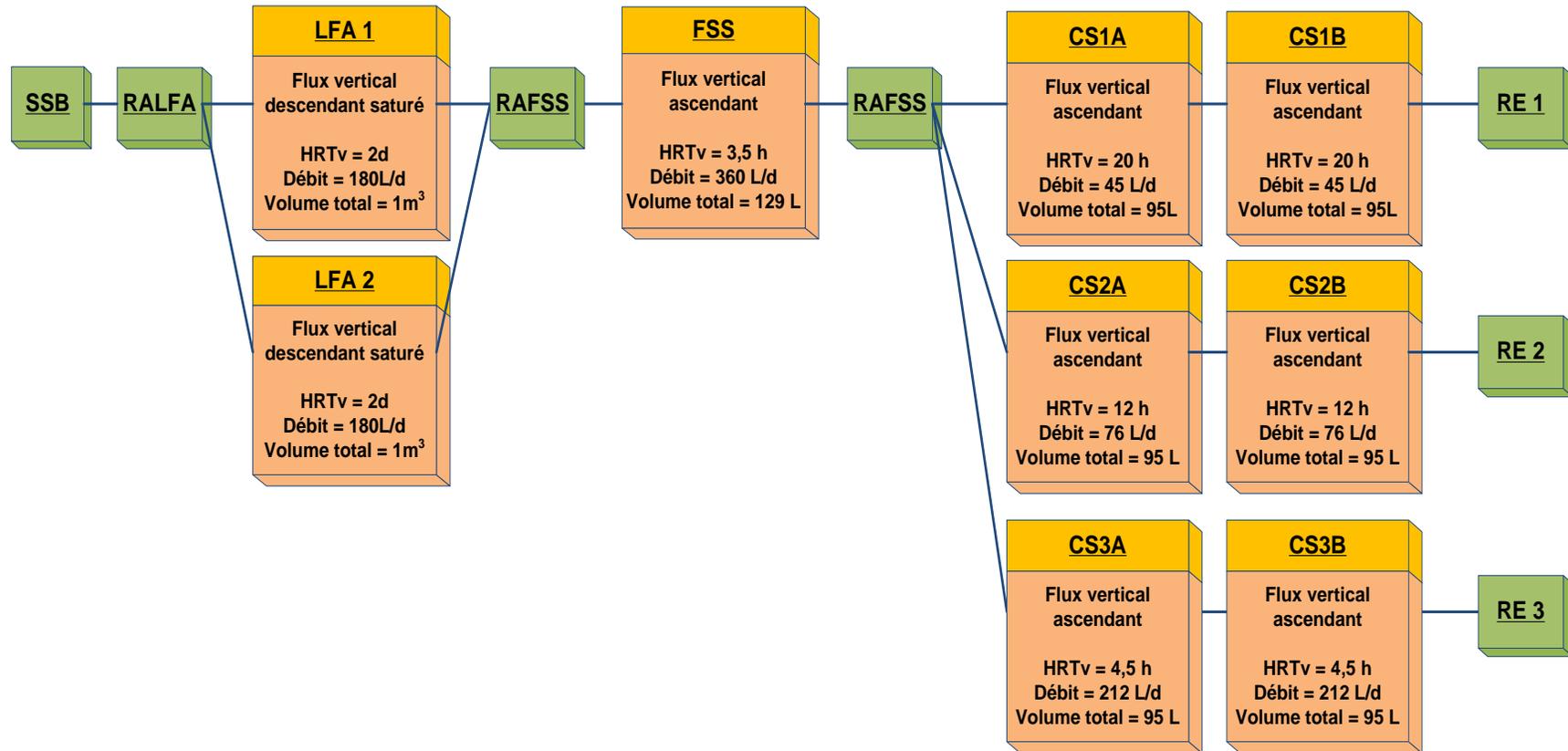


Figure 3.7: Caractéristiques des composantes du système pilote de traitement

### 3.4.1 Lits filtrants aérés

Les deux lits filtrants aérés sont constitués chacun d'une cuve de 1 m<sup>3</sup> remplis d'une triple couche de média de 40% de porosité. Les couches inférieures et supérieures des LFA sont composées de 5 cm d'épaisseur de gabions de diamètre 20 à 40 mm tandis que la couche intermédiaire est faite d'une épaisseur de 80 cm de graviers de 10 à 15 mm de diamètre. Il s'agit de filtres saturés dont le flux est vertical descendant. Le principal objectif des LFA est l'enlèvement des matières organiques.

L'alimentation de chaque lit filtrant est réalisée par batch toutes les 4 heures, et l'affluent est réparti en quatre points grâce à un système de tuyau en PVC de 1 po. Chaque LFA est alimenté par 30L de surnageant du SSB toutes les 4 heures ce qui donne un débit de 180 L/d et un temps de rétention hydraulique de 2 jours.

Un système de récupération de l'effluent, formé par une trame de tuyauterie percée en PVC pour résister au poids, se situe au fond des LFA afin d'éviter les zones mortes. Ces systèmes de récupérations ont été mis de niveau lors de la construction.

De plus, un système d'aération constitué de la même trame de tuyauterie se situe juste au dessus en décalé du système de récupération. Dans cette trame se trouve des tuyaux d'arrosage poreux faisant office de bulleurs et reliés aux compresseurs à air.

Les niveaux d'eau dans les LFA sont réglés quelques centimètres au dessus des gabions au moyen des tuyaux d'effluents.

Afin de déterminer la performance des LFAs, le modèle (P-k-c) de (Kadlec et Wallace, 2008) a été utilisé. Pour un filtre aéré, le coefficient volumétrique  $k_v$  a une valeur de 9d<sup>-1</sup> à 20° C (Wallace *et al.*, 2006). La concentration résiduelle  $C^*$  est de 5 et 1,5 mg/L pour la DBO et le NTK respectivement (Kadlec et Wallace, 2008). Les performances d'enlèvement de la DBO et du NTK ont été calculés à partir de l'équation suivante (Equation 3.1):

$$\left( \frac{C - C^*}{C_i - C^*} \right) = \left( \frac{1}{(1 + k/Pq)^P} \right) = \left( \frac{1}{(1 + K_v t / P)^P} \right) \quad 3.1$$

où

C	=	Concentration à l'effluent, mg/L
C <sub>i</sub>	=	Concentration à l'affluent, mg/L
C*	=	Concentration résiduelle, mg/L
k	=	Coefficient surfacique de premier ordre, m/d
k <sub>v</sub>	=	Coefficient volumétrique modifié, d <sup>-1</sup>
q	=	Charge hydraulique, m/d
t	=	Temps de rétention hydraulique
P	=	Nombre de réservoirs en séries

Pour le design, plusieurs scénarios ont été pris en compte à 4 et à 12 °C. qui correspondent à la température du surnageant en hiver et en été respectivement. La constante d'Arrhenius est de 1,02 (Wallace *et al*, 2006) L'équation suivante (Equation 3.2) a été utilisé pour la correction des coefficients suivant les températures.

$$k_T = k_{20} \theta^{(T-20)} \quad 3.2$$

où

k <sub>T</sub>	=	La valeur de la constante à la température T
k <sub>20</sub>	=	La valeur de la constante à 20°C

Les LFA ont une performance estimée de 89 et 79 % d'enlèvement pour la DBO et le NTK. La quantité d'oxygène nécessaire a été déterminée par l'équation suivante (Kadlec et Wallace, 2008) (Equation 3.3) :

$$IOTR = \left( \frac{Q_{in}}{A} \right) \left( (C_{DBOin} - C_{DBOout}) + 4,3(C_{NTKin} - C_{NTKout}) \right) \quad 3.3$$

où

IOTR	=	Taux de transfert d'oxygène, g O <sub>2</sub> /m <sup>2</sup> /d
Q <sub>in</sub>	=	Débit de l'affluent, m <sup>3</sup> /d
A	=	Surface du LFA, m <sup>2</sup>
C <sub>DBOin</sub>	=	Concentration de DBO à l'affluent, mg/L
C <sub>DBOout</sub>	=	Concentration de DBO à l'effluent, mg/L
C <sub>TKin</sub>	=	Concentration de NTK à l'affluent, mg/L
C <sub>NTKout</sub>	=	Concentration de NTK à l'effluent, mg/L

Le tableau (Tableau 3.2) ci dessous résume les paramètres principaux de la conception du LFA :

**Tableau 3.2: Paramètres des Lits Filtrants Aérés**

Paramètres	Symbole	Unités	Valeurs
Largeur	w	m	1
Longueur	l	m	1
Hauteur	h	m	0,9
Porosité gravier	P	%	40
Densité gravier	ρ	kg/L	2,6
Diamètre gravier	Dg	mm	10 à 15
Débit	Q <sub>LFA</sub>	L/d	180
Volume	V <sub>LFA</sub>	m <sup>3</sup>	0,90
Volume effectif	Ve	m <sup>3</sup>	0,36
Charge hydraulique	q	m/an	66
Temps de rétention hydraulique	TRH	d	2,0
Concentration de DBO <sub>5</sub> à l'affluent	C <sub>DBOin</sub>	mg/L	74
Concentration de DBO <sub>5</sub> à l'effluent	C <sub>DBOout</sub>	mg/L	2
Charge DBO <sub>5</sub>	L <sub>DBO5</sub>	kg/m <sup>3</sup> /d	0,015
Concentration de NH <sub>4</sub> à l'affluent	C <sub>NTKin</sub>	mg N/L	2,0
Concentration de NH <sub>4</sub> à l'effluent	C <sub>NTKout</sub>	mg N/L	0,1
Taux de transfert en oxygène	IOTR	g O <sub>2</sub> /m <sup>2</sup> /d	14,5

Les schémas techniques et photographies des LFA sont présentés en Annexes B.

### 3.4.2 Filtre sacrificiel de scories

Le filtre sacrificiel de scories est constitué d'un baril de 25 gallons remplis de scories d'aciéries de diamètre 20 à 40 mm. Les caractéristiques des scories seront analysées dans la partie 3.5.

Le flux à l'intérieur du FSS est vertical ascendant. Ceci permet de réduire la sédimentation des particules entraînant le colmatage du filtre.

Le choix d'utilisation d'un filtre sacrificiel contenant des scories d'aciéries grossières a été décidé afin de réaliser un premier enlèvement de phosphore tout en évitant le colmatage des colonnes de scories par la suite. De plus, l'utilisation d'un baril avec des scories plus grosses permet un changement des scories plus aisé.

Le FSS possède un système intérieur de répartition de l'affluent ainsi que de collecte de l'effluent grâce à des tuyaux placés circulairement placés au fond et au sommet des scories.

Le FSS est connecté au système d'aération fermé en recirculation afin de permettre l'écoulement tout en évitant le contact avec l'atmosphère extérieure. De plus, le joint du couvercle du FSS a été enduit de graisse d'étanchéité pour assurer une étanchéité totale.

Le tableau suivant (Tableau 3.3) présente les principales caractéristiques du FSS :

**Tableau 3.3: Paramètres du Filtre Sacrificiel de Scories**

Paramètres	Symbole	Unités	Valeurs
Diamètre	d	m	0,45
Hauteur	h	m	0,79
Porosité scories	P	%	40
Densité scories	$\rho$	kg/L	3,6
Diamètre scories	Ds	mm	20 à 40
Débit	$Q_{FSS}$	L/d	360
Volume	$V_{FSS}$	L	129
Volume effectif	Ve	L	52
Temps de rétention hydraulique	TRH	h	3,4

Le débit dans le FSS est de 360 L/d correspondant aux débits des deux LFA, ce qui donne un temps de rétention de 3,4 heures.

Suite à la constatation de la diminution d'efficacité du FSS au mois d'avril et mai, les scories de celui-ci ont été remplacées par des scories neuves le 25 mai 2011.

Les schémas techniques et les photographies du FSS sont présentés en Annexes C.

### **3.4.3 Colonnes de scories**

Les six colonnes de scories sont réparties en trois lignes parallèles de 2 CS en séries. Chaque CS est un tube en PVC de 30 cm de diamètre et de 134 cm de hauteur pour un volume total de 95 L. Tout comme dans le FSS, le flux à l'intérieur des CS est vertical ascendant.

Le but des colonnes de scories est l'enlèvement du phosphore total et des ortho-phosphates afin de respecter à l'effluent les normes de rejet imposées par le MDDEP.

Chaque ligne de 2 CS possède un débit différent, ainsi les lignes 1, 2 et 3 ont des temps de rétention hydrauliques respectifs de 9, 24 et 41 h. Le débit total alimentant les trois chaînes de scories est de 310 L/d. Ces débits différents sont assurés grâce à trois pompes péristaltiques.

Ces temps de rétention hydrauliques différents ont pour but de trouver la conception optimale en vue d'une conception pour une utilisation du système par le pisciculteur.

Toutes les colonnes sont reliées au système d'aération en recirculation fermée afin de permettre l'écoulement tout en évitant le contact avec l'atmosphère extérieur.

Chaque CS possède un système comprenant un grillage au niveau de l'alimentation en bas de la colonne ainsi qu'une couche de 3 à 5 cm de graviers similaire au LFA pour empêcher aux scories les plus petites de pénétrer dans les tuyaux d'alimentation et d'entraîner un colmatage futur. Les colonnes sont fermées hermétiquement par des plaques munies de joints et serrées par des écrous et boulons en minimum 6 points de serrage. L'étanchéité des colonnes a été vérifiée avant et après montage et corrigée si besoin est au moyen de colle epoxy.

Par ailleurs, des vannes ont été installées par la suite au milieu des premières CS des trois lignes pour permettre un échantillonnage supplémentaire.

Le tableau suivant (Tableau 3.4) présente les principales caractéristiques des CS :

**Tableau 3.4: Paramètres des colonnes de scories**

Paramètres	Symbole	Unités	Valeurs
Diamètre	d	m	0,3
Hauteur	h	m	1,34
Porosité scories	P	%	40
Densité scories	$\rho$	kg/L	3,6
Diamètre scories	Ds	mm	5 à 10
Volume	$V_{CS}$	L	95
Volume effectif	$V_e$	L	38
Temps de rétention hydraulique Ligne 1	TRH1	h	41
Temps de rétention hydraulique Ligne 2	TRH2	h	24
Temps de rétention hydraulique Ligne 3	TRH3	h	9
Débit Ligne 1	$Q_{CS1}$	mL/ min	31
Débit Ligne 2	$Q_{CS2}$	mL/ min	53
Débit Ligne 3	$Q_{CS3}$	mL/ min	147

Etant donné que le pH à la sortie des CS est supérieur à 10, l'effluent des CS est retourné dans le SSB en vue d'une dilution et d'une diminution du pH.

Les schémas techniques et les photographies des CS sont présentés en Annexes D.

### 3.5 Scories utilisées

#### 3.5.1 Provenance des scories

Les scories utilisées proviennent de l'entreprise Minéraux Harsco. Les coordonnées sont les suivantes :

#### **Minéraux Harsco**

1690, Marie Victorin, édifice A, suite 100

Sorel-Tracy (Québec) J3R 1M7

Téléphone : 450-780-0707

Fax : 450-780-0780

Il s'agit de scories four poche de diamètres 5 à 10 mm et 20 à 75 mm. Pour le FSS, les scories les plus grosses ont été écartés manuellement afin d'obtenir un diamètre d'environ 20 à 40 mm. Toutes les scories ont été nettoyées sur le site de la ferme piscicole des bobines au moyen d'un jet d'eau et d'un tamis pour permettre l'enlèvement des particules les plus fines issues de la friction entre les scories.

Les figures suivantes (Figure 3.8a et 3.8b) présente des photographies des scories utilisées :



**Figure 3.8: Scories 5-10 mm**



**Figure 3.9: Scories 20-40 mm**

### 3.5.2 Caractérisation des scories

Les scories utilisées ont été analysées au laboratoire de l'entreprise fournissant les scories ainsi qu'au laboratoire indépendant de l'entreprise AcmeLabs (Vancouver, C.-B.) pour fins de vérification. La méthode d'analyse utilisée est par spectrométrie par torche à plasma.

La composition chimique des scories est présentée dans le tableau suivant (Tableau 3.5) :

**Tableau 3.5: Composition chimique des scories d'aciéries**

Scories	Composition exprimée en %											PAF	Total (%)
	SiO <sub>2</sub>	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	CaO	MgO	Na <sub>2</sub> O	K <sub>2</sub> O	MnO	TiO <sub>2</sub>	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	Cr <sub>2</sub> O <sub>3</sub>		
5-10 mm	13,99	5,15	38,47	27,93	11,58	0,08	0,02	2,63	0,80	0,24	0,75	-2,17	99,49
20-40 mm	16,78	5,94	31,23	33,28	9,69	0,09	0,01	1,49	0,95	0,31	0,45	-0,70	99,52

Note : PAF : Perte au feu à 1000°C

La composition chimique des scories d'aciéries correspond en effet à des scories four poche (Shi, 2004) bien que la teneur en Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> soit élevée et que la concentration en CaO soit proche de la limite basse.

La densité des scories est de 3600 kg/m<sup>3</sup>, cette valeur étant donnée par le fournisseur.

### 3.6 Méthodes d'échantillonnage

Les auto-échantillonneurs prélèvent des échantillons journaliers du surnageant du SSB, de l'effluent des LFA et de l'effluent du FSS.

Le restant des échantillons sont prélevés manuellement à chaque semaine. Etant donné l'écoulement gravitaire des éléments filtrants, un certain temps est nécessaire pour la prise d'échantillons pouvant amener à des erreurs concernant certaines analyses telles que la quantité d'oxygène dissous.

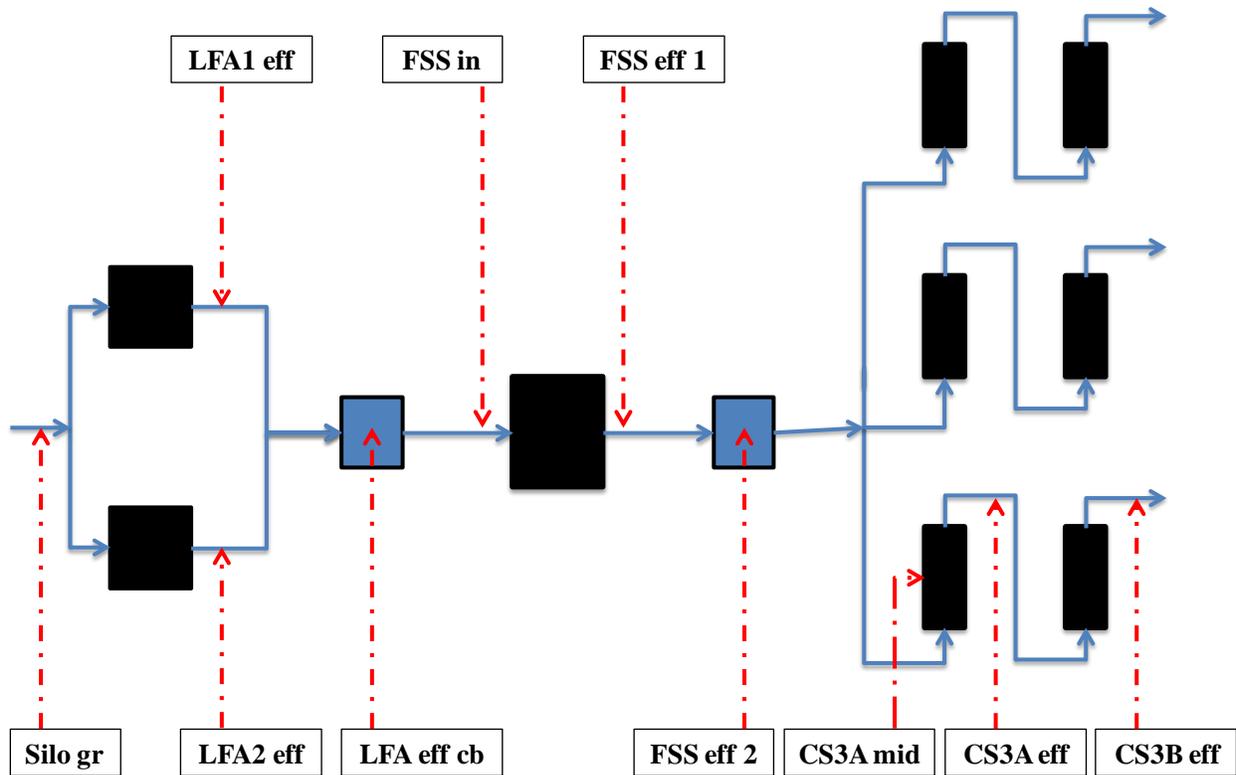
Des bouteilles en plastiques nettoyées et séchées ont été utilisées pour prélever les échantillons. Dès que les échantillons ont été prélevés, ils ont été mis au réfrigérateur présent sur site, puis les échantillons ont été retournés au laboratoire au moyen de glacières contenant des packs de glace.

Le tableau suivant (Tableau 3.6) présente un récapitulatif des échantillons prélevés chaque semaine hormis l'effluent de la pisciculture :

**Tableau 3.6: Récapitulatif des échantillons prélevés**

Abréviation	Signification de l'échantillon
Silo gr	Surnageant du SSB
Silo as	Surnageant du SSB provenant de l'auto-échantillonneur
LFA1 eff	Effluent du LFA 1
LFA2 eff	Effluent du LFA 2
LFA eff cb	Effluents combinés des LFA 1 et 2
LFA eff cb as	Effluents combinés des LFA 1 et 2 provenant de l'auto-échantillonneur
FSS in	Affluent immédiat du FSS
FSS eff 1	Effluent immédiat du FSS
FSS eff 2	Effluent du FSS pris dans le RACS et provenant de l'auto-échantillonneur
CS1A mid	Milieu de la colonne A de la ligne 1
CS1A eff	Effluent de la colonne A de la ligne 1
CS1B eff	Effluent de la colonne B de la ligne 1
CS2A mid	Milieu de la colonne A de la ligne 2
CS2A eff	Effluent de la colonne A de la ligne 2
CS2B eff	Effluent de la colonne B de la ligne 2
CS3A mid	Milieu de la colonne A de la ligne 3
CS3A eff	Effluent de la colonne A de la ligne 3
CS3B eff	Effluent de la colonne B de la ligne 3
Eff Pesci	Effluent de la pisciculture

Le schéma suivant (Figure 3.8) représente les différents points d'échantillonnages du tableau ci-dessus sur un schéma simplifié de l'unité pilote :



**Figure 3.10: Schéma des différents points d'échantillonnages**

La différence entre LFA\_eff\_cb et FSS\_in provient de l'endroit de la prise d'échantillon. En effet, le premier a été prélevé dans le RAFSS tandis que le second a été prélevé directement à l'entrée du FSS. De même, la différence entre FSS\_eff\_1 et 2 résulte de la prise d'échantillon directement en sortie du FSS dans le premier cas et dans le second cas du prélèvement dans le RACS.

Le système de contrôle et d'acquisition des mesures a été vérifié chaque semaine et le fichier contenant les valeurs des débits a été téléchargé chaque semaine aussi.

Par ailleurs, des mesures ont été effectuées régulièrement pour vérifier la calibration des débitmètres à auget à l'aide de cylindres gradués.

### 3.7 Analyses réalisées et méthodes analytiques

Toutes les analyses réalisées l'ont été suivant Standard Methods (2005). Les analyses du pH, de la température et de l'oxygène dissous ont été réalisées sur site directement après échantillonnage. Chaque analyse a été réalisée en triplicata puis les moyennes ont été retenues pour les résultats.

Le tableau ci-dessous (Tableau 3.7) présente le nombre d'analyses effectuées par mois en fonction de l'échantillon prélevé :

**Tableau 3.7: Nombre d'analyses effectuées par mois en fonction de l'échantillon**

	DCO total	DCO filtré	DBO <sub>5</sub> total	DBO <sub>5</sub> filtré	MES	MVES	NTK	NH <sub>4</sub>	NOx	PT	o-PO4	pH	Alk	T°	CIT	Ca	Ca filtré
Silo gb	4	2			4			2		4	2	4					
LFA1 eff	1																
LFA2 eff																	
LFA eff cb	4	2			4			2		4	2	4					
FSS eff																	
CS1A eff	4	2			4			2		4	2	4					
CS1B eff																	
CS2A eff																	
CS2B eff																	
CS3A eff																	
CS3B eff																	

Cependant, les analyses du carbone inorganique total, du calcium et du calcium filtré n'ont été commencées qu'à partir du changement du FSS le 25 mai 2011.

Les filtrations effectuées l'ont été au moyen de filtres à 1,2 µm en fibre de verre.

Les délais de conservations proposés dans Standard Methods (2005) ont été respectés, ou dans le cas contraire, les échantillons n'ont pas été analysés.

Les analyses des MES et MVES ont été réalisées en prenant 500 mL d'échantillons pour les échantillons situés après les LFA étant donné les faibles concentrations. Les volumes utilisés pour les analyses sont disponibles en Annexes F. Malgré ces quantités d'échantillons non négligeables, les analyses ont donné des résultats à la limite de détection des appareils de mesures.

Les analyses de  $DBO_5$  et  $DBO_5$  filtrée ont été réalisées en prenant 300 mL d'échantillons pour les échantillons situés après les LFA étant donné les faibles concentrations. Les échantillons prélevés à l'effluent du FSS et des CS ont été acidifiés pour ramener le pH autour 7.

Des relevés de la hauteur de boue présente dans le silo ont été effectués afin de suivre l'évolution de l'accumulation dans le SSB. Des prélèvements de l'effluent de la pisciculture ont été réalisés 2 fois durant la durée de l'expérimentation.

## CHAPITRE 4 : RÉSULTATS ET DISCUSSIONS

Les résultats présentés par la suite sont ordonnés tels que dans le tableau 3.6.

Les résultats ont été vérifiés au moyen de critères de vérification disponibles en Annexes H.

Chaque graphique statistique comporte des séparateurs en pointillés afin de distinguer les résultats des différents éléments filtrants. Dans l'ordre de gauche à droite apparaissent les concentrations des silos, puis celles des effluents des LFA, ensuite celles du FSS puis les lignes 1, 2 et 3 des CS.

Concernant les graphiques des charges cumulées, celles-ci ont été calculées à partir des concentrations obtenues après analyses et corrections. En cas d'absence de valeur, les charges hebdomadaires ont été calculées à partir des valeurs moyennes des concentrations durant la période de l'expérimentation.

Les charges ainsi que les variations présentées ont été calculées entre les différents éléments filtrants à partir des points d'échantillonnages suivants : Silo\_gr, LFA\_eff\_cb, FSS\_eff2, CS#A\_eff et CS#B\_eff.

Pour la majorité des paramètres analysés un pic de concentration apparaît pour le jour 163. Ceci est la conséquence de l'atteinte de la capacité de stockage du silo à boues. Celui-ci a été vidangé le 11 mai 2011, soit le jour 170 de l'expérimentation.

## 4.1 Enlèvement des matières organiques

### 4.1.1 Demande chimique en oxygène (DCO)

Le graphique suivant (Figure 4.1) présente la concentration en DCO du Silo, de l'effluent des LFA et celui du FSS durant la durée de l'expérimentation :

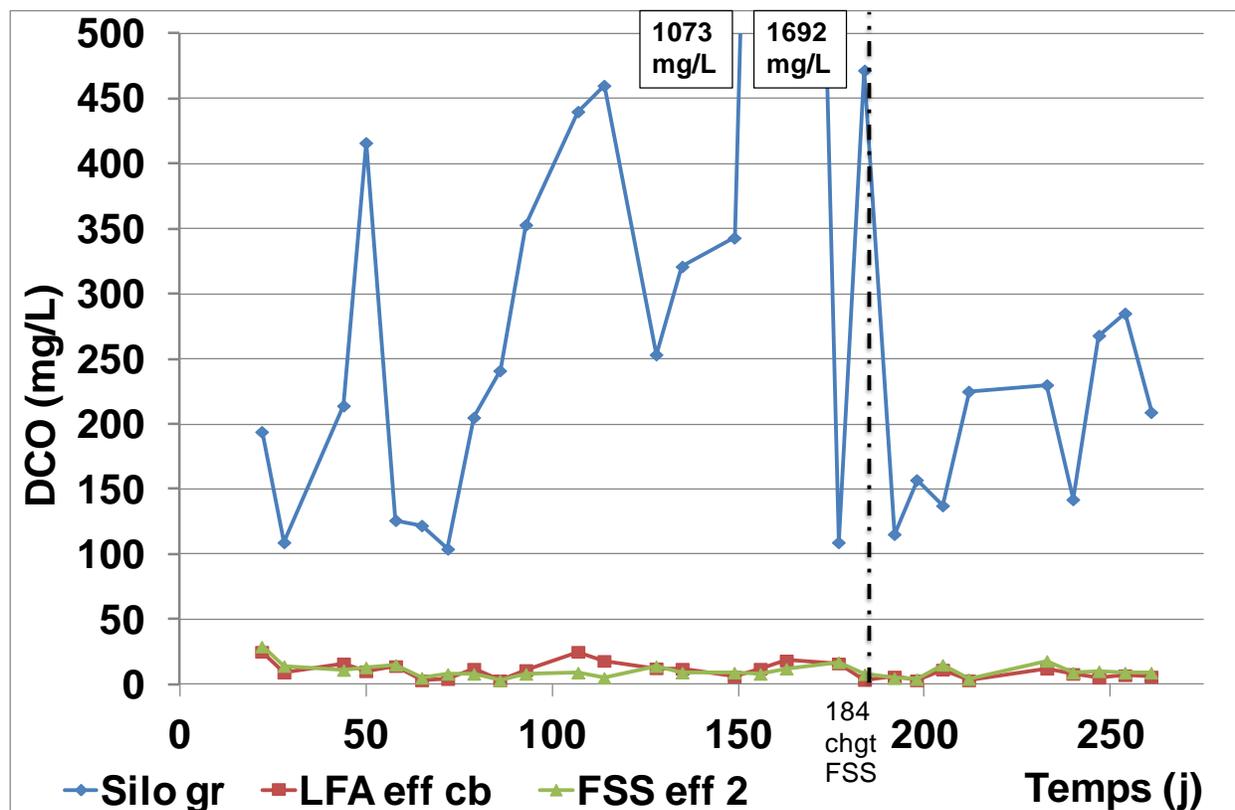


Figure 4.1: Concentration en DCO du Silo, de l'effluent combiné des LFA et celui du FSS en fonction du temps

Il apparaît avec ce graphique que les LFA entraînent un enlèvement très élevé de la DCO. La concentration à l'effluent combiné des LFA varie peu lorsque la charge à l'affluent varie et ce même lors d'une forte charge ponctuelle. En effet, pour les jours 156 et 163 correspondant à l'atteinte de la limite de capacité du SSB, les concentrations respectives du surnageant du SSB sont égales à 1073 et 1692 mg/L tandis que celles à l'effluent combiné des LFA sont de 12 et 18 mg/L. Cet enlèvement peut-être expliqué par la charge en DCO globalement faible pour des LFA de cette taille et par le surdimensionnement des compresseurs à air. En effet, le temps de rétention hydraulique effectif est de 2 jours et la charge hydraulique est de 66 m/an.

Les différences observées entre l'effluent combiné des LFA et l'effluent du FSS ne sont pas significatives au cours du temps.

Le graphique suivant (Figure 4.2) présente les concentrations médianes, les concentrations de l'écart interquartile et les concentrations extrêmes en DCO :

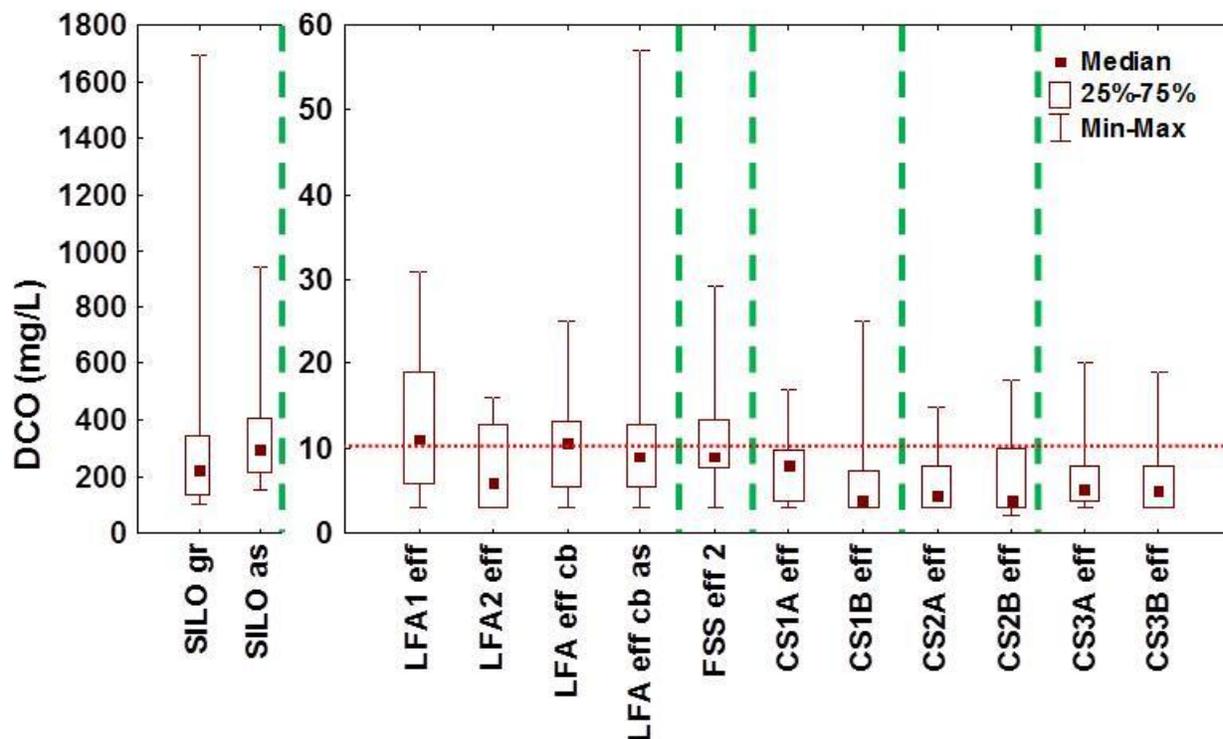


Figure 4.2: Statistiques des concentrations en DCO des différents échantillons

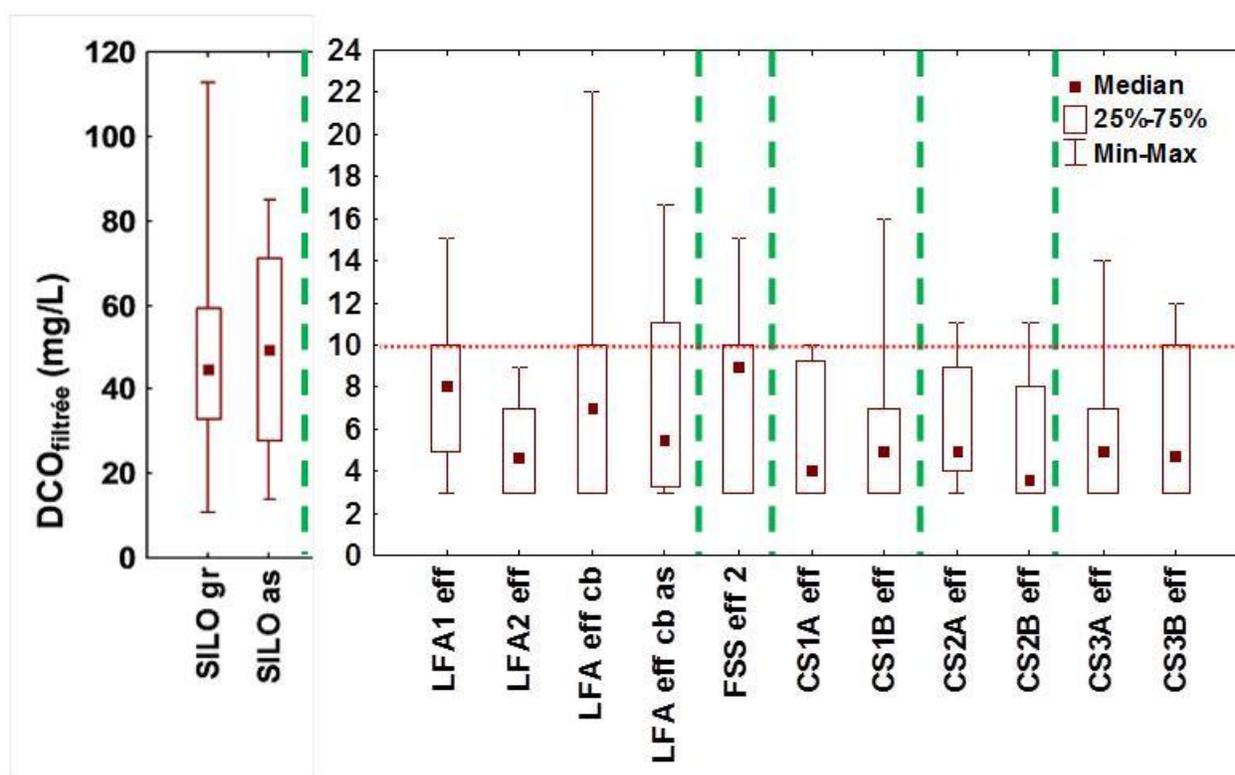
La médiane de la concentration en DCO pour le Silo\_gr est de 228 mg/L. En prenant ceci en considération, les LFA permettent, combinés, un enlèvement global de 96% de la DCO pour une valeur de 11 mg/L. Par ailleurs, très peu de différences sont observables au niveau des concentrations en DCO après les LFA. Le FSS et les CS n'interviennent donc pas dans l'enlèvement de la DCO. Les médianes des concentrations en DCO après les LFA sont inférieures ou égales à 10 mg/L.

La ligne à 10 mg/L de DCO représente la limite de fiabilité des analyses du à la méthode d'analyse.

Une différence d'efficacité peut être notée entre le LFA1 et le LFA2, ceci pouvant être expliqué par le problème d'aération rencontré avec le LFA1. En effet, lors du transport pendant le montage, un des tuyaux d'aération du LFA1 s'est déconnecté entraînant une mauvaise aération d'une partie non significative du LFA1.

La valeur extrême supérieure du LFA\_eff\_cb as peut être expliquée par le fait que cet auto-échantillonneur n'était pas réfrigéré. Les échantillons provenant de cet auto-échantillonneur étaient placés au réfrigérateur par le pisciculteur suivant sa disponibilité environ tous les 2 ou 3 jours.

Le graphique suivant (Figure 4.3) présente les concentrations médianes, les concentrations de l'écart interquartile et les concentrations extrêmes en DCO filtrée :



**Figure 4.3: Statistiques des concentrations en DCO filtrée des différents échantillons**

La médiane de la concentration en DCO filtrée pour le Silo\_gr est de 45 mg/L. Les LFA permettent, combinés, un enlèvement global de 84% de la DCO filtrée pour une valeur de 7 mg/L. Les médianes des concentrations en DCO filtrée après les LFA sont inférieures à 10 mg/L.

L'ensemble des efficacités d'enlèvement de la DCO et de la DCO filtrée de chaque élément filtrant est disponible en Annexes F et G.

#### 4.1.2 Matières en suspension (MES) et matières volatiles en suspension (MVES)

Le graphique suivant (Figure 4.4) présente la concentration en MES du Silo, de l'effluent des LFA et celui du FSS durant la durée de l'expérimentation :

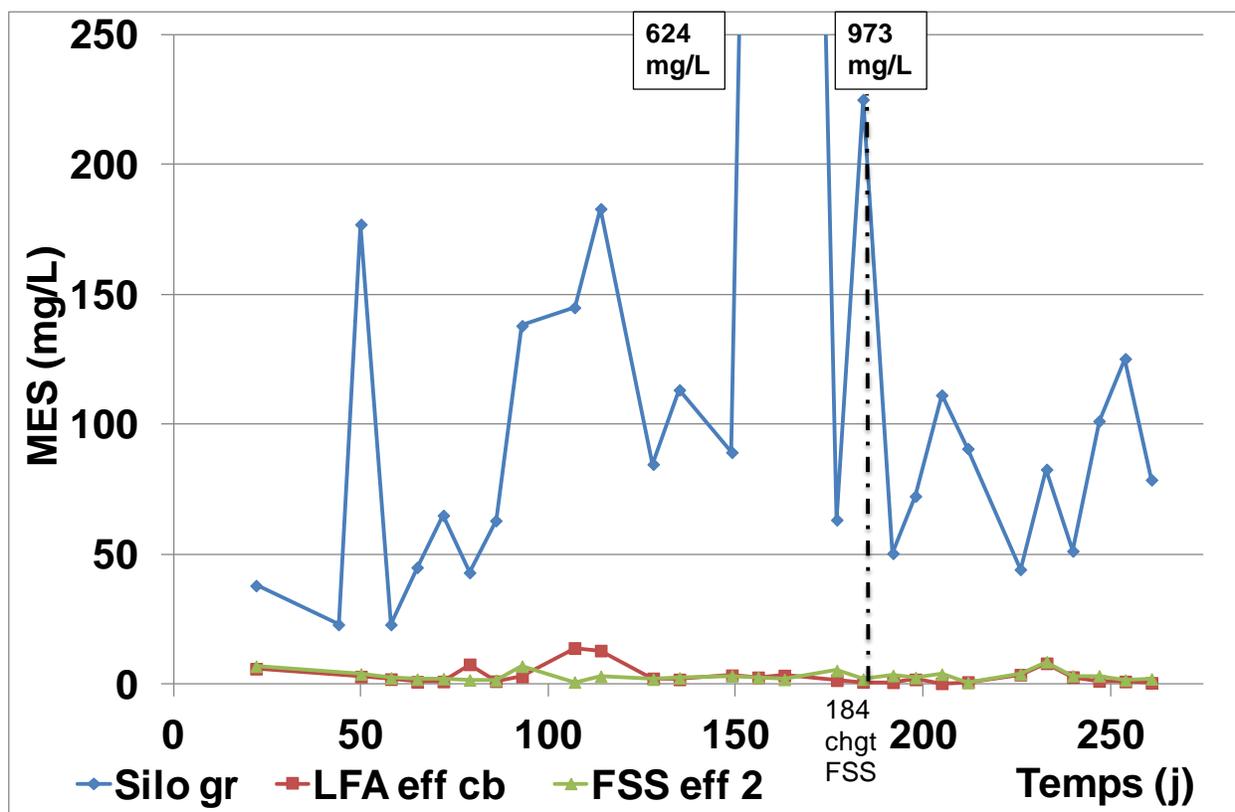


Figure 4.4: Concentration en MES du silo, de l'effluent combiné des LFA et celui du FSS en fonction du temps

Ce graphique montre que les LFA entraînent un enlèvement très élevé des MES. La concentration à l'effluent combiné des LFA varie peu lorsque la charge à l'affluent varie et ce même lors d'une forte charge ponctuelle. En effet, pour les jours 156 et 163, les concentrations en MES respectives du surnageant du SSB sont égales à 624 et 973 mg/L tandis que celles à l'effluent combiné des LFA sont de 3 mg/L pour les deux semaines.

Aucune différence significative n'est décelable entre l'effluent des LFA et celui du FSS hormis pour les jours 107 et 114 où la concentration à l'effluent combiné des LFA est respectivement égale à 14 et 13 mg/L tandis qu'elle est égale à 1 et 3 mg/L à l'effluent du FSS. Ceci amène à penser que le FSS permet une filtration des MES en cas d'augmentation de la concentration à l'affluent de celui-ci.

Le graphique suivant (Figure 4.5) présente les concentrations médianes, les concentrations de l'écart interquartile et les concentrations extrêmes en MES:

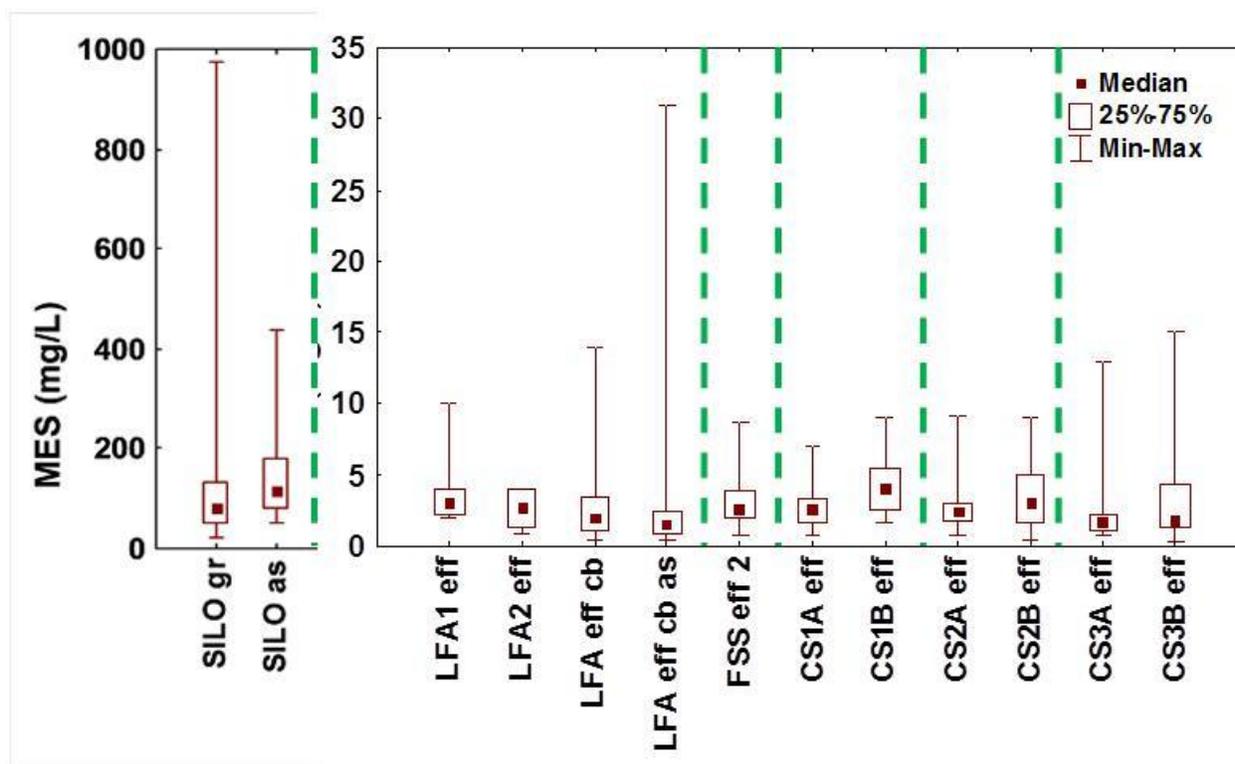


Figure 4.5: Statistiques des concentrations en MES des différents échantillons

La médiane de la concentration en MES pour le Silo\_gr est de 84 mg/L. Les LFA permettent, combinés, un enlèvement global de 98% des MES pour une valeur de 2 mg/L.

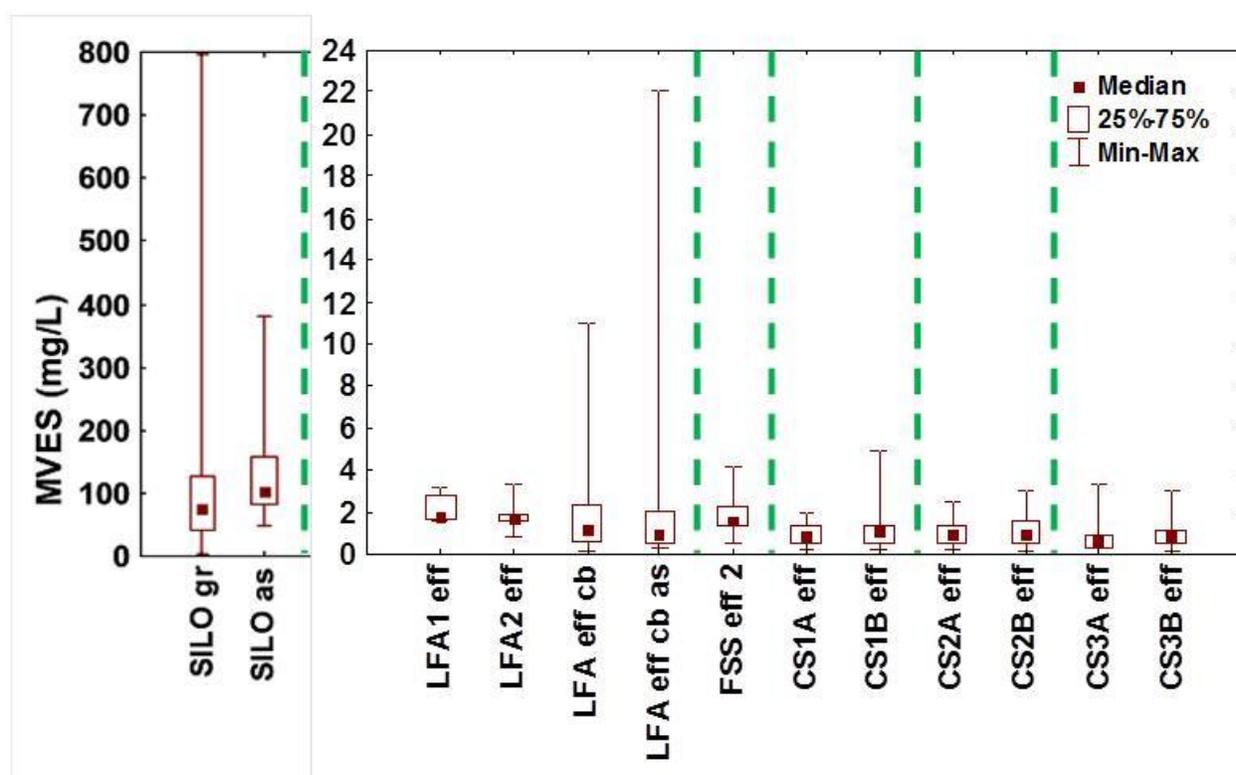
Peu de différences sont observables au niveau des concentrations en MES après les LFA. Cependant, une légère tendance à l'augmentation peut être observée entre l'effluent des LFA et l'effluent du FSS ainsi qu'entre les effluents des colonnes A et des colonnes B. Ceci peut être possible par la formation de carbonate de calcium avec la mise en contact du CO<sub>2</sub> atmosphérique lors de la prise d'échantillons. De même, la présence occasionnelle de poussières de scories à

l'effluent, bien que celles-ci aient été lavées, peuvent expliquer cette légère augmentation de la médiane.

La valeur extrême supérieure du LFA\_eff\_cb as, comme pour celle de la DCO, peut être expliquée par le fait que cet auto-échantillonneur n'était pas réfrigéré.

Les médianes des concentrations en MES à l'effluent du système sont inférieures à 5 mg/L.

Le graphique suivant (Figure 4.6) présente les concentrations médianes, les concentrations de l'écart interquartile et les concentrations extrêmes en MVES:



**Figure 4.6: Statistiques des concentrations en MVES des différents échantillons**

La médiane de la concentration en MVES pour le Silo\_gr est de 76 mg/L. Les LFA permettent, combinés, un enlèvement global de 98% des MVES pour une valeur médiane de 1 mg/L. Les médianes des concentrations en MVES après les LFA sont inférieures à 2 mg/L.

Les variations ne sont pas significatives après les LFA car les concentrations en MVES sont très faibles, c'est-à-dire inférieures à 4 mg/L.

L'ensemble des efficacités d'enlèvement des MES et des MVES de chaque élément filtrant est disponible en Annexes F et G.

#### 4.1.3 Demande biochimique en oxygène à 5 jours (DBO<sub>5</sub>)

Le graphique suivant (Figure 4.7) présente les concentrations médianes, les concentrations de l'écart interquartile et les concentrations extrêmes en DBO<sub>5</sub> :

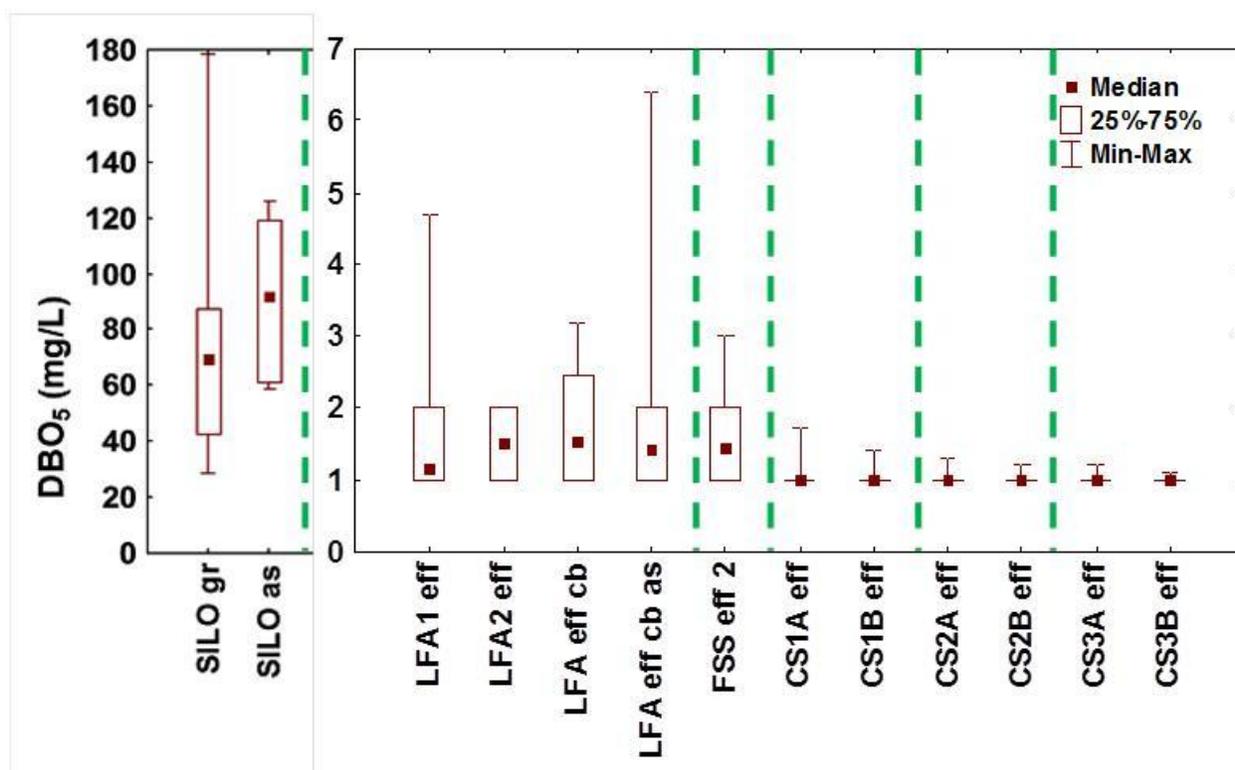


Figure 4.7: Statistiques des concentrations en DBO<sub>5</sub> des différents échantillons

La médiane de la concentration en DBO<sub>5</sub> pour le Silo\_gr est de 70 mg/L. Les LFA permettent, combinés, un enlèvement global de 97% de la DBO<sub>5</sub> pour une valeur inférieure à 2 mg/L.

Les médianes des concentrations en DBO<sub>5</sub> à l'effluent du système sont égales à la limite de détection de la méthode de mesure qui est de 1 mg/L.

Les résultats pour la DBO<sub>5</sub> filtrée sont présentés en Annexes car ceux-ci sont semblables ou inférieurs à ceux de la DBO<sub>5</sub>.

L'ensemble des efficacités d'enlèvement de la DBO<sub>5</sub> et de la DBO<sub>5</sub> filtrée de chaque élément filtrant est disponible en Annexes F et G.

## 4.2 Enlèvement des composés azotés

### 4.2.1 Azote total Kjeldahl (NTK)

L'azote total Kjeldahl comprend l'azote organique, l'ammoniaque et l'ammoniac. L'enlèvement des NTK permet de comprendre en analysant en simultanée la concentration en NH<sub>4</sub>-N si la part de composé azoté restant provient de matières organiques ou bien des ions ammonium.

Le graphique suivant (Figure 4.8) présente la concentration en NTK du Silo, de l'effluent des LFA et celui du FSS durant la durée de l'expérimentation :

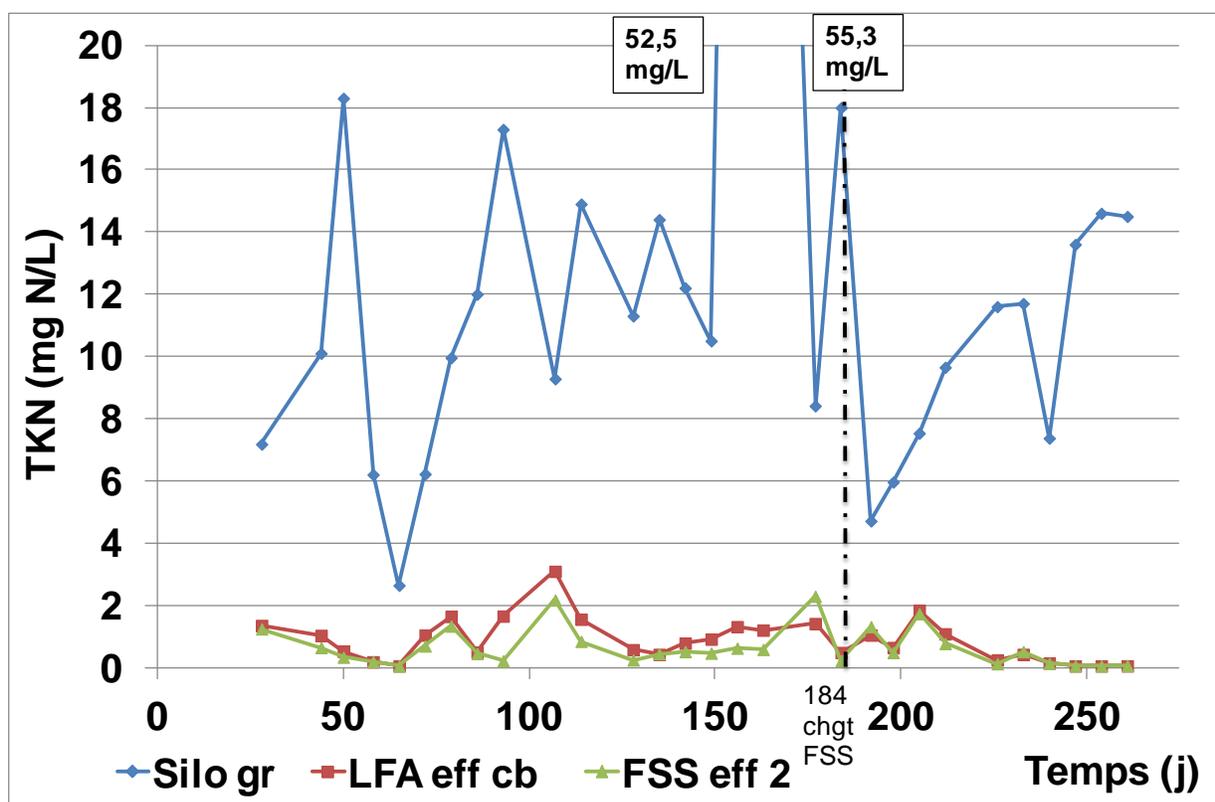


Figure 4.8: Concentration en NTK du Silo, de l'effluent combiné des LFA et celui du FSS en fonction du temps

Ce graphique illustre que les LFA entraînent un enlèvement élevé des NTK. La concentration à l'effluent combiné des LFA varie peu lorsque la charge à l'affluent varie et ce même lors d'une forte charge ponctuelle. En effet, pour les jours 156 et 163, les concentrations en NTK respectives du surnageant du SSB sont égales à 52,5 et 55,3 mg/L tandis que celles à l'effluent combiné des LFA sont de 1,2 et 1,3 mg/L.

Quelques différences apparaissent entre l'échantillon LFA\_eff\_cb et le FSS\_eff\_2. Excepté pour les jours 177 et 192, toutes les valeurs des concentrations en NTK à l'effluent du FSS sont inférieures ou égales à celles de l'effluent combiné des LFA. La différence la plus importante est observable pour la période allant du jour 93 au jour 128.

Le graphique suivant (Figure 4.9) présente les concentrations médianes, les concentrations de l'écart interquartile et les concentrations extrêmes en NTK :

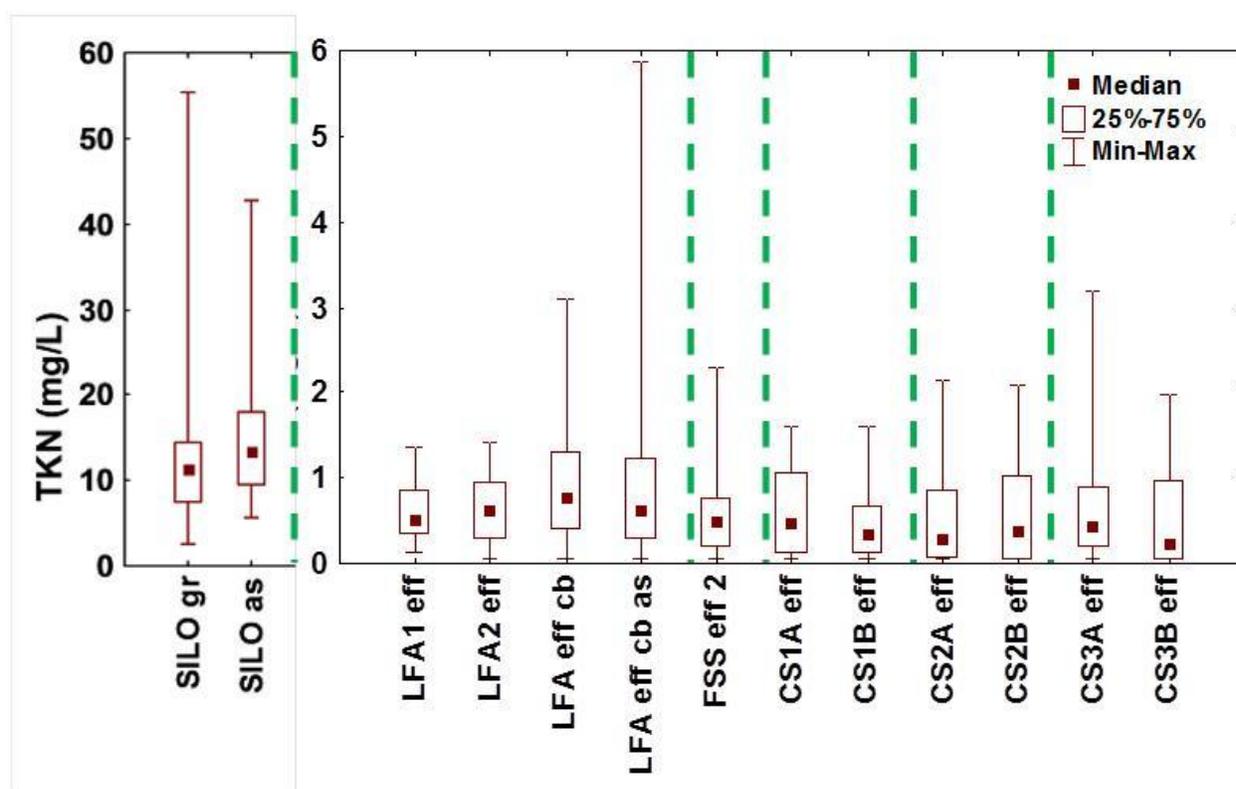


Figure 4.9: Statistiques des concentrations en NTK des différents échantillons

La médiane de la concentration en NTK pour le Silo\_gr est de 11,3 mg/L. Les LFA permettent, combinés, un enlèvement global de 95% des NTK pour une valeur de 0,8 mg/L.

Peu de différences sont observables au niveau des concentrations en NTK après les LFA. Les médianes des concentrations en MES à l'effluent du système sont inférieures à 0,4 mg/L.

L'ensemble des efficacités d'enlèvement des NTK de chaque élément filtrant est disponible en Annexes F et G.

#### 4.2.2 Ammoniaque (NH<sub>4</sub>-N)

Le graphique suivant (Figure 4.10) présente les concentrations médianes, les concentrations de l'écart interquartile et les concentrations extrêmes en NH<sub>4</sub>-N :

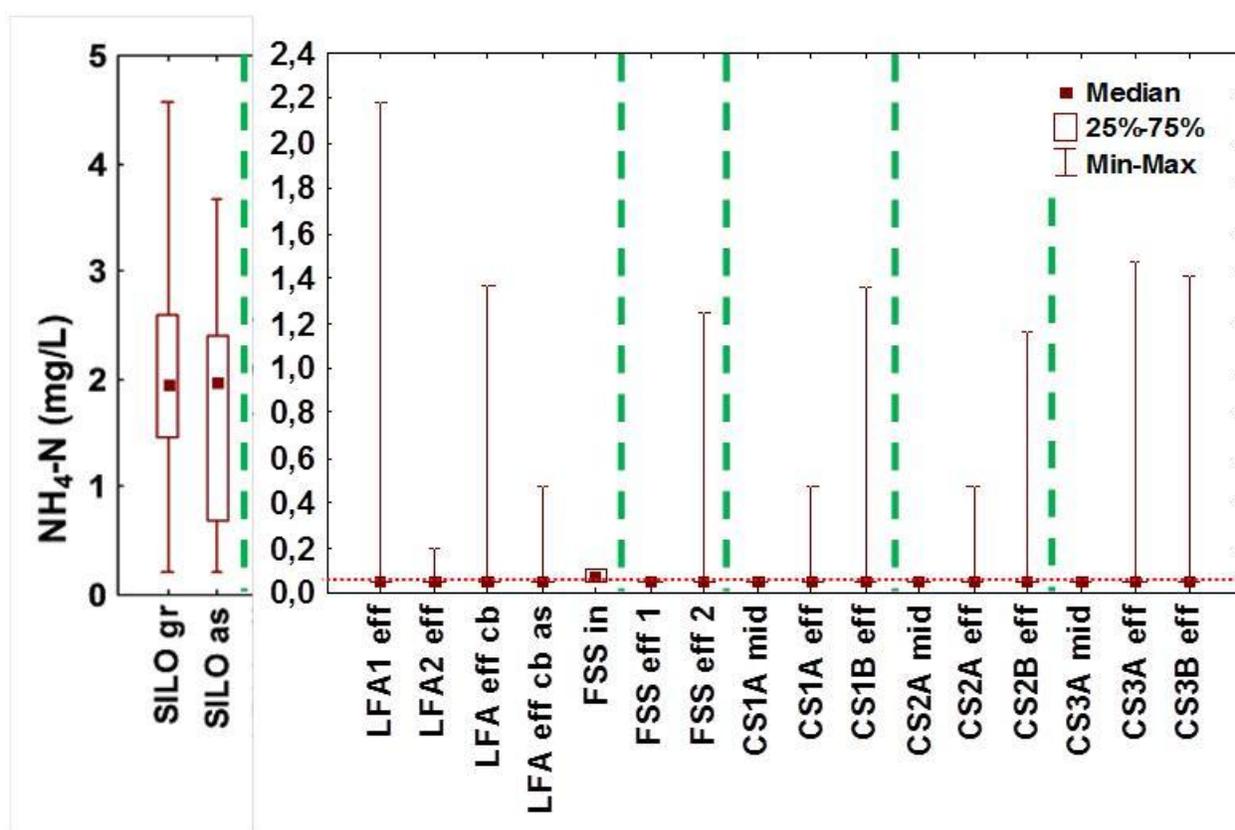


Figure 4.10: Statistiques des concentrations en NH<sub>4</sub>-N des différents échantillons

La médiane de la concentration en NH<sub>4</sub>-N pour le Silo\_gr est de 2,0 mg/L ce qui représente une concentration faible. Les LFA permettent, combinés, un enlèvement global de 97% des NH<sub>4</sub>-N pour une valeur de 0,1 mg/L. Cette valeur représente la limite de détection de l'appareil de mesure. Il est possible d'en déduire que la nitrification effectuée par les LFA est presque totale,

ceci étant prouvé par la suite par l'analyse des nitrites et nitrates dans la section suivante. Par conséquent, la concentration en  $\text{NH}_4\text{-N}$  obtenue après les LFA indique la présence pratiquement exclusive d'azote organique.

Les concentrations médianes en sortie des LFA et dans le restant du système de traitement sont égales à 0,1 mg/L.

L'ensemble des efficacités d'enlèvement des  $\text{NH}_4\text{-N}$  de chaque élément filtrant est disponible en Annexes F et G.

#### 4.2.3 Nitrites – Nitrates ( $\text{NO}_x$ )

Le graphique suivant (Figure 4.11) présente les concentrations médianes, les concentrations de l'écart interquartile et les concentrations extrêmes en  $\text{NO}_x$  :

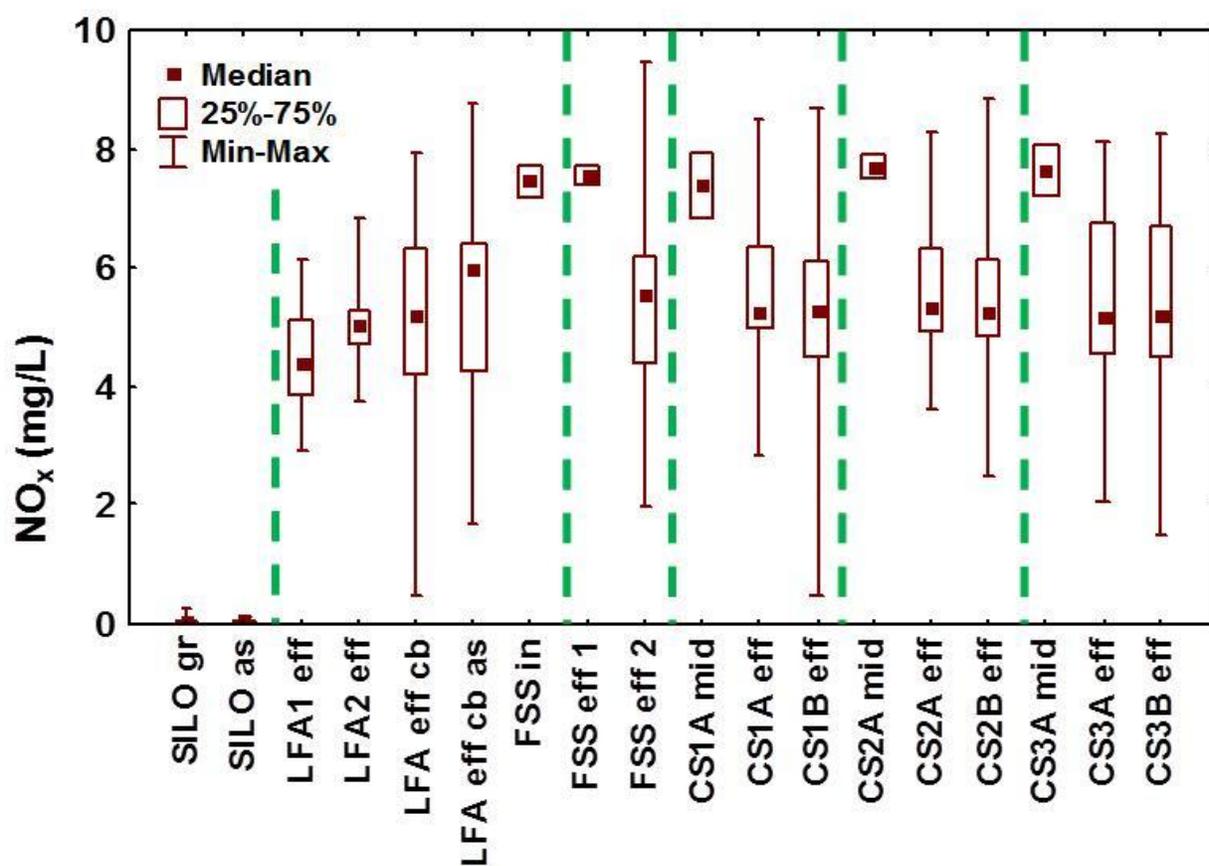


Figure 4.11: Statistiques des concentrations en  $\text{NO}_x$  des différents échantillons

La médiane de la concentration en  $\text{NO}_x$  pour le Silo\_gr est de 0,1 mg/L. Les LFA permettent, combinés, une élévation des  $\text{NO}_x$  à une valeur médiane de 5,2 mg/L. Par conséquent, d'après les résultats obtenus concernant les  $\text{NH}_4\text{-N}$  et les  $\text{NO}_x$ , la nitrification réalisée par les LFA est totale, et ce même lors de forte charge ponctuelle.

Les concentrations médianes en sortie des LFA et dans le restant du système de traitement sont comprises entre 5,2 et 5,6 mg/L. Les valeurs concernant les échantillons FSS\_in, FSS\_eff\_1 et les milieux des colonnes A ne sont pas à prendre en compte étant donné le peu de valeurs disponibles : 2 seulement pour chaque échantillon cité.

La médiane de l'effluent du LFA1, égale à 4,4 mg/L, est légèrement inférieure à celle de l'effluent du LFA2 qui est égale à 5,0 mg/L. Ceci peut être expliqué par le problème d'aération rencontré dans le LFA1 et précédemment expliqué. La différence entre la moyenne des médianes des LFA1 et 2 et la médiane de l'échantillon LFA\_eff\_cb s'explique par le nombre de mesures réalisées qui sont de 9, 9 et 20 respectivement pour les LFA1, LFA2 et l'effluent combiné des LFA.

Une légère augmentation de la médiane est observable entre les médianes de l'effluent des LFA et celui du FSS. Cependant, statistiquement aucune conclusion ne peut-être effectuée car les valeurs sont sensiblement les mêmes.

Il n'y a pas de différences entre les valeurs de l'effluent du FSS et de l'effluent des CS.

## **4.3 Paramètres complémentaires**

### **4.3.1 Température (T)**

L'ensemble de l'installation était situé dans une remorque de camion isolé et chauffée afin d'éviter le gel de l'eau dans l'unité pilote durant la période hivernale. De plus, le tuyau d'alimentation situé entre le SSB et la remorque était muni d'un fil chauffant. Par conséquent, il est possible que le surnageant ait été chauffé par ce système.

Le graphique suivant (Figure 4.12) présente les températures des différents échantillons durant la durée de l'expérimentation :

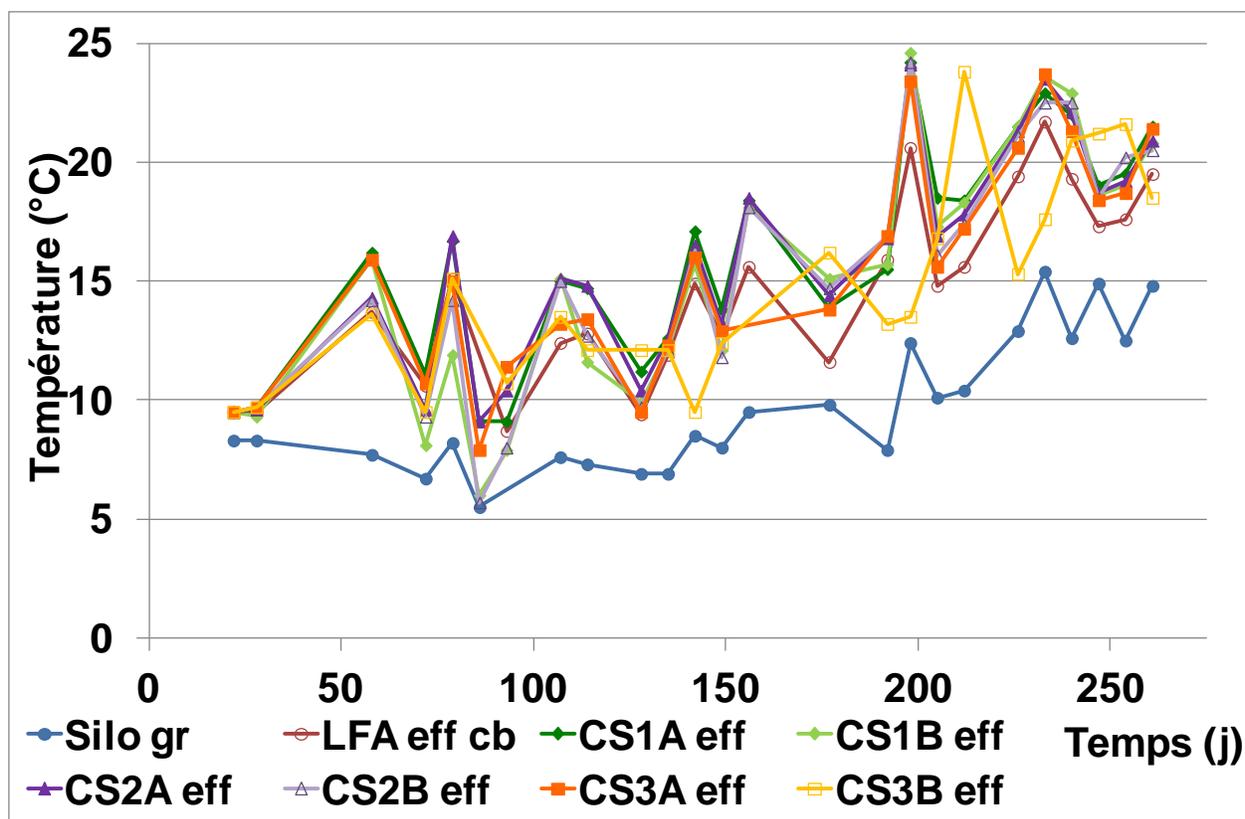


Figure 4.12: Evolution de la température en fonction du temps

L'expérimentation a débuté le 22 novembre 2010, par conséquent le jour 50 correspond au 11 janvier 2011. L'hiver s'étend donc du jour 29 au jour 119. Le printemps correspond à l'étendue du jour 120 à 211.

La température minimum est de 6°C. Par ailleurs il est observable qu'hormis quelques valeurs, la température dans le système est globalement supérieure à 10°C. La période hivernale n'a donc eu que très peu d'impact sur l'expérimentation.

Par ailleurs, la température du surnageant ne dépasse pas 15°C durant la période estival ceci étant dû à la nécessité de d'avoir une température de l'eau plus faible que la température extérieure pour le développement des poissons.

### 4.3.2 Evolution du pH

Le graphique suivant (Figure 4.13) présente les pH des différents échantillons durant la durée de l'expérimentation :

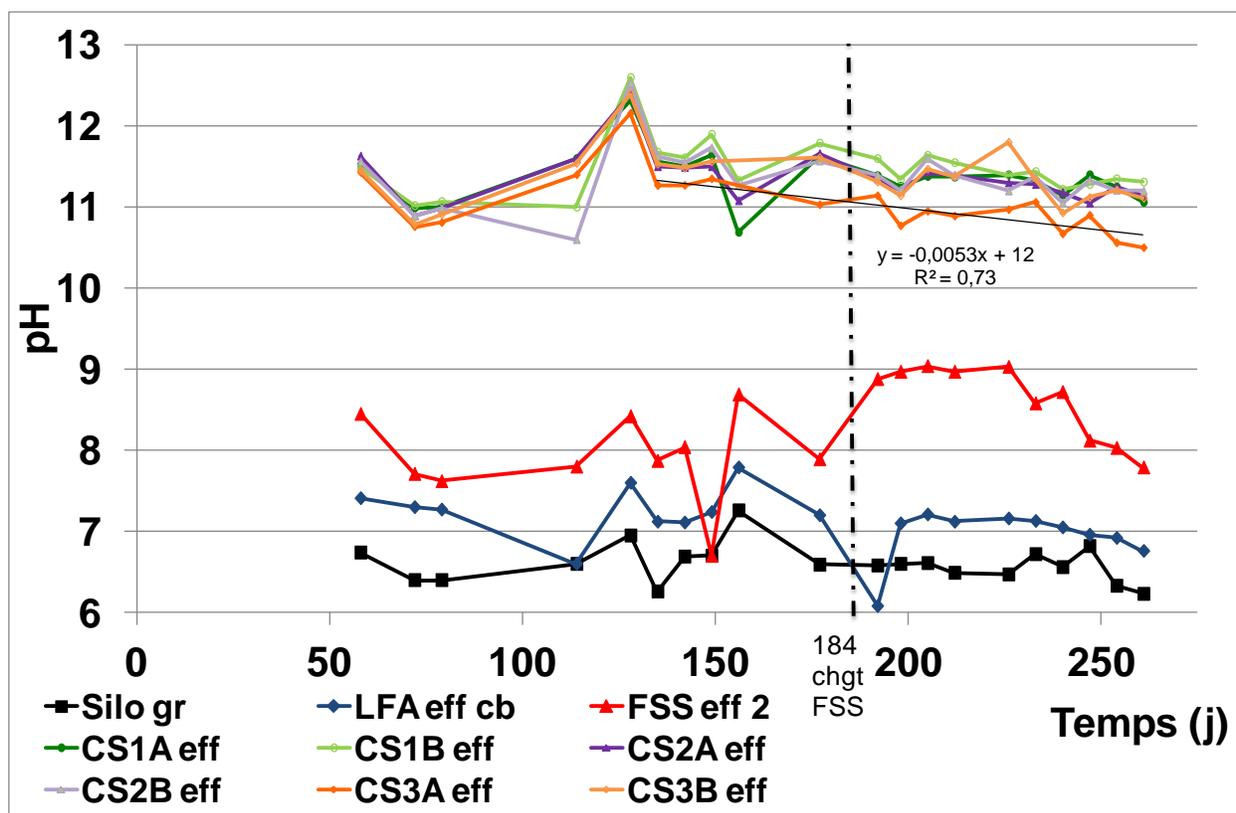


Figure 4.13: Evolution du pH en fonction du temps

Le pH du surnageant du SSB est égal en moyenne à 6,6 et celui de l'effluent combiné des LFA de 7,1.

Le FSS a été changé le 25 mai 2011 correspondant au jour 184, ceci expliquant la remontée de pH du FSS par la suite aux alentours de 9. Cependant, celle-ci n'est effective qu'environ 50 jours, puis une diminution est observable jusqu'à environ 8 lors de l'arrêt du système. Cette élévation faible du pH par le FSS démontre que le faible TRH ne permet pas d'atteindre un pH suffisant pour un enlèvement efficace du phosphore par le FSS. De plus l'efficacité de cette montée de pH n'est que très courte.

Tous les effluents des CS possèdent un pH supérieur à 11 excepté l'effluent de la CS3A à partir du jour 200. Ceci peut s'expliquer par le faible TRH de la ligne 3 de CS entraînant une

dissolution insuffisante de la chaux contenue dans les scories et par conséquent une élévation faible du pH. Une tendance à la diminution du pH peut être remarquée dans toutes les CS. Par ailleurs, la courbe de tendance linéaire tracée pour l'échantillon CS3A\_eff permet d'obtenir la durée avant d'arriver à un pH égal à 10. Celle-ci est égale à 385 jours. Le traçage des courbes de tendance pour les CS2A et CS1A permet d'obtenir une durée supérieure à 620 jours avant d'obtenir un pH égal à 10.

Le graphique suivant (Figure 4.14) présente les concentrations médianes, les concentrations de l'écart interquartile et les concentrations extrêmes du pH :

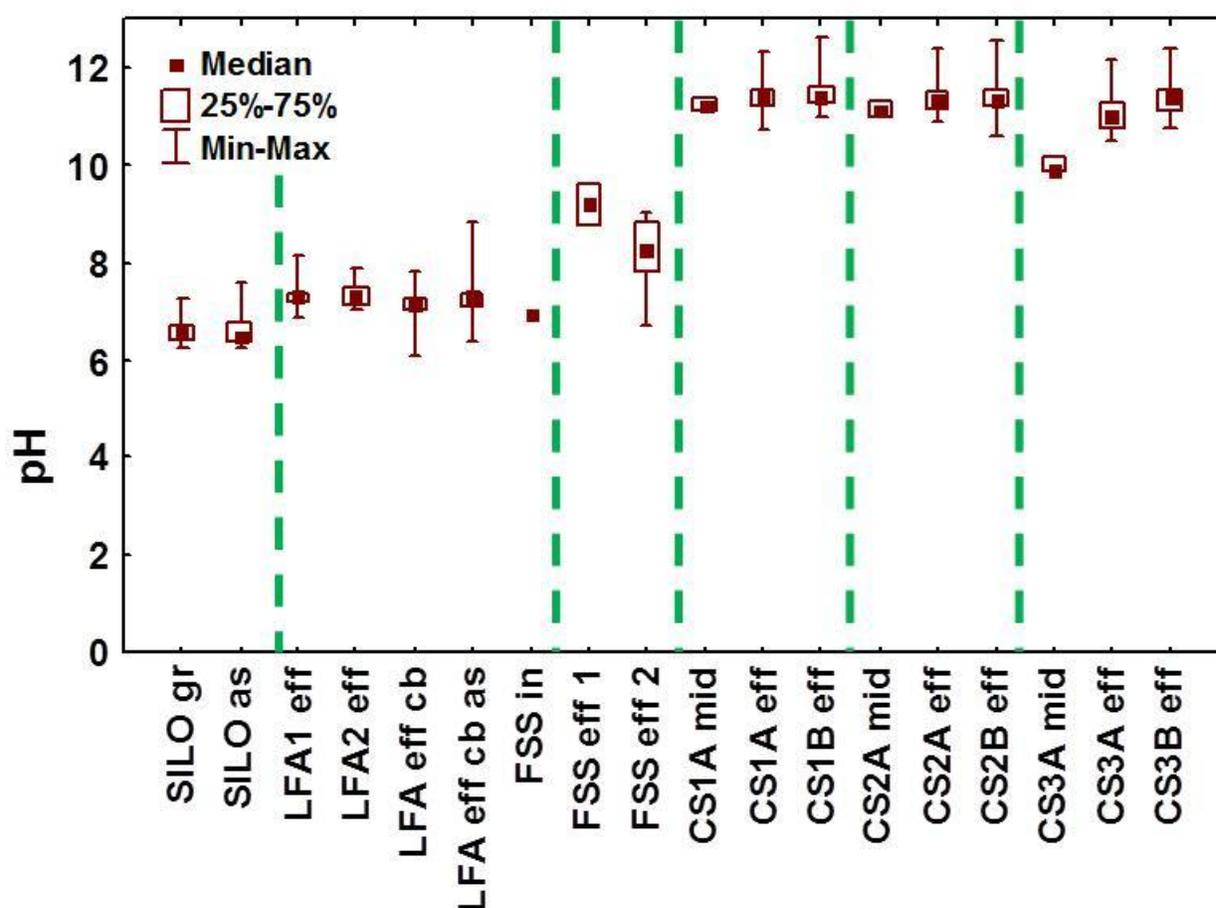


Figure 4.14: Statistiques du pH des différents échantillons

Les LFA n'ont que peu d'influence sur le pH puisque la médiane au niveau du Silo\_gr est égale à 6,6 tandis qu'elle est de 7,1 pour l'effluent combiné des LFA. Le FSS permet l'augmentation du pH à une valeur médiane de 8,3 pour l'échantillon FSS\_eff\_2. Ceci est à nuancer avec le fait que

le pH mesuré pour l'échantillon FSS\_eff\_1 est supérieur à celui mesuré pour l'échantillon FSS\_eff\_2. En effet le premier est prélevé directement à la sortie du FSS tandis que le second est prélevé dans le RACS et reste un certain temps dans ce réservoir. Bien que la conception de l'unité pilote comprend un système prévenant l'échange de CO<sub>2</sub> avec l'air extérieur, il est possible qu'il y ait du CO<sub>2</sub> se dissolvant expliquant la diminution du pH entre les deux échantillons. Ceci sera vérifié avec la mesure des valeurs du CIT. Il peut être supposé qu'il en est de même entre les échantillons LFA\_eff\_cb et FSS\_in, cependant le manque de valeur pour ce dernier point d'échantillonnage ne permet pas d'étayer cette hypothèse.

Pour chaque ligne de CS, il est possible d'observer l'augmentation du pH. Pour les lignes 1 et 2 de CS, cette augmentation est principalement effectuée dans la première moitié des colonnes A. Tandis que pour la ligne 3, la première moitié de la colonne A ne permet l'élévation du pH qu'à une valeur médiane de 9,9. Cependant ceci est à nuancer avec le fait que l'échantillonnage au milieu des colonnes a été commencé à partir du jour 200 ce qui a pour effet que la colonne a déjà commencé à perdre de son efficacité.

Le pH médian à l'effluent de chaque ligne de CS est de 11,4

### **4.3.3 Alcalinité**

Le graphique suivant (Figure 4.15) présente l'alcalinité des différents échantillons durant la durée de l'expérimentation :

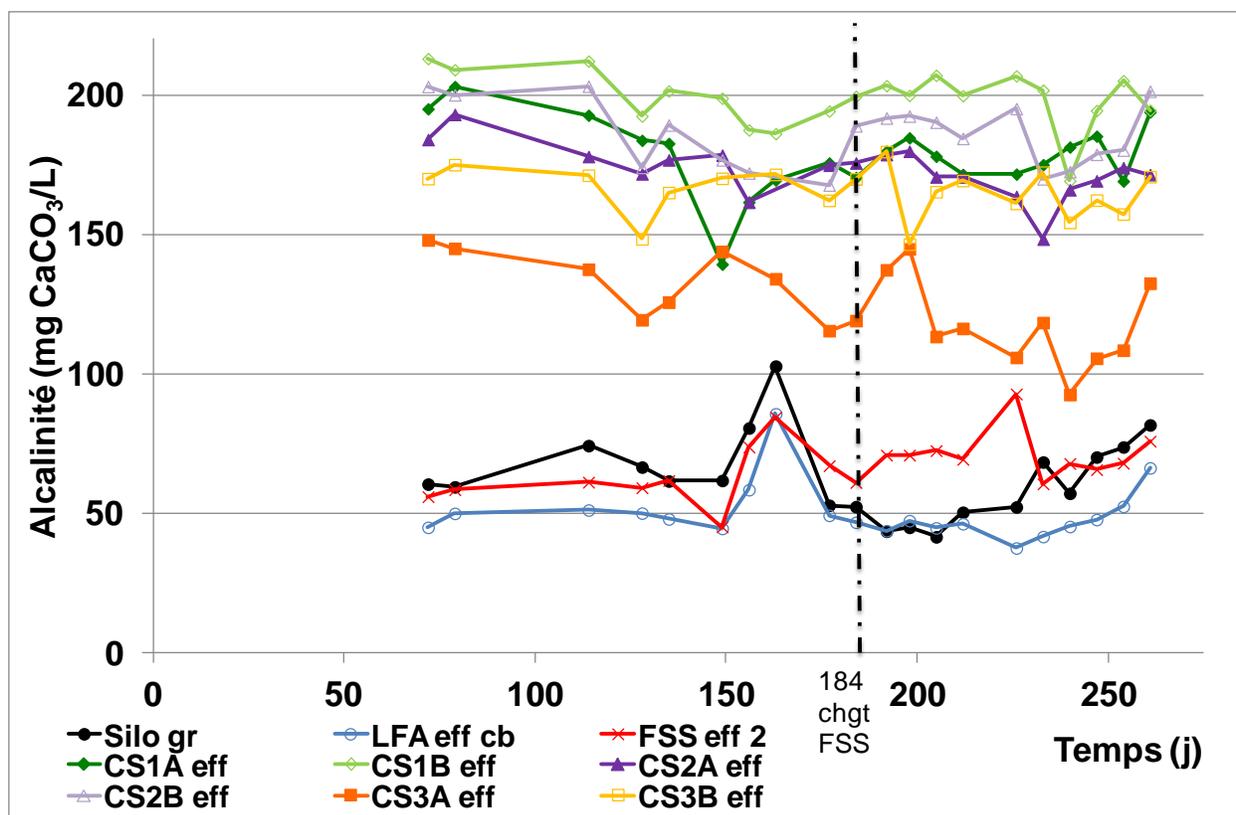


Figure 4.15: Evolution de l'alcalinité en fonction du temps

Il est remarquable que contrairement aux CS, l'alcalinité en sortie du FSS paraît stable au cours du temps et que le changement des scories du FSS au jour 184 n'a pas eu d'influence significative sur la concentration de l'alcalinité à l'effluent du FSS. Au contraire, l'alcalinité à la sortie des CS semble diminuer faiblement pour les lignes 1 et 2 de CS et pour la partie B de la ligne 3, tandis que pour la CS3A, une nette diminution de l'alcalinité au cours du temps est observable. Ceci s'explique par la dissolution lente des scories qui est amplifiée pour la ligne 3 de CS de par son débit plus important. L'apparition d'une diminution plus prononcée dans la CS3B permettrait de déduire que la CS3A a atteint son maximum de capacité. Il est donc possible de déduire aussi la durée de vie du filtre en fonction de ce paramètre.

L'alcalinité est relativement constante au niveau du Silo au cours du temps hormis lorsque le SSB a atteint son maximum de capacité de stockage juste avant la vidange effectuée le jour 173.

Le graphique suivant (Figure 4.16) présente les concentrations médianes, les concentrations de l'écart interquartile et les concentrations extrêmes de l'alcalinité :

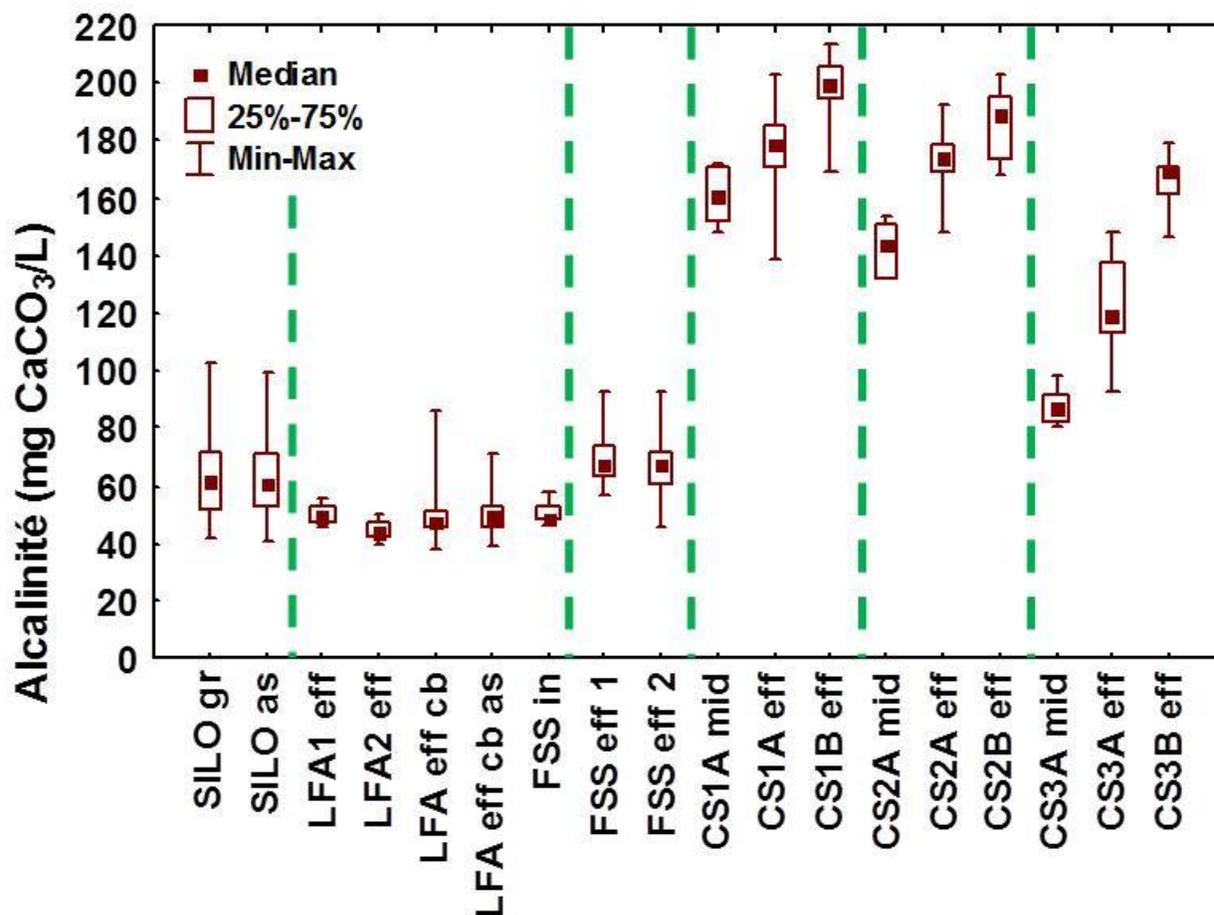


Figure 4.16: Statistiques de l'alcalinité des différents échantillons

Il apparaît que les LFA permettent un enlèvement de 21% de l'alcalinité puisque la médiane au niveau du Silo\_gr est égale à 61 mg CaCO<sub>3</sub>/L tandis qu'elle est de 48 mg CaCO<sub>3</sub>/L pour l'effluent combiné des LFA. Le FSS permet l'augmentation de l'alcalinité à une valeur médiane de 68 mg CaCO<sub>3</sub>/L alors que les CS entraînent une augmentation supérieure ou égale à 120 mg CaCO<sub>3</sub>/L.

Pour chaque ligne de CS, il est possible d'observer l'augmentation de l'alcalinité. Pour les lignes 1 et 2 de CS, cette augmentation est principalement effectuée dans la première moitié des colonnes A. Tandis que pour la ligne 3, l'augmentation est relativement faible au niveau du milieu de la colonne A. Cependant ceci est à nuancer avec le fait que l'échantillonnage au milieu des colonnes a été commencé à partir du jour 200 ce qui a pour effet que la colonne a déjà commencé à perdre de son efficacité.

#### 4.3.4 Calcium (Ca)

Le graphique suivant (Figure 4.17) présente les concentrations médianes, les concentrations de l'écart interquartile et les concentrations extrêmes du Ca :

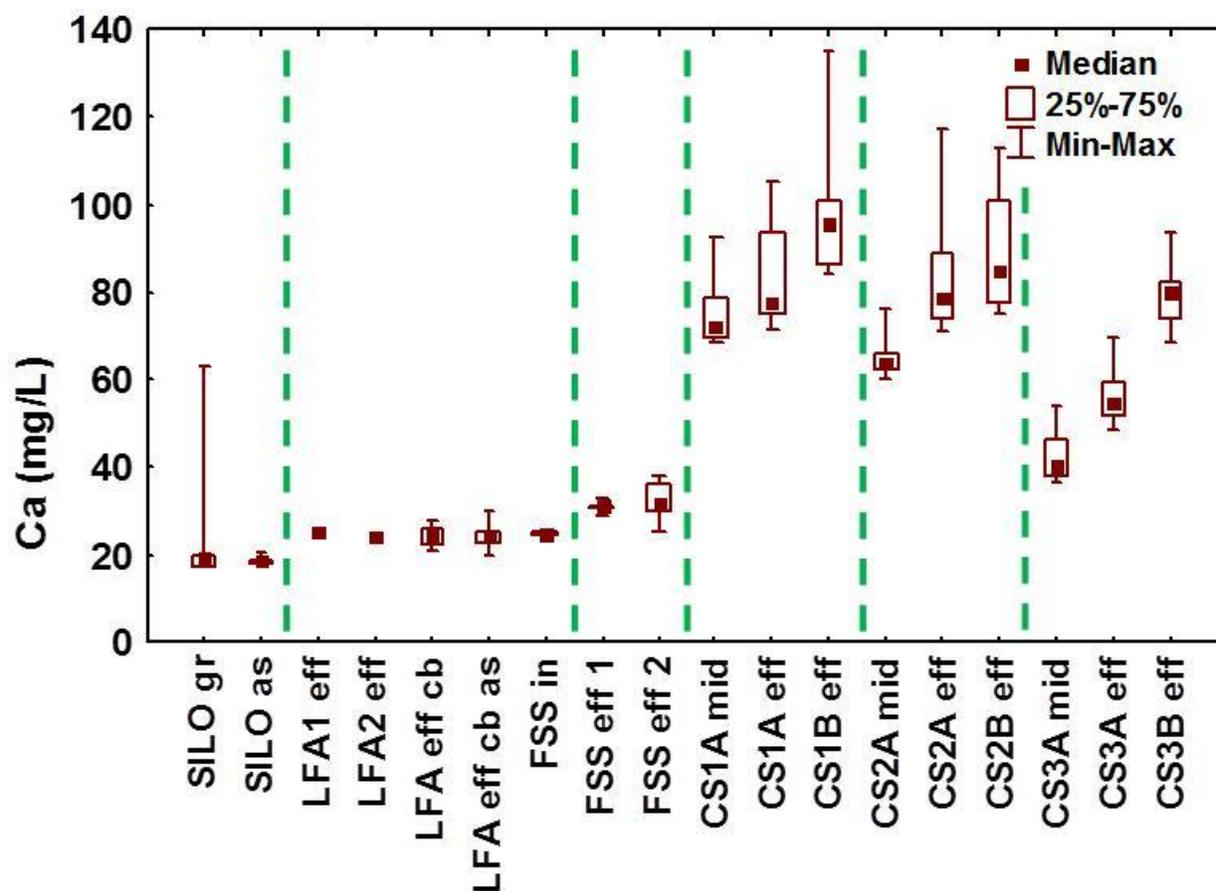


Figure 4.17: Statistiques du Ca des différents échantillons

La valeur médiane au niveau du surnageant est de 19 mg  $\text{CaCO}_3/\text{L}$  et celle de l'effluent combiné des LFA est de 24 mg  $\text{CaCO}_3/\text{L}$ . L'augmentation de la concentration en Ca à l'effluent du FSS est faible puisque la valeur médiane est égale à 32 mg  $\text{CaCO}_3/\text{L}$ .

L'augmentation de la concentration en Ca dans les CS est principalement réalisée dans la première moitié de la colonne A pour les lignes 1 et 2 avec les TRH les plus grands, tandis que dans la ligne 3 de CS la première colonne permet une augmentation médiane de 32 mg  $\text{CaCO}_3/\text{L}$

à 55 mg CaCO<sub>3</sub>/L. Ce graphique permet une représentation de l'évolution de l'augmentation de la concentration en Ca dans les CS. Ceci s'explique par la dissolution des progressives des scories.

Le graphique suivant (Figure 4.18) présente les concentrations médianes, les concentrations de l'écart interquartile et les concentrations extrêmes du Ca filtré :

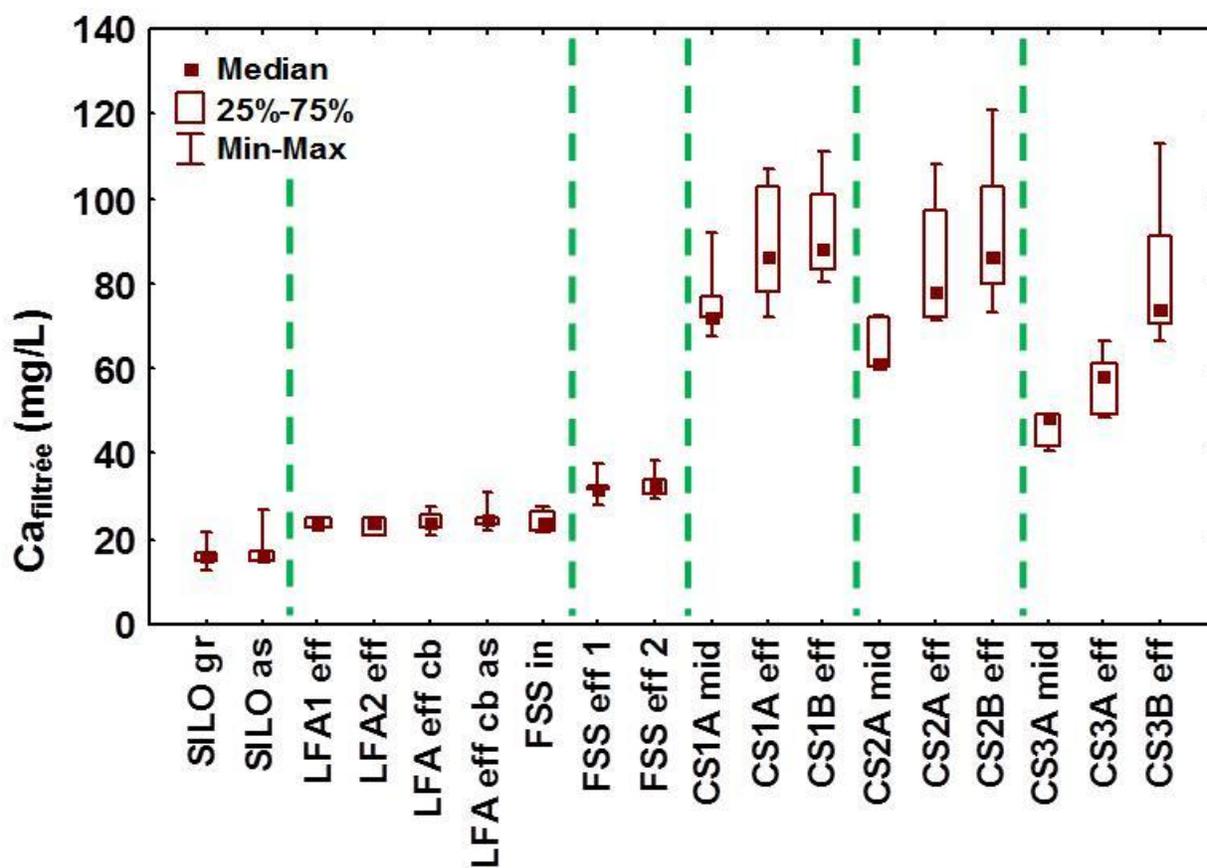


Figure 4.18: Statistiques du Ca filtré des différents échantillons

Le graphique précédent donne une analyse similaire à celle réalisée pour les statistiques du calcium. Cependant, plusieurs valeurs obtenues pour le calcium filtré sont supérieures à celles du calcium filtré. Ceci peut être dû à problème dans la méthodologie de l'échantillonnage ou des analyses.

### 4.3.5 Carbone inorganique total (CIT)

Le carbone inorganique total n'a été mesuré qu'à partir du 185 jour jusqu'à la fin de l'expérimentation. Le CIT représente la partie du carbone présent sous forme de bicarbonates  $\text{HCO}_3^-$  et sous forme de carbonates  $\text{CO}_3^{2-}$ . L'expression du CIT est alors donnée par l'équation suivante (Equation 4.1) :

$$CIT = [H_2CO_3^*] + [HCO_3^-] + 2 * [CO_3^{2-}] \quad 4.1$$

où

$[H_2CO_3^*]$  = concentration en  $H_2CO_3^*$  (mg/L)

$[HCO_3^-]$  = concentration en  $HCO_3^-$  (mg/L)

$[CO_3^{2-}]$  = concentration en  $CO_3^{2-}$  (mg/L)

La partie sous forme d'acide carbonique  $H_2CO_3$  est négligeable car le pH est supérieur à 6,6

Le graphique suivant (Figure 4.19) présente la concentration en CIT des différents échantillons durant la durée de l'expérimentation :

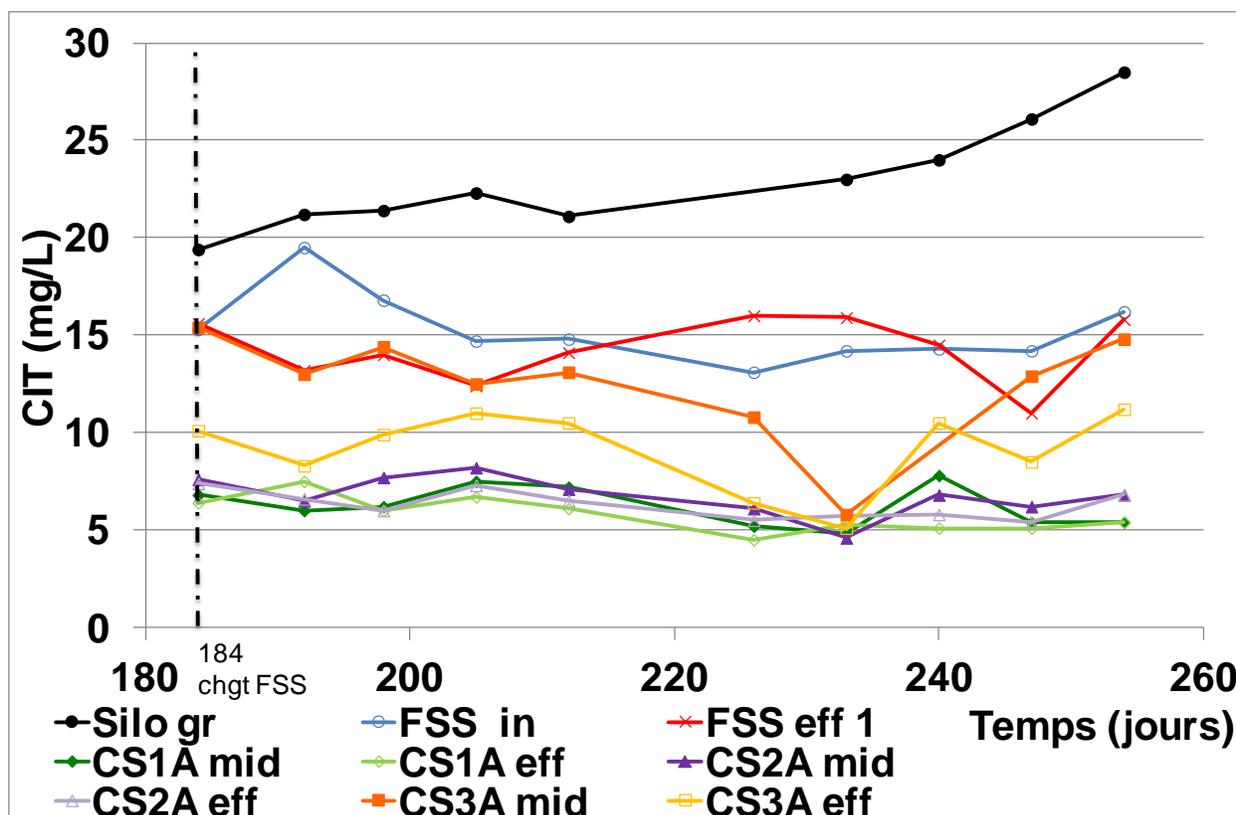


Figure 4.19: Evolution du CIT en fonction du temps

Pendant la période de mesure, l'évolution du CIT reste stable pour tous les échantillons excepté pour le surnageant du SSB qui a une tendance à la hausse. Les échantillons FSS\_in et FSS\_eff\_1 représentent respectivement les échantillons prélevés directement à l'entrée et à la sortie du FSS. Le graphique montre qu'entre les jours 215 et 240, le CIT est plus grand à la sortie du FSS qu'en entrée démontrant le manque d'efficacité du FSS pour l'enlèvement des bicarbonates.

Le graphique suivant (Figure 4.20) présente les concentrations médianes, les concentrations de l'écart interquartile et les concentrations extrêmes du carbone inorganique total :

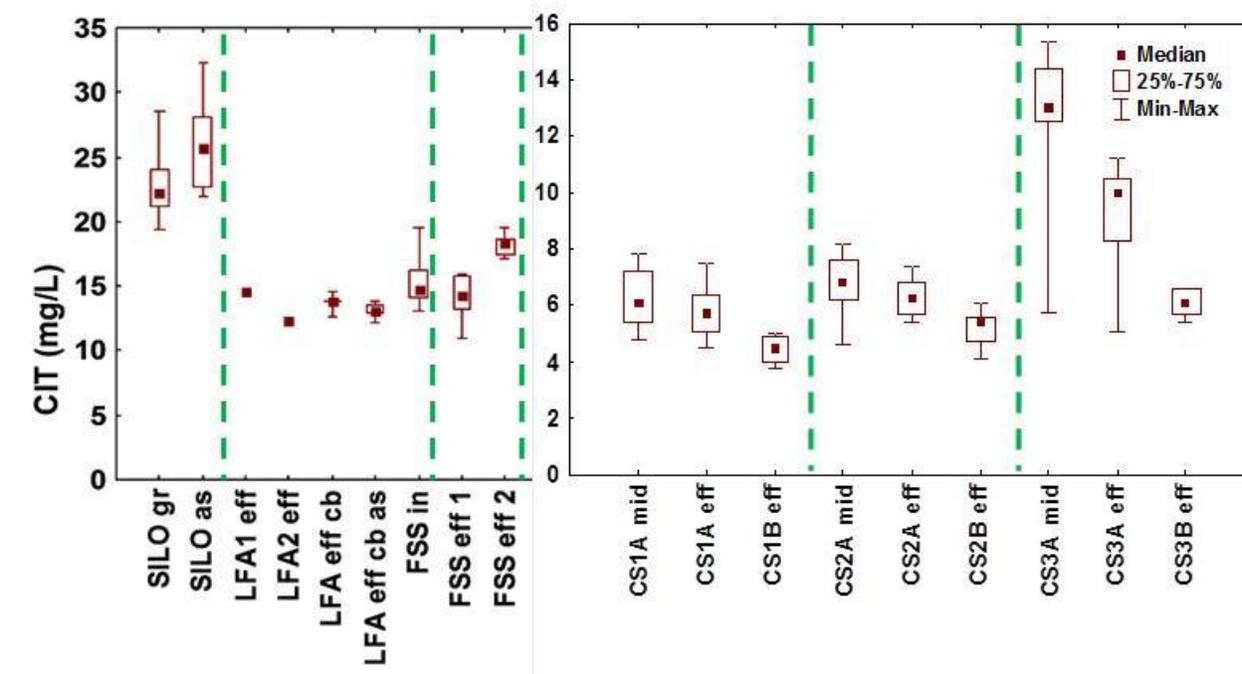


Figure 4.20: Statistiques du CIT des différents échantillons

Ce graphique montre que les LFA permettent un enlèvement de 47% du CIT puisque la médiane au niveau du Silo\_gr est égale à 22,3 mg C/L tandis qu'elle est de 13,9 mg C/L pour l'effluent combiné des LFA. Une augmentation de la valeur médiane apparaît entre l'échantillon LFA\_eff\_cb prélevé dans le RAFSS et la valeur médiane de l'échantillon FSS\_in prélevé directement à l'entrée du FSS. Ceci peut s'expliquer par le fait que le RAFSS est en contact avec l'air atmosphérique permettant une dissolution du CO<sub>2</sub> contenu dans l'air et l'analyse effectuée concernant l'évolution du pH permet de corroborer cette hypothèse.

La variation entre l'entrée du FSS et l'effluent de celui est très faible puisque les valeurs médianes de l'échantillon FSS\_in et FSS\_eff\_1 sont respectivement égales à 14,8 mg C/L et 14,3 mg C/L. Ceci est à mettre en relation avec l'analyse effectuée au cours du temps démontrant le manque d'efficacité globale du FSS pour l'enlèvement des bicarbonates.

#### 4.3.6 Oxygène dissous (OD)

Les mesures de l'OD, bien que réalisées sur site lors de l'échantillonnage ne peuvent être exploitées de part le manque de fiabilité des valeurs. Ceci peut être expliqué par la méthode

d'échantillonnage, et pour partie du trop long temps d'attente entre la prise d'échantillon et la mesure. De plus, l'utilisation d'un auto-échantillonneur réfrigéré, et la mise au réfrigérateur de certains échantillons par le pisciculteur ont entraîné la non validation des résultats.

Cependant les mesures de l'OD pour le surnageant ont été réalisées correctement. La valeur moyenne de l'OD dans le surnageant est de 5,4 mg O<sub>2</sub>/L. Ceci correspond à une valeur élevée de l'OD dans un surnageant de boues. En effet, la forte présence de matière organique dans le tamisat et les boues entraîne une forte demande en O<sub>2</sub> qui devrait amener la concentration en OD à une valeur proche de 0 mg O<sub>2</sub>/L si le TRH dans le SSB était suffisante. Il en résulte que le TRH du SSB est trop faible pour permettre aux matières organiques de consommer entièrement l'OD.

## 4.4 Enlèvement du phosphore

### 4.4.1 Les ortho-phosphates (o-PO<sub>4</sub>)

Le graphique suivant (Figure 4.21) présente les concentrations médianes, les concentrations de l'écart interquartile et les concentrations extrêmes en o-PO<sub>4</sub> :

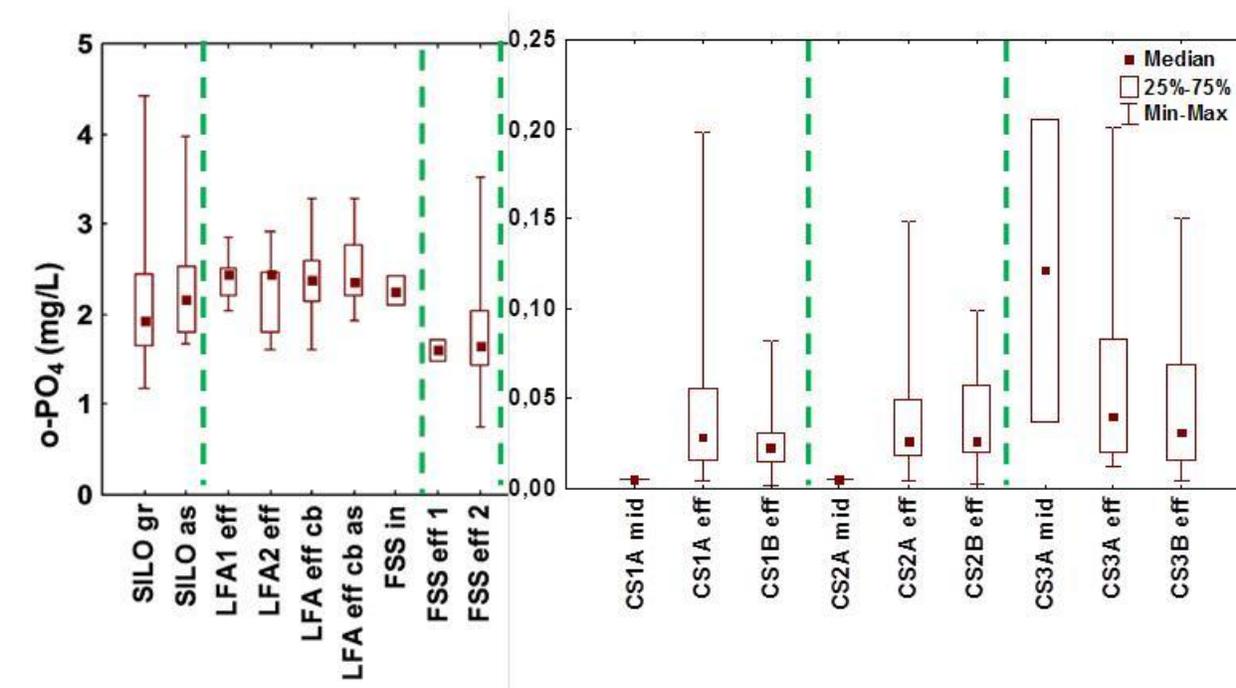


Figure 4.21: Statistiques des concentrations en o-PO<sub>4</sub> des différents échantillons

La médiane de la concentration en  $o\text{-PO}_4$  pour le Silo\_gr est de 1,9 mg P/L. La concentration médiane à l'effluent combiné des LFA est de 2,4 mg P/L ce qui constitue une augmentation de 30%. Les LFA ne participent aucunement à un quelconque enlèvement des  $o\text{-PO}_4$  puisque les ortho-phosphates représentent une fraction de la partie filtrée du phosphore total. Le fait qu'il n'existe de zone anaérobie dans les LFA permet d'expliquer ceci.

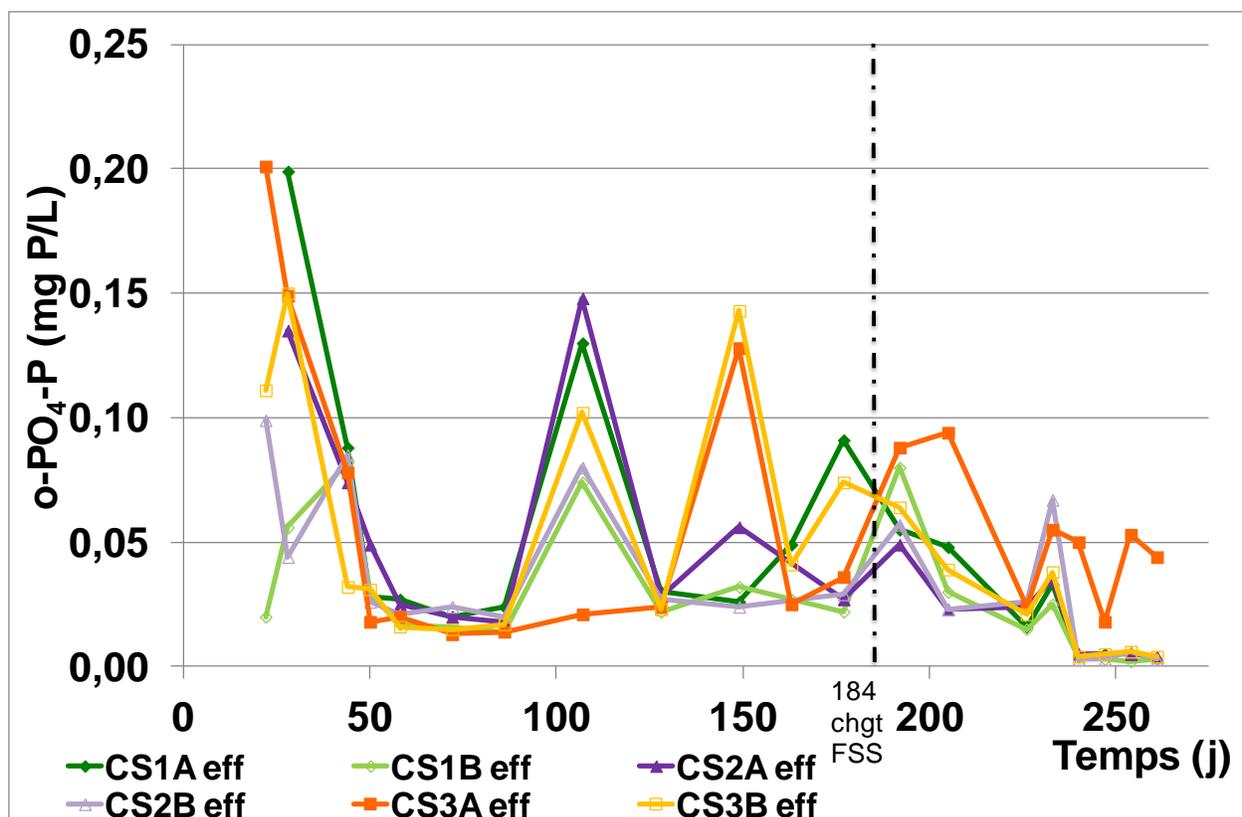
Le FSS permet un enlèvement partiel des ortho-phosphates à hauteur de 30% avec une valeur médiane de la concentration égale à 1,7 mg P/L.

Les résultats concernant les milieux des colonnes A de chaque ligne ne sont pas à prendre en considération puisque seulement 2 mesures ont été effectuées.

La majorité de l'enlèvement des  $o\text{-PO}_4$  est réalisé dans les colonnes A de chaque ligne puisque les concentrations médianes à l'effluent de ces colonnes sont comprises entre 0,03 et 0,04 mg P/L tandis que celles à l'effluent des colonnes B se situent entre 0,02 et 0,03 mg P/L.

Cet enlèvement réalisé par les premières colonnes de chaque ligne représente un enlèvement de 97% pour obtenir finalement une efficacité globale du système de 98%.

Le graphique suivant (Figure 4.22) présente les concentrations en  $o\text{-PO}_4$  dans les colonnes durant la durée de l'expérimentation :



**Figure 4.22: Concentration en o-PO<sub>4</sub> dans les CS en fonction du temps**

Les variations observables dans les colonnes sont très faibles puisque les valeurs maximales obtenues sont égales ou inférieures à 0,2 mg P/L alors que les valeurs à l'effluent du FSS sont comprises entre 1,6 et 3,3 mg P/L.

Le graphique suivant (Figure 4.23) présente la concentration en o-PO<sub>4</sub> à l'effluent des CS durant la durée de l'expérimentation en fonction du volume alimenté cumulatif :

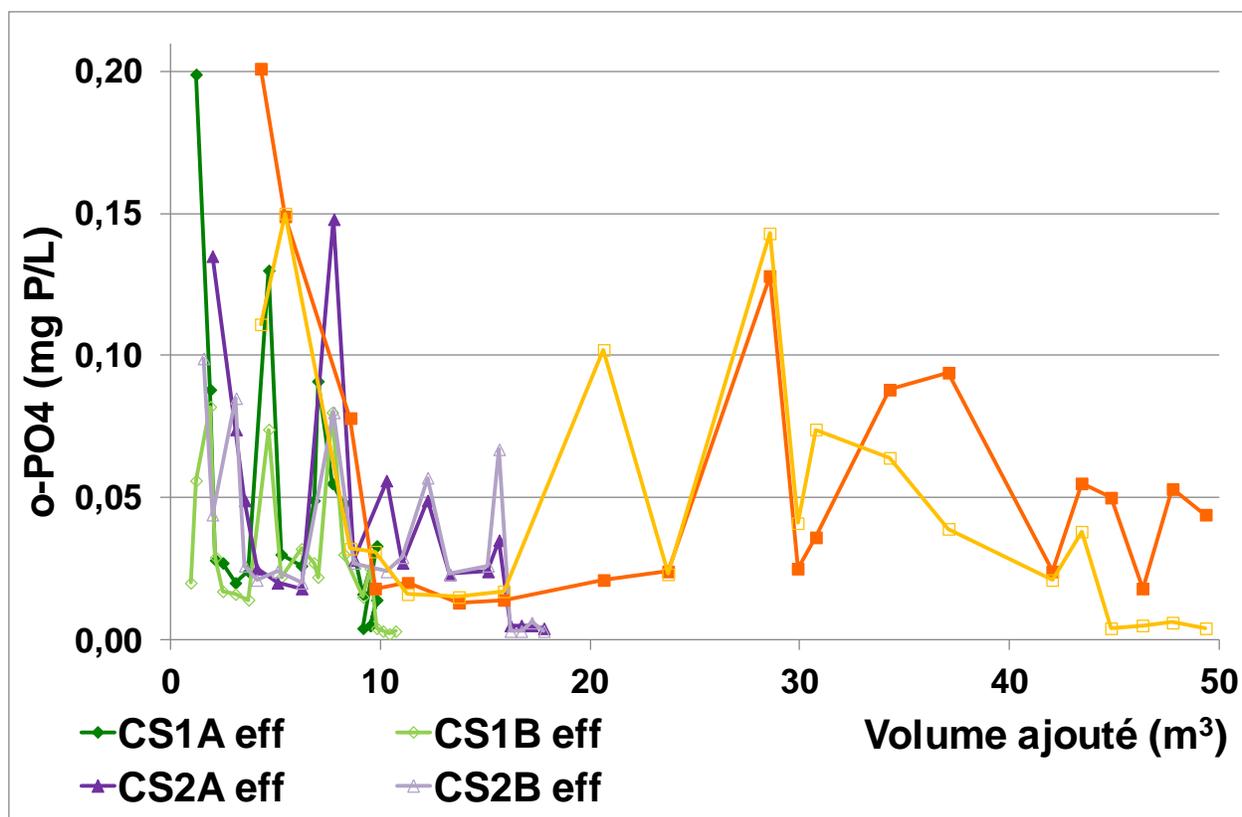


Figure 4.23: Concentration en  $\text{o-PO}_4$  à l'effluent des CS en fonction du volume ajouté cumulé

Cette figure permet de d'illustrer l'analyse réalisée précédemment en montrant l'enlèvement réalisé par les colonnes A de chaque ligne.

Le graphique suivant (Figure 4.24) présente les capacités d'enlèvement des  $\text{o-PO}_4$  de chaque CS ainsi que des deux FSS successifs :

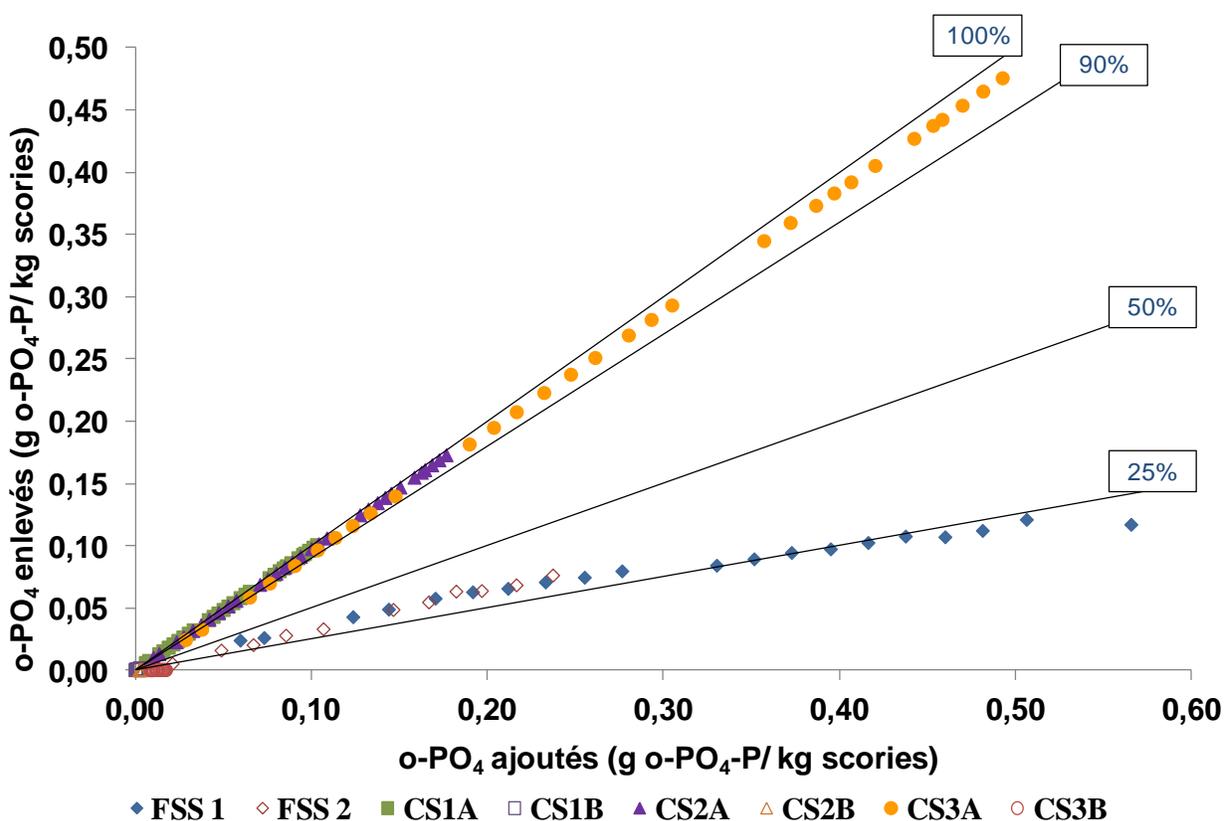


Figure 4.24: Capacité d'enlèvement des o-PO<sub>4</sub> par les CS et les FSS

Le changement de FSS a permis d'obtenir une capacité d'enlèvement supérieure à 25%, cependant comme pour le premier FSS, cette efficacité est à durée limitée puisque celle-ci n'a duré que 100 jours pour le premier FSS pour ensuite descendre en dessous de 25%.

Toutes les colonnes A possèdent une efficacité d'enlèvement supérieure à 90%, tandis que les données des colonnes B ne permettent pas d'obtenir des efficacités exploitables. En effet, la concentration étant très faible en sortie des colonnes A, les colonnes B n'ont plus d'o-PO<sub>4</sub> à enlever et la quantité d'o-PO<sub>4</sub> par kg de scories ajoutée dans les colonnes B ne dépasse pas 1 mg o-PO<sub>4</sub>-P / kg de scories. Par conséquent, la quantité de phosphore due aux ortho-phosphates présente dans les colonnes B est minime et empêche les phénomènes d'adsorption et de précipitation.

L'ensemble des efficacités d'enlèvement des o-PO<sub>4</sub> de chaque élément filtrant est disponible en Annexes F et G.

#### 4.4.2 Le phosphore total (Pt)

Le graphique suivant (Figure 4.25) présente la concentration en Pt du Silo, de l'effluent des LFA et du FSS durant la durée de l'expérimentation :

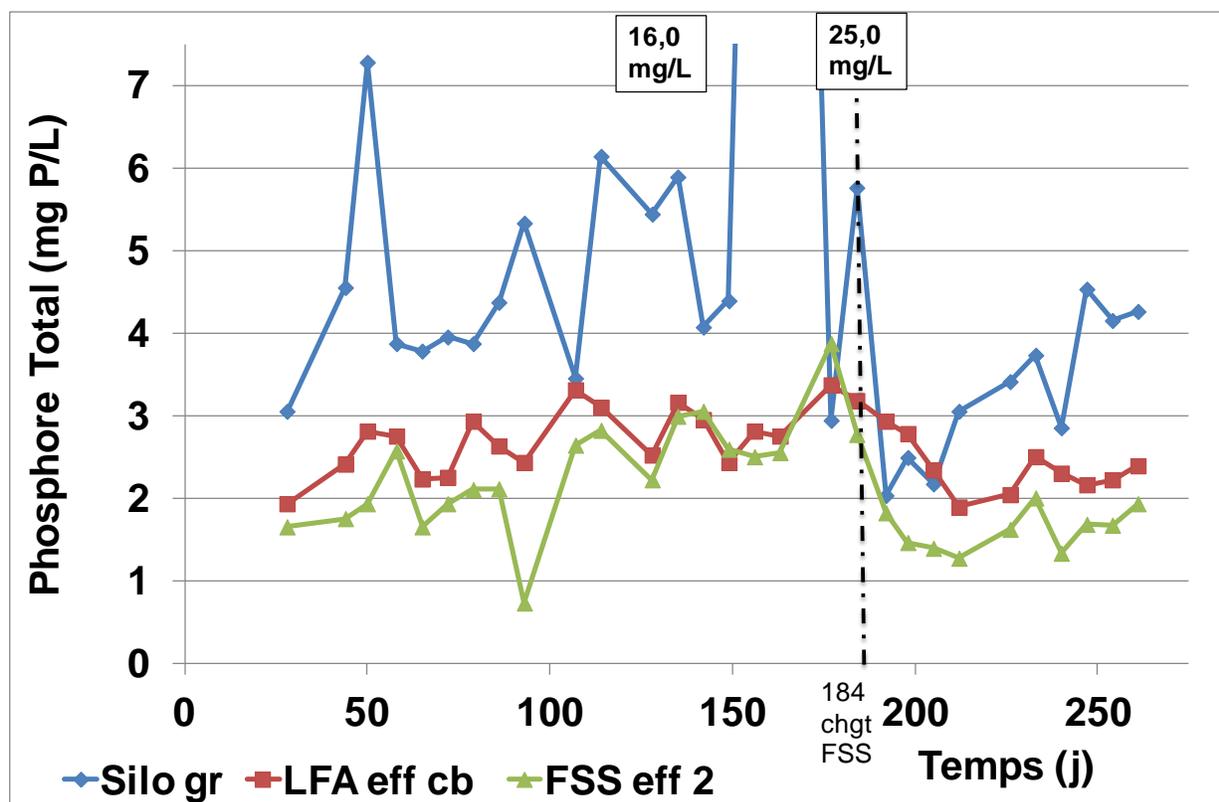


Figure 4.25: Concentration en Pt du Silo\_gr, du LFA\_eff\_cb et du FSS\_eff\_2 en fonction du temps

Il apparaît avec ce graphique que les LFA permettent un enlèvement du Pt. L'enlèvement réalisé par le FSS apparaît plus faible que celui accompli par les LFA. La concentration à l'effluent combiné des LFA et du FSS varie peu lorsque la charge à l'affluent varie et ce même lors d'une forte charge ponctuelle. En effet, pour les jours 156 et 163, les concentrations en Pt respectives du surnageant du SSB sont égales à 16,0 et 25,0 mg/L tandis que celles à l'effluent combiné des LFA sont de 2,8 mg/L.

La concentration à l'effluent du FSS est globalement inférieure à celle de l'effluent combiné des LFA. Cependant concernant le 177 jour, la concentration en Pt au niveau du surnageant est inférieure à celle du LFA et du FSS. Les scories du FSS ayant été changées entre le jour 183 et le jour 185, ceci explique la diminution observée par la suite pour la concentration en Pt à l'effluent

du FSS. Le FSS permet un enlèvement relativement faible du Pt d'après ce graphique en fonction du temps.

Les valeurs des concentrations du surnageant du SSB apparaissent comme globalement faible puisqu'elles sont pour la plupart inférieures à 6 mg P/L.

Le graphique suivant (Figure 4.26) présente les concentrations médianes, les concentrations de l'écart interquartile et les concentrations extrêmes en Pt :

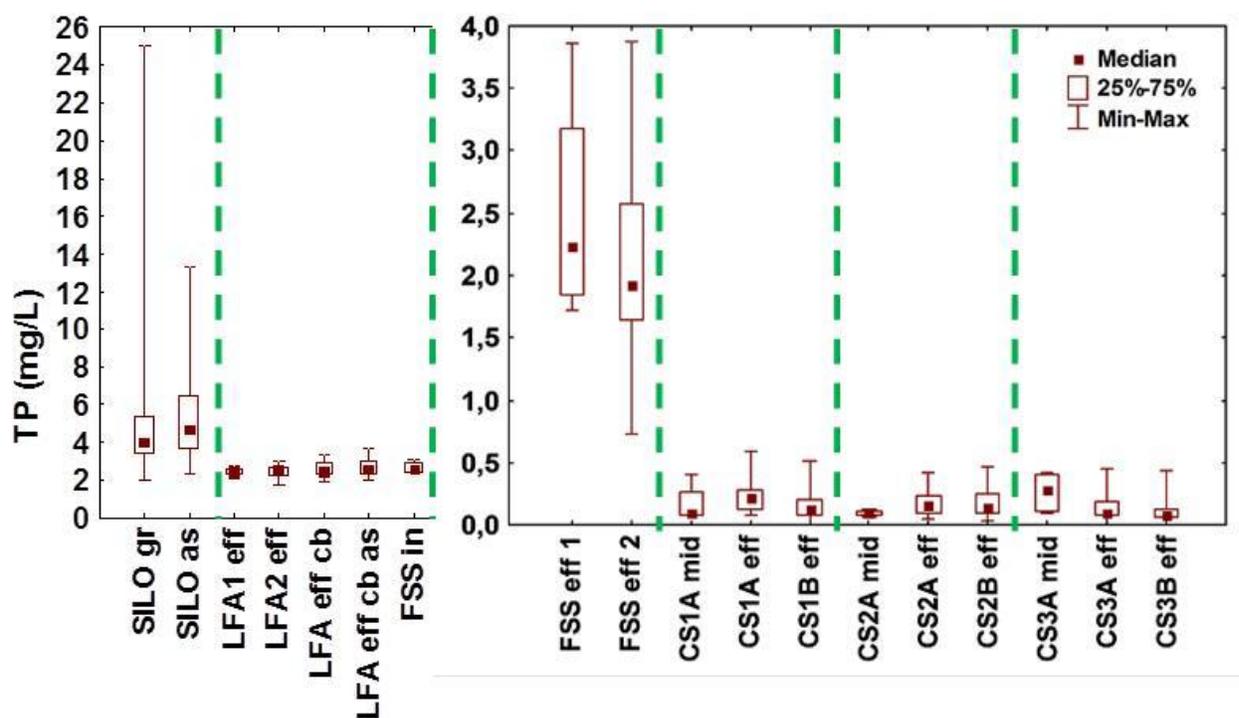


Figure 4.26: Statistiques des concentrations en Pt des différents échantillons

La médiane de la concentration en Pt pour le Silo\_gr est de 4,1 mg P/L. La concentration médiane à l'effluent combiné des LFA est de 2,5 mg P/L correspondant à un enlèvement de 35%. Les LFA participent activement à l'enlèvement du phosphore total car une fraction de celui-ci est particulaire et est retenu dans les LFA. Cependant, le phosphore retenu dans les LFA est susceptible d'être relargué lors d'une accumulation trop importante de sédiments ou lors d'une percée du biofilm (Jebens, 1972 ; Metcalf & Eddy, 2003).

Le FSS permet un enlèvement de 20% du Pt par rapport à l'effluent des LFA donnant une concentration médiane de 1,9 mg P/L. L'enlèvement total du Pt réalisé par les LFA et le FSS avoisine les 50% ne laissant qu'une charge faible en entrée des CS.

Le graphique suivant (Figure 4.27) présente les concentrations médianes, les concentrations de l'écart interquartile et les concentrations extrêmes en Pt des CS:

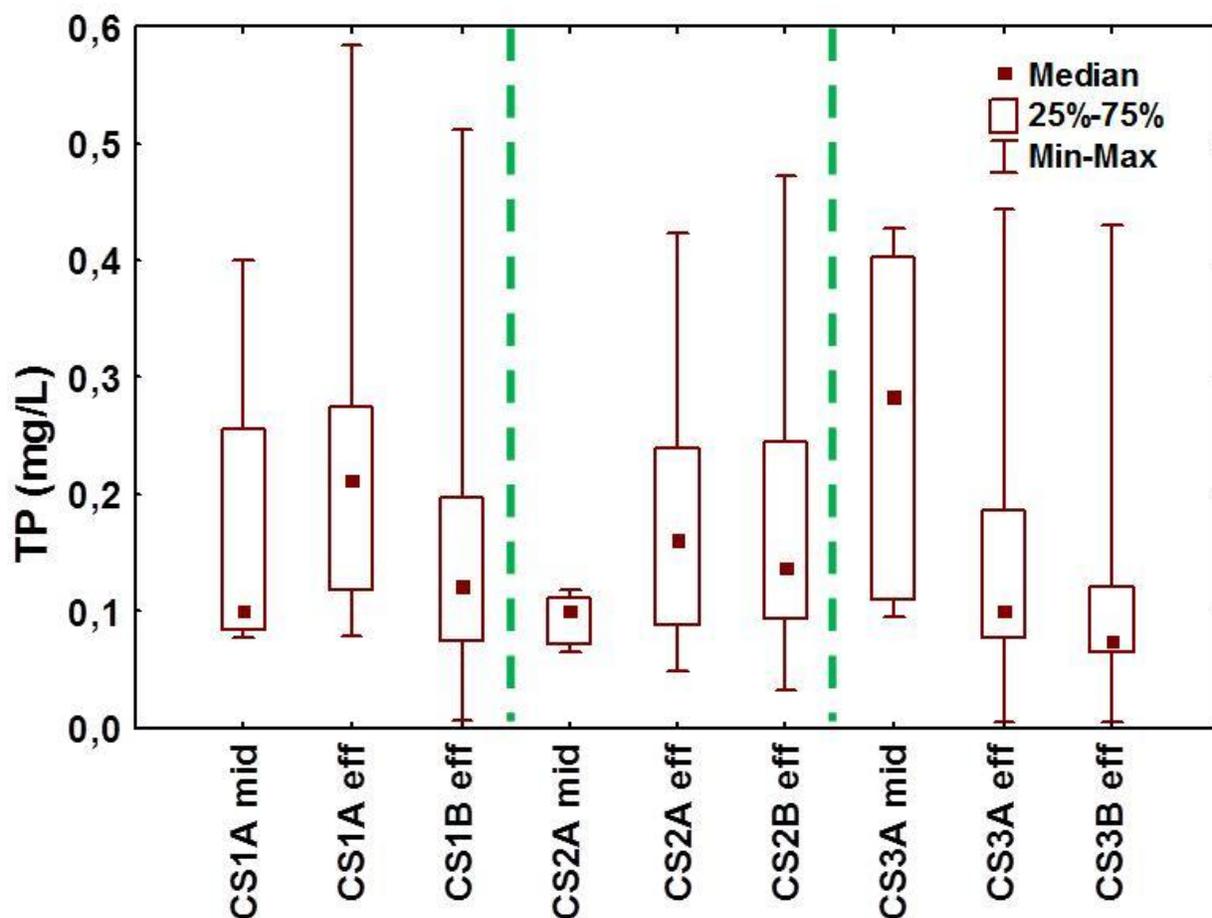


Figure 4.27: Statistiques des concentrations en Pt à l'effluent des CS

Le nombre de valeurs concernant les milieux des premières colonnes n'est que de 7 pour chacune, tandis que pour les effluents des colonnes ce nombre est supérieur à 26. Ceci explique la faible dispersion du milieu de la CS2A par exemple. Néanmoins les valeurs médianes des concentrations en Pt au niveau des milieux des premières colonnes laissent penser que seulement la moitié des premières colonnes ont un réel impact sur l'enlèvement de phosphore. Ceci est à

nuancer avec le fait que les charges ont été faibles durant l'expérimentation et que les limites de capacité de rétention des CS n'ont pas été atteintes.

Il n'y a que très peu de différences entre l'effluent des colonnes A et des colonnes B induisant que l'enlèvement du Pt est principalement réalisé par les premières colonnes de chaque ligne. Par ailleurs, les valeurs sont sensiblement égales entre les différentes lignes, et les concentrations médianes à l'effluent des CS de la ligne 3 sont inférieures aux autres lignes malgré le TRH plus faible. Ceci peut être éventuellement expliqué par la faible concentration de Pt à l'affluent puisque les résultats sont en contradictions avec la littérature et les essais en laboratoires.

Les efficacités d'enlèvement du phosphore réalisé par les colonnes A sont comprises entre 94 et 95% par rapport à l'effluent du FSS. Ceci abouti à une efficacité globale de 95 à 97% d'enlèvement du Pt par le système.

Les concentrations médianes à l'effluent des lignes 1, 2 et 3 sont respectivement de 0,12 ; 0,14 et 0,07 mg P/L ce qui représente une concentration très faible par rapport à d'autres traitement comme le chaulage ou les traitements biologiques Bardenpho (Metcalf & Eddy, 2003).

Le graphique suivant (Figure 4.28) présente la concentration en Pt à l'effluent des CS durant la durée de l'expérimentation :

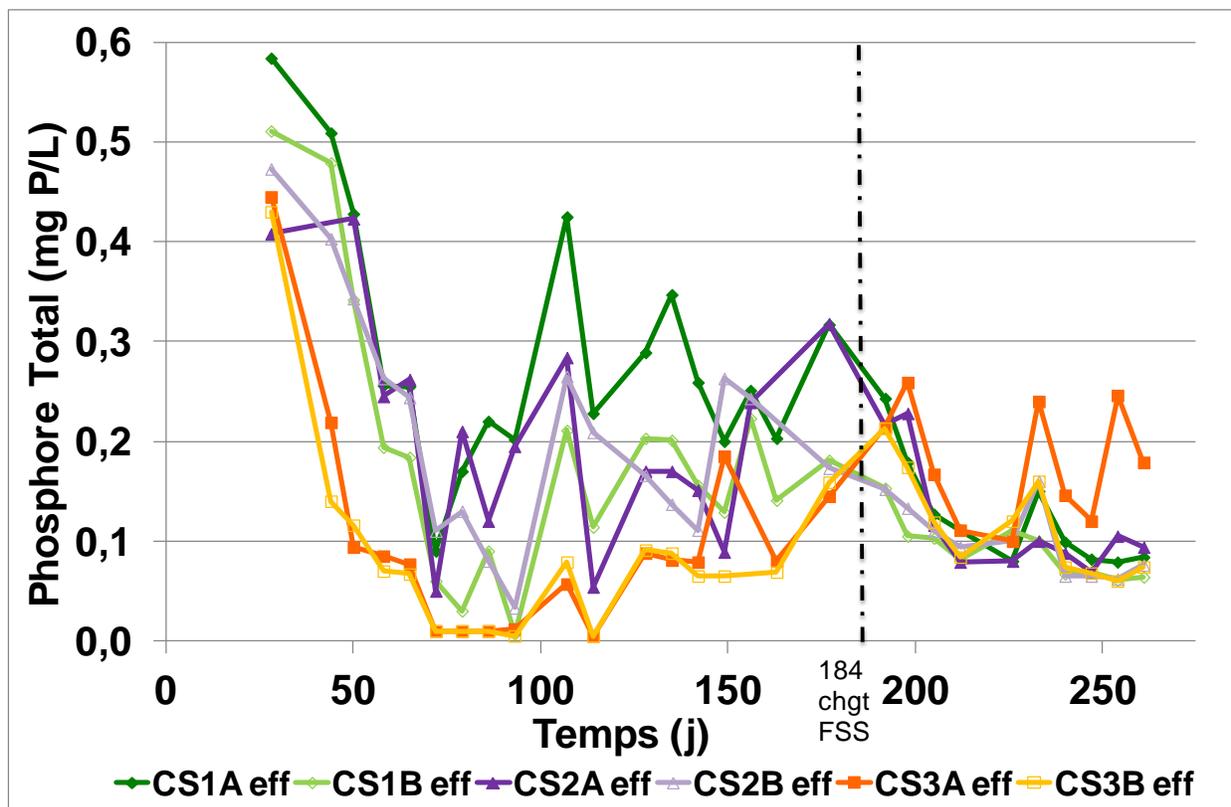


Figure 4.28: Concentration en Pt à l'effluent des CS en fonction du temps

La concentration la plus faible de Pt à l'effluent correspond jusqu'au 175 jour à la ligne 3 de CS, celles comprenant les TRH les plus faibles, cependant la tendance après ceci est à la hausse démontrant la perte d'efficacité de la CS3A due au débit trop grand. En effet, un débit trop grand réduit la dissolution de la chaux contenue dans les scories limitant la montée du pH et la saturation en calcium de l'eau amenant à une limitation de la captation de phosphore.

L'efficacité plus importante lors du début de l'expérience peut être expliquée par le fait que les scories contiennent de la chaux vive qui se dissout rapidement mais aussi de la chaux hydratée se dissolvant plus lentement permettant un enlèvement du phosphore dans le temps. Dans le cas de la ligne 3, la chaux vive s'est dissolue, mais le débit trop important empêche la dissolution suffisante de la chaux hydratée amenant à un épuisement de la colonne de scories plus rapidement que les autres CS.

Par ailleurs ce graphique montre que la concentration en Pt à l'effluent de la CS3A est sensiblement égale à celle de la CS3B. Cette tendance s'observe jusqu'environ le 200 jour

démontrant que la CS3B ne joue pas de rôle dans l'enlèvement de phosphore jusqu'à cette période mais que les scories de celle-ci se dissolvent quand même, ceci étant démontré par l'augmentation de l'alcalinité et du pH entre l'effluent de la CS3A et la CS3B.

Le graphique suivant (Figure 4.29) présente la concentration en Pt à l'effluent des CS durant la durée de l'expérimentation en fonction du volume alimenté cumulatif :

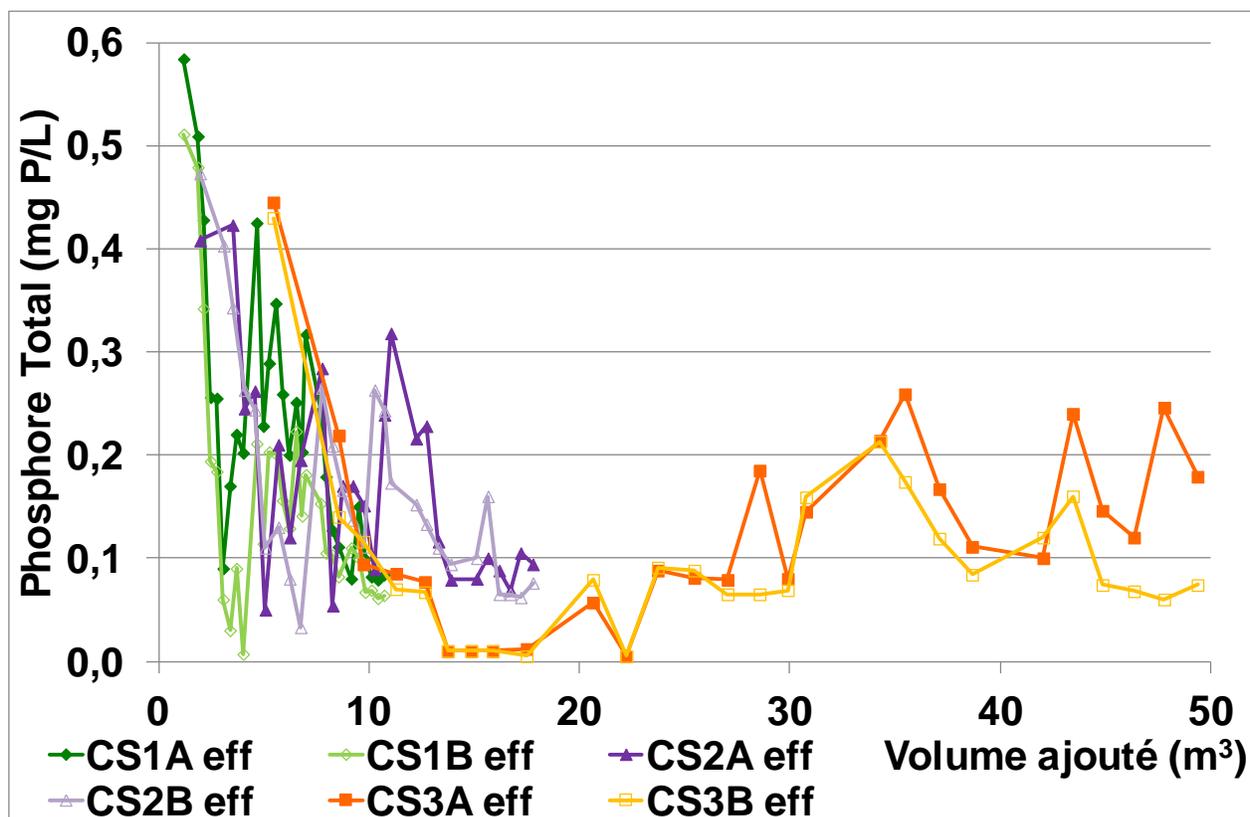


Figure 4.29: Concentration en Pt à l'effluent des CS en fonction du volume ajouté cumulé

Ce graphique permet de confirmer l'analyse réalisée précédemment en montrant la plus grande efficacité d'enlèvement de la ligne 3 de CS jusqu'à un volume ajouté de 20 m<sup>3</sup>. Par la suite une tendance à l'augmentation est observable.

Le graphique suivant (Figure 4.30) présente les capacités d'enlèvement du PT de chaque CS ainsi que des deux FSS successifs :

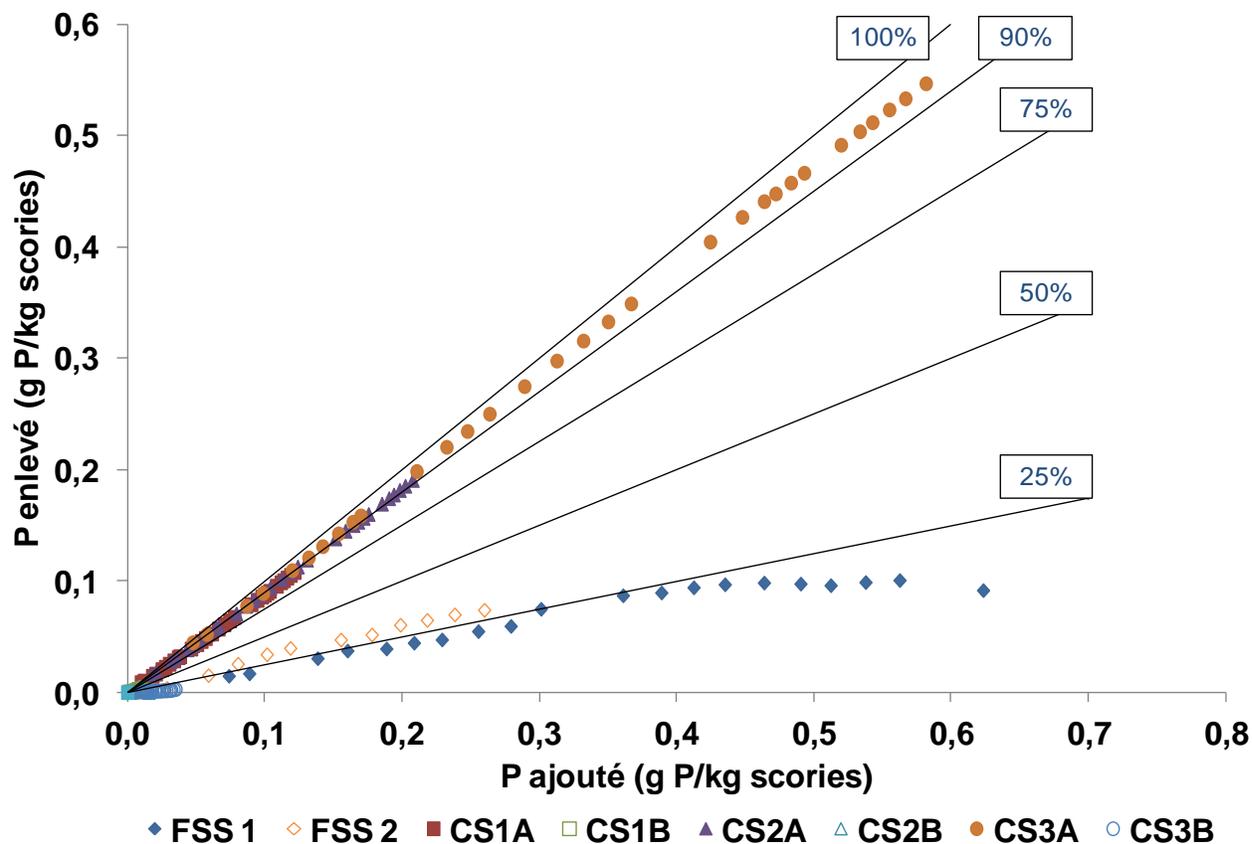


Figure 4.30: Capacité d'enlèvement du Pt par les CS et les FSS

Note : FSS 1 : premier FSS en fonction du jour 1 à 183  
 FSS 2 : second FSS en fonction du jour 184 à 261

Le changement de FSS a permis d'obtenir une capacité d'enlèvement supérieure à 25% ce qui n'a pas été le cas avec le premier FSS, toutefois, le second FSS semble suivre la même tendance que le premier.

Toutes les colonnes A possèdent une efficacité d'enlèvement supérieure à 90%, tandis que les données des colonnes B ne permettent pas d'obtenir des efficacités exploitables puisque la concentration en phosphore est très faible.

## 4.5 Efficacité du traitement réalisé par les LFA

Les LFA permettent un traitement très efficace des matières organiques, ceci étant résumé dans le tableau suivant (Tableau 4.1) présentant les concentrations moyennes du surnageant du SSB, de l'effluent des LFA ainsi que celui combinant les deux LFA, et les efficacités liées :

**Tableau 4.1: Concentrations moyennes et efficacités d'enlèvement des LFA**

		DCOtot (mg/L)	DCOfilt (mg/L)	DBOtot (mg/L)	DBOfilt (mg/L)	MES (mg/L)	MVES (mg/L)	NTK (mg N/L)	NH4 (mg N/L)	NOx (mg N/L)	PT (mg P/L)	o-PO4 (mg P/L)	pH	Alc (mg CaCO3/L)	CIT (mg C/L)	Ca (mg CaCO3/L)	Ca Fil (mg CaCO3/L)
<b>Concentrations moyennes</b>	<b>Silo gr</b>	322	49	74	22	140	128	13,7	2,0	0,1	5,2	2,1	6,6	63	23,0	27	16
	<b>LFA1 eff</b>	13	8	2	1	4	2	0,6	0,3	4,5	2,5	2,4	7,3	50	14,6	26	24
	<b>LFA2 eff</b>	8	5	2	1	2	2	0,7	0,1	5,1	2,5	2,3	7,4	45	12,4	24	23
	<b>LFA eff cb</b>	10	8	2	1	3	2	0,9	0,1	5,1	2,6	2,4	7,1	50	13,8	24	24
<b>% variation entre le surnageant et l'effluent</b>	<b>Silo gr</b>																
	<b>LFA1 eff</b>	-94	-77	-98	-93	-95	-96	-94	-97	8640	-41	25		-21	-44	28	49
	<b>LFA2 eff</b>	-97	-86	-98	-93	-96	-97	-92	-97	9920	-38	12		-28	-52	20	50
	<b>LFA eff cb</b>	-96	-84	-97	-95	-98	-98	-95	-97	9770	-41	19		-21	-45	34	61

Ce tableau permet de démontrer la très grande efficacité d'enlèvement des matières organiques par les LFA puisque l'efficacité globale des deux LFA est de 96% pour la DCO, 97% pour la DBO et 98% pour les MES.

Les LFA permettent un enlèvement de 41% du phosphore total mais ne participent pas à l'enlèvement des ortho-phosphates puisque ceux-ci augmentent d'environ 19%.

La nitrification réalisée par les LFA est pratiquement totale puisque 97% de l'ammoniaque est enlevée.

Il n'existe que peu de différences entre les deux LFA malgré le problème d'aération rencontré et précédemment développé. Ceci peut être expliqué par le fait que les LFA ont été largement surdimensionnés puisque la charge en DBO est égale à 0,015 kg DBO<sub>5</sub>/m<sup>3</sup>/j pour chaque LFA alors qu'une charge faible est considérée pour un lit bactérien lorsqu'elle atteint 0,1 kg DBO<sub>5</sub>/m<sup>3</sup>/j.

Une révision de la conception serait nécessaire pour permettre de réduire les coûts ainsi que les dimensions de l'installation.

Les concentrations de chaque paramètre peuvent être considérés comme très faibles à la sortie des LFA excepté pour le phosphore total et les ortho-phosphates.

## CHAPITRE 5 : DISCUSSION GÉNÉRALE

### 5.1 Influence des réservoirs d'alimentation entre les éléments filtrants

Les réservoirs d'alimentation présents entre le LFA et le FSS d'une part et entre le FSS et les CS d'autre part ont eu une influence sur plusieurs paramètres.

En effet, l'influence de la présence du RAFSS peut être étudiée en analysant les différences entre les valeurs obtenues pour les échantillons LFA\_eff\_cb et FSS\_in puisqu'ils étaient prélevés respectivement dans le RAFSS et dans le tuyau d'alimentation du FSS. Le choix de la prise en compte de l'échantillon LFA\_eff\_cb pour les analyses a été motivé principalement par la facilité d'échantillonnage. Par ailleurs, étant donné que cet échantillon était prélevé grâce à un auto-échantillonneur, l'essai d'installer celui-ci au niveau du tuyau d'alimentation du FSS a amené à l'aspiration de particules provenant du FSS. Par conséquent, la prise d'échantillon au niveau du FSS\_in n'a été réalisée que manuellement et pour des échantillons de petite taille pour des analyses telles que le CIT, le calcium, l'alcalinité, le phosphore total, et les NTK.

Les observations réalisées ont permis de déterminer qu'en moyenne, la présence du RAFSS exposé à l'air libre entraîne une augmentation de 4% du CIT, ceci pouvant être expliqué et mis en relation avec la présence de CO<sub>2</sub> dans l'air entraînant une dissolution de celui-ci dans l'eau présente dans le RAFSS. Cependant, la variation peut être considérée comme faible étant donné qu'il n'existe pas de différence significative au niveau du pH entre ces deux échantillonnages. De plus, le faible temps de résidence et le pH proche de la neutralité – 6,9 - amène à penser que la présence de ce réservoir d'alimentation n'a que peu d'influence sur les paramètres étudiés.

De même que pour la prise d'échantillon au niveau du RAFSS, la prise d'échantillon au niveau de la sortie du FSS correspondant à l'échantillon FSS\_eff\_1 et au niveau du RACS correspondant à l'échantillon FSS\_eff\_2 a amené des différences concernant les valeurs obtenues. La prise de l'échantillon FSS\_eff\_1 était réalisée au niveau du tuyau de l'effluent du FSS mais nécessitait d'attendre l'alimentation d'un LFA car l'écoulement est gravitaire. Par conséquent cet échantillonnage n'a été réalisé que peu de fois et seulement pour des analyses telles que le CIT, le calcium, l'alcalinité, le phosphore total, et les NTK. La prise de l'échantillon FSS\_eff\_2 a été

motivée par sa facilité au moyen d'un auto-échantillonneur connecté directement au RACS. Ce réservoir d'alimentation collectant l'effluent du FSS était connecté au système d'évent en recirculation fermé afin de minimiser l'apport de CO<sub>2</sub> atmosphérique extérieur et était hermétiquement fermé au moyen d'un joint positionné au niveau du couvercle vissable. De plus, une graisse de scellement a été enduite sur le joint et le pas de vis du couvercle.

Malgré ces précautions, des variations non négligeables ont pu être observées sur les valeurs des paramètres tels que le pH et le CIT. En effet, sur les échantillons étudiés, une diminution du pH d'un point a pu être remarquée entre les deux échantillons tandis qu'une augmentation d'environ 20% a pu être constatée pour le CIT passant d'une valeur moyenne, pour la même période, égale à 14,6 mg C/L à une valeur de 18,2 mg C/L.

Une explication possible de cette différence serait la mauvaise étanchéité du RACS et/ou du système d'évent. Malgré les précautions prises, il est probable que de l'air extérieur contenant du CO<sub>2</sub> ait pu pénétrer à l'intérieur du RACS. Il serait nécessaire d'effectuer la même expérimentation en enlevant le système d'évent pour pouvoir mesurer l'impact réel qu'a eu celui-ci.

Ces réservoirs ont été prévus dans la conception de l'unité de traitement dans un souci de faciliter l'échantillonnage et aussi le mélange des effluents des LFA. Cependant, dans le cas d'une proposition de conception à pleine échelle pour le traitement d'un effluent de ferme piscicole, ceux-ci pourraient être enlevés. En revanche, concernant l'oxygénation de l'eau au niveau des filtres contenant des scories, ce sujet sera discuté dans la partie conception d'une unité fonctionnelle.

## **5.2 Influence du temps de rétention sur l'enlèvement de phosphore**

Le temps de rétention possède une grande influence sur l'enlèvement de phosphore puisqu'une augmentation du TRH permet une amélioration de l'enlèvement en Pt et en o-PO<sub>4</sub> (Lan *et al*, 2006 ; Liira *et al*, 2009 ; Claveau-Mallet *et al*, 2011). Dans le cas de cette présente étude, le facteur non considéré est la réduction du volume effectif du FSS et des CS. En effet, l'adsorption du phosphore par les scories entraîne une formation et une croissance principalement de cristaux d'hydroxyapatite à la surface des scories causant une diminution du volume effectif des filtres de

scories (Drizo *et al*, 2006). Etant donné que les débits dans les filtres de scories étaient fixés, une diminution du volume effectif engendrerait une diminution du TRH. Toutefois, la faible quantité de phosphore total entrée dans le système permet de supposer une variation faible du volume effectif des filtres de scories. En effet, les quantités totales de Pt retenu durant la durée de l'expérimentation dans le FSS1, FSS2 et les lignes 1, 2 et 3 de CS sont respectivement égales à 26 g, 21 g, 23 g, 39 g et 112 g correspondant à un maximum de 0,58 g P/kg scories pour la CS3A et à un maximum de 0,2 g P/kg scories pour les autres CS. Ceci est à mettre en relation avec la capacité de rétention en phosphore supérieure à 2,0 g P/kg scories obtenue en laboratoire mais dont le maximum de capacité de rétention n'a pas été atteint (Drizo *et al*, 2006).

Il a été démontré qu'un temps de rétention hydraulique inférieur à 5 heures entraîne une diminution significative de l'enlèvement du phosphore par les scories d'aciéries (Lan *et al*, 2006). Par conséquent, le TRH faible – 3,5 heures – du FSS permet d'expliquer en partie les faibles efficacités, inférieures à 30% (Figure 4.30), d'enlèvement du phosphore par ces filtres de scories. La taille des scories de diamètre 20 à 40 mm permet de compléter cette analyse puisque la surface utile en contact avec le liquide est plus faible qu'avec des scories de diamètre inférieur et que la chaux contenue à l'intérieur des scories n'est pas en contact avec l'eau à traiter empêchant sa dissolution.

Les résultats présentés dans les figures 4.27 et 4.28, permettent de conclure dans le cas de cette étude qu'il n'existe que très peu de différences sur les capacités d'enlèvement du Pt et des o-PO<sub>4</sub> au niveau des colonnes malgré les TRH de 9, 24 et 41h. Bien que les colonnes A et B de la ligne 3 possèdent chacune un TRH de 4,5 heures, les capacités d'enlèvement sont semblables voire supérieures aux autres CS pendant une période d'environ 240 jours. Une tendance à la diminution de l'efficacité est remarquable après cette période pour les colonnes précédemment citées.

Cette absence de différences significatives pourrait être expliquée par la trop faible concentration en phosphore à l'effluent du FSS et des colonnes A de chaque ligne. En effet, dans une étude réalisée avec des cendres hydratées de schistes bitumineux riches en calcium et dont la composition se rapproche de scories d'aciéries hormis pour la teneur en fer, il a été prouvé qu'une concentration inférieure à 0,5 mg P/L entraîne la disparition du phénomène de précipitation du phosphore (Koiv *et al*, 2010).

Le tableau suivant (Tableau 5.1) présente les différences de compositions entre les scories et les sédiments de cendres de schistes bitumineux utilisés :

**Tableau 5.1: Comparaison des compositions des scories et de la cendre**

	Composition exprimée en %											PAF
	SiO <sub>2</sub>	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	CaO	MgO	Na <sub>2</sub> O	K <sub>2</sub> O	MnO	TiO <sub>2</sub>	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	Cr <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	
Scories d'aciéries 5-10 mm	13,99	5,15	38,47	27,93	11,58	0,08	0,02	2,63	0,80	0,24	0,75	2,17
Cendres hydratées de schistes bitumineux (Koiv et al, 2010)	25,96	6,25	3,56	29,22	3,42	0,11	2,97	0,04	0,36	0,13		27,98

Par similitude, il est possible d'en déduire que la trop faible concentration en Pt et en o-PO<sub>4</sub> à l'affluent des CS est la cause de ce peu de différences entre les CS possédant des TRH différents. Il est possible de supposer, étant donné que la première moitié de la CS3A permet un enlèvement de 85% du Pt par rapport à l'effluent du FSS, que proportionnellement moins de la moitié des premières CS des lignes 1 et 2 permettent un enlèvement comparable. Ainsi, le restant des lignes ne réalisent qu'une finition de l'enlèvement du Pt et des o-PO<sub>4</sub> entraînant une faible variation de la concentration de ces paramètres et donc une faible variation des efficacités des CS malgré les TRH différents.

### 5.3 Proposition de conception d'une unité fonctionnelle

La proposition de conception d'une unité fonctionnelle nécessite la prise en compte de tous les facteurs influençant l'utilisation de cette unité. Parmi ces facteurs figurent la concentration en phosphore total et en ortho-phosphates à l'affluent du système, le débit, la taille des filtres, la taille des scories, le diamètre des filtres.

La concentration en Pt et o-PO<sub>4</sub><sup>-</sup> à l'affluent du système sont des valeurs connues dans le cadre de cette étude par la prise d'échantillons réguliers à la Ferme piscicole des Bobines. Il est apparu que la concentration en Pt et en o-PO<sub>4</sub><sup>-</sup> du surnageant est faible en comparaison avec les concentrations utilisées lors de projets en laboratoire.

Le débit d'alimentation du système, le volume effectif des filtres et le temps de rétention hydraulique sont liés par la formule suivante (Equation 5.1) :

$$Ve = \frac{TRH}{24} * Q_{aff} \quad 5.1$$

où

$V_e$  = Volume effectif du filtre ( $m^3$ )

$TRH$  = Temps de rétention hydraulique (h)

$Q_{aff}$  = Débit d'alimentation ( $m^3/j$ )

Le diamètre des scories possède une importance quant à l'enlèvement du Pt et des o- $PO_4$ . Des scories plus grosses ne permettent pas un enlèvement suffisant du phosphore mais évite le colmatage des filtres. Pour la proposition de conception, il est considéré que la taille des scories est inchangée par rapport à l'unité pilote mise en place.

Par ailleurs, bien que le diamètre des éléments filtrants possède une influence sur l'enlèvement du phosphore, celle-ci ne sera pas prise en compte. En effet, la mise en place de colonnes de scories possédant le même volume mais étant de diamètre plus grand entraînerait une diminution de la hauteur de celles-ci. Le TRH resterait inchangé mais la vitesse linéaire de l'eau à l'intérieur diminuerait. Lors de la conception des éléments filtrants, un coefficient de 4:1 a été pris en compte afin de pouvoir réaliser l'approximation que l'écoulement est considéré comme un écoulement piston.

Une autre hypothèse posée est celle considérant qu'étant donné que les LFA ont été surdimensionnés, il est possible de réduire par un facteur de 10 la taille de ceux-ci sans diminuer l'efficacité d'enlèvement des matières organiques et de la nitrification réalisé par ceux-ci. En effet, la charge en  $DBO_5$  de ce système est de  $0,015 \text{ kg } DBO_5/m^3/j$  pour chaque LFA alors qu'une charge faible est considérée pour un lit bactérien lorsqu'elle atteint  $0,1 \text{ kg } DBO_5/m^3/j$ .

Le débit du surnageant à traiter est considéré égal à  $200 \text{ m}^3/j$ . Le volume traité par l'unité de traitement était de  $360 \text{ L/j}$ . En considérant la diminution d'un rapport 10 le volume des LFA – leur volume serait alors égal à  $0,09 \text{ m}^3$  - ainsi qu'en considérant un seul LFA plutôt que deux en

parallèles, le volume du LFA nécessaire pour effectuer le traitement des matières organiques et la nitrification du surnageant du SSB serait de  $100 \text{ m}^3$  correspondant à un étang aéré de dimension de faible dimensions. Le TRH serait alors de 0,2 jours soit environ 5 heures ce qui est une valeur faible pour un étang aéré (Metcalf & Eddy, 2003). En conservant un TRH égal à 2 heures le volume du filtre nécessaire serait de  $1\,000 \text{ m}^3$  soit des dimensions égales à 40 m de longueur, 10 m de largeur et 2,5 m de profondeur correspondant à un étang aéré de dimensions raisonnables.

Dans le cas de cette étude, les coûts inhérents à la mise en place d'un système à pleine échelle pour le traitement complet du surnageant du SSB n'ont pas été analysés. Par ailleurs, un poste de dépense important dans l'exploitation de ce système serait l'aération mais celle-ci n'a pas été quantifiée quant au coût de l'énergie nécessaire. Une étude approfondie des coûts d'un tel système pourrait donner lieu à un autre projet de recherche afin de comparer au système de chaulage en vue d'une proposition alternative de traitement du phosphore du surnageant des SSB de fermes piscicoles.

En prenant en considération que le FSS fonctionne correctement et en conservant un temps de rétention de 3,5 heures, avec un débit d'alimentation de  $200 \text{ m}^3/\text{j}$ , le volume effectif nécessaire serait d'environ  $29 \text{ m}^3$ , soit un volume de FSS égal à  $73 \text{ m}^3$ . Etant donné que les scories possèdent une porosité de 40% et une densité de 3,6, la masse de scories nécessaires pour le FSS serait d'environ 158 tonnes. Par conséquent, cette solution paraît incohérente puisqu'il a été démontré que le FSS a été conçu pour pouvoir changer relativement aisément les scories contenues à l'intérieur. De plus, les efficacités de relèvement du pH et d'enlèvement du phosphore par ce filtre sont relativement faibles, et la durée pendant laquelle ces efficacités sont maximales n'excède pas quelques mois. Par conséquent cette solution ne permet pas d'atteindre les critères de durabilité, de faible coût et faible maintenance nécessaire à sa mise en place dans une ferme piscicole.

Par ailleurs, il apparaît que la dépense qui pourrait devenir particulièrement importante lors d'une mise en place d'un système à pleine échelle serait le transport des scories. En effet, celles-ci possèdent une densité de 3,6 et dépendamment de la localisation de l'entreprise fournissant les scories d'aciéries le transport représenterait une part non négligeable de la mise en place d'un système par filtres extensifs de scories d'aciéries.

L'hypothèse émise concernant les colonnes de scories est que seules les premières parties des premières colonnes de chaque ligne participe à l'enlèvement de phosphore. Les premières CS de chaque ligne possèdent des durées de vie estimées supérieures à 1 an et demi pour les lignes 1 et 2 et à 1 an pour la CS3A. Par conséquent, l'utilisation des colonnes B ne permet qu'un enlèvement minime du phosphore mais impacte sur la durée de celle-ci puisque la chaux contenue dans les scories est dissoute au fur et à mesure. Il serait préférable d'envisager deux filtres en séries pour un système à pleine échelle. Celui-ci ne serait connecté que lorsque la capacité maximale de rétention de phosphore par les scories serait atteinte permettant ainsi un remplacement des scories usagées du premier filtre.

Une durée de vie du filtre de scories de 1 an est une valeur faible, ceci étant prévisible par le faible TRH – 4,5 heures – cependant la conception de filtres de scories à partir des paramètres de la ligne 1, ligne avec le TRH le plus important, entraînerait un volume encore plus important qu'une conception à partir de la ligne 2 de CS. Il en résulte que le design des filtres de scories pour un système à pleine échelle est réalisé à partir des paramètres de la ligne 2 dont les CS possèdent chacune un TRH de 12 heures. Avec un débit à traiter de  $200 \text{ m}^3/\text{j}$  et un TRH de 12 heures, le volume effectif nécessaire est de  $100 \text{ m}^3$  soit un volume de filtre égal à  $250 \text{ m}^3$  – volume légèrement inférieur à 3 remorques de camions - correspondant à une masse d'environ 540 tonnes de scories. Ce filtre pourrait offrir un traitement efficace pendant une durée supérieure à 1 an et demi permettant un enlèvement global de 95% du phosphore total et de 98% des orthophosphates. Les concentrations médianes respectives à l'effluent pour ces paramètres seraient égales à 0,16 mg P/L et 0,03 mg P/L.

Une inconnue reste quant à l'influence du système d'évent en recirculation fermée puisqu'un tel système serait difficilement applicable pour des filtres aussi volumineux. La précipitation de carbonate de calcium dans le système devrait être prise en compte puisqu'elle participerait au colmatage du système et à la diminution du volume effectif donc du temps de rétention hydraulique dans les filtres.

Par ailleurs, le rejet de l'effluent d'un tel système est à prendre en considération puisque le pH est supérieur à 11, et la valeur médiane de l'alcalinité serait d'environ  $175 \text{ mg CaCO}_3/\text{L}$  soit avec un débit de  $200 \text{ m}^3/\text{j}$  une valeur de  $35 \text{ kg CaCO}_3/\text{j}$ . Trois analyses de l'alcalinité réalisées à l'effluent de la pisciculture ont permis d'obtenir une valeur moyenne égale à  $40 \text{ mg CaCO}_3/\text{L}$ .

L'équation suivante (Equation 5.2) permet de déterminer la concentration de l'alcalinité à l'effluent de la pisciculture si l'effluent du système de filtration par scories d'aciéries était dilué dans l'effluent de la pisciculture :

$$C_{eff} = \frac{C_{sys} * Q_{sys} + C_{pisci} * Q_{pisci}}{Q_{sys} + Q_{pisci}} \quad 5.2$$

où

$C_{sys}$  = Alcalinité à l'effluent du système de scories (mg  $\text{CaCO}_3/\text{L}$ )

$Q_{sys}$  = Débit du système de filtres à scories ( $\text{m}^3/\text{j}$ )

$C_{pisci}$  = Alcalinité à l'effluent de la pisciculture sans les filtres à scories (mg  $\text{CaCO}_3/\text{L}$ )

$Q_{pisci}$  = Débit à l'effluent de la pisciculture ( $\text{m}^3/\text{j}$ )

$C_{eff}$  = Alcalinité à l'effluent de la pisciculture avec les filtres à scories (mg  $\text{CaCO}_3/\text{L}$ )

En prenant en considération ces paramètres, la concentration de l'alcalinité à l'effluent de la pisciculture si l'effluent du système était dilué avec serait d'environ 42 mg  $\text{CaCO}_3/\text{L}$  soit une augmentation d'environ 5%. Cette augmentation paraît acceptable pour le milieu récepteur. Par analogie concernant le pH, l'augmentation ne semblerait pas significative, en effet en considérant la concentration en ions  $\text{H}^+$ , l'augmentation du pH serait d'environ 0,01. Toutefois une analyse précise de l'acidité pourrait permettre d'effectuer cette analyse.

Le tableau suivant (Tableau 5.2) présente un résumé des paramètres de conception d'une unité de traitement à pleine échelle par lits filtrants aérés et filtres extensif de scories d'aciéries pour la Ferme piscicole des Bobines Inc :

**Tableau 5.2: Principaux paramètres de conception d'une unité pleine échelle**

Filtres	Débit m <sup>3</sup> /d	TRH h	Volume effectif m <sup>3</sup>	Volume filtre m <sup>3</sup>	Média				
					Type	Diamètre mm	Porosité %	Densité kg/L	Poids total t
LFA	200	4,8	40	100	Gravier	10 à 15	40	2,6	156
FSS		3,5	29	73	Scories	20 à 40	40	3,6	158
CS		12	100	250	Scories	5 à 10	40	3,6	540

## CHAPITRE 6 : CONCLUSION

Ce projet s'inscrit dans une logique de continuité de développement d'un procédé permettant la déphosphatation du surnageant de silo de stockage des boues d'une ferme piscicole. Cette étude avait pour objectif de développer, opérer et déterminer l'efficacité sur le terrain d'un procédé de traitement par scories d'aciéries.

L'analyse des résultats obtenus grâce au système composé de lits filtrants aérés et de filtres extensifs de scories d'aciéries a permis d'arriver aux conclusions suivantes :

L'utilisation d'un filtre sacrificiel de scories de diamètre plus important – 20 à 40 mm – semble prévenir le colmatage des colonnes de scories en aval tout en permettant un enlèvement partiel du phosphore puisque l'efficacité d'enlèvement n'a jamais dépassé 30%.

La présence d'un système d'évent en recirculation fermée pour les filtres contenant des scories permet de prévenir la formation de carbonate de calcium par la minimisation de la dissolution du dioxyde de carbone atmosphérique.

Le temps de rétention hydraulique n'a eu que peu d'influence sur l'efficacité d'enlèvement du phosphore et des ortho-phosphates par les colonnes de scories puisqu'elles sont égales respectivement pour les lignes 1, 2 et 3 – avec des TRH respectif de 9, 24 et 41h – à 96, 96 et 97% d'enlèvement du phosphore total et 99, 98 et 98% pour les ortho-phosphates. Ceci peut s'expliquer par la trop faible concentration en phosphore entrant dans les colonnes et étant principalement capté dans les premières parties des premières colonnes de chaque ligne. Bien qu'il n'ait pas été possible de démontrer une différence sur l'efficacité d'enlèvement du phosphore, la différence de TRH induit une différence sur la durée de vie des colonnes puisqu'il a été estimé que la CS3A aurait une durée de vie d'environ 1 an tandis que les colonnes A des deux autres lignes pourrait durer plus qu'un an et demi.

L'analyse d'une conception à pleine échelle a permis de dégager des ordres de grandeur quant à la taille nécessaire à l'installation d'un tel système de traitement, néanmoins il serait possible de considérer la possibilité d'enlever soit les LFA ou le FSS en vue d'une réduction de la taille et

des coûts d'installation. Par ailleurs, la quantité de scories et la masse totale correspondante pourrait représenter un frein au développement d'un tel système car les coûts associés au transport des matériaux et à leur disposition ultime représenteraient une part conséquente du budget.

Cette étude s'est intéressée à un aspect orienté sur l'efficacité et l'éventualité d'une conception à pleine échelle. Toutefois, elle n'a pas pris en compte l'aspect financier qui devra être éventuellement étudié lors de projet de recherche futur en vue d'une comparaison avec les autres systèmes de traitement existant proposés tel que le chaulage.

## CHAPITRE 7 : RECOMMANDATIONS

Avant de pouvoir proposer une solution technique viable et peu coûteuse au traitement du phosphore du surnageant du silo de stockage des boues par ce système, il est recommandé d'effectuer une étude de l'efficacité du système en enlevant les LFA puisque ceux-ci sont surdimensionnés et qu'ils représentent la part la plus coûteuse de l'exploitation du système à cause de l'aération nécessaire. En effet ils ont pour conséquence d'obtenir à l'affluent des filtres contenant les scories des concentrations trop faibles en phosphore.

Une autre étude pourrait être réalisée en enlevant le FSS du système et en conservant les LFA et les CS ce qui permettrait d'infirmer ou de confirmer les effets du FSS sur le système. Dans le cas où le système posséderait les mêmes performances sans FSS, cela réduirait la taille et les coûts de l'implantation d'un tel système.

Il serait intéressant de revoir la conception du FSS afin d'intégrer un système de rétro-lavage permettant d'éviter le changement des scories. Cependant, une étude serait à mener afin d'infirmer ou de confirmer que les scories peuvent encore être utilisées.

Etant donné les problèmes rencontrés lors de la prise de certains échantillons, il est nécessaire de prêter attention à la méthodologie d'échantillonnage en réalisant un protocole détaillé.

Une étude économique comparative des performances et des coûts avec le système de chaulage existant pourrait être réalisée afin de pouvoir proposer une solution concrète au traitement du surnageant de SSB de fermes piscicoles.

Dans une optique d'utilisation de matériaux écologiques issus de rejets de l'industrie de l'aciérie tels que les scories, une recherche des possibilités de réutilisation des matériaux possédant du phosphore permettrait de réduire l'impact de celles-ci.

## RÉFÉRENCES

- AAQ, MAPAQ, MDDEP, & Table filière de l'aquaculture en eau douce du Québec. (2003). *Stratégie de développement durable de l'aquaculture en eau douce du Québec*.
- Abbona, F., & Franchini-Angela, M. (1995). Crystallization of hydroxy-apatite from very dilute solutions. *Neues Jahrbuch fur Mineralogie Monatshefte*, 12, 563-575.
- Anderson, D. M., & Garrison, D. J. (1997). The ecology and oceanography of harmful algal blooms. *Limnology and Oceanography*, 42, 1009-1305.
- APHA, AWWA, & WEF. (2005). *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (21<sup>e</sup> éd.). Washington, D.C: American Public Health Association.
- Association française pour l'Etude des Eaux. (1975). *L'eutrophisation des lacs*. Paris (France): Centre National de Documentation et d'Information sur l'Eau.
- Bellier, N., Chazarenc, F., & Comeau, Y. (2006). Phosphorus removal from wastewater by mineral apatite. *Water Research*, 40, 2965-2971.
- Benneton, J. P. (1984). *Eutrophisation des plans d'eau, Inventaire des principales sources de substances nutritives azotées et phosphorées, Etude bibliographique*. Rapport de recherche.
- Boaventura, R., Pedro, A. M., Coimbra, J., & Lencastre, E. (1997). Trout farm effluents: Characterization and impact on the receiving streams. *Environmental Pollution*, 95(3), 379-387.
- Brinker, A., Koppe, W., & Rösch, R. (2005). Optimised effluent treatment by stabilised trout faeces. *Aquaculture*, 249, 125-144.

- Carpenter, S. R., Caraco, N. F., Correll, D. L., Howarth, R. W., Sharpley, A. N., & Smith, V. H. (1998). Nonpoint pollution of surface waters with phosphorus and nitrogen. *Ecological Applications*, 8(3), 559-568.
- Chambers, P. A., Guy, M., Roberts, E. S., Charlton, M. N., Kent, R., Gagnon, C., . . . Foster, N. (2001). *Les éléments nutritifs et leur impact sur l'environnement au Canada*. Ottawa (Ontario): Environnement Canada.
- Cho, C. Y., & Bureau, D. P. (1997). Reduction of waste output from salmonid aquaculture through feeds and feeding. *The Progressive Fish Culturist*, 59(2), 155-160.
- Claveau-Mallet, D., Wallace, S., & Comeau, Y. (2011). Model of Phosphorus Precipitation and Crystal Formation in Electric Arc Furnace Steel Slag Filters. *Environmental Science & Technology*.
- Correll, D. L. (1998). The role of phosphorous in the eutrophication of receiving waters: A review. *Journal of Environmental Quality*, 27, 261-266.
- Cripps, S. J., & Bergheim, A. (2000). Solids management and removal for intensive land-based aquaculture production systems. *Aquacultural Engineering*, 22, 33-56.
- Daniel, T. C., Sharpley, A. N., & Lemunyon, J. L. (1998). Agricultural Phosphorous and Eutrophication: A Symposium Review. *Journal of Environmental Quality*, 27(2), 251-257.
- De Bashan, L. E., & Bashan, Y. (2004). Recent advances in removing phosphorus from wastewater and its future use as fertilizer (1997–2003). *Water Research*, 38, 4222-4246.

- Delaune, P. B., Moore, P. A., Carman, D. K., Sharpley, A. N., Haggard, N. E., & Daniel, T. C. (2004). Evaluation of the phosphorous source component in the phosphorous index for pastures. *Journal of Environmental Quality*, 33(6), 2192-2200.
- Doyon, M., Julien, S.-S., Université Laval: Groupe de recherche en économie et politique agricoles, & Charron, I. (2001). *Valeur et impact économique de l'aquaculture canadienne en eau douce : état actuel (1999) et potentiel de développement*.
- Drizo, A., Comeau, Y., Forget, C., & Chapuis, R. P. (2002). Phosphorus saturation potential: A parameter for estimating the longevity of constructed wetland systems. *Environmental Science & Technology*, 36(21), 4642-4648.
- Drizo, A., Forget, C., Chapuis, R. P., & Comeau, Y. (2006). Phosphorus removal by electric arc furnace steel slag and serpentinite.
- Drizo, A., Frost, C. A., Smith, K. A., & Grace, J. (1997). Phosphate and ammonium removal by constructed wetlands with horizontal flow, using shale as a substrate. *Water Science and Technology*, 35(5), 95-102.
- Dutois, G. (2001). *Effet du mode de gestion des matières décantables dans une station piscicole sur l'élimination du phosphore particulaire et dissous*. (M. Sc. A), Ecole Polytechnique, Montréal (Québec), Canada.
- EUROSLAG. (2000). *Engineering of slags: a scientific and technological challenge*. 2nd European Slag Conference, Düsseldorf.
- House, W. A., & Warwick, M. S. (1999). Interactions of phosphorus with sediments in the River Swale, Yorkshire, UK. *Hydrological Processes*, 13(7), 1103-1115.
- Jang, H., & Kang, S.-H. (2002). Phosphorus removal using cow bone in hydroxyapatite crystallization. *Water Research*, 36(5), 1324-1330.

- Jebens, H. J. (1970). *Phosphorus removal in trickling filters*. Madison: University of Wisconsin.
- Jebens, H. J., & Boyle, W. C. (1972). Enhanced Phosphorus Removal in Trickling Filters. *Journal of the Sanitary Engineering Division*, 98(3), 547-560.
- Johansson, L., & Gustafsson, J. P. (2000). Phosphate removal using blast furnace slags and opoka-mechanisms. *Water Research*, 34(1), 259-265.
- Kadlec, R. H., & Wallace, S. D. (2008). *Treatment Wetlands* (2<sup>e</sup> éd.). Boca Raton (Florida): CRC Press.
- Kalyoncu, R. S. (2001). *Slag-iron and steel*. Tiré de US Geological survey minerals yearbook 2001.
- Kõiv, M., Liira, M., Mander, Ü., Mõtsep, R., Vohla, C., & Kirsimäe, K. (2010). Phosphorus removal using Ca-rich hydrated oil shale ash as filter material - The effect of different phosphorus loadings and wastewater compositions. *Water Research*, 44, 5232-5239.
- Leader, J. W. (2005). *Potential use of by-product co-treatments with constructed wetlands for removing phosphorus from wastewater*. (Ph.D.), University of Florida, United States - Florida.
- Liira, M., Koiv, M., Mander, U., Motlep, R., Vohla, C., Kirsimäe, K., (2009). Active filtration of phosphorus on Ca-rich hydrated oil-shale ash: does longer retention time improve the process? *Environ. Sci. Technol.* 43, 3809–3814
- Lospied, C. (2004). *Evaluation des capacités et des conditions d'enlèvement du phosphore dissous par les scories d'aciéries*. (M.Sc.A.), Ecole Polytechnique, Montreal (Québec), Canada.

- Lundager Madsen, H. E., Christensson, F., Chernov, A. A., Polyak, L. E., & Suvorova, E. I. (1995). Crystallization of calcium phosphate in microgravity. *Advances in Space Research, 19*(8), 65-68.
- Maillard, V. M., Boardman, G. D., Nyland, J. E., & Kuhn, D. D. (2005). Water quality and sludge characterization at raceway-system trout farms. *Aquacultural Engineering, 33*, 271-284.
- Martin, G., & Laffort, P. (1987). Point sur l'épuration et le traitement des effluents (eau-air) Vol.3: Phosphore. In T. e. D. Lavoisier (dir.). Paris (France): Broché.
- MENV. (2002). Guide pour l'étude des technologies conventionnelles de traitement des eaux usées d'origines domestiques. <http://www.menv.gouv.qc.ca/eau/eaux-usees/domestique/index.htm>
- Metcalf & Eddy. (2003). *Wastewater engineering: treatment and reuse* (4<sup>e</sup> éd.). New-York: Mc Graw Hill.
- Morin, R. (2002). *La production piscicole au Québec*. Tiré de Direction de l'innovation et des technologies - Station technologique piscicole des eaux douces (Québec).
- Motz, H., & Geiseler, J. (2001). Products of steel slags an opportunity to save natural resources. *Waste Management, 21*(3), 285-293.
- National Slag Association. (2003). *Steel Slag, a premier construction aggregate*. Wayne, Pennsylvanie (Etats-Unis).
- Oguz, E. (2005). Thermodynamic and kinetic investigations of PO<sub>4</sub> adsorption on blast furnace slag. *Journal of Colloid and Interface Science, 281*, 62-67.

- Ouellet, G. (1998). *Caractérisation des effluents de stations piscicoles québécoises*. (n° Document de recherche R98/06). Québec (Canada): Direction de l'innovation et des technologies - Station technologique piscicole des eaux douces (Québec)
- Ouellet, G. (1999). *Les rejets de stations piscicoles et leurs impacts environnementaux*. (n° Document de recherche, 1-45). Québec (Canada): Direction de l'innovation et des technologies - Station technologique piscicole des eaux douces (Québec)
- Proctor, D. M., Fehling, K. A., Shay, E. C., Wittenborn, J. L., Green, J. J., Avent, C., . . . Zak, M. A. (2000). Physical and Chemical Characteristics of Blast Furnace, Basic Oxygen Furnace, and Electric Arc Furnace Steel Industry Slags. *Environmental Science & Technology*, 34(8), 1576-1582.
- Rosolen, S. (2000). *An evaluation of adsorptive media for improving phosphorous removal in constructed wetlands*. (M.Sc.A.), Queen's University at Kingston (Canada), Canada.
- Segal, B. G. (1989). *Chemistry: Experiment and theory* (2<sup>e</sup> éd.). New-York (USA): John Wiley and Sons.
- Sharpley, A. N., Weld, J. L., Beegle, D. B., Kleinman, P. J. A., Gburek, W. J., Moore, P. A. J., & Mullins, G. (2003). Development of phosphorous indices for nutrient management planning strategies in the United States. *Journal of Soil and Water Conservation*, 58(3), 137-152.
- Shi, C. (2004). Steel Slag - Its production, processing, characteristics, and cementitious properties. *Journal of Materials in Civil Engineering*, 16(3), 203-236.
- Shilton, A. N., Elmetri, I., Drizo, A., Pratt, S., Haverkamp, R. G., & Bilby, S. C. (2006). Phosphorus removal by an 'active' slag filter—a decade of full scale experience. *Water Research*, 40, 113-118.

- Snoeyink, V. L., & Jenkins, D. (1980). *Water chemistry*. New-York (Etats-Unis): John Wiley and Sons.
- Sposito, G. (2008). *The chemistry of soils* (2<sup>e</sup> éd.). New-York (Etats-Unis): Oxford University Press.
- Stumm, W., & Morgan, J. J. (1981). *Aquatic chemistry: an introduction emphasizing chemical equilibria in natural waters* (2<sup>e</sup> éd.). New-York (Etats-Unis): John Wiley and Sons.
- Sugiura, S. H., Raboy, V., Young, K. A., Dong, F. M., & Hardy, R. W. (1999). Availability of phosphorus and trace elements in low-phytate varieties of barley and corn for rainbow trout (*Oncorhynchus mykiss*). *Aquaculture*, 170, 285-296.
- Sun, L.-M., & Meunier, F. (2003). Adsorption - Aspects théoriques *Les Techniques de l'Ingénieur*. (Vol. J2730, pp. 1-16). Tiré de <http://www.techniques-ingenieur.fr/>
- True, B., Johnson, W., & Chen, S. (2004). Reducing phosphorus discharge from flow-through aquaculture I: facility and effluent characterization. *Aquacultural Engineering*, 32, 129-144.
- Vohla, C., Koiv, M., Bavor, H. J., Chazarenc, F., & Mander, Ü. (2011). Filter materials for phosphorus removal from wastewater in treatment wetlands—A review. *Ecological Engineering*, 37, 70-89.
- Wallace, S., Higgins, J., Crolla, A., Kinsley, C., Bachand, A., & Verkjuil, S. (2006). High-rate ammonia removal in aerated engineered wetlands *10th International Conference on Wetland Systems for Water Pollution Control, Lisbon (Portugal)*.
- Weaver, D. M. (1993). Managing nutrient losses from rural point sources and urban environments. *Nutrient Cycling in Agroecosystems*, 36(2), 165-170. doi:10.1007/BF00747588

Weber, W. J. J., & DiGiano, F. A. (1996). *Process dynamics in environmental systems*. New-York (Etats-Unis): John Wiley and Sons.

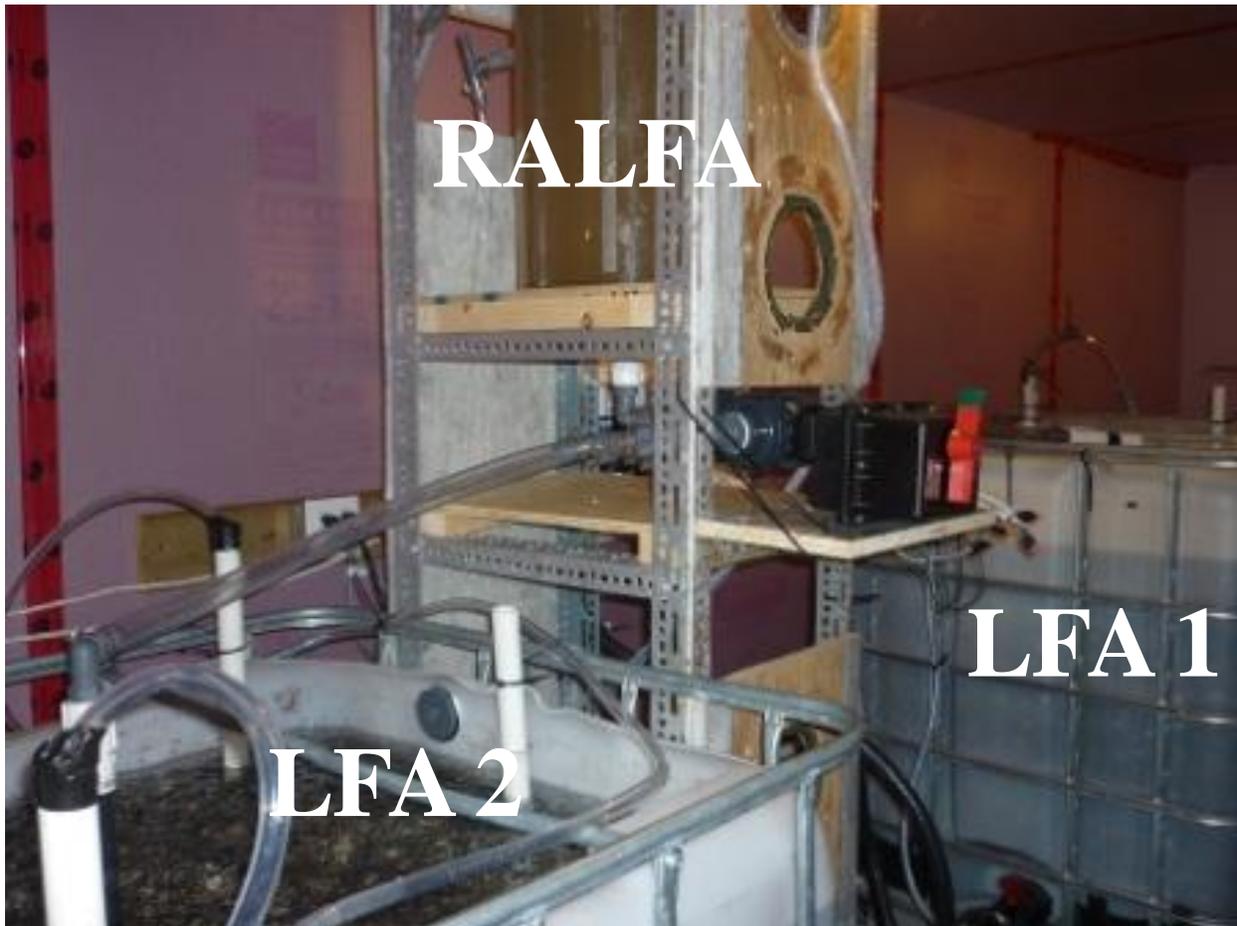
Zoltek Jr, J. (1974). Phosphorus removal by orthophosphate nucleation. *Journal of the Water Pollution Control Federation*, 46(11), 2498-2520.

## **ANNEXES**

### Annexes A : Liste du matériel utilisé

Description	Marque	Modèle	Quantité
Remorque de camion (40 * 8,5 * 8,5 pi)			1
Gravier (10 à 15 mm)			3 tonnes
Gravier (20 à 40 mm)			300 kg
Scories (5 à 10 mm)			750 kg
Scories (20 à 40 mm)			1,5 tonnes
Réservoir PVC transparent (35 L)			1
Réservoir (1 m <sup>3</sup> )			2
Baril (35 gallons)			1
Chaudière (40 L)			6
Colonnes (1,35 m * ø 0,3 m)			6
Débitmètres à augets	Géneq Inc	KWA 100	3
Compresseur à air	Danner MFG., Inc	AP-100 Air Pump	3
Electro-vanne	Chemline Plastics Limited	0A1-Centreoff	1
Système de contrôle	National Instrument	Compact Field Point	1
Auto-échantillonneur réfrigéré	ISCO	6712	1
Auto-échantillonneur	ISCO	6712	2
Pompe péristaltique	Cole-Parmer	77600-62	1
Pompe péristaltique	Cole-Parmer	7553-80	2
Pompe péristaltique	Cole-Parmer	7553-09	1
Tête de pompe péristaltique	Cole-Parmer	7518-10	3
Contrôleur de vitesse	Cole-Parmer		3
Moteur pour mélangeur			1
Tuyau flexible renforcé 1/2po			100 m
Tuyau flexible renforcé 1po			20 m
Tuyau flexible renforcé 2po			4 m
Tuyau PVC 1po			20 m
Tuyau PVC 2po			10 m
Fil chauffant (12 m)			2
Mousse isolante			





**Figure B2 : Photographie de la disposition des deux LFA**



**Figure B3 : Photographie de l'alimentation d'un LFA**

Annexes C : Schémas techniques et photographies du FSS

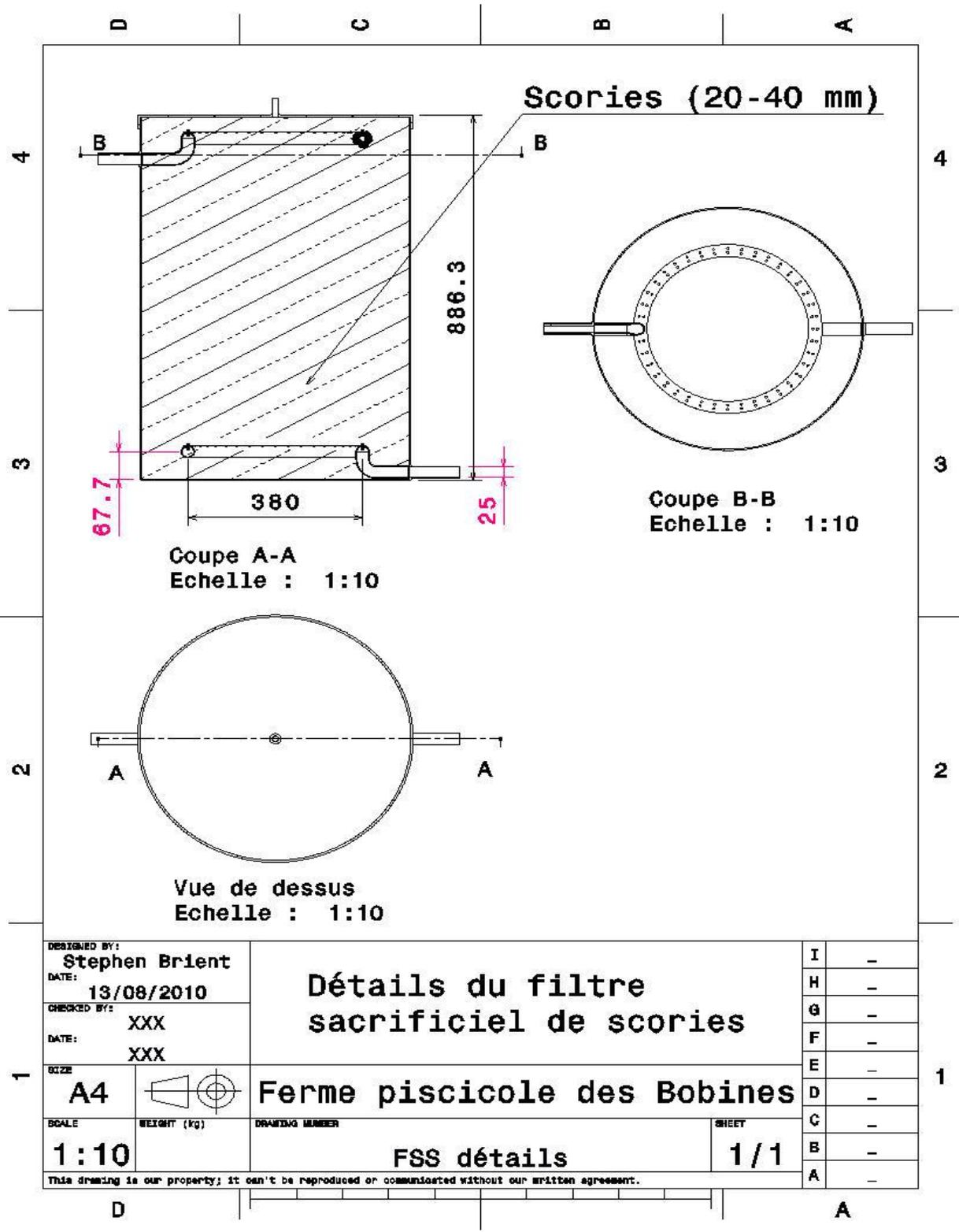
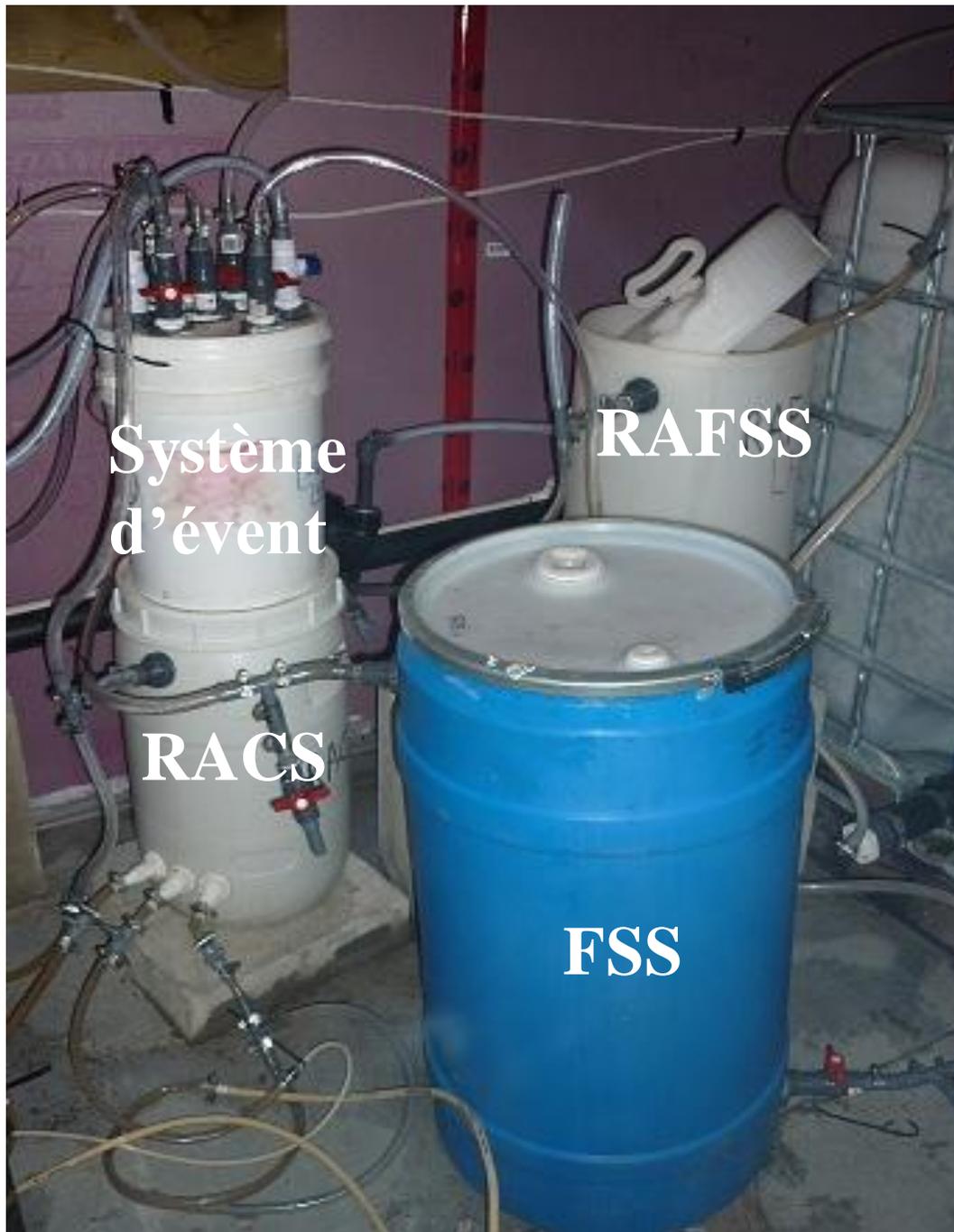


Figure C1 : Schémas techniques du FSS



**Figure C2 : Photographie du FSS**



**Figure C3 : Photographie de la disposition du FSS**

Annexes D : Schémas techniques et photographies des CS

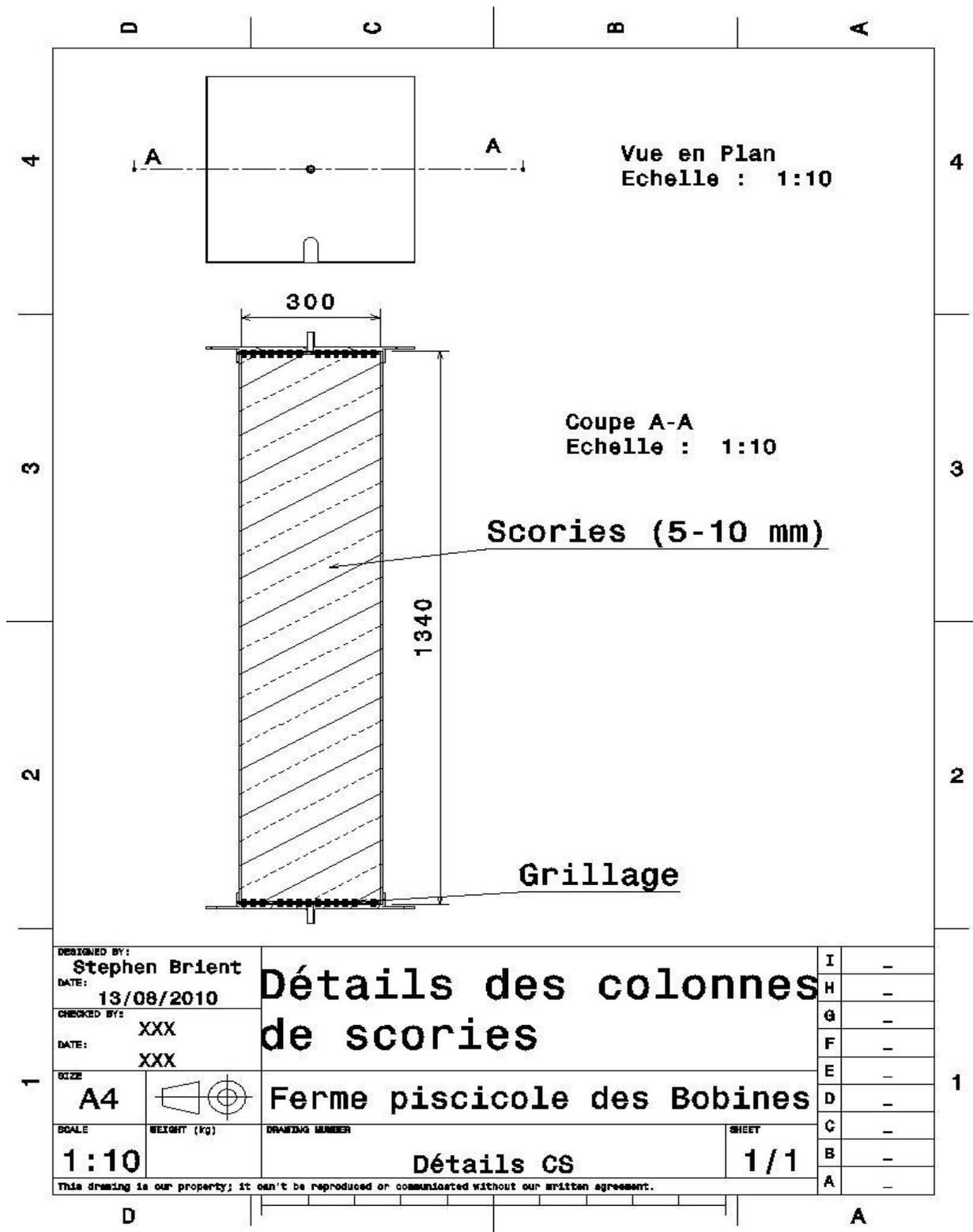


Figure D1 : Schémas techniques des CS

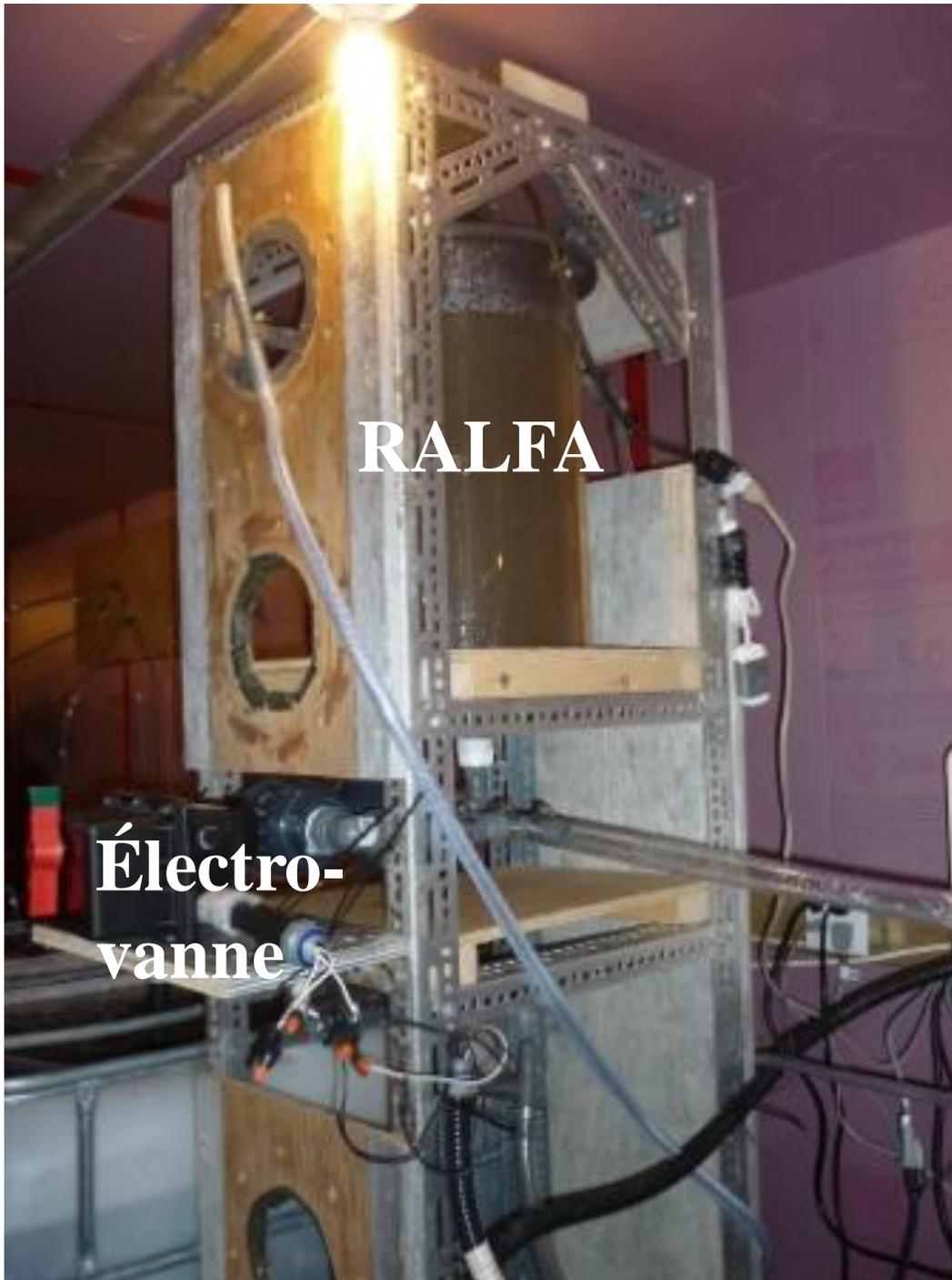


**Figure D2 : Photographie de la disposition des CS**



**Figure D3 : Photographie de la disposition des CS**

**Annexes E : Photographies du système de contrôle et du système d'évent en recirculation fermée**



**Figure E1 : Photographie de la disposition du RALFA et de l'électrovanne**



Figure E2 : Photographie du système de contrôle isolé



**Figure E3 : Photographie du réservoir du système d'évent**

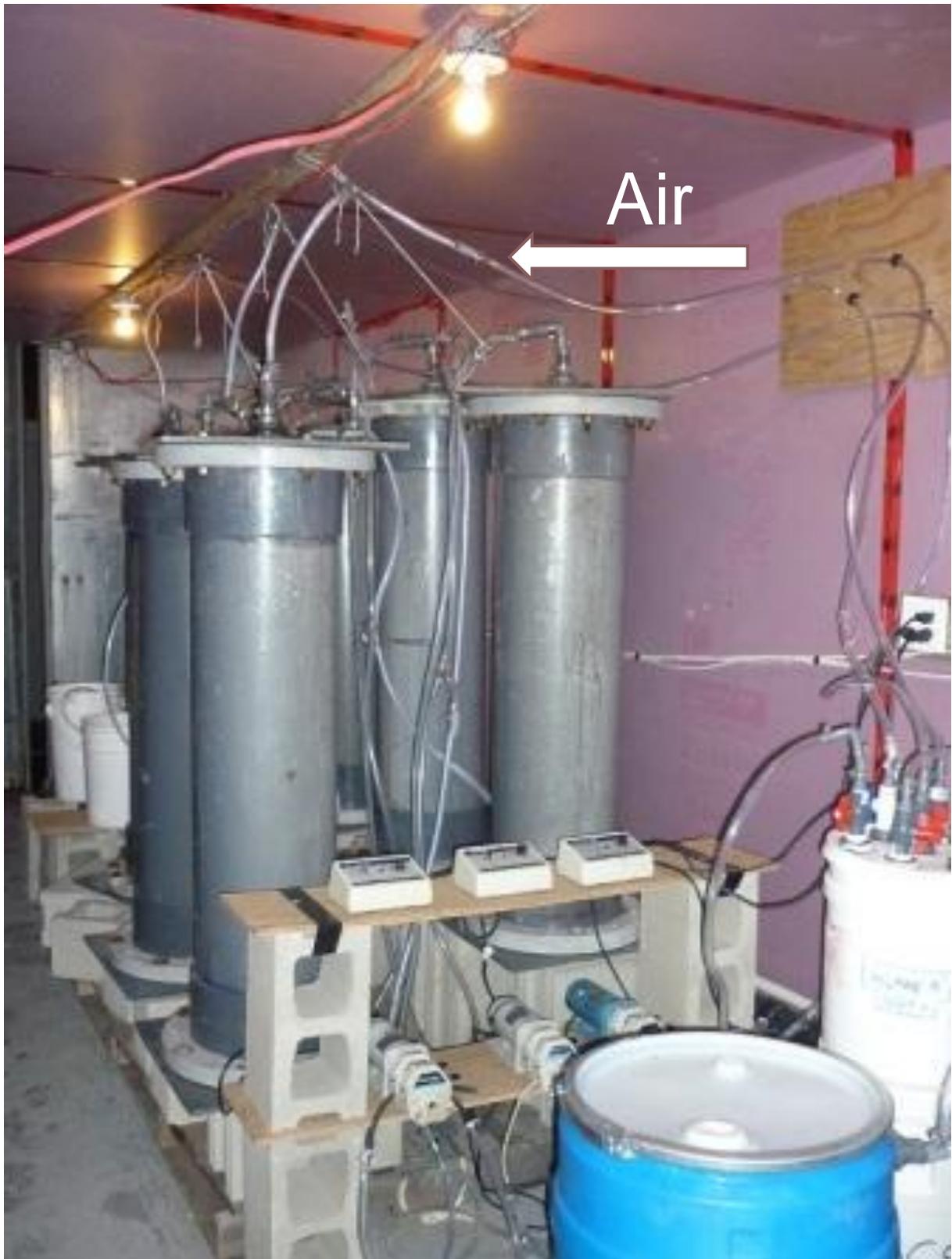
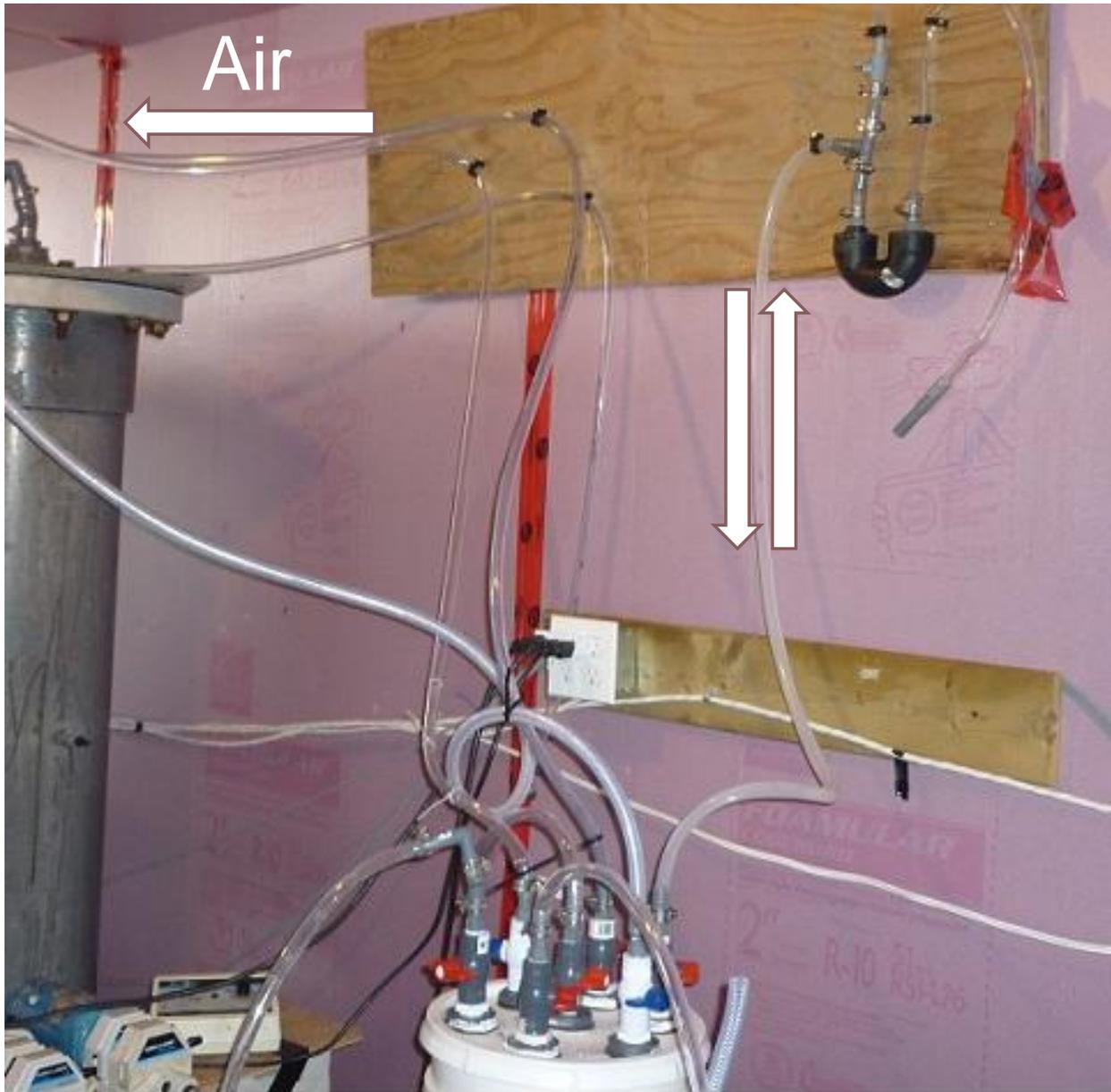


Figure E4a : Photographie du système d'évent avec circulation d'air



**Figure E4b : Photographie du système d'évent avec circulation d'air**

## Annexes F: Résultats des analyses

**Tableau F1 : Résultats des débits dans les lignes 1 à 3 des CS**

Date	22/11/2010	14/12/2010	20/12/2010	05/01/2011	11/01/2011	19/01/2011	26/01/2011	02/02/2011	09/02/2011	16/02/2011	23/02/2011	09/03/2011	16/03/2011	23/03/2011	30/03/2011	06/04/2011	13/04/2011	20/04/2011	27/04/2011	04/05/2011	18/05/2011	25/05/2011	02/06/2011	08/06/2011	15/06/2011	22/06/2011	06/07/2011	13/07/2011	20/07/2011	27/07/2011	03/08/2011	10/08/2011	
Nbre de jours	0	22	28	44	50	58	65	72	79	86	93	107	114	121	128	135	142	149	156	163	177	184	192	198	205	212	226	233	240	247	254	261	
Débits (mL/min)																																	
Ligne 1								30	32	31	32	32	31		28	31	32	33	32	28	33	32	32	30	30	29	30	34	31	30	31	29	
Ligne 2								49	61	53	52	50	51		47	48	53	50	46		54	54	57	57	57	59	61	53	53	52	49	57	
Ligne 3								107	111	101	160	157	157		148	172	157	151			133	151	171	156	136	162	155	168	139	140	149	143	157





































## Annexes G: Concentrations moyennes et pourcentage de variation entre les éléments filtrants

**Tableau G1 : Résultats moyens et % de variation entre l'effluent et l'affluent de chaque filtre pour  
chaque paramètre**

	Silo gr	LFA1 eff	LFA2 eff	LFA eff cb	FSS eff 2	CS1A mid	CS1A eff	CS1B eff	CS2A mid	CS2A eff	CS2B eff	CS3A mid	CS3A eff	CS3B eff
<b>Concentration Moyenne</b>														
CODtot (mg/L)	322	13	8	10	10		7	6		6	6		7	6
CODfilt (mg/L)	49	8	5	8	8		6	6		6	5		6	6
BODtot (mg/L)	74	2	2	2	2		1	1		1	1		1	1
BODfilt (mg/L)	22	1	1	1	1		1	1		1	1		1	1
TSS (mg/L)	140	4	2	3	3		3	4		3	4		2	3
VSS (mg/L)	128	2	2	2	2		1	1		1	1		1	1
TKN (mg N/L)	13,7	0,6	0,7	0,9	0,6	0,1	0,6	0,5	0,1	0,6	0,6	0,1	0,6	0,5
NH4 (mg N/L)	2,00	0,3	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1
NOx (mg N/L)	0,06	4,5	5,1	5,1	5,4	7,4	5,5	5,2	7,7	5,6	5,5	7,7	5,3	5,4
TP (mg P/L)	5,23	2,5	2,5	2,6	2,1	0,16	0,23	0,16	0,09	0,18	0,17	0,27	0,13	0,10
o-PO4 (mg P/L)	2,14	2,4	2,3	2,4	1,8	0,01	0,05	0,03	0,01	0,04	0,04	0,12	0,06	0,05
pH	6,6	7,3	7,4	7,1	8,3	11,2	11,4	11,5	11,1	11,4	11,4	10,0	11,0	11,4
Alk (mg CaCO3/L)	63	50	45	50	67	160	178	199	142	173	186	87	124	165
CIT (mg/L)	23	14,6	12,4	13,8	18,2	6,2	5,8	4,4	6,8	6,3	5,2	12,5	9,2	6,1
Ca (mg/L)	27	26	24	24	32	75	84	98	65	84	89	42	56	79
Ca Fil (mg/L)	16	24	23	24	33	76	89	93	65	86	92	46	57	82
O2 (mg O2/L)	5	8	8	7	9	3	7	7	4	8	8	5	7	8
<b>% var aff/eff filtre</b>														
CODtot (mg/L)		-92	-94	-95	17		-25	-17		-33	-2		-30	-5
CODfilt (mg/L)		-78	-85	-81	16		-17	10		-3	-9		-17	14
BODtot (mg/L)		-96	-97	-97	-1		-20	-1		-24	0		-25	-1
BODfilt (mg/L)		-89	-90	-92	5		-15	-2		-13	-5		-14	-5
TSS (mg/L)		-92	-96	-96	82		9	79		6	31		-25	73
VSS (mg/L)		-96	-96	-95	211		-52	33		-49	22		-63	281
TKN (mg N/L)		-92	-92	-91	-20	-10	16	32	-18	25	26	-5	38	-1
NH4 (mg N/L)		-87	-96	-92	13	0	2	51	0	2	26	0	1	0
NOx (mg N/L)		8640	10151	9754	21	8	2	0	13	0	2	13	-1	1
TP (mg P/L)		-32	-29	-35	-21	-91	-88	-32	-95	-91	11	-85	-93	-17
o-PO4 (mg P/L)		23	17	19	-24	-100	-97	-28	-100	-98	-8	-92	-96	4
pH		10	10	8	17	36	38	1	35	38	0	21	35	3
Alk (mg CaCO3/L)		-14	-22	-19	37	135	171	12	108	167	8	28	92	35
CIT (mg/L)		-44	-52	-44	32	-68	-72	-15	-66	-68	-11	-40	-54	-25
Ca (mg/L)		28	20	19	35	143	163	17	111	163	8	37	76	42
Ca Fil (mg/L)		49	46	57	37	139	170	5	105	161	7	44	74	44
O2 (mg O2/L)		18	23	30	46	-68	-27	4	-57	-19	3	-53	-22	3

**Tableau G2 : % de variation entre l'affluent du système et l'effluent de chaque filtre et % de variation entre l'affluent du FSS et l'affluent de chaque filtre pour chaque paramètre**

	Silo gr	LFA1 eff	LFA2 eff	LFA eff cb	FSS eff 2	CS1A mid	CS1A eff	CS1B eff	CS2A mid	CS2A eff	CS2B eff	CS3A mid	CS3A eff	CS3B eff
<b>% var silo/eff filtre</b>														
CODtot (mg/L)		-92	-94	-95	-95		-96	-97		-97	-97		-96	-97
CODfilt (mg/L)		-78	-85	-81	-81		-87	-85		-84	-86		-86	-84
BODtot (mg/L)		-96	-97	-97	-97		-98	-98		-98	-98		-98	-98
BODfilt (mg/L)		-89	-90	-92	-91		-94	-94		-94	-94		-94	-94
TSS (mg/L)		-92	-96	-96	-96		-96	-93		-96	-94		-96	-94
VSS (mg/L)		-96	-96	-95	-97		-98	-92		-98	-95		-95	-98
TKN (mg N/L)		-92	-92	-91	-93	-99	-94	-95	-99	-94	-94	-99	-93	-94
NH4 (mg NL)		-87	-96	-92	-93	-98	-94	-92	-98	-94	-92	-98	-93	-93
NOx (mg NL)		8851	10151	9754	10328	14640	10409	9966	15300	10641	10526	15200	10077	10193
TP (mg P/L)		-32	-29	-35	-49	-96	-94	-96	-98	-95	-96	-94	-96	-97
o-PO4 (mg P/L)		23	17	19	-7	-100	-97	-99	-100	-98	-98	-93	-97	-98
pH		10	10	8	25	77	72	74	75	72	72	57	68	73
Alk (mg CaCO3/L)		-14	-22	-19	12	168	198	234	136	196	218	44	111	180
CIT (mg/L)		-44	-52	-44	-26	-72	-74	-82	-70	-72	-78	-45	-60	-75
Ca (mg/L)		28	20	19	56	225	306	380	180	305	312	85	161	267
Ca Fil (mg/L)		49	46	57	115	408	472	499	335	453	494	209	268	432
O2 (mg O2/L)		18	23	30	90	-21	40	39	5	51	56	16	47	49
<b>% var FSS/eff filtre</b>														
CODtot (mg/L)					17		-19	-32		-25	-28		-22	-29
CODfilt (mg/L)					16		-12	-15		2	-13		-9	-5
BODtot (mg/L)					-1		-26	-27		-29	-29		-30	-30
BODfilt (mg/L)					5		-14	-17		-11	-17		-12	-17
TSS (mg/L)					82		43	127		47	82		16	12
VSS (mg/L)					209		-1	17		14	25		-2	10
TKN (mg N/L)					-20	-28	-22	-26	-21	-22	-24	-7	-13	-37
NH4 (mg NL)					13	0	23	36	0	24	37	0	15	16
NOx (mg NL)					21	-1	29	22	3	3	3	2	19	29
TP (mg P/L)					-21	-93	-91	-94	-96	-93	-93	-88	-95	-96
o-PO4 (mg P/L)					-24	-100	-98	-99	-100	-98	-99	-95	-97	-98
pH					17	62	60	62	61	60	60	44	57	61
Alk (mg CaCO3/L)					37	232	266	309	194	263	290	81	157	243
CIT (mg/L)					32	-59	-63	-69	-56	-58	-64	-21	-40	-57
Ca (mg/L)					35	218	245	304	176	246	270	79	133	229
Ca Fil (mg/L)					37	221	264	282	175	252	278	95	135	238
O2 (mg O2/L)					46	-49	7	8	-31	17	20	-23	13	16











