

Université du Québec  
Institut national de la recherche scientifique  
Centre Eau Terre Environnement

**TRAITEMENT TERTIAIRE D'EFFLUENTS DOMESTIQUES  
PAR ÉLECTROCOAGULATION-ÉLECTROREDUCTION**

Par  
Fatou Senghor

Mémoire présenté  
pour l'obtention du grade de Maître ès Sciences (M.Sc.)  
Maîtrise en Sciences de l'Eau

**Jury d'évaluation**

Examineur Externe

Professeur Hubert Cabana, Université de Sherbrooke

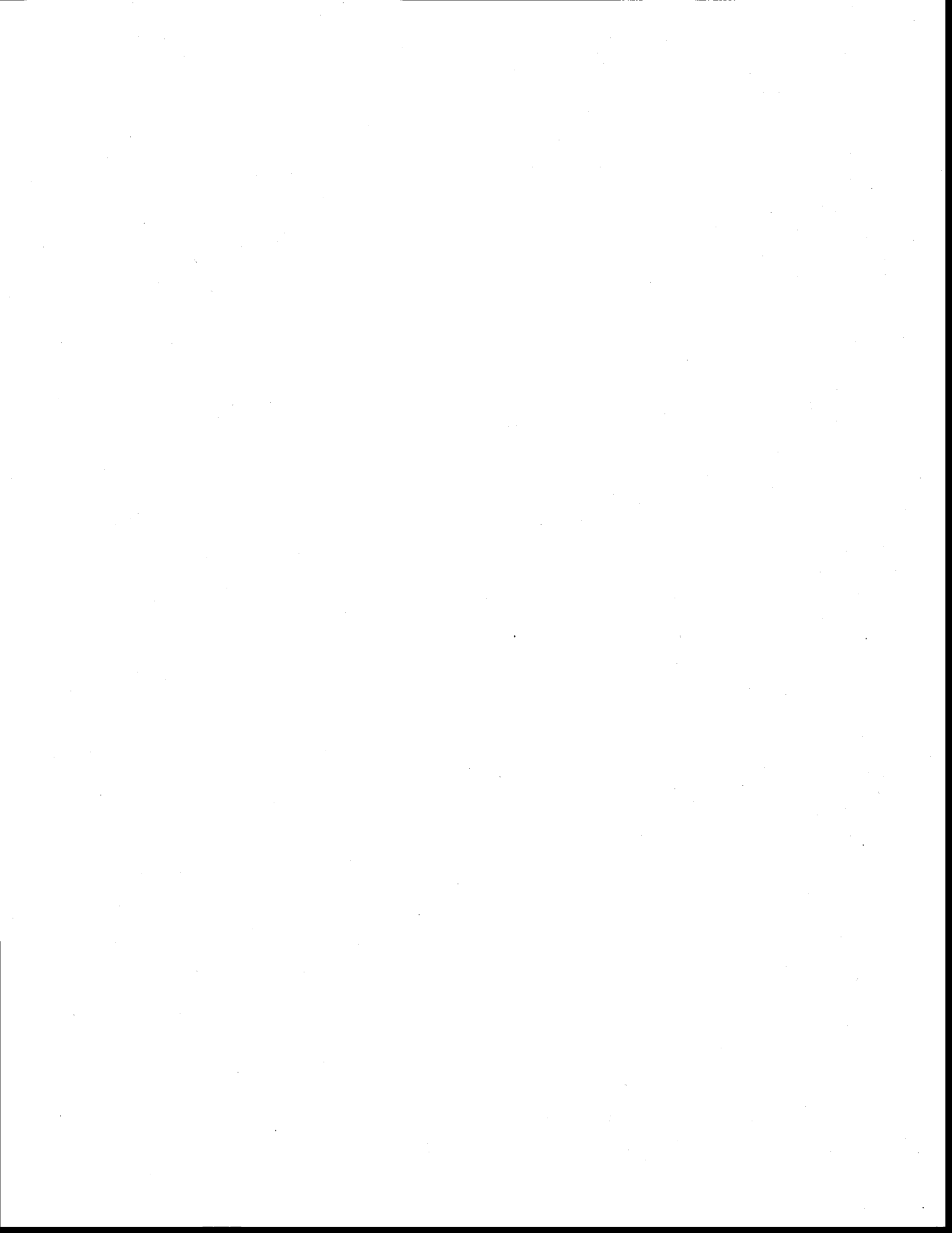
Examineur Interne

Professeur Jean-François Blais, INRS-ETE

Directeur de recherche

Professeur Patrick Drogui, INRS-ETE

Septembre 2013



## REMERCIEMENTS

Je remercie mon directeur de recherche, le professeur Patrick Drogui, pour m'avoir donné l'opportunité de travailler dans son équipe de recherche.

Je remercie également les membres du jury qui ont bien voulu apporter leur contribution à l'amélioration de ce mémoire en acceptant de l'évaluer.

Je remercie toute l'équipe du LEEPO (Laboratoire d'Électrotechnologies Environnementales et Procédés Oxydatifs) : Tran Nam, Zaviska François, Seyhi Brahim, Guitaya Mande Léa Rosine et Rimeh Daghrir. Je remercie vivement l'ensemble des membres du LEEPO pour l'aide précieuse lors de mes travaux de recherche.

J'adresse tout particulièrement mes remerciements à Monsieur Seyhi Brahim. Monsieur Seyhi a joué un grand rôle dans mon travail. Il a été très disponible, serviable, modeste, sérieux et sympathique. Vos encouragements et vos conseils m'ont donné la force de mener à bout ce travail.

Je témoigne toute ma gratitude à l'équipe du laboratoire de l'INRS pour le soutien technique ainsi qu'à l'ensemble du corps administratif par l'entremise de Madame Suzanne Dussault pour les multiples services rendus et les réponses aux différentes questions.

Je remercie également tous mes amis pour le soutien matériel et moral et pour les bons moments que nous avons passés ensemble.

Je remercie toute ma famille qui a été constamment à mes côtés Mes frères et sœurs, recevez à travers ces lignes toute ma gratitude pour votre grand amour, votre amitié vos encouragements et soutiens dans les moments les plus difficiles.

Ce travail est dédié spécialement à la Fondation Ford (Ford Foundation International Fellowships Program (IFP)) qui a financé mes études. La bourse d'étude m'a donné l'opportunité d'acquérir de nouvelles connaissances et compétences dans le domaine des sciences de l'eau. À travers Madame Yolland Zaleh, coordonnatrice du programme, je remercie toute l'équipe de l'IFP sans oublier Madame Clotilde Daba Sène (PC-IFP) pour son encadrement et ses conseils.



## RÉSUMÉ

Les eaux usées domestiques (EUD) sont des eaux qui contiennent une panoplie de polluants de type organique, inorganique (phosphore, azote ammoniacal, nitrites et nitrates, métaux, etc.) et microbien (bactéries, virus, parasites, etc.) qui peuvent échapper aux systèmes classiques d'assainissement autonome. Non traitées ou insuffisamment traitées, les EUD présentent un risque pour la santé publique du fait qu'elles peuvent contaminer les eaux destinées à la consommation, les eaux de surface et/ou les eaux souterraines. Il est ainsi primordial d'adopter des stratégies efficaces de traitement afin d'atteindre de manière optimale les normes de rejets qui évoluent vers une sévérité croissante et ce, aussi bien en ce qui concerne les concentrations que les charges rejetées en polluants. Les techniques électrolytiques peuvent constituer une avenue potentielle de traitement efficace des EUD. L'intérêt de ces procédés réside dans leur aspect non polluant et leur facilité d'automatisation. La présente étude a pour objectif de proposer et d'évaluer un procédé électrolytique, combinant à la fois l'électrocoagulation (EC) et l'électro-réduction (ER). Ce procédé dénommé d'électrocoagulation-électro-réduction (EC-ER) vise la production *in situ* d'agents coagulants ( $\text{Fe}^{2+}/\text{Fe}^{3+}$  ou  $\text{Al}^{3+}$ ) obtenus par dissolution anodique et d'agents oxydants ( $\text{H}_2\text{O}_2$ ). Ces agents devraient permettre d'éliminer principalement la pollution organique (soluble et insoluble), ainsi que les polluants inorganiques et microbiens, tout en favorisant la clarification des eaux usées.

La présente étude a été réalisée à l'échelle de laboratoire sur une cellule électrolytique parallélépipédique (configuration mono-polaire) équipée d'une électrode anodique de fer (Fe) ou d'aluminium (Al) et d'une électrode cathodique de carbone vitreux (CV). La première partie de l'étude a consisté à évaluer la capacité de la cellule électrolytique à produire des agents coagulants et oxydants. À l'issue de cette première étape, des essais d'optimisation de l'efficacité du procédé ont été réalisés. Ces essais ont été menés sur une EUD issue d'un système de traitement biologique. L'objectif de l'optimisation est la détermination des paramètres opératoires affectant les performances du procédé EC-ER. Pour ce faire, différentes conditions expérimentales (intensité du courant, temps de rétention hydraulique, temps de décantation, type d'électrode) ont été testées.

Les conditions optimales du traitement ont été les suivantes: une intensité de 0,4 A, un temps de traitement de 60 min, un temps de décantation de 60 min et l'utilisation d'une électrode de Fe (anode).

L'application du procédé EC-ER dans les conditions optimales a permis d'atteindre un taux d'abattement de la demande chimique en oxygène (DCO) réfractaire d'environ  $63,7 \pm 10,7$  %. Un taux d'enlèvement de la turbidité de  $77,4 \pm 6,9$  % et une décoloration des eaux de  $83,4 \pm 10,4$  % ont été également enregistrés. À cela, il faut ajouter l'élimination du phosphore estimée à  $96,4 \pm 3$  %.

Une étude sur site de pilotage a également été réalisée afin de valider les résultats obtenus à l'échelle de laboratoire. Une cellule électrolytique de forme cylindrique a été utilisée. La cellule a été équipée d'électrodes concentriques de Fe et de CV. La couleur, la turbidité et la DCO ont été éliminées à des taux respectifs de 90,5 %, 94,3 % et 82,1 % pour une intensité de courant imposé de 3,0 A. Cependant, la désinfection n'a pas été totale. En moyenne, les CF ont été éliminés à 96,0 %. L'élimination du phosphore total ( $P_{total}$ ) a été quasi totale, avec des concentrations résiduelles inférieures à 1,0 mg/L (0,09 mg/L - 0,11 mg/L). L'élimination de la DBO a été également presque totale avec des concentrations résiduelles s'approchant de la limite de détection (< 2 mg/L).

## TABLE DES MATIÈRES

RÉSUMÉ .....	vii
TABLE DES MATIÈRES .....	ix
LISTE DES TABLEAUX.....	xiii
LISTE DES FIGURES .....	xvii
LISTE DES ÉQUATIONS .....	xxi
LISTE DES ABBRÉVIATIONS .....	xxiii
Introduction .....	1
1 Revue de littérature.....	3
1.1 Caractérisation des EUD .....	3
1.1.1 Origine des EUD .....	3
1.1.2 Production des EUD .....	4
1.1.3 Composition des EUD .....	7
1.2 Normes de rejet des EUD .....	14
1.3 Technologies de traitement des EUD .....	16
1.3.1 Traitement primaire .....	16
1.3.2 Traitements secondaires .....	19
1.3.3 Traitements tertiaires .....	26
1.3.4 Traitements des eaux par voie électrolytique .....	28
1.3.5 Quelques paramètres influençant les traitements électrolytiques des eaux.....	33
1.3.6 Avantages et limites des traitements électrochimiques .....	36
2 Hypothèses Objectifs et Démarche Méthodologique .....	39
2.1 Hypothèses de recherche .....	39
2.1.1 Hypothèse 1 .....	39
2.1.2 Hypothèse 2 .....	39
2.2 Objectifs de recherche .....	40
2.2.1 Objectif global .....	40
2.2.2 Objectifs spécifiques.....	40
2.3 Démarche expérimentale .....	41
3 MATÉRIELS ET MÉTHODES .....	43

3.1	Échantillonnage et caractérisation des eaux usées .....	43
3.1.1	Eaux usées de camping estival .....	43
3.1.2	Eaux usées municipales .....	43
3.2	Montages expérimentaux.....	44
3.2.1	Unité expérimentale de type laboratoire.....	44
3.2.2	Unité expérimentale utilisée sur site de pilotage .....	46
3.3	Conditions expérimentales .....	48
3.3.1	Caractérisation de la cellule électrolytique.....	48
3.3.2	Désinfection d'une EUM par EC.....	49
3.3.3	Désinfection d'une EUM par EC-ER .....	49
3.3.4	Traitement des EUD par EC-ER .....	49
3.3.5	Fonctionnement du procédé EC-ER sur site de pilotage .....	52
3.4	Techniques analytiques.....	53
3.4.1	Dosage du peroxyde d'hydrogène .....	53
3.4.2	Mesure des solides totaux (ST) et des matières en suspension (MES). .....	54
3.4.3	Mesure du pH et de la conductivité .....	55
3.4.4	Mesure de la couleur (UCV) .....	55
3.4.5	Mesure de la turbidité .....	55
3.4.6	Analyse du Fe de Al et du Ptotal .....	56
3.4.7	Meure de la demande chimique en oxygène .....	56
3.4.8	Mesure du COD et de la DBO.....	57
3.4.9	Dénombrement des CF. ....	57
3.4.10	Estimation du coût du traitement EC-ER. ....	58
4	RÉSULTATS ET DISCUSSION .....	59
4.1	Caractérisation de la cellule d'électrolyse .....	59
4.1.1.1	Production de peroxyde d'hydrogène.....	59
4.1.1.2	Production d'agents coagulants .....	64
4.1.1.3	Étude préliminaire d'efficacité bactéricide du système électrolytique.....	67
4.2	Traitement des EUD par le procédé EC-ER.....	71
4.2.1	Effet de l'intensité de courant.....	71
4.2.2	Effet du temps d'électrolyse .....	74



4.2.3	Effet du type d'électrode .....	81
4.2.4	Effet de la décantation naturelle versus décantation assistée .....	84
4.2.5	Répétitivité des meilleurs résultats expérimentaux .....	89
4.2.6	Traitement des EUD par le procédé EC-ER en mode d'opération continue .....	92
4.3	Traitement sur site de pilotage des EUD .....	94
4.3.1	Traitement des EUD sans bassin de recirculation .....	94
4.3.2	Traitement tertiaire des EUD avec un bassin de recirculation de 40 L .....	99
4.3.3	Traitement tertiaire des EUD avec un bassin de recirculation de 10 L .....	106
4.3.4	Comparaison entre le procédé EC-ER et un système de désinfection UV .....	110
	CONCLUSION .....	113
	RECOMMANDATIONS .....	117
	RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES .....	119
	ANNEXE I: CARACTÉRISATION DE LA CELLULE D'ÉLECTROLYSE .....	132
	ANNEXE II : EFFET DE L'INTENSITÉ TRAITEMENT DE L'EFFLUENT DE LA STATION D'ÉPURATION DU CAMPING DOMAINE DE LA CHUTE, SAINT APPOLINAIRE. ....	137
	ANNEXE III : EFFET DE DÉCANTATION NATURELLE VERSUS DÉCANTATION ASSISTÉE .....	141
	ANNEXE IV : Traitement des euD Par le PROCÉDÉ EC-ER EN mode BATCH .....	145
	ANNEXE V : TRAITEMENT SUR SITE DE PILOTAGE DES EUD .....	147



## LISTE DES TABLEAUX

Tableau 1	Quantités d'eaux usées provenant des différents appareils d'une résidence isolée pour un volume quotidien de 173 L/pers/jr (Siegrist, 1980).....	3
Tableau 2	Débit quotidien de production d'eaux usées dans les résidences isolées (Metcalf et Eddy Inc., 2003).....	5
Tableau 3	Capacité hydraulique de référence pour la certification (Protocole de certification : BNQ 3680-915, Bernier, 2011).....	6
Tableau 4	Débit total quotidien en litres d'une résidence en fonction du nombre de chambres à coucher : Cas des systèmes non certifiés et champs de polissage (Bernier, 2011).....	6
Tableau 5	Composition des EUD.....	7
Tableau 6	Polluants organiques détectés dans les EUD (Huang et al., 2010).....	10
Tableau 7	Métaux dans les EUD, adapté de Metcalf et Eddy Inc. (2003).....	12
Tableau 8	Microorganismes pathogènes trouvés dans les EUD (Eriksson et al., 2002).....	13
Tableau 9	Indicateurs de contamination fécale dans les EUD (Sekaran et al., 2006).....	13
Tableau 10	Systèmes de traitement certifiés pour l'assainissement autonome (Environnement Canada, 2009; Perrier, 2008).....	15
Tableau 11	Normes de rejet des systèmes d'assainissement autonomes (Environnement Canada, 2009).....	15
Tableau 12	Capacité d'une fosse septique (Environnement Canada, 2013).....	18
Tableau 13	Exemples de procédés biologiques avancés (Environnement Canada, 2013; Perrier, 2008).....	24
Tableau 14	Potentiels d'oxydoréduction d'oxydants utilisés dans le traitement des eaux usées (Chen., 2004; Zaviscka et al., 2009).....	33
Tableau 15	Caractéristiques des eaux usées municipales et eaux de Camping domaine de la chute.....	44
Tableau 16	Concentration (mg/L) de peroxyde d'hydrogène (H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> ) mesurée en fonction du temps pour différentes paires d'électrodes (anode/cathode : Ti-IrO <sub>2</sub> /CV, Fe/CV et Al/CV) imposées lors de l'électrolyse d'une solution de sulfate de sodium (Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , 200 mg/L), Intensités de courant : 0,2, 0,4, 0,6 et 1,0 A, volume traité = 1,0 L.....	61
Tableau 17	Concentrations et masses de Fe et Al produites lors de l'électrolyse d'une solution de sulfate de sodium ([Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ] = 200 mg/L) Systèmes Fe/CV ou Al/CV, TRH = 60 min; Temps de décantation = 60 min ; Volume traité = 1,0 L.....	66

Tableau 18	Concentrations résiduelles de CF en fonction du temps (20, 40 et 60 min) lorsque différents intensités de courant sont imposées (0,2, 0,4, 0,6 et 1,0A) pendant le traitement électrolytique (EC-ER) d'un effluent de type municipal (Saint Nicolas) ; (systèmes Al/CV et Fe/CV); volume traité = 1,0 L.....	69
Tableau 19	Concentrations résiduelles de CF en fonction du temps (20, 40 et 60 min) lorsque différents intensités de courant sont imposées (0,2, 0,4, 0,6 et 1,0 A) pendant le traitement électrolytique conventionnel (EC) d'un effluent de type municipal (Saint Nicolas) ; (systèmes Al/Al et Fe/Fe); volume traité = 1,0 L.....	70
Tableau 20	Influence de l'intensité du courant sur l'efficacité épuratoire lors du traitement des EUD par le procédé EC-ER (système Fe/CV ; TRH = 60 min) ; volume traité = 1,0 L .....	73
Tableau 21	Influence du temps de traitement (20, 40, 60 et 90 min) sur l'efficacité épuratoire lors du traitement des EUD par le procédé EC-ER (système Fe/CV); I = 0,4 et 0,6 A ; volume traité = 1,0 L.....	75
Tableau 22	Influence du type d'électrode anodique système Fe/CV ou Al/CV sur l'efficacité du traitement des EUD par le procédé EC-ER lorsque l'intensité du courant est fixée à 0,4 pour un temps de traitement de 60 min ou à 0,6 A pour un temps de traitement de 40 min ; volume traité = 1,0 L ; Q = 120 mL/min .....	83
Tableau 23	Influence du type d'électrode anodique sur l'efficacité du procédé EC-ER (système Al/CV ou Fe/CV, I = 0,4 A, TRH = 60 min) pendant les essais de décantation naturelle (sans ajout de polymères) ; Volume traité = 1,0 L ; Q = 120 mL/min).....	87
Tableau 24	Influence du type d'électrode anodique sur l'efficacité du procédé EC-ER (système Al/CV ou Fe/CV, I = 0,4 A, TRH = 60 min) pendant les essais de décantation assistée avec ajout de polymères (magnafloc 10, magnafloc 155 ou zétag 7563 ; Volume traité = 1,0 L ; Q = 120 mL/ min) .....	88
Tableau 25	Influence du procédé EC-ER sur l'élimination des polluants lors du traitement des EUD en mode batch lorsque les conditions optimales sont imposées (système Fe/CV, I = 0,4 A ; TRH = 60 min ; volume traité = 1,0 L ; Q = 120 mL/min ; temps de décantation = 60 min).....	91
Tableau 26	Influence du procédé EC-ER sur l'élimination des polluants lors du traitement des EUD en mode continu pendant 24 h lorsque les conditions optimales sont imposées (système Fe/CV; I = 0,4 A, TRH = 45 min ; Q = 10 mL/min ; volume traité = 450 mL).....	93
Tableau 27	Conditions opératoires et caractéristiques de la cellule cylindrique (15 cm x 16cm x 25cm; anode = Fe (15 cm x 8,8 cm); cathode = CV (14 cm x 3 cm)) appliquées lors de la 1ère série d'essais de pilotage en mode continu sans bac de recirculation (I = 1,0 A, 2,0 A et 3,0 A, TRH = 15 mn), Volume traité = 3 L.....	95

Tableau 28	Performances du procédé EC-ER sur le traitement tertiaire en mode continu de EUD lors de l'essai EC-ER1 sur site de pilotage sans bac de recirculation (Système Fe/CV ; I = 1,0 A ; TRH = 15 min; Volume traité = 3 L) .....	96
Tableau 29	Performances du procédé EC-ER sur le traitement tertiaire en mode continu de EUD lors de l'essai EC-ER2 sur site de pilotage sans bac de recirculation (Système Fe/CV ; I = 2,0 A TRH = 15 min; Volume traité = 3 L) .....	97
Tableau 30	Performances du procédé EC-ER sur le traitement tertiaire en mode continu de EUD lors de l'essai EC-ER3 sur site de pilotage sans bac de recirculation (Système Fe/CV ; I = 3,0 A; TRH = 15 min; volume traité = 3 L) .....	99
Tableau 31	Conditions opératoires et caractéristiques de la cellule cylindrique (15 cm x 16 cm x 25 cm; anode = Fe (15 cm x 8,8 cm); cathode = CV (14 cm x 3 cm)) appliquées lors de la 2ème série d'essais de pilotage en mode continu avec un bassin de recirculation de 40 L (2,0 A et 3,0 A, TRH = 60 min; Volume traité = 3,0 L).....	100
Tableau 32	Performances du procédé EC-ER sur le traitement tertiaire en mode continu des EUD lors de l'essai EC-ER4 sur site de pilotage (Système Fe/CV ; I = 2,0 A, TRH = 60 min; volume traité = 3,0 L) .....	102
Tableau 33	Performances du procédé EC-ER sur le traitement tertiaire en mode continu des EUD lors de l'essai EC-ER5 sur site de pilotage (Système Fe/CV ; I = 3,0 A, TRH = 60 min ; volume traité = 3,0 L).....	105
Tableau 34	Conditions opératoires et caractéristiques de la cellule cylindrique (15 cm x 16 cm x 25 cm; anode = Fe (15 cm x 8,8 cm); cathode = CV (14 cm x 3 cm)) appliquées lors de la 3ème série d'essais de pilotage en mode continu avec un petit bac (10L) de recirculation (I = 3,0 A, TRH = 60 min, volume traité = 3,0 L).....	106
Tableau 35	Performances du procédé EC-ER sur le traitement tertiaire en mode continu des EUD lors de l'essai EC-ER6 sur site de pilotage (Système Fe/CV ; I = 3,0 A, TRH = 60 min; volume traité = 3,0 L) .....	109
Tableau 36	Comparaison des performances du procédé EC-ER (système Fe/CV, I = 3,0 A, TRH = 60 min) au système de désinfection UV sur l'élimination de la DCO, du Ptotal et des CF lors de l'essai EC-ER6 sur site de pilotage (volume traité = 3,0 L).....	111
Tableau 37	Concentration du peroxyde d'hydrogène produit en fonction du temps et de l'intensité par EO-ER (CV/Ti-IrO2).....	132
Tableau 38	Caractéristiques moyennes de l'effluent brut de la station d'épuration de Saint Nicolas lors des tests microbiologiques par EC (systèmes Fe/Fe et Al/Al), EO-ER (système Ti-IOR2/CV) et EC-ER (I = 0,2 A, 0,4 A, 0,6 A et 1,0 A).....	133
Tableau 39	Concentrations résiduelles de CF lors du traitement électrolytique d'un effluent de type municipal en utilisant le procédé EO- ER; volume traité = 1.0 L.....	133

Tableau 40	Caractéristiques moyennes de l'effluent brut de la station d'épuration de Saint Nicolas lors du traitement électrolytique en utilisant le procédé EC-ER; I = 1,0 A. Essais en triplicata. (2ème expérience).....	134
Tableau 41	Performance du traitement EC-ER sur un effluent primaire de type municipal (Station d'épuration de Saint Nicolas) sur l'abattement des polluants en utilisant une intensité égale à 1,0 A, (Volume traité = 1,0 L) .....	135
Tableau 42	Influence de l'intensité de courant sur l'efficacité épuratoire lors du traitement des EUD par le procédé EC-ER (système Fe/CV, I=0,2A).....	137
Tableau 43	Influence de l'intensité de courant sur l'efficacité épuratoire lors du traitement des EUD par le procédé EC-ER (système Fe/CV; I=0,4A) .....	138
Tableau 44	Influence de l'intensité de courant sur l'efficacité épuratoire lors du traitement des EUD par le procédé EC-ER (système Fe/CV; I=0,6A) .....	139
Tableau 45	Influence de l'intensité de courant sur l'efficacité épuratoire lors du traitement des EUD par le procédé EC-ER (système Fe/CV; I = 1,0 A) .....	140
Tableau 46	Influence du type d'électrode anodique (Fe et Al) en absence de polymères sur la variation de la vitesse et de la hauteur de décantation lors du traitement ECER. (I=0,4A, TRH = 6 0min) .....	141
Tableau 47	Influence du type d'électrode anodique (Al et Fe) en présence de polymères (Magnafloc 10, Magnafloc 155 et Zétag 7563) sur la variation de la vitesse (cm/min) et de la hauteur (cm) de décantation lors du traitement ECER. (I = 0,4 A, TRH = 60 min).....	142
Tableau 48	Variation de la hauteur de décantation en présence de polymère (I = 0,4 A, TRH = 60 min) .....	143
Tableau 49	Influence du procédé EC-ER sur l'élimination des métaux lors du traitement des EUD en mode batch avec les conditions optimales (Anode = Fe, Cathode = CV; I = 0,4 A).....	145
Tableau 50	Valeurs moyennes des caractéristiques de l'effluent brut pendant les essais de pilotage .....	147
Tableau 51	Valeurs moyennes des paramètres mesurés (1,0, 2,0 et 3,0 A) .....	147
Tableau 52	Variation de la concentration et du pourcentage d'élimination des polluants lors de du traitement tertiaire des EUD en mode continu par le procédé EC-ER sur site de pilotage (Système Fe/CV, volume traité = 3,0 L, I = 3,0 A).....	150

## LISTE DES FIGURES

Figure 1	Pourcentage d'eau utilisé par personne par jour aux États-Unis (AWWA, 1999).....	5
Figure 2	Structure schématique d'une fosse septique.....	18
Figure 3	Unité expérimentale d'un processus d'EC et réactions associées (Wang et al., 2009).....	30
Figure 4	Photographie de l'unité expérimentale et les différents types d'électrodes utilisés à l'échelle de laboratoire. ....	45
Figure 5	Schéma de l'unité expérimentale (laboratoire).....	45
Figure 6	Schéma de l'unité expérimentale pilote.....	46
Figure 7	Photographie de l'unité expérimentale en mode opératoire continu sur site de pilotage (EC-ER, Fe/CV, I = 1,0 A; I = 2,0 A; I = 3,0 A).....	47
Figure 8	Montage du réacteur électrolytique utilisé sur site de pilotage .....	47
Figure 9	Évolution de la concentration moyenne de H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> produite en fonction du temps d'électrolyse lorsque Ti-IrO <sub>2</sub> , Al et Fe sont respectivement utilisés comme électrodes anodiques ; I = 0,2 A, TRH = 120 mn, volume traité = 1,0 L.....	62
Figure 10	Évolution de la concentration moyenne H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> produite en fonction du temps d'électrolyse lorsque les électrodes anodiques de Ti-IrO <sub>2</sub> , Fe et Al sont respectivement utilisées ; I = 1,0 A, TRH = 120 mn, volume traité = 1,0 L.....	63
Figure 11	Évolution de l'efficacité de traitement en fonction de l'intensité de courant lors du traitement des EUD par le procédé EC-ER (Fe/CV, TRH = 60 min; [DCO] <sub>o</sub> = 204,0 ± 0,0 3,0 mg/L; [Turb] <sub>o</sub> = 28,9 ± 3,0 UTN; [MES] <sub>o</sub> = 103,0 ± 23,0 mg/L; [couleur] <sub>o</sub> = 402,0 ± 38,0 UCV; [Ptot] <sub>o</sub> = 5,60 ± 0,0 mg/L).....	74
Figure 12	Évolution de la DCO en fonction du temps d'électrolyse lors du traitement des EUD par le procédé EC-ER (système Fe/CV; I = 0,4 A et 0,6 A; volume traité = 1,0 L).....	76
Figure 13	Évolution de la turbidité en fonction du temps d'électrolyse lors du traitement des EUD par le procédé EC-ER (système Fe/CV; I = 0,4 A et 0,6 A; volume traité = 1,0 L).....	78
Figure 14	Évolution des MES en fonction du temps d'électrolyse lors du traitement des EUD par le procédé EC-ER (système Fe/CV; I = 0,4 A et 0,6 A; volume traité = 1,0 L).....	79

Figure 15	Évolution de la couleur en fonction du temps d'électrolyse lors du traitement des EUD par le procédé EC-ER (système Fe/CV; I = 0,4 A et 0,6 A; volume traité = 1,0 L).....	79
Figure 16	Évolution du Ptotal en fonction du temps d'électrolyse lors du traitement des EUD par le procédé EC-ER (système Fe/CV; I = 0,4 A et 0,6 A; volume traité = 1,0 L).....	80
Figure 17	Variation de la hauteur de décantation en fonction du temps de la solution traitée par le procédé EC-ER (Fe/CV et Al/CV) sans ajout de polymère ; (I = 0,4 A ; TRH = 60 min ; volume traité = 1,0 L; Q = 120 min).....	86
Figure 18	Variation de la hauteur de décantation en fonction du temps de la solution traitée par le procédé EC-ER (Fe/CV et Al/CV) lorsqu'un polymère est ajouté à la solution électrolysée (magnafloc 10, magnafloc 155 ou zetag 7563); (I = 0,4 A ; TRH = 60 min ; volume traité = 1,0 L; Q = 120 mL/min).....	86
Figure 19	Évolution du taux d'abattement de la couleur, la turbidité, la DCO, le Ptotal et de MES lors du traitement des EUD pendant les essais de reproductibilité du procédé EC-ER (système Fe/CV, TRH = 60 min, I = 0,4 A ; volume traité = 1 L ; Q = 120 mL/min ; temps de décantation = 60 min) ; [DCO] <sub>0</sub> = 140 ± 14 mg/L; [Turb] <sub>0</sub> = 24 ± 2 UTN; [MES] <sub>0</sub> = 500 ± 71 mg/L; [couleur] <sub>0</sub> = 365 ± 56 UCV; [Ptot] <sub>0</sub> = 6,98 ± 0,24 mg/L).....	90
Figure 20	Concentration des CF lors du traitement des EUD pendant les essais de reproductibilité du procédé EC-ER (système Fe/CV, TRH = 60 min, I = 0,4 A ; volume traité = 1 L ; Q = 120 mL/min ; temps de décantation = 60 min) ; [CF] <sub>0</sub> = 2 x 10 <sup>5</sup> UFC/100 mL.....	90
Figure 21	Évolution du taux d'abattement de la couleur, de la turbidité et de la DCO pendant l'essai EC-ER4 (Fe/CV, I = 2,0 A, TRH = 60 min ; volume traité = 3,0 L) sur site de pilotage en mode continu avec un bassin de recirculation de 40 L: [DCO] <sub>0</sub> = 105 ± 23 mg/L; [Turbidité] <sub>0</sub> = 30,6 ± 7 UTN; [couleur] <sub>0</sub> = 356 ± 18 UCV).....	101
Figure 22	Évolution du taux d'abattement de la couleur, la turbidité et la DCO pendant l'essai EC-ER4 (Fe/CV, I = 3,0 A, TRH = 60 min ; volume traité = 3,0 L) sur site de pilotage en mode continu (2 jours) avec un bassin de recirculation de 40 L: [DCO] <sub>0</sub> = 127 ± 1,6 mg/L; [Turb] <sub>0</sub> = 29,5 ± 0,6 UTN; [couleur] <sub>0</sub> = 370,6 ± 4,8 UCV).....	104
Figure 23	Évolution du taux d'abattement de la couleur, la turbidité et la DCO pendant l'essai EC-ER6 (Fe/CV, I = 3,0 A, TRH = 60 min ; volume traité = 3,0 L) sur site de pilotage en mode continu (2 jours) avec un bassin de recirculation de 10 L: [DCO] <sub>0</sub> = 316 ± 48 mg/L; [Turb] <sub>0</sub> = 30,6 ± 12,4 UTN; [couleur] <sub>0</sub> = 352 ± 194 UCV).....	108
Figure 24	Évolution du taux d'abattement de la DBO <sub>5</sub> , du Ptotal et des CF pendant l'essai EC-ER6 ( Fe/CV, I = 3,0 A, TRH = 60 min ; volume traité = 3,0 L) sur site de pilotage en mode continu (2 jours) avec un bassin de recirculation de	



	10 L: [DBO5]0 = 78 ± 84 mg/L, [Ptot]0 = 8 ± 0,2 mg/L ; [CF]0 = (4,6 ± 5) x 105).....	108
Figure 25	Photographie de l'unité de désinfection UV placée à la sortie de l'usine de traitement biologique du Camping domaine de la chute.....	111
Figure 26	Photographies des essais de décantation lors du traitement EC-ER avec le système Al/CV, Volume = 1,0 L, I = 0,4 A, TRH = 60 min.....	144
Figure 27	Photographies des essais de décantation lors du traitement EC-ER avec le système Fe/CV. Volume = 1,0 L, I = 0,4 A, TRH = 60 min.....	144
Figure 28	Variation des pourcentages moyens d'élimination de la couleur, de la DCO et de la turbidité en fonction de l'intensité.....	148
Figure 29	Effluent à l'entrée et à la sortie du système de traitement EC-ER (Fe/CV) sur site de pilotage en mode continu des EUD lors de l'essai EC-ER4 avec un bassin de recirculation de 40 L (I = 2,0 A, TRH = 60 min, volume traité = 3 L).....	148
Figure 30	Effluent à l'entrée et à la sortie du système de traitement EC-ER (Fe/CV) sur site de pilotage en mode continu des EUD lors de l'essai EC-ER5 avec un bassin de recirculation de 40L (I = 3,0 A, TRH = 60 min, volume traité = 3,0 L).....	149
Figure 31	Effluent à l'entrée et à la sortie du système de traitement EC-ER (Fe/CV) sur site de pilotage en mode continu des EUD lors de l'essai EC-ER6 avec un bassin de recirculation de 10 L (I = 3,0 A, TRH = 60 min ; volume traité = 3,0 L).....	149



## LISTE DES ÉQUATIONS

Équation 1	$\text{FeCl}_3 + \text{NaH}_2\text{PO}_4 \rightarrow \text{FePO}_4 + \text{NaCl} + 2\text{HCl}$ .....	26
Équation 2	$\text{FeSO}_4\text{Cl} + \text{NaH}_2\text{PO}_4 \rightarrow \text{FePO}_4 + \text{NaCl} + \text{H}_2\text{SO}_4$ .....	26
Équation 3	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 + 2\text{NaH}_2\text{PO}_4 \rightarrow 2\text{AlPO}_4 + \text{Na}_2\text{SO}_4 + 2\text{H}_2\text{SO}_4$ .....	27
Équation 4	$3\text{HPO}_4^{2-} + 5\text{Ca}^{2+} + 4\text{OH}^- \rightarrow \text{Ca}_5(\text{PO}_4)_3\text{OH} + 3\text{H}_2\text{O}$ .....	27
Équation 5	$\text{Al} \rightarrow \text{Al}^{3+} + 3\text{e}^-$ .....	29
Équation 6	$\text{H}_2\text{O} + \text{e}^- \rightarrow \frac{1}{2} \text{H}_2 + \text{OH}^-$ .....	29
Équation 7	$2\text{Al} + 6\text{H}_2\text{O} + 2\text{OH}^- \rightarrow 2\text{Al}(\text{OH})_4^- + 3\text{H}_2$ .....	29
Équation 8	$4\text{Fe}(\text{s}) \rightarrow 4\text{Fe}^{2+}(\text{aq}) + 8\text{e}^-$ .....	29
Équation 9	$4\text{Fe}^{2+}(\text{aq}) + 10\text{H}_2\text{O}(\text{l}) + \text{O}_2(\text{g}) \rightarrow 4\text{Fe}(\text{OH})_3(\text{s}) + 8\text{H}^+(\text{aq})$ .....	29
Équation 10	$8\text{H}^+(\text{aq}) + 8\text{e}^- \rightarrow 4\text{H}_2(\text{g})$ .....	29
Équation 11	$4\text{Fe}(\text{s}) + 10\text{H}_2\text{O}(\text{l}) + \text{O}_2(\text{g}) \rightarrow 4\text{Fe}(\text{OH})_3(\text{s}) + 4\text{H}_2(\text{g})$ .....	29
Équation 12	$\text{H}_2\text{O}_2 + \text{Fe}^{2+} \rightarrow \text{Fe}^{3+} + \text{OH}^- + \text{OH}^-$ ( $k = 51 \text{ M}^{-1}\text{S}^{-1}$ ) .....	32
Équation 13	$[\text{Fe}(\text{o-phen})_3]^{2+} + \text{Ce}^{4+} \rightarrow [\text{Fe}(\text{o-phen})_3]^{3+} + \text{Ce}^{3+}$ .....	53
Équation 14	$C_{\text{ce}} \times V_{\text{ce}} = \text{CH}_2\text{O}_2 \times V_{\text{H}_2\text{O}_2}$ .....	54
Équation 17	$m = \frac{I \cdot t \cdot M}{z \cdot F}$ .....	64



## LISTE DES ABBRÉVIATIONS

Al	Aluminium
BRM	Bioréacteur à membrane
CF	Coliformes fécaux
COD	Carbone organique dissous
COT	Carbone organique total
Cv	Coefficient de variation
CV	Carbone vitreux
DBO5	Demande biochimique en oxygène (5 jours)
DCO	Demande chimique en oxygène
DDB	Diamant dopé au bore
EC	Électrocoagulation
EC-ER	Électrocoagulation- Électro-réduction
EO	Électro-oxydation
EUD	Eau usée domestique
EUM	Eau usée municipale
Fe	Fer
H&G	Huile et graisse
MES	Matières en suspension
Ptotal	Phosphore total
Q	Débit d'alimentation
ST	Solides totaux
Ti-IrO2	Titane couvert d'oxyde d'iridium
TKN	Azote Kjédahl total
TRB	Temps de rétention des boues
TRH	Temps de rétention hydraulique
UCV	Unité de couleur vrai
UFC	Unité formant des colonies
UTN	Unité de turbidité néphélométrie
UV	Ultraviolet



## **Introduction**

Les eaux usées sont des eaux contaminées par différents polluants organiques, inorganiques et microbiens. Elles peuvent avoir des effets préjudiciables pour les environnements dans lesquelles elles sont déversées. Non traitées ou insuffisamment traitées, les eaux usées présentent un risque pour la santé publique du fait qu'elles peuvent contaminer les eaux destinées à la consommation et les eaux superficielles. Elles constituent une menace à l'équilibre écologique des écosystèmes aquatiques. Ces eaux sont classées en trois grandes catégories : les EUD, les eaux usées urbaines et les eaux usées industrielles. Les EUD sont des eaux usées provenant des établissements et lieux de résidence. Les eaux usées industrielles sont toutes les eaux provenant des établissements industriels (Bliefert et Perraud, 2001). Les eaux usées urbaines, quant à elles sont un mélange des eaux usées ménagères (EUD) avec des eaux usées industrielles et/ou des eaux pluviales. La gestion et l'assainissement des eaux usées se fait par la collecte, le traitement et la disposition des eaux traitées afin d'éliminer ou d'empêcher l'action des composés responsables des risques de santé publique et environnementaux. L'assainissement est qualifié de centralisé ou collectif lorsqu'il vise des établissements ou lieux de résidences reliés à des réseaux de collecte raccordés à des systèmes de traitement centralisés des eaux usées. L'assainissement autonome est celui qui vise des établissements et lieux de résidence qui ne sont pas desservis par des équipements communautaires de collecte et de traitement des eaux usées. En général, l'assainissement autonome concerne les résidences isolées ou les établissements qui rejettent exclusivement des EUD. Il se fait au moyen d'ouvrages individuels situés à l'intérieur des limites de chaque lot de résidence et, la responsabilité en matière de construction, d'utilisation et d'entretien relève du propriétaire. Dans certains cas, on peut avoir un assainissement autonome collectif sous forme de petites installations. C'est le cas des zones de camping, des hôtels, des sites récréatifs.

Les procédés conventionnels de l'assainissement autonome (latrines, lagunage, fosses septiques, etc.) sont principalement axés sur l'élimination des fractions particulaires et des polluants carbonés dans les eaux usées. Ces procédés ne répondent pas toujours aux exigences d'élimination complémentaire des fractions azotées, phosphatées et microbiennes. Au Canada, il a été rapporté que plus de 150 milliards de litres d'eaux usées insuffisamment traitées ou non traitées sont rejetées annuellement dans les milieux naturels (Environnement Canada, 2013). Une

situation qui résulterait entre autres, d'un développement croissant des zones d'habitation isolées et des agglomérations à population variable (lotissement de résidences secondaires, terrains de camping, hôtels, stations touristiques, villages vacances, centres commerciaux, etc) non connectées aux systèmes centralisés de collecte et de traitement des eaux usées. Ces petites installations contribuent à la production de 20 % de la quantité totale des eaux usées. Les dispositifs classiques d'assainissement autonome nécessitent beaucoup d'espace et n'offrent pas toujours un traitement efficace des EUD surtout dans les zones où le sol est argileux. Des stratégies de traitement efficaces devront être adoptées pour atteindre de manière optimale les normes de rejets qui évoluent vers une sévérité croissante. Les techniques électrochimiques peuvent constituer une avenue potentielle de traitement et de désinfection des EUD. Ces techniques sont déjà appliquées à l'échelle industrielle. L'intérêt des procédés électrochimiques réside dans leur aspect non polluant, leur facilité d'automatisation et leur capacité à éliminer les polluants organiques, inorganiques et les micro-organismes pathogènes. Ils permettent également d'éviter l'utilisation de produits chimiques.

L'objectif de ce mémoire est de montrer l'intérêt des procédés électrochimiques à travers un procédé hybride d'électrocoagulation et d'électroréduction (EC-ER) pour le traitement tertiaire des EUD.

Ce mémoire est subdivisé en quatre chapitres. Le premier chapitre fait une synthèse bibliographique (Revue de littérature) des caractéristiques des EUD, des différents procédés de traitement des EUD, tout en mettant un accent particulier sur les technologies électrochimiques. Le deuxième chapitre, présente les hypothèses de recherche, les objectifs et la démarche méthodologique associés à cette étude. Le chapitre 3 présente les unités expérimentales, les conditions de fonctionnement et les différentes approches et méthodes analytiques utilisées pour quantifier la pollution et suivre les performances de traitement. Le quatrième chapitre est focalisé sur les résultats expérimentaux et la discussion relative à ceux-ci. Il comprend une étape de caractérisation de la cellule électrolytique et d'évaluation du pouvoir bactéricide du procédé EC-ER. Subséquemment, le procédé EC-ER est évalué comme traitement tertiaire des EUD, et les meilleures conditions de traitement sont définies à l'échelle laboratoire et sur site de pilotage



# 1 REVUE DE LITTÉRATURE

## 1.1 Caractérisation des EUD

### 1.1.1 Origine des EUD

Les EUD sont des eaux usées qui proviennent essentiellement des établissements et des lieux de résidence. Les EUD peuvent être subdivisées en deux groupes: les eaux usées ménagères ou eaux grises et les eaux noires (Eriksson et al., 2002; Tsuzuki, 2006). Ces deux groupes se distinguent par leur composition (Eriksson et al., 2002). Les eaux grises proviennent de la salle de bain, de la cuisine et de la buanderie (Eriksson et al., 2002; Katukiza et al., 2012). Elles sont riches en matières organiques (DCO, DBO<sub>5</sub>, etc.) et pauvres en nutriments (phosphore, azote). Les eaux noires correspondent aux urines et fèces produites par les toilettes (Eriksson et al., 2002). Ces eaux noires constituent un risque sanitaire majeur à cause de la présence des agents pathogènes. Ces eaux pourraient également contenir des micropolluants tels que les médicaments, les produits de soins de santé personnelle et cosmétiques, les hormones et les métabolites (Katukiza et al., 2012). Le tableau 1 présente les quantités d'eaux produites par les différents compartiments d'une résidence isolée.

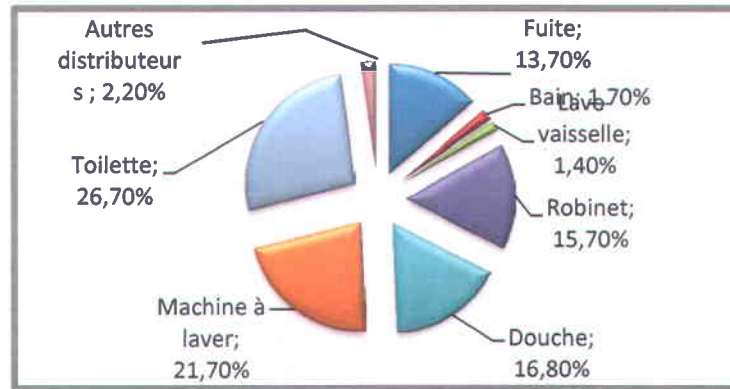
**Tableau 1** Quantités d'eaux usées provenant des différents appareils d'une résidence isolée pour un volume quotidien de 173 L/pers/jr (Siegrist, 1980).

Compartiments	Pourcentage (%)
Toilettes	35
Douches et Salle de bain	20
Lave – vaisselles	7
Machine à laver	21
Autres distributeurs	17

### 1.1.2 Production des EUD

Les débits d'eaux usées générées dans les résidences isolées ne sont pas stables. Ils varient d'une installation à une autre (Butler et al., 1995; Bernier, 2011). Certaines ont des débits standards comme les toilettes, la machine à laver et le lave-vaisselle contrairement à la cuisine, la salle de bain et l'évier (Almeida et al., 1999) qui contribuent à environ 65 % à 75 % de la production des EUD (Katukiza et al., 2012). Les débits sont liés à plusieurs facteurs socioéconomiques (Campos et Sperling, 1996) qui ne sont pas facilement prévisibles d'où l'intérêt de surestimer les dimensions des ouvrages d'assainissement autonome. En tenant compte de ces variations, Metcalf et Eddy Inc. (2003) sont parvenus à estimer le débit moyen de production d'eaux usées dans les résidences isolées en considérant 60 % à 90 % du débit de consommation (Tableau 2). Ce dernier est élaboré à partir des données de consommation de la Figure 1 du document de l'American Water Works Association' (AWWA, 1999). Au Canada on tient compte surtout du nombre de chambre (Tableau 3 et 4) et des facteurs de pointe pour évaluer la capacité hydraulique des systèmes de traitement autonome afin de mieux choisir le dispositif de traitement le plus adapté (Q-2, r.22).

Une des alternatives de cette lacune serait une étude probabiliste des données du flux de consommation au niveau des appareils ménagers (Butler et al., 1995). Toutefois, la consommation d'eau au Canada (deuxième, au rang mondial derrière les États-Unis (425 L/pers/jr)) est passée de 326 L/pers/jr en 1996 à 329 L/pers/jr en 2004 (CWRA, 2008). Cette consommation d'eau se répartie comme suit : 30 % (v/v) pour les toilettes, 35 % (v/v) pour la salle de bain et la douche, 20 % (v/v) pour la lessive, 10 % (v/v) pour la consommation d'eau de boisson et la cuisine, 5 % (v/v) pour l'eau de nettoyage (Environnement Canada, 2009). Cette consommation d'eau en Amérique du nord est très élevée en comparaison avec la moyenne mondiale située entre 35 L/pers/jr et 90 L/pers/jr et aux pays en voie de développement (Metcalf et Eddy Inc. 2003).



**Figure 1** Pourcentage d'eau utilisé par personne par jour aux États-Unis (AWWA, 1999)

**Tableau 2** Débit quotidien de production d'eaux usées dans les résidences isolées (Metcalf et Eddy Inc., 2003)

Nombre de personnes	Débit journalier (L/pers/jr)	
	Gamme	Moyenne
1	185-490	365
2	225-385	288
3	194-335	250
4	155-268	200
5	150-260	193
6	147-253	189
7	140-244	182
8	135-233	174

**Tableau 3** Capacité hydraulique de référence pour la certification (Protocole de certification : BNQ 3680-915, Bernier, 2011)

<b>Nombre de chambres à coucher de la résidence isolée</b>	<b>Volume (L/jr)</b>
1	540
2	1080
3	1260
4	1440
5	1800
6	2160

**Tableau 4** Débit total quotidien en litres d'une résidence en fonction du nombre de chambres à coucher : Cas des systèmes non certifiés et champs de polissage (Bernier, 2011)

<b>Nombre de chambres à coucher de la résidence isolée</b>	<b>Volume (L)</b>
1	540
2	1080
3	1620
4	2160
5	2700
6	3240

### 1.1.3 Composition des EUD

Les EUD présentent des caractéristiques physicochimiques, biologiques variables, dépendamment du compartiment résidentiel à partir duquel elles sont produites (Butler et al., 1995; Campos et Sperling 1996; Eriksson et al., 2002; Henze et al., 2002). Toutefois, les variations restent faibles dans l'ensemble. Ce qui n'est pas le cas des eaux usées industrielles dont la composition dépend fortement du type d'industrie. La littérature indique que les EUD sont principalement constituées de matières organiques, de détergents, de graisses, de matières fécales, d'urines et de microorganismes (bactéries, virus, parasites). Les polluants retrouvés dans les EUD peuvent être subdivisés en quatre groupes : les polluants organiques, les nutriments, les matières en suspension (MES) et les polluants microbiens. Le tableau 5 présente une liste non exhaustive des polluants caractéristiques des EUD.

**Tableau 5** Composition des EUD

Paramètres	Unités	Concentrations							
		Yonar <i>et al.</i> (2006)	Sekaran <i>et al.</i> (2007)	Aiyuk <i>et al.</i> (2004)	Valipour <i>et al.</i> (2009)	Butler <i>et al.</i> (1995)	Siegrist (1980)	Metcalf et Eddy Inc. (2003)	Vlyssides <i>et al.</i> (2002)
MES	mg/L	-	-	200	171,2	-	-	720	870
Protéines	mg/L	-	194	-	-	-	-	-	-
H. et G	mg/L	-	-	-	-	-	-	90	45
DCO	mg/L	336	447	522	339,7	-	330	430	1047
DBO <sub>5</sub>	mg/L	245	143	208	206,7	292	224	190	385
COT	mg/L	-	122	-	-	-	-	160	-
N total	mg/L	20,6	-	-	-	-	-	40	-
NH <sub>3</sub> -N	mg/L	-	33	-	31,1	22	-	15	150
NO <sub>3</sub>	mg/L	-	-	-	-	0,77	-	25	-
TKN	mg -N/L	-	25	39	-	-	50	-	-
P total	mg/L	0,58	0,58	8	-	14	-	7	17,5
PO <sub>4</sub> -P	mg/L	-	-	4	7	-	-	5	-
Sulfates	mg/L	-	120	-	-	-	-	30	-
Chlorures	mg/l	-	-	-	85,2	-	-	50	-
pH		7,18	7,35	7,4	7,26	-	-	-	7,2
Turbidité	UTN	13,2	-	-	-	-	56	-	-
Alcalinité	---	-	840	300	-	-	-	-	350
CF	UFC/100 mL	-	9.10 <sup>7</sup>	10 <sup>7</sup>	-	-	-	10 <sup>7</sup>	-
<b>Références</b>		Yonar <i>et al.</i> (2006)	Sekaran <i>et al.</i> (2007)	Aiyuk <i>et al.</i> (2004)	Valipour <i>et al.</i> (2009)	Butler <i>et al.</i> (1995)	Siegrist (1980)	Metcalf et Eddy Inc. (2003)	Vlyssides <i>et al.</i> (2002)

## Polluants organiques

La pollution organique est évaluée en termes de demande chimique en oxygène (DCO) et de demande biochimique en oxygène (DBO). La DCO est la quantité d'oxygène nécessaire pour une oxydation complète des substances organiques et minérale de l'eau. La DBO représente la quantité d'oxygène utilisée par des microorganismes lors de l'oxydation des matières organiques et minérales de l'eau pendant la respiration. Ainsi, les composés organiques retrouvés dans les EUD peuvent être scindés en deux groupes : les substances organiques biodégradables et les substances organiques récalcitrantes (ou réfractaires). Les substances biodégradables sont des substances qui peuvent être minéralisées par les microorganismes, tandis que les substances dites récalcitrantes sont des composés qui sont difficilement minéralisés ou restent inchangées malgré l'activité microbienne.

Dans les EUD, la DCO varie entre 210 et 740 mg/L. La DBO<sub>5</sub> est comprise entre 150 et 530 mg/L (Eriksson et al., 2002). En général, le ratio DBO/DCO d'une EUD se situe entre 0,5 et 0,7. Ce qui indique le caractère biodégradable de ce type d'eau (Raghavacharya, 1997). La biodégradabilité d'un polluant est liée à sa structure chimique et aux paramètres physico-chimiques tels que le pH, la température, la pression partielle, etc. La concentration de carbone organique total (COT) des EUD varie entre 204 mg/L et 481 mg/L (Ditzig et al., 2007). Les eaux usées provenant des cuisines contiennent principalement des matières organiques biodégradables. La DBO<sub>5</sub> de ces eaux usées représente généralement 20 % à 70 % de la DBO<sub>5</sub> des EUD (Butler et al., 1995). Le flux de production de la DBO<sub>5</sub> par personne varie de 0,4 gDOB/pers/jr à 21 gDBO/pers/jr (Tsuzuki, 2006). Selon Huang et al. (2010), les alcools et les cétones retrouvés dans les EUD sont issus des produits de teinture et de dégraissage. Ces produits sont libérés par la lessive et le nettoyage des légumes. Les molécules d'acide gras et les polymères méthyliques et éthyliques présents dans les EUD proviennent des selles, des lessives, des H&G. Le tableau 6 présente une liste de polluants organiques généralement détectés dans les EUD.

Il faut noter que ces dernières années, on assiste à l'apparition de polluants organiques toxiques appelés perturbateurs endocriniens dans les eaux usées. Ces polluants émergents échappent

généralement aux systèmes classiques de traitement des eaux usées. Globalement, ils constituent une très faible proportion du carbone organique dissous (COD <1%) des eaux contaminées. Mais leur présence dans les eaux usées doit être pris en compte en raison de leur toxicité potentielle sur les humains (cancer du cerveau, affection des systèmes immunitaire et reproducteur) et les espèces aquatiques (féminisation, toxicité pour les poissons et les invertébrés) (Purdon et al., 1994; Súlleabháin et al., 2009). Les polluants émergents retrouvés dans les EUD sont notamment, les composés oestrogéniques, les produits pharmaceutiques, les produits de soins personnels et les produits cosmétiques (Súlleabháin et al., 2009). Les polluants émergents se retrouvent adsorbés dans les déchets solides des fosses septiques (Súlleabháin et al., 2009).

**Tableau 6** Polluants organiques détectés dans les EUD (Huang et al., 2010)

Types	No.	Noms	Concentrations (µg/L)	Concentrations COT (µg C/L)
Protéines (Acides aminés)	1	Glycine	1700	544
	2	Alanine	2000	809
	3	Valine	2000	1026
	4	Leucine	2000	1099
	5	Isoleucine	1500	824
	6	A. Aspartique	3100	14737
	7	A. Glutamique	3600	1878
	8	Arginine	1200	497
	9	Serine	900	364
	10	Histidine	1700	790
	11	Thréonine	1400	565
	12	Proline	800	417
	13	Cystine	700	242
	14	Tyrosine	1100	656
	15	Méthionine	900	362
	16	Phénylalanine	1500	988
	17	Glycine	1700	838
Sucres	18	Rhamnose	4440	1776
	19	Fucose	2660	1064
	20	Ribose	4410	1764
	21	Arabinose	2770	1108
	22	Xylose	8250	3300
	23	Mannose	6020	2408
	24	Galactose	4800	1920
	25	Glucose	5520	2208
Lipides	26	Acide Myristique (Glycéride)	40	27.52
	27	Hexadécénoïque (Glycéride)	30	21.05
	28	Margarique (Glycéride)	120	85
	29	Acide octadécadiénoïque (Glycéride)	270	193
	30	Acide Oléique (Glycéride)	770	548
	31	Acide octadécanoïque (Glycéride)	120	85
VFA	32	Acide Acétique	13010	5204
	33	Acide Propénoïque	1720	837
	34	Acide Butyrique	2710	1478
	35	Acide iso-Butyrique	1250	682
	36	Iso-Valérique acide	400	235
Autres	37	LAS	2220	1238
	38	Acide humique	11880	6475
	39	DNA + RNA	19172	6691
	40	Tanin	2500	1340
	41	Fibres	64800	25920



## **Polluants inorganiques**

L'azote présent dans les EUD est sous forme organique ou minérale (Belghyti et al., 2009). L'azote organique est principalement un constituant des protéines, des polypeptides, des acides aminés et de l'urée (Metcalf et Eddy Inc., 2003). L'azote minéral (inorganique) inclut l'ammonium  $\text{NH}_4^+$  (98 %) (Wang et al., 2007), les nitrites ( $\text{NO}_2^-$ ) et les nitrates ( $\text{NO}_3^-$ ). L'azote minéral représente 70 % de l'azote total, tandis que 30 % de l'azote est organique. L'utilisation des détergents (lessive) est la source majeure de nitrates dans les eaux usées (1,93 mg/L). En comparaison, la lessive génère 3 fois plus d'azote que les toilettes (0,72 mg/L), les lavabos (0,7 mg/L) et 5 fois plus d'azote que les salles de bain (0,36 mg/L) (Butler et al., 1995). Les nitrates sont issus des eaux de cuisine et de lessive (Almeida et al., 1999). Les toilettes génèrent plus d'azote ammoniacal (65 mg/L) soit 1 à 2 fois plus que les charges produites par les autres compartiments d'une résidence (Butler et al., 1995).

Le phosphore est présent dans les EUD sous forme minérale ( $\text{PO}_4^{3-}$ ,  $\text{HPO}_4^{2-}$ ,  $\text{H}_2\text{PO}_4^-$  et  $\text{H}_3\text{PO}_4$ ) ou organiques (polyphosphate) (Metcalf et Eddy Inc., 2003). L'ortho-phosphate est souvent présent dans les eaux de lessives et les eaux de nettoyage (30-31 mg/L) (Butler et al., 1995; Eriksson et al., 2002). Les eaux de cuisine et de toilettes contribuent également à l'apport de phosphore dans les EUD (10 et 14 mg/L). La concentration de phosphore dans les eaux provenant des salles de bain reste négligeable (Butler et al., 1995). Les rejets de phosphate à partir des systèmes de traitement des EUD ont été identifiés comme l'une des principales causes de l'invasion des cyanobactéries dans certains lacs du Québec (Perrier, 2008).

Les métaux tels que le Fe, le chrome (Cr), le zinc (Zn), le cobalt (Co) interviennent dans la synthèse des protéines nécessaires à la croissance des êtres vivants (algues) (Metcalf et Eddy Inc., 2003). Cependant, les métaux sont toxiques à fortes concentrations. Ils perturbent le fonctionnement des organes vitaux (le cœur, le foie, le rein, le cerveau. etc) et l'activité enzymatique (Katukiza et al., 2012). Les matières fécales sont la source majeure de la présence des métaux dans les eaux-usées domestiques. Les matières fécales apportent 60 à 70 % de la charge en Cd, Zn, Cu et Ni (Blais, 2011).

Les autres sources de métaux dans les EUD sont les produits de soin personnel, les produits pharmaceutiques, les produits de nettoyage et les liquides résiduels. Le tableau 7 présente une liste de polluants métalliques rencontrés dans les EUD.

**Tableau 7 Métaux dans les EUD, adapté de Metcalf et Eddy Inc. (2003)**

Métaux	Symboles	Concentration (mg/L)
Magnésium	Mg	4 – 10
Potassium	K	7 – 15
Aluminium	Al	0,1 - 0,2
Bore	B	0,1 - 0,2
Fluore	F	0,2 - 0,4
Manganèse	Mn	0,2 - 0,4
Silice	Si	2 – 10

### Polluants microbiens

Il existe une panoplie de microorganismes pathogènes dans les EUD. Les microorganismes pathogènes sont subdivisés en quatre groupes : les bactéries, les helminthes, les protozoaires et les virus (Tableau 8) (Eriksson et al., 2002; Metcalf et Eddy Inc. 2003). Ces microorganismes pathogènes sont responsables de plusieurs maladies hydriques. Parmi elles, nous pouvons citer le choléra, les amibiases, la dysenterie et le paludisme que l'on rencontre surtout dans les pays en voie de développement. Par exemple, la fièvre typhoïde qui se manifeste par des troubles digestives est causée par *Salmonella typhi*. Les plus communs des bactéries pathogènes rencontrées dans les EUD sont les salmonelles les vibrions, les mycobactères et le *Clostridium* (Metcalf et Eddy Inc. 2003). Certains microorganismes pathogènes sont considérés comme des indicateurs de contamination fécale. Une liste non exhaustive des indicateurs de contamination fécale des EUD est présentée au tableau 9.

**Tableau 8 Microorganismes pathogènes trouvés dans les EUD (Eriksson et al., 2002)**

<b>Bactéries</b>	<b>Helminthes</b>	<b>Protozoaires</b>	<b>Virus</b>
<i>Bacteroides fragilis</i>	<i>Ancylostoma duodenale</i>	<i>Balantidium coli</i>	<i>Adenoviruses</i>
<i>Bifidobacterium adolescentis</i>	<i>Necator americanus</i>	<i>Cryptosporidium parvum</i>	<i>Coxsackieviruses</i>
<i>Bifidobacterium longum</i>	<i>Ascaris lumbricoides</i>	<i>Cyclospora cayetanensis</i>	<i>Echoviruses</i>
<i>Campylobacter jejuni</i>	<i>Clonorchis sinensis</i>	<i>Entamoeba histolytica</i>	<i>Hepatitis A virus</i>
<i>Clostridium perfringens</i>	<i>Diphyllobothrium latum</i>	<i>Enterocytozoon bienusi</i>	<i>H. E virus</i>
<i>Echerichia coli</i>	<i>Enterobius vermicularis</i>	<i>Giardia lamblia</i>	<i>H. Fvirus</i>
<i>Eubacterium spp</i>	<i>Fasciola hepatica</i>	<i>Neagleria</i>	<i>Polioviruses</i>
<i>Faecal coliforms</i>	<i>Fasciolopsis buski</i>		<i>Reoviruses</i>
<i>Helicobacter pylori</i>	<i>Gastrodiscoides hominis</i>		<i>Rotaviruses</i>
<i>Lactobacilli</i>	<i>Heterophyes heterophyes</i>		
<i>Legionella pneumophila</i>	<i>Hymenolepis spp</i>		
<i>Leptospira</i>	<i>Metagonimus yokogawai</i>		
<i>Peptococcus spp</i>	<i>Optisthorchis felineus</i>		
<i>Peptostreptococcus spp</i>	<i>O. viverrini</i>		
<i>Pseudomonas aeruginosa</i>	<i>Paragonimus westermani</i>		
<i>Salmonella typhi</i>	<i>Schistosoma haematobium</i>		
<i>S. paratyphi</i>	<i>S. japonicum</i>		
<i>Autres salmonellae</i>	<i>S. mansoni</i>		
<i>Shigella sonnei</i>	<i>Strongyloides stercoralis</i>		
<i>Autres shigella</i>	<i>Taenia saginata</i>		
<i>Streptococcus bovis</i>	<i>T. solium</i>		
<i>S. durans</i>	<i>Trichuris trichiura</i>		
<i>S. equines</i>			
<i>S. faecalis</i>			
<i>S. faecium</i>			
<i>Vibrio cholerae</i>			
<i>Autres vibrios</i>			
<i>Yersinia enterocolitica</i>			

**Tableau 9 Indicateurs de contamination fécale dans les EUD (Sekaran et al., 2006)**

<b>Microorganismes</b>	<b>Concentrations (UFC/mL)</b>
<i>E. coli</i>	$6,1 \times 10^5$
<i>Shigella flexneri</i>	$1,3 \times 10^3$
<i>Shigella dysenteriae</i>	$0,7 \times 10^3$
<i>Shigella sonnei</i>	$3 \times 10^2$
<i>Salmonella typhi</i>	$1,1 \times 10^3$
Coliformes totaux	$1,6 \times 10^9$
Coliforme fécaux	$9 \times 10^7$

## **Matières en suspension**

Les MES correspondent aux éléments dont la taille est supérieure 1,5  $\mu\text{m}$ , la porosité des filtres (Whatman 934. A) (Wang et al., 2007). Les MES sont constituées de 60 à 65 % de matières organiques responsables de la DCO et 60 % liées à la  $\text{DBO}_5$  (Wang et al., 2007). Environ 20 % de l'azote présents dans les EUD sont en suspension. En ce qui concerne le phosphore, environ 50 % se trouvent en suspension dans les EUD (Wang et al., 2007).

## **1.2 Normes de rejet des EUD**

Les rejets d'eaux usées font l'objet de législation dans la plupart des pays du monde. Les législations sont surtout basées sur les concentrations résiduelles des indicateurs de pollution dont les plus communs sont les MES, la demande biochimique en oxygène, les microorganismes pathogènes (CF), les coliformes totaux, etc.), les métaux dissous, le phosphore et l'azote. Au Québec, il existe un ensemble de directives portant sur le rejet et le traitement des eaux usées en général mais aussi sur les eaux usées des résidences isolées (Q-2, r.22) Ces directives sont relatives à l'encadrement et à la construction des dispositifs et des systèmes de traitement des EUD des résidences isolées ou des autres établissements. Ainsi, pour toute construction, il faut au préalable une caractérisation du site (la topographie, la pente du terrain (< 30 %), le niveau des eaux souterraines par un organisme compétent. La caractérisation prend en compte la perméabilité des sols et le nombre de personnes vivant dans la résidence afin de mieux évaluer la capacité hydraulique et choisir le dispositif de traitement le plus adapté. Tout système de traitement doit être certifié par le bureau de normalisation du Québec selon le règlement Q-2, r.22. Dans certains cas, notamment, les installations biologiques, les puits d'évacuation, les cabinets à fosse sèche et les installations à vidange périodique, la caractérisation préalable du site n'est pas impérative. Le tableau 10 présente une liste non exhaustive de systèmes de traitement mis en place par des entreprises actives dans le domaine de l'assainissement autonome (DBO Expert Inc, H.G. Spec Inc, Premier Tech technologies limitée (Premier Tech Aqua), Le Roseau épurateur 2006 Inc, etc.). Ces systèmes de traitement ont respecté le protocole de certification. Les eaux usées traitées doivent respecter les normes de rejet (tableau 11).

**Tableau 10 Systèmes de traitement certifiés pour l'assainissement autonome (Environnement Canada, 2009; Perrier, 2008)**

Systèmes	Types de traitement	Performances				
		MES mg/L	DBO <sub>5</sub> mg/L	CF (UFC/100 mL)	Déphosphatation	Désinfection
Enviro-septic	Secondaire	2	2	2900	-	-
Ecobox	Secondaire avancé	5	4	20800	-	UV
	Secondaire	< 2	< 2	4	Possible	UV
Roseau épurateur	Tertiaire avec désinfection	1	1	0	Possible	OUI
Biofiltres Ecoflo	Secondaire avancé	2	2	1250	-	-
Biofiltres Ecoflo + filtre de désinfection	Tertiaire avec désinfection	<2	<2	3	-	OUI
Bionest	Secondaire avancé	3	3	40000	-	UV

**Tableau 11 Normes de rejet des systèmes d'assainissement autonomes (Environnement Canada, 2009)**

Types de traitement	Concentrations maximales des indicateurs de pollution dans l'effluent			
	MES (mg/L)	DBO <sub>5</sub> (mg/L)	CF UFC/100 mL	Phosphore (mg/L)
Traitement primaire	100	s/o	s/o	s/o
Traitement secondaire	30	25	s/o	s/o
Traitement secondaire avancé	15	15	50000	s/o
Traitement tertiaire avec déphosphatation	15	15	50000	1
Traitement tertiaire avec désinfection	15	15	200	s/o

s/o = sans objet

## **1.3 Technologies de traitement des EUD**

Il existe plusieurs technologies de traitement des EUD. En assainissement autonome, une filière classique de traitement des EUD est constituée d'un système de traitement primaire (élimination de MES et des colloïdes), suivi d'un système de traitement secondaire (élimination de la pollution organique) et, dans certains cas, un système de traitement tertiaire (élimination des nutriments et la désinfection). D'une façon générale, l'efficacité des systèmes de traitement varie en fonction de la composition des eaux usées, ainsi que des paramètres physico-chimiques et/ou biologiques spécifiques de ces systèmes.

### **1.3.1 Traitement primaire**

Le traitement primaire consiste à éliminer une partie des solides en suspension et des matières colloïdales par décantation gravitaire ou flottation (Aviron-Violet, 2000 ; Environnement Canada, 2013). Le traitement primaire est généralement assuré par des fosses. On distingue plusieurs types de fosses : les fosses septiques (réservoir Imhoff, fosse à deux compartiments, fosse étagée), les Cabinets à fosse sèche ou à terreau, les fosses de rétention, les latrines à fosses aérées, etc.

La fosse septique courante est la fosse la plus utilisée en assainissement autonome. Dans une filière conventionnelle, la décantation des solides en suspension et des matières colloïdales se fait au niveau de la fosse septique. Il s'y produit également la dégradation anaérobie d'une faible fraction de la matière organique. La fosse septique est un système étanche (en béton armé, polyéthylène, plastique, acier, etc.) qui reçoit soit les eaux vannes (sanitaires), soit en même temps les eaux vannes et ménagères (eaux de cuisine et lavage). Sa capacité est variable selon le nombre de chambre à coucher existant dans la résidence (Tableau 12). Les eaux pluviales y sont proscrites, car elles subissent de trop grandes variations de débits qui provoqueraient le dysfonctionnement de l'installation. Les caractéristiques d'une fosse septique sont présentées à la Figure 2. La capacité de la fosse est évaluée en terme d'équivalent Habitant (1 à 300 EH) ou en fonction du nombre de chambre ou bien du temps de rétention hydraulique (3 à 4 jours). Elle dépend également du système de filtration auquel la fosse est associée (Technical Manual, 1988 ; Environnement Canada, 2013).

Il existe plusieurs types de fosses tels que les fosses de rétention, les cabinets à fosse sèche et les fosses à terreau. La fosse de rétention se trouve dans les installations à vidange périodique. Elle reçoit exclusivement les eaux des cabinets d'aisance. La fosse de rétention est reliée soit à des toilettes chimiques ou à des toilettes à faible débit (<1,5 L/chasse d'eau). Les fosses de rétention et les cabinets à fosse sèche sont construits exceptionnellement lorsqu'il est impossible d'installer des systèmes conventionnels (fosse septique). Les fosses sans eau ou fosses sèches produisent des résidus qui seront compostés ou incinérés. Les cabinets à terreau sont construits dans des installations biologiques. Ils reçoivent uniquement les matières fécales et assurent leur compostage. Toutefois, le compostage est un procédé qu'il faudrait maîtriser. Le réservoir imhoff est une fosse septique classique non compartimentée dans laquelle se produisent à la fois la décantation et la digestion anaérobie de la matière organique. La digestion anaérobie des matières organiques au niveau de la fosse septique produit des gaz (CO<sub>2</sub>, méthane et sulfure d'hydrogène).

L'amélioration du traitement primaire pourrait se faire par ajout de coagulants comme le chlorure de Fe (FeCl<sub>3</sub>), le chlorure d'aluminium (AlCl<sub>3</sub>) (Zheng et al., 2012) ou de sulfate d'aluminium Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub>. Ces coagulants vont entraîner une formation de floccs ioniques, organiques ou chimiques. La taille des floccs pourrait être augmentée par l'ajout de flocculants pour favoriser la décantation (Aiyuk et al., 2004). L'efficacité du traitement complet des EUD nécessite en plus du traitement primaire, un traitement secondaire ou tertiaire (surface d'absorption, puits de lixiviation ou filtration hors sol).

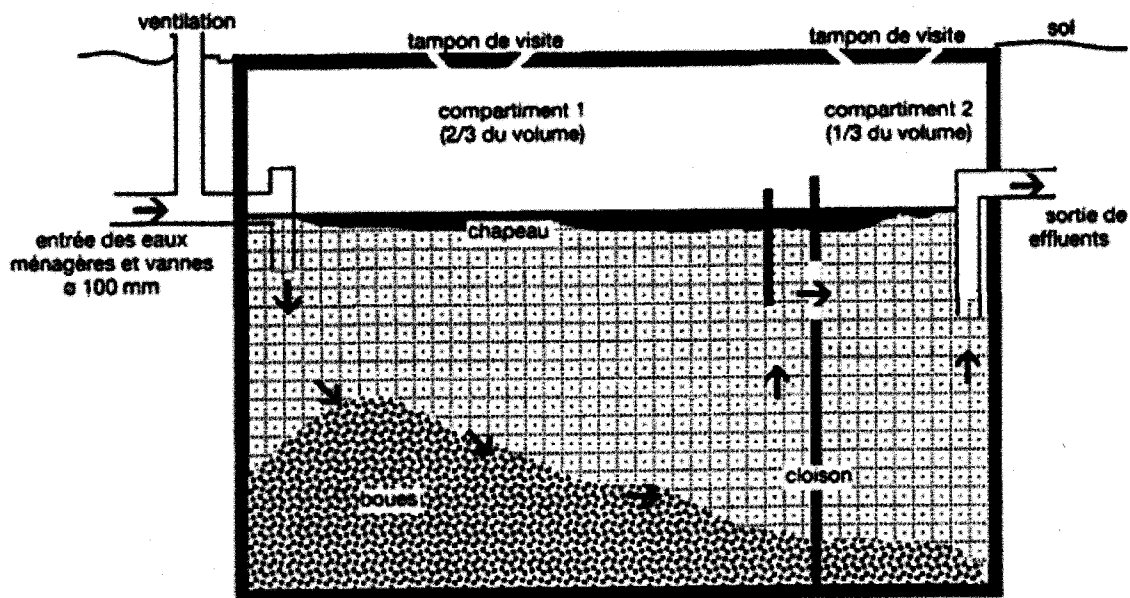


Figure 2 Structure schématique d'une fosse septique

Tableau 12 Capacité d'une fosse septique (Environnement Canada, 2013)

Résidence isolée	Autre bâtiment	Capacité totale minimale (L)
Nombre de chambres à coucher	Débit total quotidien (L/j)	
1	0 à 540	$2,3 \times 10^3$
2	2 541 à 1 080	$2,8 \times 10^3$
3	1 081 à 1 620	$3,4 \times 10^3$
4	1 621 à 2 160	$3,9 \times 10^3$
5	2 161 à 2 700	$4,3 \times 10^3$
6	2 701 à 3 240	$4,8 \times 10^3$



### 1.3.2 Traitements secondaires

Les traitements secondaires sont en général de type biologique. Ces traitements résultent de l'activité de nombreux microorganismes (bactéries, levures, champignons microscopiques, algues, protozoaires etc.) sur les polluants. Les microorganismes sont les principaux acteurs du traitement biologique. L'oxydation de la matière organique permet la croissance des microorganismes dont le contrôle permet d'optimiser les performances épuratoires. Deux voies sont possibles pour réaliser le traitement biologique des polluants : i) la voie aérobie si l'oxygène de l'air est associé au traitement, et ii) la voie anaérobie si le traitement s'effectue à l'abri de l'oxygène. Les microorganismes sont soit en cultures libres ou fixées.

#### Traitement par boue activée

La boue activée est un système adapté au traitement des EUD. Elle est constituée d'un bassin d'aération contenant de la biomasse en suspension. L'effluent traité sera séparé, par la suite, de la boue par décantation gravitaire dans un décanteur secondaire. Une partie de la boue décantée sera retournée (recirculée) dans le bassin d'aération afin d'y maintenir la concentration de biomasse désirée. La recirculation des boues permet également de fixer le temps de rétention de boues (TRB) adéquat. Pour un bon fonctionnement du système, la charge polluante ne doit pas être trop forte (0,05 - 0,1 kgDBO/kgMVS/jr). La conception d'un système de boue activée doit respecter un ensemble de paramètres. Si on tient compte de l'élimination de l'azote, le dimensionnement se fait comme suit (Deronzier et al., 2001) : (i) Charge massique :  $\leq 0,1$  kgDBO<sub>5</sub>/kg MES.jr ; (ii) Charge volumique :  $\leq 0,35$  kg DBO<sub>5</sub>/m<sup>3</sup>.jr ; (iii) Concentration de boues : 4 à 5 gMS/L ; (iv) Temps de rétention hydraulique : 24 heures environ; (v) Besoins en O<sub>2</sub> : 1,8 kg O<sub>2</sub>/kg DBO<sub>5</sub>/éliminée.

Les concentrations résiduelles de DBO<sub>5</sub>, DCO, MES, Azote kjedhal peuvent être inférieures à 25 mg/L, 90 mg/L, 25 mg/L et 10 mg/L, respectivement. L'élimination biologique du phosphore dans le bassin aéré est beaucoup plus faible (environ 20 %) (Alexandre et al., 1998). Malgré les avantages, le coût d'installation, l'emprise au sol et le suivi constituent les limites majeures à la mise en place d'une unité de traitement par boue activée à l'échelle d'une propriété individuelle. Néanmoins on observe son utilisation dans le cas du traitement autonome collectif. La boue activée peut être opérée en absence d'oxygène. Il s'agit dans ce cas d'un bassin anaérobie. Les

charges organiques sont alors plus importantes (DCO entre 204 mg/L et 481 mg/L, de COD entre 56,8 et 90 mg/L) (Ditzig et al., 2007). La quantité de boue produite est plus faible. Cependant, le traitement anaérobie est plus complexe à réaliser. L'acidogénèse (transformation des matières organiques en acides volatils) étant plus rapide que la méthanogénèse (transformation des acides en biogaz (méthane, CO<sub>2</sub>)). Il arrive souvent un problème de stabilisation de la boue. Mais le principal avantage du traitement anaérobie est la production des biogaz utilisables au niveau des autres étapes du traitement.

### **Traitement par lagunage**

Les lagunes sont des procédés extensifs constitués d'une succession de bassins dans lesquels les bactéries et les algues microscopiques assurent l'épuration des eaux usées. L'oxygène est apporté naturellement par la photosynthèse des algues (lagunes naturelles) ou artificiellement par des systèmes d'aération (lagunes aérées) (Alexandre et al., 1998). On distingue deux types de lagunes : les lagunes anaérobies/aérobies et les lagunes aérobies. Dans le premier cas, le bassin anaérobie est en tête de filière. Il est plus profond (3 à 4 m) que les autres qui sont généralement de même dimension (1 à 1,5 m). À l'inverse, le temps de rétention hydraulique y est plus court, 1 à 5 jours contre 5 à 10 jours ou même 5 à 30 jours pour le bassin facultatif aéré. Les lagunes aérées sont plus ou moins similaires à des boues activées sans recirculation de la boue et de la liqueur mixte. L'oxygène est apporté par un système d'aération mécanique. La population de microorganisme est faible ce qui fait que le temps de séjour est important. Ces lagunes aérées disposent de bassins de décantation pour séparer l'eau traitée de la boue.

Les lagunes peuvent être associées à des plantes de même espèce (monoculture) ou appartenant à différentes espèces (culture mixte). L'association des bactéries et des algues microscopiques aux plantes aquatiques (les roseaux, les *Typha*, les *Phragmites* et même des plantes ornementales dans ces systèmes mixtes) améliore les performances épuratoires des lagunes (Coleman et al., 2000 ; Zurita et al., 2009 ; Lesage et al., 2007). L'association permet une élimination de la matière organique, des nitrates, du phosphore et des micro-organismes pathogènes (Valipour et al., 2009) Il a été observé une réduction de 75,2 % de DCO, 86,6 % de DBO<sub>5</sub>, 27,5 % des ST dissous, 73,13 % des solides en suspension (Valipour et al., 2009). Ces auteurs ont également observé une élimination de 8,86 % d'ions chlorures, 70,2 % de l'ammoniac (NH<sub>3</sub>-N), 31,7 % de

l'orthophosphate ( $\text{PO}_3\text{-P}$ ) et 92,1 % des coliformes pour un temps de rétention maximum de 10 h. Une élimination de 93 %, 91 %, 96 % et 99,98 % de DCO, de ST, de DBO et des coliformes, respectivement a été rapportée (El-Shafai et al., 2007). Les concentrations résiduelles de 0,4 mg/L, 4,4 mg/L, et 1,11 mg/L ont été obtenues pour respectivement, l'ammoniac, l'azote kjédahl (TKN) et le phosphore. Lorsqu'on associe aux lagunes la désinfection par les rayonnements ultraviolet (UV), on obtient un bon traitement des indicateurs clés de pollution comme la  $\text{DBO}_5$ , les MES, la turbidité, les CF, les nitrates et nitrites (Gearheart, 1999). Les lagunes sont très bien adaptées au traitement des EUD des petites collectivités. Les cultures mixtes dans les lagunes se révèlent plus efficaces pour résister à l'effet de concentrations d'azote et de phosphore et de la variation des saisons (Karathanasis et al., 2003; Coleman et al., 2000). Ce qui n'est pas toujours le cas des monocultures. Les contraintes liées aux faibles températures dans les régions froides limitent l'application du lagunage (Zurita et al., 2009).

#### **Traitement biologique à culture fixée**

Il s'agit des lits bactériens, des biofiltres aérobies ou anaérobies et des disques biologiques. La configuration de ces systèmes permet de réduire la surface occupée, de faciliter la décantation secondaire et d'augmenter la charge hydraulique. La biomasse peut former un biofilm sur un support granuleux de nature variable (polystyrène, biodiagène, biolite etc). Les microorganismes assurent deux rôles : la filtration et l'épuration.

Dans une filière classique d'assainissement autonome, le traitement secondaire est assuré par un champ épurateur. Celui-ci se compose d'un ensemble de tuyaux perforés disposés en parallèle sur une surface filtrante où l'eau percole lentement dans le sol (Environnement Canada, 2013). L'infiltration percolation permet la décontamination, l'élimination de la pollution organique et des MES (Aviron-Violet, 2000; Perrier, 2008). Son efficacité est toutefois liée aux caractéristiques du milieu récepteur (un sol perméable et une nappe profonde). Les tuyaux reposent sur du gravier ou des pierres concassées ou peuvent communiquer directement avec des chambres d'infiltration. En cas de limite d'espace ou de problème de perméabilité du sol, les filtres à sable classiques, les puits absorbants ou les lits d'infiltration hors sol sont utilisés. Un puits absorbant est formé d'un trou creusé dans le sol où sont acheminés les effluents. La surface d'absorption correspond aux différentes surfaces verticales en plus du fond du puits. Notons que

le sol du terrain récepteur, du puits absorbant doit être très perméable. Dans un sol imperméable ou peu perméable, le filtre à sable classique est construit avec un autre matériel filtrant importé (sable, tourbe ou autre). Des systèmes de tuyaux placés au-dessus et en dessous du médian filtrant permettent respectivement la distribution puis la collecte des eaux épurées qui doivent être acheminées vers un champ de polissage ou un autre élément épurateur.

L'utilisation de fibre de palmier dattier comme support granuleux, offre de bonnes perspectives économiques et permet d'éliminer 54,5 % de la turbidité, 80,6 % de la DCO, 57,7 % du phosphore, et 98 % des œufs d'helminthes (Riahi et al., 2009). Le charbon actif utilisé comme support de développement de *Bacillus* sp permet d'atteindre des performances d'épuration de 81 %, 92 %, 84 %, 94 %, 93 % et 100 %, respectivement pour la DBO, la DCO, le carbone organique total (COT), les protéines dissoutes, l'azote Kjeldhal (TKN) et les bactéries (Sekaran et al., 2007). Malgré les bonnes performances épuratoires, les cultures fixes restent toujours limitées par le colmatage. Certains polluants réfractaires tels que la carbamazépine, le diclofénac, et le cétoprofène ne sont pas éliminés dans les cultures fixées (Matamoros et al., 2009). Le système de traitement biologique se caractérise par une phase de développement et d'adaptation des micro-organismes. C'est une étape primordiale qui caractérise l'efficacité du traitement biologique.

### **Traitements biologiques avancés**

Plusieurs facteurs limitent l'utilisation des systèmes biologiques. Ce sont notamment les odeurs, la surface occupée et les effets négatifs des fortes concentrations de matières organiques sur les microorganismes traitant et les exigences de rejet. Ces limites ont conduit au développement des traitements biologiques avancés. Il s'agit de systèmes de traitement biologique modifiés afin d'améliorer l'élimination de la matière organique mais aussi d'assurer en même temps l'enlèvement du phosphore et de l'azote (Metcalf et Eddy Inc., 2003). Les procédés biologiques avancés sont utilisés soit comme traitement secondaire ou tertiaire dans les filières d'épuration des eaux usées. Ils se caractérisent par l'ajout de bassins (anoxique et/ou anaérobie) au système conventionnel de boue activée (ex. A<sup>2</sup>/O, UCT; MUCT et Bardenpho). Dans le procédé A<sup>2</sup>/O, nous avons successivement une zone anaérobie, une zone anoxie et une zone aérobie. Après décantation, une partie des boues est envoyée dans la zone anaérobie et la liqueur mixte dans le

bassin anoxique. Pour le procédé UCT, la recirculation des boues se fait dans le bassin anoxique où le temps de rétention est plus long (1 à 2 h). Le procédé MUCT sépare le lieu de recirculation de la boue décantée et de la liqueur mixte provenant du bassin aérobie. Le procédé Bardenpho™ quand à lui, fonctionne avec deux séries de phases anoxie-aérobie. Il permet d'éliminer complètement l'apport de nitrates de la phase aérobie. Au niveau des phases anoxiques et anaérobie, les bactéries hétérotrophes et autotrophes facultatives vont transformer le phosphore organique en dihydrogénophosphate ( $H_2PO_4^-$ ) ou hydrogénophosphate ( $HPO_4^{2-}$ ) ainsi que les nitrates en azote gazeux par le processus de dénitrification très limité en phase aérobie. Les réacteurs biologiques séquentiels permettent une bonne élimination de l'azote total et de l'ammoniac jusqu'à 71 % (Metcalf et Eddy Inc., 2003).

Dans les systèmes biologiques avancés à biomasse fixée, un flux d'air à co-courant (biofor et biostyr) ou à contre-courant (biocarbone) assure l'apport d'oxygène. L'aération permet en même temps une répartition uniforme des fluides. Les filtres biostyr ont un support de biostyrène inséré au milieu du réacteur. Au niveau du médian filtrant, on distingue trois parties du bas vers le haut : aérobie, anoxie et anaérobie. Ce qui permet de réaliser simultanément la nitrification et la dénitrification. Les performances épuratrices en termes de réduction de l'azote ammoniacal avec 82 % et 90 % ont été confirmées (Aubry, 2008). Ces procédés à biomasse fixée permettent d'éviter les effets négatifs de la charge sur la performance des réacteurs anaérobies pour de faibles températures (Lew et al., 2009). Le tableau 13 présente un ensemble de procédés biologiques avancés dont certains sont reconnus par le bureau de normalisation du Québec pour le traitement autonome des eaux usées. Ces procédés biologiques avancés sont reconnus comme aussi performants qu'une usine de traitement municipale (Perrier, 2008). Mais leur mise en œuvre demande un personnel qualifié.

**Tableau 13 Exemples de procédés biologiques avancés (Environnement Canada, 2013; Perrier, 2008)**

Filières de traitement	Caractéristiques
Bionest	2 fosses septiques modifiées de 2 compartiments chacune : 1 <sup>er</sup> avec filtre et 2 <sup>ème</sup> avec aération (compresseur 150Watt/h). Il y a recirculation et un champ de polissage.
Écobox	1 fosse septique + 1 système étanche de différents compartiments reliés par des pompes (aération) + 1 champ de polissage.
Biofiltre Écoflo plus utilisé au Québec	1 fosse septique + 1 réservoir de tourbe de sphaigne et de fibre de verre
Roseau Épurateur	1 fosse septique + 1 champ de phragmites
Enviro-Septic 50000 installations en Amérique du nord	1 fosse septique + 1 champ de polissage modifié à tuyaux plus grands
A <sup>2</sup> /O (anaérobie / anoxie / aérobie), Phoredox modifié	Anaérobie-Anoxie-Aérobie Recirculation de la boue dans le bassin anaérobie et de la liqueur mixte dans le bassin anoxique
UCT (University of Cape Town)	Anaérobie-Anoxique-aérobie recirculation de la liqueur mixte et de la boue dans le bassin anoxique
Procédé MUCT (modify University of Cape Town)	Anaérobie-Anoxique-Anoxique Bassin aérobie. Recirculation dans le bassin anoxique et anaérobie.
Bardenpho (Barnard/dénitrification/phosphorus)	Deux séries successives : Anoxie-Anaérobie
Biofor. (Québec)	Aération à co-courant
Biocarbone,	Aération à contre-courant
Biostyr.	Aération à co-courant Médian filtrant : aérobie, anoxie et anaérobie.
Biodrof	Nitrification ou pré-dénitrification sans apport de carbone ou bien une dénitrification complète avec des sources externes de carbone.
Réacteur biologique séquentiel	Bassin de remplissage non aéré : aérobie- anoxie, Alternance de phases anaérobie - aérobie puis un bassin-aérobie
Bio-dénitro	4 phases : A bassin mixte anoxie-aérobie B : aérobie; C : bassin mixte aérobie-anoxie; D aérobie. Recirculation

### Traitement par bioréacteur à membrane (BRM)

Le BRM est une technologie hybride qui couple un système de boue activée et une étape de séparation sur membrane poreuse. Il se caractérise par le remplacement du décanteur secondaire traditionnel par une unité de filtration membranaire (Zheng et al., 2009). Dans l'optique de

retenir totalement les organismes épurateurs et divers types de polluants (microbiens, organiques et inorganiques) présents dans le réacteur ou dans l'eau à traiter, le seuil de coupure des membranes est souvent choisi dans le domaine de la microfiltration (diamètre moyen des pores 0,05 à 0,4  $\mu\text{m}$ ) (Thiruvengkatachari et al., 2006) ou dans le domaine de l'ultrafiltration (10 à 50 min) pour assurer notamment la rétention des virus (Muller et al., 1994; Grasmick et al., 2009). Les membranes peuvent être de type organique ou inorganique. Il existe deux types de BRM : les bioréacteurs à membranes à boucle externe et les bioréacteurs à membranes immergées (Muller et al., 1994; Lew et al., 2009). Le BRM à boucle externe se caractérise par un module membranaire en positionnement externe par rapport au système de boues activées. Le BRM immergé repose sur l'immersion des membranes ou des modules (en général des membranes planes ou en fibres creuses) directement dans le système de boue activée. Les performances épuratoires sont élevées et stables suite à des variations de débit ou de charge. L'abattement de la DCO dans un BRM est supérieure à 90% et l'élimination de l'azote kjeldahl est quasi complète (Muller et al., 1994). Les eaux usées traitées sont de très bonne qualité avec des concentrations résiduelles de DCO, DBO, COT, turbidité, MES inférieures à 30 mg/L, 10 mg/L, 10 mg/L, 1 UTN et 2 mg/L, respectivement (Ahn et Song., 1999). Hasar et al. (2001) ont observé une élimination de 98 % de la DCO, de 100 % des MES et une concentration résiduelle de phosphore de 1,0 mg/L dans l'eau traitée. L'abattement de la turbidité, de l'TKNI et de l'azote ammoniacal ( $\text{NH}_4\text{-N}$ ) a varié entre 97 % et 99,8 %, 87,8 % et 99,1 %, 89,4 et 99,8 % respectivement.

Malgré les performances épuratoires élevées, l'application des BRM est limitée par le colmatage des membranes. Le prétraitement chimique ou biologique de l'effluent pourrait aider à réduire le colmatage (Thiruvengkatachari et al., 2006; Zheng et al., 2009). Les conditions opératoires pourraient également limiter le système (Backwash, la relaxation, envoi d'air à l'intérieur de la membrane). Les principales limites de la technologie de BRM seraient le dimensionnement, les exigences opératoires, les besoins accrus de maintenance, les coûts de fonctionnement et le colmatage membranaire.

### 1.3.3 Traitements tertiaires

Le traitement tertiaire vise à désinfecter et à éliminer les éléments nutritifs (P et N), des métaux dissous et certains polluants réfractaires. Il vient en appoint aux traitements primaire et secondaire.

#### Traitement physicochimique par précipitation

Le traitement physico-chimique appliqué dans l'assainissement décentralisé est notamment utilisé pour piéger le phosphore sous forme particulaire. Ce changement de phase a lieu au contact de cations (ions calcium, magnésium et ferriques apportées soit par les eaux usées (précipitation naturelle), soit par ajout de réactifs à base de Fe, d'Al ou de chaux (précipitation forcée). Les principaux mécanismes intervenant sont au nombre de trois (Lai et al., 2004): i) précipitation chimique de complexes hydroxo-métalliques; ii) adsorption sélective d'espèces phosphorées dissoutes sur la surface de complexes déjà précipités; iii) floculation et co-précipitation de matière colloïdale finement dispersée. Ces trois mécanismes ont normalement lieu simultanément, et leur action combinée est responsable des hautes performances de déphosphatation généralement atteintes lors du traitement chimique.

**Traitement à partir de réactifs à base de Fe:** Les réactions chimiques dominantes entre les ions ferriques et les phosphates sont représentées aux équations 1 et 2.

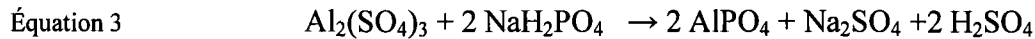


La solubilité du précipité obtenu  $\text{FePO}_4$  (strengite) est fonction du pH. Le pH optimal se situe dans la gamme de 5-6 (Deronzier et Choubert, 2004).

**Traitement à partir de réactifs à base d'aluminium:** L'ion  $\text{Al}^{3+}$  utilisé pour la précipitation du phosphore est combiné avec les ions sulfates, sodium, chlorure ou hydroxyde au sein des réactifs comme le sulfate d'aluminium ( $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ ), l'aluminate de sodium ( $\text{Na}_2\text{OAl}_2\text{O}_3$ ), les polychlorures d'aluminium ( $\text{Al}(\text{OH})_x\text{Cl}_y$ ), les polymères d'aluminium et les polyhydrochlorures

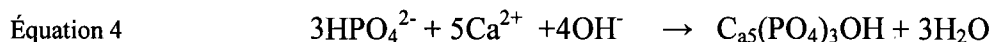


mixtes d'aluminium et de Fe. Le sulfate d'aluminium se présente sous forme liquide. L'aluminium contenu dans la solution représente, en poids, de l'ordre de 4-5 %. La réaction chimique dominante entre les ions  $\text{Al}^{3+}$  et les phosphates est présentée à l'équation 3:



La solubilité du précipité obtenue,  $\text{AlPO}_4$  (variscite) est fonction du pH. L'efficacité optimale du traitement chimique se situe pour des pH compris entre 5.5 et 6.5 (Deronzier et Choubert, 2004).

Traitement à partir de réactifs à base de calcium: On citera l'utilisation dans de très rares cas de la chaux seule ( $\text{CaO}$ ) comme réactif de précipitation du phosphore. L'addition de chaux dans une eau résiduaire précipite les orthophosphates (équation 4) principalement sous forme d'hydroxyapatite  $\text{Ca}_5(\text{PO}_4)_3\text{OH}$  de rapport molaire théorique Ca/P est 1.67.



### Traitement d'oxydation et de désinfection

L'ozonation, le rayonnement UV, le traitement par le peroxyde d'hydrogène ou la chloration sont des techniques de désinfection efficaces. La chloration est de loin la plus utilisée et à moindre coût. Cependant, son utilisation pourrait générer des composés organochlorés des trihalométhanes (THM) (Vlyssides et al., 2002). Ces composés sont cancérigènes (pesticides (atrazine), les chloroformes, les phénols). L'ozonation et les rayons UV détruisent l'ADN et les membranes des agents pathogènes. L'inactivation des coliformes et des *Salmonella* se ferait à des rayonnements variant entre  $23 \text{ mWscm}^{-2}$  à  $32 \text{ mWscm}^{-2}$  (De Nardi et al., 2011). L'ozone est un puissant oxydant dont le potentiel d'oxydoréduction est égal à 2,07V (Wang et al., 2008). Il réagit avec beaucoup de polluants directement ou indirectement par l'intermédiaire de radicaux libres (Wang et al., 2008). Ceci améliore l'efficacité du traitement. L'ozone détruit les matières organiques résiduelles non dégradées ou réfractaires. L'application de 1,5 mg/L d'ozone (2 min), de 4 mg/L de flocculant ( $\text{AlHO}_3$ , 15 min) suivie d'une filtration entraîne une élimination de 79 %

de la turbidité, 46,5 % de la DCO, 56,6 % des UV<sub>254</sub>, 30,8 % du phosphore et 69,2 % de la couleur (. Cheng et al., 2011).

#### 1.3.4 Traitements des eaux par voie électrolytique

Les traitements électrochimiques sont un ensemble de techniques basées sur le transfert d'électrons. Ces techniques de traitement augmentent la biodégradabilité des polluants lorsqu'elles sont utilisées comme prétraitement. Ils permettent également la dégradation des molécules réfractaires lorsqu'ils sont utilisés en traitement tertiaire. Il est démontré que le prétraitement par EC augmente l'élimination des virus lors de la microfiltration (Zhu et al., 2005). L'EC peut être une alternative lorsque les effluents sont phytotoxiques, écotoxiques et réfractaires (Vlyssides et al., 2002; Moreno-Casillas et al., 2007; Pikaar et al., 2011).

##### Électrocoagulation

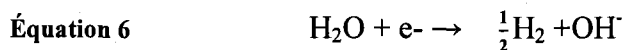
L'EC se caractérise par la formation d'hydroxydes de métaux par dissolution électrique d'anodes solubles (Shanthi et al., 2011). Elle permet la déstabilisation des suspensions, des émulsions ou des contaminants dissous par attraction électrostatique (Chen, 2004; Shanthi et al., 2011). Les électrodes anodiques les plus utilisées sont les électrodes sacrificielles de Fe ou d'Al (Chen, 2004). L'EC est un processus complexe qui fait intervenir des mécanismes chimiques et physiques. Elle comprend 3 étapes (Mollah et al., 2004) : (i) la formation des coagulants par dissolution anodique (Fe, Al); (ii) la déstabilisation des particules colloïdales et (iii) l'agrégation de ces particules et la formation des floes. Au cours de l'électrocoagulation, des cations minéraux ( $Al^{3+}$ ,  $Fe^{2+}$  et  $Fe^{3+}$ ) seront progressivement générés. Ces ions réagiront avec les ions hydroxydes ( $OH^-$ ) libérés par la réduction cathodique de la molécule d'eau. Il se forme des hydroxydes métalliques ( $Fe(OH)_3$ ,  $Fe(OH)_2$ ,  $Al(OH)_3$ ) ayant une forte capacité d'adsorption et de précipitation de polluants (Kobyta et al., 2003). C'est un procédé relativement rapide pour l'élimination des colloïdes et des MES (Bukhari et al., 2008; Linares-Hernández et al., 2009). Les principales réactions qui se produisent au niveau des électrodes sont les suivantes (Daneshvar et al., 2003; Bennajah, 2007) :

### *Cas de l'aluminium*

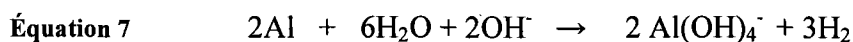
À l'anode : oxydation du métal :



À la cathode : réduction de l'eau :

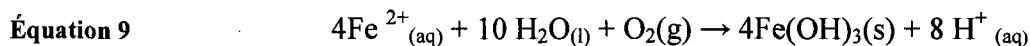


Pour des pH relativement élevés (pH supérieur à 9), il y a formation d'ions aluminates ( $\text{Al}(\text{OH})_4^-$ ) selon l'équation 7 (Holt et al. 2002).

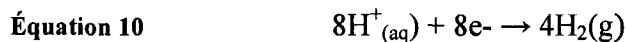


### *Cas du fer*

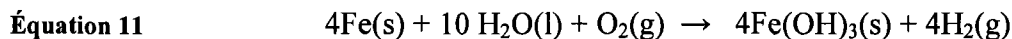
À l'anode: oxydation du métal



À la Cathode: dégagement de  $\text{H}_2$



L'équation bilan est :



Les hydroxydes de fer en solution vont interagir avec les polluants via des phénomènes de complexation ou d'attractions électrostatiques (figure 3) (Daneshvar et al., 2003; Wang et al, 2009). Les ions  $\text{Al}^{3+}$  et  $\text{OH}^-$  vont réagir en solution pour former une variété d'espèces monomériques  $\text{Al}(\text{OH})^{2+}$ ,  $\text{Al}_2(\text{OH})_2^{4+}$ ,  $\text{Al}(\text{OH})_4^-$  et polymériques  $\text{Al}_6(\text{OH})_{15}^{3+}$   $\text{Al}_7(\text{OH})_{17}^{4+}$

$Al_8(OH)_{20}^{4+}$ ,  $Al_{13}O_4(OH)_{24}^{7+}$ ,  $Al_{13}(OH)_{34}^{5+}$  qui finiront par se transformer en hydroxydes  $Al(OH)_3$ . Les polluants seront piégés par les hydroxydes d'aluminium. Les polluants piégés seront éliminés par flottation ou décantation (Kobya et al., 2003). L'EC induit une élimination très importante de particules en suspension. C'est un procédé à un coût relativement faible et facile à automatiser (Chen, 2004). L'EC est utilisée dans le traitement des eaux usées et la potabilisation (Chen, 2004). Elle offre beaucoup d'opportunités environnementales mais son application industrielle reste toujours limitée (Bennajah, 2007). Le couplage avec l'électro-oxydation (EO), permet d'éliminer de façon importante la DCO, la DBO<sub>5</sub>, la couleur, la turbidité et les coliformes totaux (Linares-Hernández et al., 2009; Shanthi et al., 2011).

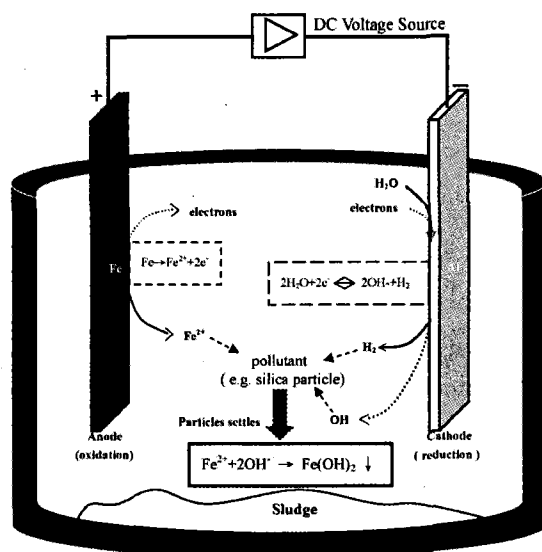


Figure 3 Unité expérimentale d'un processus d'EC et réactions associées (Wang et al., 2009)

### Électroflottation

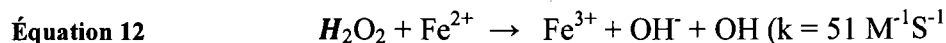
L'électroflottation assure la même fonction que la coagulation chimique conventionnelle. Elle produit moins de boues métalliques et réduit le temps de traitement (Butler et al., 2011). Il se produit de l'oxygène à l'anode et de l'hydrogène lors de la réduction de la molécule d'eau au niveau de la cathode (Mollah et al., 2004; Emamjomeh et al., 2009; Jiang et al., 2012). Les MES vont se fixer sur les molécules de gaz formées, entraînant ainsi leur remontée à la surface du liquide (flottation). L'efficacité de la flottation dépend de la taille des bulles de gaz formées.

Celle-ci est affectée par le pH, (27  $\mu\text{m}$  à pH = 6 et 23  $\mu\text{m}$  à pH = 2) et la densité du courant (Chen, 2004). L'électroflottation est très efficace pour l'élimination des MES, des H&G et des polluants organiques. L'électroflottation semble être plus efficace que la flottation à l'air dissous. Cependant, elle requière plus d'énergie lorsque la conductivité de l'effluent est faible (Chen, 2004).

### **Électro-réduction**

L'ER consiste à exploiter les réactions électrochimiques se déroulant à la cathode pour produire *in situ* des oxydants tels que le peroxyde d'hydrogène ( $\text{H}_2\text{O}_2$ ) pour le traitement des eaux. Le peroxyde d'hydrogène peut être produit lors de l'électrolyse par réduction cathodique de l'oxygène. La nature de la cathode et l'aération de la cellule d'électrolyse sont des conditions essentielles pour améliorer l'efficacité de l'électroréduction. Les électrodes de carbone, de graphite, de mercure et celles ayant une diffusion à gaz seraient plus adaptées pour augmenter la production du peroxyde d'hydrogène (Brillas et al., 2009). L'ensemble de ces électrodes sont caractérisées par une grande surface et un rapport surface et volume élevé (Brillas et al., 2009). L'aération de la cellule permet aussi de réduire la consommation d'énergie (Jiang et Zhang., 2007). La présence des ions  $\text{Fe}^{2+}$  ou  $\text{Fe}^{3+}$  peut améliorer le pouvoir oxydant du peroxyde d'hydrogène (Qiang et al, 2003). Ces ions métalliques de Fe vont réagir avec le peroxyde pour générer ainsi des radicaux hydroxyles ( $\text{HO}^\bullet$ ) (Qiang et al., 2003). Il peut également y avoir la réduction des ions  $\text{Fe}^{3+}$  au niveau de la cathode (Brillas et Oturan., 2007). Cette réaction permet une régénération des ions  $\text{Fe}^{2+}$  selon l'équation 12. Le processus d'ER serait plus facile à contrôler que la réduction conventionnelle (Jiang et Zhang., 2007). En ER le pH est un facteur très important. En milieu acide le pH optimum se trouve entre 2 et 4 pour la production de peroxyde d'hydrogène (Jiang et Zhang., 2007). Mais quand la solution est alcaline, le peroxyde d'hydrogène produit est sous sa forme anionique ( $\text{HO}_2^-$ ), (Qiang et al., 2002; Brillas et al., 2009). L'électroréduction permet par oxydation indirecte d'éliminer les polluants à travers les procédés d'électro Fenton et d'électroflottation (Drogui et al., 2001; Emamjomeh et al., 2009; Jiang et al., 2012...). L'électroperoxydation est une méthode très efficace pour la désinfection des eaux et des effluents (Drogui et al, 2001).

Cependant, la décomposition du peroxyde peut limiter le processus de sa production lorsque l'intensité imposée est faible ( $I < QFC/M$ ,  $I$  = intensité;  $Q$ = débit;  $F$ =Nombre de Faraday;  $C$ = concentration en oxygène et  $M$ = masse molaire de l'oxygène).



### Électro-oxydation

L'EO permet de générer *in situ* des oxydants (tableau 14) capable d'oxyder les polluants (Ando et al, 2002). L'oxydation électrochimique peut se faire de manière directe ou indirecte. Les techniques électrolytiques ont la capacité d'agir à deux niveaux sur les polluants organiques (effets direct et indirect de l'électrolyse), laquelle capacité leur confère un net avantage par rapport aux procédés conventionnels d'oxydation chimique ou biologique. En effet, l'oxydation électrochimique de composés organiques peut s'effectuer exclusivement sur l'électrode (effet direct) et/ou par génération *in situ* d'un oxydant en solution ( $H_2S_2O_8$ ,  $H_2O_2$  ou  $HClO$ ) (effet indirect) [Gandini et al., 1998; Zaviska et al., 2011]. L'action directe, obtenue par décharge anodique de la molécule d'eau, conduit à la génération de radicaux libres ( $HO^\circ$ ) sur l'électrode. Les radicaux hydroxydes sont capables d'oxyder plusieurs molécules organiques complexes, non oxydables chimiquement ou difficilement oxydables (Koby et al., 2003; Marinez-Huitle et Ferro., 2006). Ils réagissent efficacement avec les doubles liaisons  $-C=C-$ , qui sont les composants majeurs des micropolluants réfractaires. Il est également possible dans une même cellule d'EO d'exploiter à la fois les réactions anodiques et cathodiques pour produire davantage d'oxydants. Des électrodes insolubles dites à fortes surtension d'oxygène (Pt, Ti- $IrO_2$ , Ti- $RuO_2$ , Ti- $SnO_2$ ; Ti- $PbO_2$ ) sont couramment utilisées (Zaviska et al., 2011)

**Tableau 14 Potentiels d'oxydoréduction d'oxydants utilisés dans le traitement des eaux usées (Chen., 2004; Zaviska et al., 2009)**

Couples redox	Équations	Potentiel (V) 25°C	Références
Chlore (gaz) Cl <sub>2</sub> /Cl <sup>-</sup>	Cl <sub>2(g)</sub> + 2e → 2Cl <sup>-</sup>	1,36	Doré (1989)
Brome Br <sub>2</sub> /Br <sup>-</sup>	Br <sub>2(l)</sub> + 2e → 2 Br <sup>-</sup>	1,06	Doré (1989)
Iode I <sub>2</sub> /I <sup>-</sup>	I <sub>2</sub> + 2e → 2 I <sup>-</sup>	.53	Doré (1989)
Radical hydroxyle OH•/H <sub>2</sub> O	OH• + H <sup>+</sup> + e → H <sub>2</sub> O	2,81	Schaller (1996)
Ozone O <sub>3</sub> /O <sub>2</sub>	O <sub>3</sub> + 2 H <sup>+</sup> + 2e → O <sub>2</sub> + H <sub>2</sub> O	2,07	Guivarch (2004)
Peroxyde d'hydrogène H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> /H <sub>2</sub> O	H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> + 2 H <sup>+</sup> + 2e → 2H <sub>2</sub> O	1,77	Doré (1989)
Permanganate MnO <sub>4</sub> <sup>-</sup> /Mn <sup>2+</sup>	MnO <sub>4</sub> <sup>-</sup> + 8 H <sup>+</sup> + 5e → Mn <sup>2+</sup> + 4H <sub>2</sub> O	1,51	Doré (1989)
Monoxyde de chlore HClO/Cl <sup>-</sup>	HClO + H <sup>+</sup> + 2e → Cl <sup>-</sup> + H <sub>2</sub> O	1,49	Doré (1989)
Dioxyde de chlorate ClO <sub>2</sub> /ClO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	ClO <sub>2</sub> + e → ClO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	0,95	Doré (1989)
S <sub>2</sub> O <sub>8</sub> <sup>2-</sup> /SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>	S <sub>2</sub> O <sub>8</sub> <sup>2-</sup> + 2e → 2SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>	2,05	Doré (1989)
H <sub>2</sub> O/O <sub>2</sub> (oxygène)	O <sub>2</sub> + 4 H <sup>+</sup> + 4 e <sup>-</sup> → 2 H <sub>2</sub> O	1,23	Guohen Chen(2004)
Dichromate Cr <sup>3+</sup> /Cr <sub>2</sub> O <sub>7</sub> <sup>2-</sup>	Cr <sub>2</sub> O <sub>7</sub> <sup>2-</sup> + 14 H <sup>+</sup> + 6 e <sup>-</sup> → 2 Cr <sup>3+</sup> + 21 H <sub>2</sub> O	1,23	Guohen Chen(2004)

### 1.3.5 Quelques paramètres influençant les traitements électrolytiques des eaux.

#### Intensité de courant électrique

L'intensité de courant est l'un des paramètres les plus importants du traitement électrochimique. De nombreuses études rapportent l'effet de l'intensité de courant électrique sur les performances de traitement électrochimique des effluents (Chen, 2004; Tran et al., 2009). Plus l'intensité de courant augmente, plus l'efficacité du traitement augmente. Dans un système d'EC, la quantité d'ions Al<sup>3+</sup> ou Fe<sup>2+</sup> libérés aux électrodes serait fonction de l'intensité de courant imposé (Chen, 2004). Une étude récente rapporte que la performance d'élimination de polluants organiques tels que 2,6-diméthylamine est améliorée lorsque la densité de courant augmente 9 (Ting et al., 2009). En effet, l'augmentation de la densité de courant de 3,5 A/m<sup>2</sup> à 10,6 A/m<sup>2</sup> a permis de

faire passer le taux d'élimination de 2,6-diméthylamine, de 58 % à 91 n%. Des observations similaires ont été rapportées par Kornienko et al. (2006) pour le traitement d'effluent contaminé par le phénol. Ces auteurs ont rapporté que le fait de doubler la densité de courant (soit 100 mA/cm<sup>2</sup> au lieu de 50 mA/cm<sup>2</sup>) augmente le taux d'élimination du phénol, lequel taux passe de 84 % à 92 %. Le courant permet de contrôler les cinétiques électrochimiques de dissolution des électrodes anodiques et le dégagement d'hydrogène à la cathode (Holt et al., 2005 ; Asselin, 2007). Toutefois, une intensité de courant trop élevée pourrait accélérer la dissolution des électrodes, ce qui n'est pas rentable sur le plan énergétique et économique. Aussi, une intensité de courant trop faible génère, quant à elle, une faible quantité d'agents oxydants (H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>, radicaux hydroxyles, etc.) (Drogui et al., 2001; Schmalz et al., 2009), ce qui ne permettrait pas d'atteindre un traitement optimal ou nécessiterait un temps de traitement plus long. Le choix de l'intensité de courant doit se faire en tenant compte des plusieurs paramètres tels que le pH de la solution à traiter, la température, le débit et la géométrie des électrodes.

### **Conductivité de la solution**

La conductivité de la solution à traiter affecte l'action du courant électrique, la tension et, par conséquent, la consommation énergétique dans la cellule électrochimique (Chen et al., 2000; Daneshvar et al., 2006). La conductivité doit être assez élevée pour assurer un bon transfert du courant électrique dans la solution à traiter. Lorsque la conductivité est faible, la résistance du milieu est forte, ce qui oblige à appliquer une tension très élevée afin d'imposer le courant électrique. Dans un souci de rentabilité économique, l'utilisation d'un électrolyte est souvent nécessaire pour améliorer la conductivité électrique. Le NaCl est le plus utilisé parce qu'il n'est pas toxique et s'obtient à un coût relativement faible (Sanchez-Calvo et al., 2003). Aussi, les ions chlorures évitent le phénomène d'inhibition pouvant être créé par la déposition du magnésium et de calcium sur la surface des électrodes (Rubach et Saur., 1997; Cames et al., 2001). En effet, les ions carbonates ou sulfates présents dans les eaux, pourraient précipiter les ions Ca<sup>2+</sup> ou Mg<sup>2+</sup> et former une couche isolante à la surface des électrodes. La couche isolante entraîne une augmentation du potentiel entre les électrodes, d'où une diminution de l'efficacité de courant électrique (Chen, 2004). L'utilisation d'un électrolyte tel que Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> améliore le passage du



courant mais sans nécessairement éviter la formation de couche isolante à la surface des électrodes.

### **pH de l'effluent à traiter**

Le pH est un paramètre très important dans le traitement électrochimique. Il détermine en partie les formes moléculaires des oxydants, leur réactivité en solution et influence certaines propriétés physicochimiques des polluants (Panizza et Cerisola, 2000; Kobya et al., 2002; Qiang et al., 2002; Daneshvar et al., 2003; Mollah et al., 2004; Moreno-Casillas et al., 2007; Jiang et Zhang, 2007; Sengil et Ozaca., 2008; etc). En EC, la variation du pH pourrait affecter la formation des hydroxydes métalliques et, par conséquent, les performances du procédé (Mollah et al., 2004). En milieu alcalin ( $\text{pH} > 8$ ), la prédominance des ions hydroxydes ( $\text{HO}^-$ ) et des hydroxydes métalliques favorise la coagulation et la précipitation de certains polluants. Ce phénomène a été longtemps décrit (Vik *et al.*, 1984). Une étude effectuée sur des effluents contaminés par des composés tels que le phénol, 1.4-benzoquinone, l'aniline et l'acide benzoïque a démontré que l'efficacité du traitement électrochimique augmente avec le pH de la solution (Gandini et al., 1998). Cependant, d'autres études ont montré un meilleur rendement d'oxydation de composés organiques (ex. HAP, phénol, etc.) à un pH situé autour de la neutralité en utilisant une électrode catalytique de titane recouverte d'oxyde de ruthénium (Yavuz et Kaporal., 2006 ; Tran et al., 2009).

### **Nature et concentration initiale du polluant**

La nature et la concentration initiale d'un polluant peuvent influencer les performances des traitements électrochimiques des eaux. Des études ont montré que la présence de groupements donneurs d'électrons ( $-\text{OH}$ ,  $-\text{NH}_2$ ) sur un composé, favorise la dégradation électrochimique du polluant (contrairement aux groupements accepteurs d'électrons  $-\text{COOH}$ ,  $-\text{SO}_3$ ,  $-\text{NH}_3$ ). Ceci met en évidence le caractère électrophile de l'oxydation électrochimique des composés organiques (Gandini et al., 1998). Aussi, il a été démontré que les performances d'épuration sont d'autant plus importantes que la concentration du polluant augmente dans l'effluent à traiter (Koparal et Ögütveren., 2002 ; Sayiner et al., 2006).

### **Nature et configurations des électrodes**

La nature des électrodes affecte l'efficacité du traitement électrochimique. La nature du matériel anodique influence de manière significative la sélectivité et l'efficacité du processus d'oxydation directe. Dans une étude, il a été clairement démontré que la nature l'anode affecte la dégradation du phénol (Beck et al., 2000). En effet, différents taux de dégradation du phénol ont été obtenus (97 %, 80 %, 57 % et 37 %), dépendamment de la nature des électrodes utilisées (Si/BDD, Ti/SnO<sub>2</sub>, Ta/PbO<sub>2</sub> et Pt, respectivement). Dans un processus d'ER, la réduction électrochimique de l'oxygène en peroxyde d'hydrogène dépend principalement de la nature de la cathode utilisée. L'utilisation d'une cathode de mercure ou de carbone (Fockedey et Van Lierde, 2002) permet de garantir une meilleure réduction de l'oxygène en peroxyde d'hydrogène. Les électrodes à base de carbone (feutre de carbone, CV) possèdent des groupements oxygénés fonctionnels à la surface qui facilitent l'échange d'électrons avec les substances organiques (Daghrir, 2010). La littérature rapporte que les électrodes de Ti/BDD (électrode de diamant dopé en bore) sont des électrodes possédant de fortes activités catalytiques. L'efficacité d'un système électrolytique peut être également liée à la forme et la structure des électrodes (rectangulaires, circulaires ou concentriques) (Chen, 2004). D'autres paramètres peuvent intervenir dans le choix d'une électrode telle que la tenue mécanique ou l'aptitude de l'électrode à subir un traitement de décolmatage ou de décarbonatation.

### **1.3.6 Avantages et limites des traitements électrochimiques**

#### **Avantages des techniques électrolytiques**

Les techniques électrochimiques sont principalement basées sur un transfert d'électrons, s'accompagnant d'une libération de H<sub>2</sub>, ce qui les rend intéressantes du point de vue environnemental. Les techniques électrochimiques peuvent être appliquées pour le traitement d'un grand nombre de polluants (de type organique et inorganique). Ces techniques sont faciles à mettre en œuvre et à automatiser (Chen, 2004). L'oxydation électrochimique présente l'avantage de pouvoir réagir sur les polluants de deux manières différentes, soit de manière directe ou indirecte. Les avantages de l'oxydation électrochimique sont nombreux comparés aux procédés d'oxydation chimique conventionnel. Dans bien des cas, l'oxydation anodique des polluants organiques ou inorganiques conduit à la formation de composés plus simples, non toxiques ou moins toxiques et biodégradables (Comninellis et al. 1992). Certaines études ont indiqué que

l'oxydation anodique des phénols, cyanures et sulfures donnent respectivement de l'acide maléique, des cyanates et des sulfates (Calvin et Poon, 1997; Comninellis, 1992). Les techniques électrochimiques sont considérées comme des méthodes efficaces et fiables pour réduire et éliminer une large variété de polluants dans les eaux. L'électroflottation est une technique très efficace dans la phase de prétraitement des eaux usées trop chargées en matière en suspension (Chen, 2004). L'électro Fenton est plus facile à contrôler que le procédé Fenton conventionnel. L'action du radical  $\text{OH}^\bullet$  serait  $10^5$  fois plus fort que celui du chlore (Cho et al., 2004). Une toute petite quantité serait suffisant pour inactiver les microorganismes (Schmalz et al., 2009). En plus, la génération *in situ* des oxydants à effet rémanent et la gestion plus facile (contrôle élevé et un suivi facile) (Schmalz et al., 2009; Pikaar et al., 2011) offrent aux procédés électrochimiques de belles perspectives en traitement décentralisé des eaux usées. Pour les petites agglomérations, nécessitant des systèmes autonomes d'assainissement, les techniques électrochimiques sont plus facile à réaliser que les systèmes biologiques (Vlyssides et al., 2002). Elles peuvent être très attrayantes d'un point de vue économique et environnemental (Tezcan et al., 2009). L'EC permet de produire *in situ* des agents coagulants ( $\text{Fe}^{2+}$ ,  $\text{Fe}^{3+}$ ,  $\text{Al}^{3+}$ , etc.), ce qui contribue à la réduction des coûts liés au transport et à l'entreposage des produits chimiques (Mollah et al., 2001). Les quantités de boues produites sont faibles comparées aux quantités de boues produites par les autres types de traitements biologiques, physiques ou chimiques (Cenkin et Belevstev., 1985; 1994; Rajeshwar et Ibanez., 1997; Wendt et Kreysa., 2001 ; Butler et al., 2011).

### **Inconvénients des techniques électrolytiques**

Les facteurs qui limitent le développement des procédés électrochimiques sont entre autres : la dissolution des électrodes, la conductivité minimale requise, la formation possible de composés toxiques (ex. trihalométhanes et les organochlorés) en présence de  $\text{Cl}_2$  et la consommation énergétique. Dans certains cas, l'effluent peut présenter une faible conductivité. La faible conductivité entraîne une consommation excessive d'énergie. Il devient alors nécessaire d'y ajouter un électrolyte pour minimiser la consommation d'énergie. Aussi, on peut assister à un entartrage de la cathode (dépôt de carbonate de calcium) (Pikaar et al., 2011) lorsque l'eau à traiter contient des quantités importantes d'ions calcium et hydrogénocarbonate. Il est possible

de former des sous-produits toxiques lors du traitement électrolytique d'effluents contaminés par les phénols, les pesticides et les détergents (Vlyssides et al., 2002).

## 2 HYPOTHÈSES OBJECTIFS ET DÉMARCHE MÉTHODOLOGIQUE

### 2.1 Hypothèses de recherche

À l'heure actuelle, il existe très peu de procédés, opérés en une seule étape, capables de produire *in situ* et simultanément un agent coagulant et un agent oxydant bactéricide pour éliminer à la fois les polluants organiques et inorganiques (solubles et insolubles), ainsi que les polluants microbiens. Le développement d'un procédé de traitement hybride combinant à la fois l'EC et l'ER (procédé EC-ER) pourrait constituer une avenue potentielle de traitement tertiaire d'effluents domestiques des résidences non connectés à des systèmes centralisés de traitement. Ces effluents sont sujets à des normes de rejets plus strictes imposées par les services environnementaux du gouvernement du Québec et de l'État Canadien, en particulier pour le traitement de la matière organique et du phosphore.

#### 2.1.1 Hypothèse 1

L'approche technologique du procédé ER-EC consiste à exploiter à la fois les réactions anodiques et cathodiques pour produire respectivement le peroxyde d'hydrogène ( $H_2O_2$ ) et un agent coagulant  $Fe^{2+}/Fe^{3+}$  ou  $Al^{3+}$ . Le peroxyde d'hydrogène pourrait s'obtenir par réduction cathodique de l'oxygène dissous sur une électrode de carbone vitreux (CV), alors qu'il est possible de produire simultanément des ions  $Fe^{2+}/Fe^{3+}$  ou  $Al^{3+}$  par dissolution anodique des électrodes de Fe ou d'Al.

#### 2.1.2 Hypothèse 2

La production simultanée de  $H_2O_2$  et  $Fe^{2+}/Fe^{3+}$  dans le procédé ER-EC permet de mettre en jeu le réactif de Fenton ( $H_2O_2/Fe^{2+}$ ) capable de générer des radicaux libres ( $OH^\circ$ ). Les radicaux libres sont très efficaces pour l'oxydation des polluants organiques, inorganiques et microbiens. L'ensemble de ces processus pourrait conférer aux procédés ER-EC la possibilité d'être utilisée comme technique de clarification des eaux (élimination de particules colloïdales et des MES), ou

encore, comme technique d'élimination simultanée de composés inorganiques (ex. phosphore, métaux etc.) et organiques (DCO, DBO, etc.).

En outre, la compacité de ces unités électrolytiques se prête bien à l'assainissement décentralisé qui requiert des installations de traitement des eaux ayant une faible emprise au sol.

## **2.2 Objectifs de recherche**

Les EUD sont quelque fois insuffisamment traitées. Dans l'optique d'un développement durable et avec des réglementations environnementales de plus en plus contraignantes, il devient urgent de soumettre ces EUD à des traitement plus poussés pour mieux protéger l'environnement de l'arrivée de contaminants nocifs pour la faune et la flore aquatique. Les techniques électrolytiques peuvent constituer une alternative intéressante. Ainsi, un procédé combinant l'EC et l'ER a été proposé pour le traitement tertiaire d'effluents domestiques par l'action combinée d'agents coagulant ( $\text{Fe}^{2+}/\text{Fe}^{3+}$  ou  $\text{Al}^{3+}$ ) et d'oxydants ( $\text{H}_2\text{O}_2$  et  $\text{HO}^\circ$ ) générés *in situ* lors de l'électrolyse.

### **2.2.1 Objectif global**

L'objectif principal du projet est de développer un procédé hybride de réduction et de coagulation simultanée par voie électrolytique pour le traitement tertiaire des EUD.

### **2.2.2 Objectifs spécifiques**

Ce type de traitement devrait permettre à la fois d'assurer une clarification et une décoloration des effluents, une désinfection et une élimination des polluants organiques dissous et non dissous. Un tel procédé de traitement devrait également être adapté au traitement tertiaire des EUD. Le deuxième objectif est de développer une chaîne complète de traitement tertiaire d'effluent domestique (EUD) de type fosse septique comprenant l'électrolyse, la décantation et la filtration sur sable.

### **2.3 Démarche expérimentale**

La première partie de cette étude porte sur l'évaluation et la caractérisation de la cellule électrolytique (cellule parallélépipédique) en termes de sa capacité de production simultanée d'agents coagulant et oxydant.

À l'issue de ces premières séries d'essais de caractérisation, un effluent domestique ayant subi au préalable un traitement biologique a été choisi pour étudier la performance épuratoire du procédé EC-ER. Lors de l'application du procédé ER-EC, l'influence de différents paramètres expérimentaux sur le système a été évaluée (intensité de courant, temps de rétention, type d'électrode et essais de décantation). Une fois les conditions optimales déterminées, des essais sont effectués en triplicata afin de démontrer la reproductibilité du traitement. Subséquemment, une étude a été effectuée sur site de pilotage en mode continu, qui est le plus représentatif d'une utilisation d'un prototype commercial.





## 3 MATÉRIELS ET MÉTHODES

### 3.1 Échantillonnage et caractérisation des eaux usées

#### 3.1.1 Eaux usées de camping estival

Les effluents domestiques proviennent de la station d'épuration des eaux usées du Camping domaine de la chute cis à St-Apollinaire (Québec, Canada). La station assure un traitement biologique secondaire par un biofiltre de type Rotofix. Les EUD ont été collectées à la sortie du décanteur secondaire, juste avant le bassin de désinfection. Les eaux ont été conservées à 4 °C pendant une période maximale de deux semaines. La composition des eaux usées est présentée au Tableau 15. Les différentes valeurs caractéristiques des eaux usées ont été déterminées lors du traitement des eaux usées à l'échelle du laboratoire. Des échantillons de l'effluent brut ont été collectés au début de chaque expérience afin de déterminer ses caractéristiques initiales. Un total, 25 échantillons de l'effluent brut ont été analysés en même temps que ceux de l'effluent traité. Les caractéristiques physico-chimiques varient quelque peu selon le jour de la collecte d'effluent, mais en général, l'ordre de grandeur des paramètres étudiés reste relativement stable.

#### 3.1.2 Eaux usées municipales

Les eaux usées municipales (EUM) ont été collectées à la station d'épuration des eaux usées municipales de Saint-Nicolas (Québec, Canada). Ces eaux ont été utilisées provisoirement, lorsque les eaux usées de camping n'étaient pas disponibles. La station d'épuration des eaux usées municipales de Saint Nicolas est de type biologique avancé (réacteur biologique séquentiel). Les eaux usées ont été collectées après l'étape de dégrillage-dessablage (à l'entrée du système biologique). Des échantillons de l'effluent brut ont été collectés au début de chaque expérience lors des essais préliminaires d'efficacité bactéricides du système. Ainsi, les caractéristiques initiales des EUM ont été déterminées à partir de 18 échantillons. Ces échantillons ont été analysés en même temps que ceux de l'effluent traité. Leur composition est présentée au Tableau 15. Ces eaux ont été principalement utilisées dans le cadre de l'évaluation du pouvoir désinfectant du procédé EC-ER versus le procédé d'EC conventionnelle.

**Tableau 15** Caractéristiques des eaux usées municipales et eaux de Camping domaine de la chute

Paramètres mesurés	Municipalité de Saint-Nicolas	Camping domaine de la chute
pH	7,2 ± 0,2	7,4 ± 0,3
Conductivité (µS/cm)	800 ± 133	1282 ± 263
Turbidité (UTN)	86 ± 20	28 ± 6
Couleur (UCV)	366 ± 1	354 ± 39
MES (mg/L)	-	176 ± 186
DCO (mg/L)	190 ± 133	146 ± 54
CF (UFC/100 mL)	(4 ± 5) x 10 <sup>6</sup>	(5 ± 7) x 10 <sup>6</sup>
P total (mg/L)	4,5 ± 0,3	13,0 ± 3,3
Fe (mg/L)	0,3 ± 0,2	0,6 ± 0,3
ST (%)	0,3 ± 0,2	5 ± 9

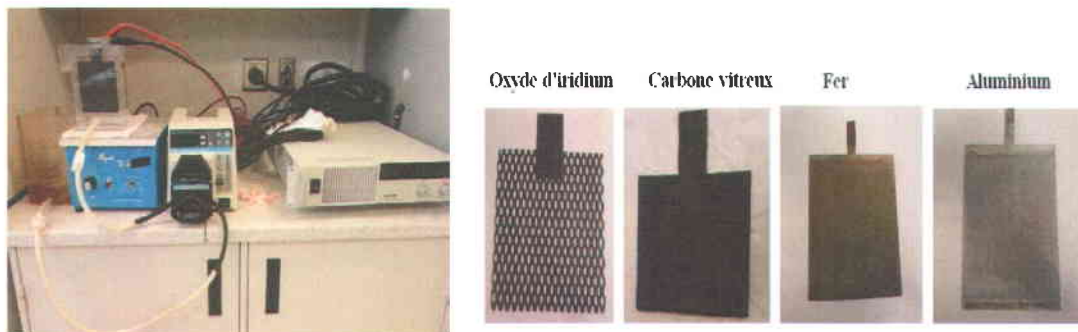
### 3.2 Montages expérimentaux

Le procédé EC-ER a été testé sur un banc d'essais en laboratoire (en mode batch et continu) et sur site de pilotage en mode d'opération continue. Pour ce faire, deux unités expérimentales ont été utilisées.

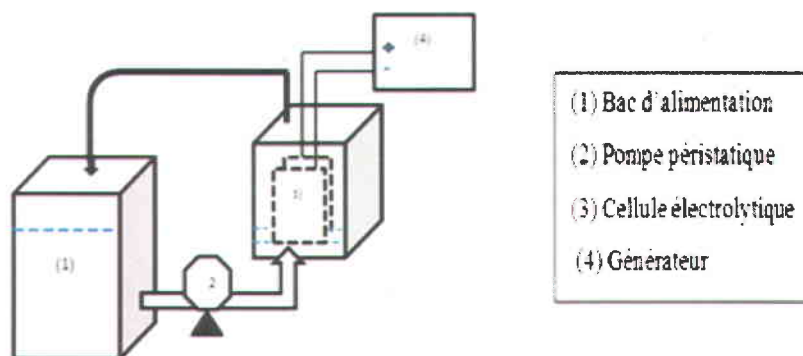
#### 3.2.1 Unité expérimentale de type laboratoire

La structure schématique et la photographie de l'unité expérimentale de laboratoire sont présentées aux Figures 4 et 5. Cette unité EC-ER est constituée d'une cellule d'électrolyse en plexiglas (de forme parallélépipédique : 17,7 cm x 2 cm x 15,2 cm), d'un bac d'alimentation, d'une pompe de recirculation (Masterflex 7550-00, Cole-Parmer Instrument Co, Canada) et d'un générateur de courant (Xantrex XFR40-70, Aca Tmetrix, Mississauga, Canada). La cellule d'électrolyse est équipée de deux électrodes disposées verticalement et soutenues par un support perforé et placé à 2 cm du fond de la cellule. La distance entre les électrodes est de 1 cm. À la

cathode se trouve une électrode de CV, tandis que l'anode est soit, une électrode d' Al, soit une électrode de Fe ou une électrode d'oxyde d'iridium ( $\text{Ti-IrO}_2$ ). Ces électrodes sont de forme rectangulaire et de dimensions identiques (11 cm x 10 cm) (Figure 5). Le volume total de la cellule d'électrolyse est de 500 mL et le volume utile est de 450 mL. Le générateur de courant continu est capable de supporter une tension maximale de 40 V et une intensité maximale de 70 A.



**Figure 4** Photographie de l'unité expérimentale et les différents types d'électrodes utilisés à l'échelle de laboratoire.



**Figure 5** Schéma de l'unité expérimentale (laboratoire)

### 3.2.2 UNITE EXPERIMENTALE UTILISEE SUR SITE DE PILOTAGE

La structure schématique et la photographie de l'unité expérimentale pilote sont présentées aux Figures 6 et 7. L'unité expérimentale est composée d'une cellule d'électrolyse de forme cylindrique (15 cm x 16 cm x 25 cm), d'un générateur de courant (Extech 1-30VDC 20 A), d'une pompe à engrenage contrôlée par un débitmètre variable (Omni Driver, Montréal, Canada) assurant l'alimentation de la cellule d'électrolyse (bac alimentation de 50 L), d'un bassin de décantation (2,19 L) et d'un filtre à sable. La cellule d'électrolyse a une capacité totale de 5 L, et un volume utile de 3 L. Elle est équipée de deux électrodes cylindriques (Figure 8). L'électrode anodique (15 cm x 8,8 cm x 0,3 cm) est le Fe, tandis que l'électrode cathodique (14 cm x 3 cm) est le CV. La sortie d'eau de la cellule d'électrolyse se fait par surverse vers le bassin de décantation. L'effluent décanté est acheminé par gravité vers le filtre à sable (73 cm de hauteur et 10 cm de diamètre interne). Après l'étape de filtration sur sable, l'eau traitée est rejetée dans le réseau d'égout.

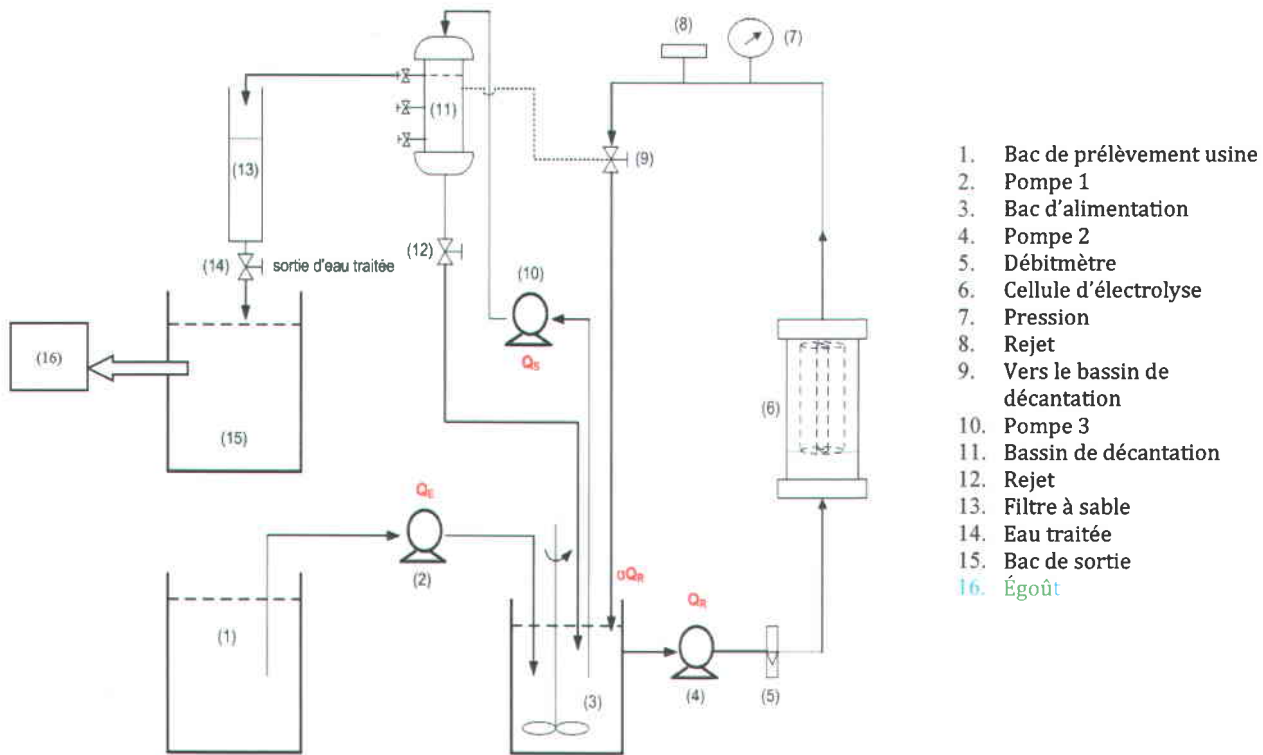


Figure 6 Schéma de l'unité expérimentale pilote



**Figure 7** Photographie de l'unité expérimentale en mode opératoire continu sur site de pilotage (EC-ER, Fe/CV,  $I = 1,0 \text{ A}$ ;  $I = 2,0 \text{ A}$ ;  $I = 3,0 \text{ A}$ )



**(a)** Électrode de CV



**(b)** Électrode de Fe



**(c)** Cellule électrolytique

**Figure 8** Montage du réacteur électrolytique utilisé sur site de pilotage

### **3.3 Conditions expérimentales**

#### **3.3.1 Caractérisation de la cellule électrolytique**

Des essais de caractérisation de la cellule électrolytique ont été réalisés à l'échelle de laboratoire. L'objectif est d'évaluer la capacité du réacteur électrolytique à produire simultanément du peroxyde d'hydrogène ( $H_2O_2$ ) et un agent coagulant ( $Fe^{2+}/Fe^{3+}$  ou  $Al^{3+}$ ) lors de l'électrolyse. Les essais ont été réalisés en triplicata en imposant différents temps de traitement et différentes intensités de courant. Des électrodes anodiques d'oxyde d'iridium ( $Ti-IrO_2$ ), de Fe et Al ont respectivement été utilisées, alors qu'une électrode de CV a été utilisée à la cathode. L'anode  $Ti-IrO_2$  permet d'évaluer la quantité réelle de peroxyde d'hydrogène produite. En effet, le peroxyde d'hydrogène n'est pas oxydé par l'anode de  $Ti-IrO_2$ . Cependant, le peroxyde d'hydrogène réagit avec les cations métalliques ( $Fe^{2+}/Fe^{3+}$  et  $Al^{3+}$ ) pour produire des radicaux hydroxyles.

#### **Production du peroxyde d'hydrogène (agent oxydant)**

Le peroxyde d'hydrogène est généré par la réduction cathodique de l'oxygène dissous en milieu acide (Wang et al., 2008). La concentration de peroxyde d'hydrogène est fonction de la concentration d'oxygène dissous et de l'intensité de courant. Pour évaluer la capacité de la cellule à produire le peroxyde d'hydrogène, des essais d'électrolyse d'une solution de sulfate de sodium ( $Na_2SO_4$ , 200 mg/L) ont été réalisés en imposant différentes intensités de courant ( $I = 0,2, 0,4, 0,6$  et  $1,0$  A) pour un temps de rétention allant de 0 à 120 min.

#### **Production de Fe et Al (agent coagulant)**

Des essais d'électrolyse d'une solution de sulfate de sodium ( $Na_2SO_4$ , 200 mg/l) ont été réalisés en imposant différentes intensités de courant (0,2, 0,4 0,6, et 1,0 A) pendant une durée de 60 min. Les essais ont été réalisés en triplicata. Au cours des essais, les électrodes de Fe et de Al sont soumises à une dissolution anodique. Après l'électrolyse, la solution est décantée. Fe et Al sont analysés à la fois dans les phases liquide (surnageant) et solide (boues métalliques).

### **3.3.2 Désinfection d'une EUM par EC**

Des essais de désinfection par EC ont été réalisés sur une eau usée municipale (EUM) issue de la station d'épuration des eaux usées municipales de Saint Nicolas. L'EUM est un effluent primaire collecté juste après l'étape de dégrillage dessablage (voir plus haut). Des électrodes de Fe et Al ont été testées. Le débit de la pompe de recirculation a été maintenu à 120 mL/min. Deux séries d'essais ont été réalisées, en imposant différents temps de rétention (20, 40 et 60 min) et différentes intensités de courant (0,2, 0,4, 0,6 et 1,0 A). Des échantillons ont été collectés avant et après traitement pour des cultures bactériennes.

### **3.3.3 Désinfection d'une EUM par EC-ER**

Des essais de désinfection par EC-ER ont été réalisés sur une EUM issue de la station d'épuration des eaux usées municipales de Saint-Nicolas. Les électrodes de Fe et Al ont été utilisées à l'anode tandis que le CV a été utilisé à la cathode. Différents temps de rétention (20, 40 et 60 min) et une série d'intensités courant ont été imposés (0,2, 0,4, 0,6, 1,0 A). Par la suite un essai en triplicata a été effectué en imposant une intensité de courant de 1,0 A. Des échantillons ont été collectés avant et après traitement pour le dénombrement des CF.

### **3.3.4 Traitement des EUD par EC-ER**

Différents paramètres ont été testés afin d'évaluer leurs effets sur le traitement des EUD. Les paramètres testés sont l'intensité du courant électrique, le temps de traitement, le type d'électrode anodique et la vitesse de décantation. Le pH et la température de l'effluent brut ont été maintenus autour de  $7 \pm 0,3$  et  $20 \pm 2$  °C, respectivement.

#### **Effet de l'intensité de courant**

L'effet de l'intensité de courant a été testé par imposition de différentes intensités de courant (0,2, 0,4, 0,6 et 1,0 A) et un TRH de 60 min. L'électrode de Fe était utilisée à l'anode tandis que l'électrode de CV était utilisée à la cathode. Le débit de la pompe de recirculation a été fixé à 120 mL/min. Les essais ont été réalisés en triplicata. À la fin du traitement, l'effluent traité est transvidé dans un bécher d'un litre puis agité pendant 5 min à l'aide d'un barreau magnétique et d'un agitateur magnétique. Ensuite, l'effluent électrolysé est soumis à la décantation pendant

60 min. Environ 6 échantillons (3 échantillons de l'eau brute et 3 échantillons de l'eau traitée) ont été collectés pour chaque intensité de courant testé. Des analyses de MES, pH, conductivité, couleur, turbidité, DCO, concentrations de Fe et de phosphore ont été effectuées.

#### **Effet du temps de traitement**

L'effet du temps de traitement a été testé en imposant deux intensités de courant : 0,4 A et 0,6 A. Ces deux intensités de courant sont celles ayant conduit à de meilleures efficacités de traitement lors des essais d'évaluation de l'effet de l'intensité de courant. Différents temps de rétention hydraulique ont été imposés (20, 40, 60 et 90 min). L'électrode de Fe était utilisée à l'anode tandis que l'électrode de CV était utilisée à la cathode. Le débit de la pompe de recirculation a été maintenu à 120 mL/min et le temps de décantation était égal à 60 min. Avant la décantation, l'effluent traité est transvidé dans un béccher d'un litre puis agité pendant 5 min à l'aide d'un barreau magnétique et d'un agitateur magnétique. Des échantillons ont été collectés avant et après traitement pour des analyses de MES, pH, conductivité, couleur, turbidité, DCO, quantités de Fe et de phosphore et de CF.

#### **Effet du type d'électrode**

L'effet du type d'électrode a été testé en utilisant deux électrodes anodiques (Fe et Al) afin d'identifier la plus appropriée pour le traitement d'une EUD par le procédé EC-ER. Deux intensités de courant (0,4 A et 0,6 A) ont été testées en imposant des temps de traitement de 60 min et 40 min. Le temps de traitement était fixé à 40 min lorsque l'intensité du courant imposée est de 0,6 A, alors qu'un temps d'électrolyse de 60 min était fixé pour une intensité de courant de 0,4 A. Le temps de décantation était fixé à 60 min et le débit de la pompe de recirculation à 120 mL/min. Environ 2 échantillons d'eau brute et 2 échantillons d'eau traitée pour chaque intensité de courant testé ont été collectés. Un total de 10 échantillons a été collecté au cours de cette série d'essais. Des analyses de MES, pH, conductivité, couleur, turbidité, DCO, Concentrations de Fe, de phosphore et de CF ont été effectuées.

#### **Essais de floculation-décantation**

Deux séries d'essais de floculation ont été réalisées en imposant une intensité de courant de 0,4 A, un TRH de 60 min et un temps de décantation de 60 min. Les électrodes de Fe et Al ont



été respectivement utilisées à l'anode, tandis que le CV a été utilisé à la cathode. À la fin du traitement, l'effluent traité est transvidé dans un bécher d'un litre puis agité pendant 2 à 5 min à l'aide d'un barreau magnétique et d'un agitateur magnétique. La décantation a été effectuée pendant une durée minimale de 120 min dans une éprouvette graduée (45 cm de long et 6 cm de diamètre).

Pour la première série d'essais, une décantation naturelle de l'effluent traité a été réalisée. La solution traitée a été décantée sans ajout de polymères. La hauteur du surnageant a été mesurée à différents temps (0, 20, 40, 60, 90 et 120 min). Lors de la deuxième série d'essais, 10 mL de solution de polymère (1,0 g/L) ont été ajoutés à la solution traitée avant sa décantation. Trois polymères ont été utilisés : magnafloc 10, magnafloc 155 et zétag 7563. Magnafloc 10 et 155 sont des polyacrylamides anioniques de poids moléculaire variant entre 5 et 12 million g/mol et de degrés d'ionisation variant entre 20 et 90 %. Zétag 7563 est un polymère cationique de haute charge moléculaire, de poids moléculaire moyen. L'addition des polymères avait pour but d'augmenter la taille des floccs afin de favoriser une décantation plus rapide. La hauteur du surnageant a été mesurée au cours du temps (2, 5, 10, 20, 40, 60, 90 et 120 min).

#### **Essais de répétitivité des meilleurs résultats expérimentaux**

Des essais ont été réalisés en triplicata afin de vérifier la reproductibilité des résultats obtenus dans les conditions opératoires optimales de traitement d'une EUD. La cellule EC-ER a été équipée d'une électrode de CV (cathode), et d'une électrode de Fe (anode).

#### **Essais en mode d'opération continue**

Les essais en mode continu ont été effectués sur une période de 24 h. Afin de permettre au système de fonctionner sans interruption pendant 24 h, un débit plus faible a été imposé (10 mL/min). Ce débit correspond à un temps de rétention de 45 min versus 60 min (le temps de rétention imposé dans le mode batch). L'effluent brut est mélangé grâce à un agitateur à hélice à trois pales (IKA RW 16 basic stirrers, IKA Works, Inc., USA). Des échantillons ont été collectés au cours du temps, après 1h, 4h, 17h, 20h et 23h de temps de traitement. Un total de 10 échantillons ont été collectés à la fois pour l'entrée et la sortie du système pour des analyses de MES, pH, conductivité, couleur, turbidité, DCO, concentrations de Fe et de  $P_{total}$  et de CF.

### 3.3.5 Fonctionnement du procédé EC-ER sur site de pilotage

L'unité pilote a fonctionné en continu. Des prélèvements ont été effectués à des intervalles réguliers (2 h). Trois séries d'expériences ont été réalisées.

Pour la première série d'expériences, des intensités de courant de 1,0, 2,0 et 3,0 A et un temps de traitement de 15 min ont été imposés. Le pH et la température de l'effluent brut ont été maintenus autour de  $7 \pm 20,3$  et  $20 \pm 2$ , respectivement. Les essais ont été effectués sans bassin de recirculation. Le débit de la pompe d'alimentation a été maintenu à 200 mL/min. Lors de cette première série d'essais, les densités de courant cathodique qui ont été imposées sont respectivement de 7,8 mA/cm<sup>2</sup>, 16,6 mA/cm<sup>2</sup> et 23,4 mA/cm<sup>2</sup> (compte tenu de la taille des électrodes). Ces densités de courant étaient de l'ordre de 2, 4,6 et 6,5 fois supérieures à la valeur optimale déterminée (3,6 mA/cm<sup>2</sup>) lors des essais menés au laboratoire. Il faut aussi rappeler que lors de ces essais, il n'a pas été possible d'imposer un temps de rétention hydraulique de 60 min (temps de rétention optimum déterminé au laboratoire) compte tenu de la capacité de la pompe disponible. Un temps de rétention hydraulique de 15 min avait donc été imposé (temps de rétention 4 fois moins élevé que celui déterminé au laboratoire).

Pour la deuxième série d'expériences, une boucle de recirculation à travers un bassin (3) de 40 L a été ajoutée. Deux pompes péristaltiques ont été ajoutées dans le circuit : une pompe (2) pour l'alimentation du bassin (3) et une autre pompe (10) pour acheminer l'effluent électrolysé vers le bassin de décantation (11). Le débit de la pompe d'alimentation du système tampon a été maintenu à 300 mL/min. Le débit de la pompe de recirculation (4) a été maintenu à 4000 mL/min. Le bassin (3) était muni d'une sonde détectrice de niveau de l'eau permettant respectivement l'arrêt automatique de la pompe (2) lorsque le niveau de l'eau dans le bassin était égal à 40 L pour éviter tout débordement. Le réacteur électrolytique (6) était directement alimenté par le bassin (3). À la sortie du réacteur, l'eau revient au bassin (3) (bac de recirculation) à l'aide de la pompe (4). Les débits moyens d'alimentation et de sortie ont été fixés à 50 mL/min. Le traitement était fait en imposant respectivement 2,0 A et 3,0 A. (EC-ER4 et EC-ER5)..

Pour la troisième série d'essais, une intensité de courant de 3,0 A a été imposée. Lors de cette série d'essais, le bac d'alimentation de recirculation de 40 L a été substitué par un autre de 10 L

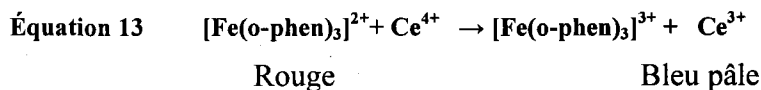
ayant un volume utile de 8 L. Cette série d'essais est différente de la deuxième par un changement du volume initial du grand bassin d'alimentation. Cependant, les différents débits ont été maintenus.

Afin de mieux évaluer les performances du procédé EC-ER, une étude comparative avec un système de désinfection UV a été réalisée. Le système de traitement tertiaire utilisant les UV était initialement installé dans la filière de traitement des EUD de l'usine du Camping domaine de la chute. Deux échantillons ont été collectés à la sortie du système de désinfection UV et les valeurs de la DBO<sub>5</sub>, du P<sub>total</sub> et des CF ont été comparées à celles mesurées à la sortie du procédé EC-ER lors des essais sur site de pilotage. En plus des analyses faites aux laboratoires de l'INRS, des échantillons ont été acheminés à un laboratoire d'analyses (Exova, Québec, Canada), notamment pour l'analyse de la DBO<sub>5</sub>, des CF et du P<sub>total</sub>.

### 3.4 Techniques analytiques

#### 3.4.1 Dosage du peroxyde d'hydrogène

Le dosage volumétrique du peroxyde d'hydrogène a été fait par la méthode colorimétrique (Sigler et Masters, 1957) au sulfate de cérium ((Ce(SO<sub>4</sub>)<sub>2</sub>, 2(NH<sub>4</sub>) SO<sub>4</sub>.2H<sub>2</sub>O) en milieu acide (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, 9N), en présence d'un indicateur coloré (orthophénantroline ferreuse, noté Fe(o-phen)<sub>3</sub><sup>2+</sup>). Lors du dosage, trois gouttes de l'indicateur coloré ont été ajoutées à 20 mL d'échantillon, avant son titrage avec la solution de cérium dont la concentration est égale à 1,953 gCe<sup>4+</sup>/L (soit 5,88 M de Ce<sup>4+</sup>). Ainsi, on observe un changement progressif de la couleur rouge de l'indicateur au bleu pâle selon l'équation 13 (Sigler et Masters, 1957; Mesplède et Randon, 2004).



La concentration de peroxyde d'hydrogène est donnée par l'équation 14. Dans cette expression, C<sub>ce</sub> (mg/L) et V<sub>ce</sub> représentent respectivement la concentration de cérium et le volume de cérium.

$C_{H_2O_2}$  et  $V_{H_2O_2}$  (20 mL) représentent la concentration de peroxyde et le volume de l'échantillon. Les essais de production du peroxyde ont été réalisés en triplicata.

Équation 14  $C_{ce} \times V_{ce} = C_{H_2O_2} \times V_{H_2O_2}$

### 3.4.2 Mesure des solides totaux (ST) et des matières en suspension (MES).

Les Concentration des MES et ST ont été déterminées conformément aux méthodes et MA. 115 – S.S. 1.2 MA. 100 – S.T. 1.1 du centre d'expertise en analyse environnementale du Québec (CEAEQ). Les limites de détection sont fixées à 5 mg/L pour les MES non décantables et 6 mg/L pour les solides totaux. Pour mesurer ces paramètres, on détermine d'abord, pour les ST le poids initial ( $P_0$ ) de la cupule vide en aluminium. Par la suite, on y ajoute un volume égal à 20 ml de l'échantillon (solution traitée et décantée ou l'effluent brut) puis on mesure à nouveau son poids ( $P_1$ ). Lorsqu'il s'agit des MES,  $P_0$  correspond au poids de l'ensemble cupule et papier filtre Whatman 934 AH avant la filtration de l'échantillon (20 mL). Les échantillons (MES et ST) seront séchés au four à une température de 105 °C pendant 24 h puis refroidies à l'étuve pendant 5 min. Enfin, les poids  $P_2$  des ST et  $P_1$  des MES étaient déterminés afin de calculer les valeurs des MES et ST à l'aide des relations suivantes.

$$MES(mg/L) = \frac{1000 \times (P_1 - P_0)}{\frac{20}{1000}}$$

$$ST (\%) = \frac{(P_1 - P_0)}{(P_2 - P_0)} \times 100$$

### **3.4.3 Mesure du pH et de la conductivité**

Un pH-mètre (pH/cond510Meter, OAKTON Instruments, USA) a été utilisé pour mesurer simultanément la conductivité et le pH. Le pH et la conductivité des échantillons ont été mesurés immédiatement après prélèvement.

### **3.4.4 Mesure de la couleur (UCV)**

La mesure de la couleur des échantillons a été effectuée selon la méthode d'analyse MA. 103 – Col. 2 (CEAAQ, 2008), d'après l'échelle platino-cobalt, en comparant la couleur de l'échantillon à celle d'une série de solutions étalons. L'unité de mesure est UCV (unité de couleur vraie) La solution étalon mère de couleur vraie de 500 unités a été préparé avec 1,246 g de chloroplatinate de potassium,  $K_2PtCl_6$  (CAS no 16921-30-5) et 1,0 g de chlorure de cobalt,  $CoCl_2 \cdot 6H_2O$  (CAS no 7791-13-1) dissous dans 1,0 L d'eau déminéralisée. La droite d'étalonnage de couleur vraie a été préparée à partir de la solution étalon mère à différentes concentrations: 5, 10, 20, 50, 75 et 100 unités. La mesure de l'absorbance de chacun des étalons de la courbe d'étalonnage et des échantillons a été réalisée à l'aide de spectrophotomètre UV-visible (Carry 50, Varian, Canada Inc.) à 400 nm. Une cellule en quartz de forme rectangulaire (10 mm de long et 4 mm de large) était utilisée pour la mesure. La concentration en couleur vraie d'un échantillon est obtenue à l'aide d'une régression linéaire passant par zéro des concentrations par rapport à l'absorbance des étalons. Une limite de détection de 0,3 UCV a été déterminée.

### **3.4.5 Mesure de la turbidité**

La turbidité des échantillons a été mesurée avec un turbidimètre (2100N, Turbidimeter Hach) a selon la méthode MA. 103 – Tur. 1.0, du centre d'expertise en analyse environnementale du Québec. L'appareil pouvait être calibré par un ensemble d'étalons préfabriqués de concentrations égales à : < 0,1, 20, 200, 1000 et 4000 UTN. Des tubes ou éprouvettes ont été utilisés pour la lecture de la turbidité. La limite de détection était de 0,1 UTN.

### 3.4.6 Analyse du Fe de Al et du P<sub>total</sub>

#### En phase liquide

L'analyse en phase liquide est directe. Le Fe, le P<sub>total</sub> et le Al en solution sont analysés après une acidification des échantillons (2,5 % avec de l'acide nitrique concentrée à 95-98 %). L'analyse était faite à l'ICP-AES (Varian model Vista AX, USA) en adéquation avec la méthode par spectrométrie de masse à source ionisante au plasma d'argon MA. 200 – Mét 1.2. Une solution standard interne d'yttrium (5 mg/L) était utilisée. Les limites de détections sont respectivement pour Al, Fe et P<sub>total</sub> égales à 0,001 mg/L, 0,005 mg/L et 0,008 mg/L.

#### En phase solide

L'analyse dans la boue est faite après une digestion de la masse sèche. La boue est séchée à 105°C pendant 24 h. La digestion de la boue sèche est faite à 'l'eau régale' selon la norme internationale NF ISO 11466, pendant 2 h dans un bain-marie, à une température de 90 °C sous une hotte chimique. L'eau régale est un réactifs préparée à partir d'un mélange d'une part (1/4) d'acide nitrique trace métal (HNO<sub>3</sub>) et de trois parts (3/4) d'acide chlorhydrique (HCl). Après la digestion, les extrants sont dilués avec de l'eau déminéralisée puis analysés à l'ICP-AES dans les mêmes conditions que la phase solide.

### 3.4.7 Meure de la demande chimique en oxygène

Les échantillons destinés à l'analyse de DCO ont été acidifiés (pH < 2) immédiatement après chaque prélèvement par de l'acide sulfurique concentré (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) à 98 %. Les analyses de DCO ont été effectuées selon la méthode d'analyse – MA. 315 - DCO 1.1 prescrite par CEAEQ (2012). Il s'agit d'une méthode colorimétrique au bichromate de potassium (K<sub>2</sub>Cr<sub>2</sub>O<sub>7</sub>) combinée avec un dosage spectrophotométrique (Cary 50, Varian Canada Inc.). Lors de la digestion des échantillons dans les tubes Hach (à 150°C pendant 2 h dans un bloc digesteur (DCO Reactor, Hach, Colorado, USA), l'ion dichromate (Cr<sub>2</sub>O<sub>7</sub><sup>2-</sup> sera réduit en ion chromique (Cr<sup>3+</sup>). La DCO sera déterminée indirectement par la mesure de la concentration des ions chromique ou bichromate. La lecture de l'absorbance des solutions au spectrophotomètre été faite à 600 nm, domaine d'absorbance de l'ion chromique. Les résultats de l'analyse sont validés par une courbe

d'étalonnage dont le facteur de corrélation doit être supérieur à 0,995. La limite de détection mesurée est égale à 0,3 mg/L.

#### **3.4.8 Mesure du COD et de la DBO**

Le carbone organique dissous (COD) des échantillons a été mesuré par la méthode NPOC Courbe 0-5mg/L par l'appareil Shimadzu VCPH. Les échantillons ont été filtrés au préalable à l'aide d'un papier filtre Watman 934 AH. La limite de détection de la méthode rapportée était égale à 0,05mg/L. La DBO quant à elle, fut analysée par la méthode SM5210 B / MA. 315 - DBO 1.1 R1. Les analyses étaient réalisées par un laboratoire externe (Exova, Québec, Canada) sur des échantillons immédiatement congelés.

#### **3.4.9 Dénombrement des CF.**

La technique consiste à recueillir, identifier et dénombrer les bactéries à la surface des boîtes de pétrie incubées pendant 24 h. La culture bactérienne est faite à partir de l'échantillon dilué ou non dans des conditions aseptiques. Pour une dilution, on mélange 1,0 mL de l'échantillon prélevé à l'aide d'une micropipette stérile à 9 mL de solution stérile saline (NaCl, 9 g/L). Après on le ferme par un bouchon vissé dans les conditions aseptiques. Les 10 mL de solution sont agités au vortex pendant 5 min. Dans ce tube stérile, l'échantillon est dilué 10 fois. On peut par la suite diluer 100 fois ou 1000 fois l'échantillon brut. Pour chaque échantillon dilué, on ensemence deux boîtes de pétrie en étalant dans chacune 0,1 mL (100 µL). Les boîtes de pétri sont incubées à l'étuve pendant une période de 24 h à 44,5 °C. Après 24 h, les CF forment des colonies bleutées alors que les autres bactéries capables de se développer dans ces conditions forment des colonies grises ou de couleurs crème (CEAEQ, 2000). Les boîtes de pétrie contenant 15 et 150 colonies caractéristiques et/ou non caractéristiques au niveau des différentes dilutions successives sont retenues, mais l'une d'entre elle doit renfermer au moins 15. Le nombre N de microorganismes compté par millilitre de produit est obtenu de façon générale, en choisissant le nombre de colonies acceptables, de préférence à l'intérieur des limites de quantification, et le résultat est exprimé en Unité de Formation de Colonies (UFC) par 100 mL d'échantillon selon l'équation 15

Équation 15

$$N \text{ (UFC/100mL)} = \frac{\text{Nombre de colonie de CF}}{\text{Volume de l'échantillon analysé (mL)}}$$

#### 3.4.10 Estimation du coût du traitement EC-ER.

L'évaluation économique a été faite à partir de la consommation d'énergie, de la consommation des électrodes et de la quantité de polymère (essais de décantation assistée). Le coût de l'énergie électrique consommée a été estimé à partir d'un coût unitaire de 0,06 \$/kWh. Ce coût unitaire a été utilisé par plusieurs auteurs (Zaviska, 2010, Asselin, 2007, Meunier et al., 2004). En ce qui concerne les polymères testés, un coût de 500 \$/t a été utilisé pour magnafloc 10 et magnafloc 155 tandis que 980 \$/t a été utilisé pour Zétag 7563. Dans le cas des électrodes, des coûts de 0,29 \$/kg et 1,19 \$/kg ont été utilisés pour respectivement le Fe et l'Al. Ces prix calculés à partir de 0,22 Euro/Kg et 0,90 Euro/kg selon un taux de change de 1,32 \$CAN par Euro (03 avril 2013). Une variation des coûts unitaires des métaux et polymères peut cependant être observée (Meunier et al, 2004 ; Kobya et al., 2006, Daneshvar et al., 2006, Asselin et al., 2007; Zaviska, 2010).



## 4 RÉSULTATS ET DISCUSSION

### 4.1 Caractérisation de la cellule d'électrolyse

Cette première partie consiste à vérifier la capacité de la cellule d'électrolyse à produire à la fois des agents coagulants et oxydants pour le traitement tertiaire d'effluent de type domestique. Il est possible de produire du peroxyde d'hydrogène par réduction cathodique (CV) de l'oxygène dissous (Brillas et Casado, 2002) alors qu'à l'anode une dissolution anodique d'électrodes solubles de Fe ou de Al permet de générer  $Fe^{3+}/Fe^{2+}$  ou  $Al^{3+}$  (Mollah et al., 2004). Les résultats des mesures relatives aux tests de caractérisation sont présentés à l'annexe I.

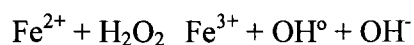
#### 4.1.1.1 Production de peroxyde d'hydrogène

Des essais préliminaires ont été réalisés en imposant différentes intensités de courant (0,2 à 1,0 A) pendant une période de 120 min d'électrolyse d'une solution de sulfate de sodium ( $Na_2SO_4$ , 200 mg/L). Trois paires d'électrodes (anode/cathode) ont été utilisées : Ti- $IrO_2$ /CV, Fe/CV et Al/CV. Les résultats de ces expérimentations sont indiqués dans le Tableau 16.

Les concentrations les plus élevées de  $H_2O_2$  ont été enregistrées avec le système Ti- $IrO_2$ /CV. Les concentrations étant d'autant plus élevées que l'intensité de courant augmente. Les concentrations de  $H_2O_2$  se situant entre  $0,38 \pm 0,13$  et  $1,33 \pm 0,13$  mg/L ont été mesurées avec le système Ti- $IrO_2$ /CV dépendamment de l'intensité de courant imposée. Plusieurs études rapportent également que la production de  $H_2O_2$  augmente avec l'augmentation de l'intensité du courant électrique. En effet, Oloman et Watkinson (1979) ont démontré que dans une cellule d'électrolyse à lit fixe, équipée d'électrodes d'acier inoxydable (surface d'électrode de  $11,7 \text{ cm}^2$ ), la production de peroxyde d'hydrogène augmente de 0,2 M à 0,7 M, lorsque que la densité de courant passe de  $500 \text{ A/m}^2$  à  $1500 \text{ A/m}^2$ . Des observations similaires ont été rapportées par Dagher et Drogui (2013), pour une cellule Ti- $IrO_2$ /CV (surface anodique de  $170 \text{ cm}^2$ ). Ces auteurs ont observé une augmentation du peroxyde d'hydrogène de 2.6 à 4.2 mg/L, lorsque l'intensité de courant augmente de 0,5 A à 1,5 A (temps d'électrolyse : 60 min). Dans la présente étude, les concentrations de  $H_2O_2$  semblent être plus faibles. Les différences seraient principalement liées aux surfaces d'électrodes. Des concentrations de  $H_2O_2$  variant entre 0,00 et

0,85 mg/L ont été mesurées lorsque le système Fe/CV est utilisé, alors que des concentrations variant entre 0,00 et 0,78 mg/L ont été enregistrées avec le système Al/CV. Les concentrations relativement faibles de H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> mesurées dans les systèmes Fe/CV et Al/CV sont dues à des réactions de décomposition de H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> par les sels métalliques (Qiang et al., 2003; Jiang et Zhang, 2007). Par exemple, le fer ferreux peut réagir avec le peroxyde d'hydrogène pour former des radicaux libres selon la réaction de Fenton (équation 16). Il est rapporté dans la littérature que la vitesse de décomposition du peroxyde d'hydrogène passe d'environ 0,06 mmol/min (en absence de Fe) à 0,2 mmol/min, lorsque concentration de Fe de 3 mmol/L (Villa et Nogueira, 2006). La présence de Fe augmenterait la vitesse de décomposition du peroxyde. Aussi, l'augmentation de la concentration de Fe augmenterait davantage la vitesse de décomposition du peroxyde d'hydrogène. L'aluminium est également susceptible d'initier des réactions de décomposition du peroxyde d'hydrogène.

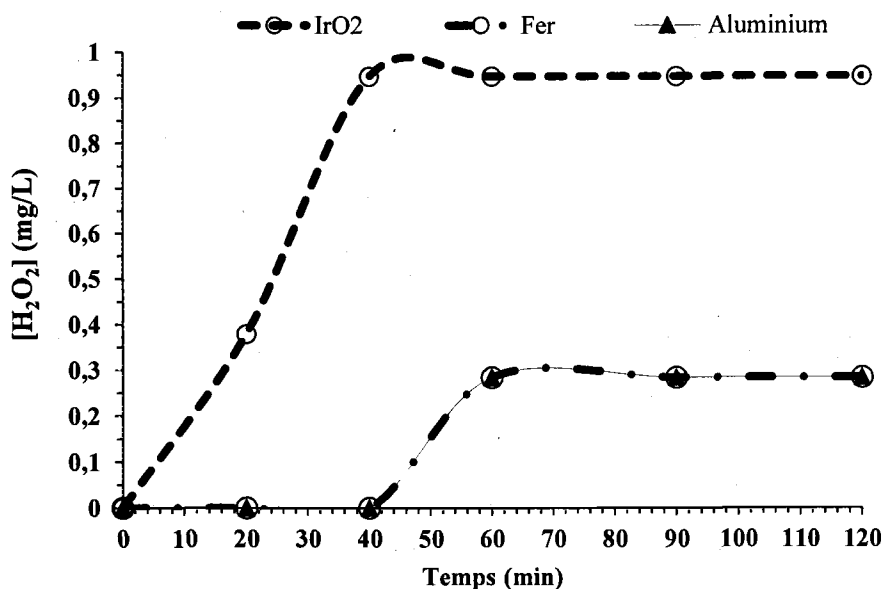
Équation 16



**Tableau 16** Concentration (mg/L) de peroxyde d'hydrogène (H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>) mesurée en fonction du temps pour différentes paires d'électrodes (anode/cathode : Ti-IrO<sub>2</sub>/CV, Fe/CV et Al/CV) imposées lors de l'électrolyse d'une solution de sulfate de sodium (Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, 200 mg/L), Intensités de courant : 0,2, 0,4, 0,6 et 1,0 A, volume traité = 1,0 L

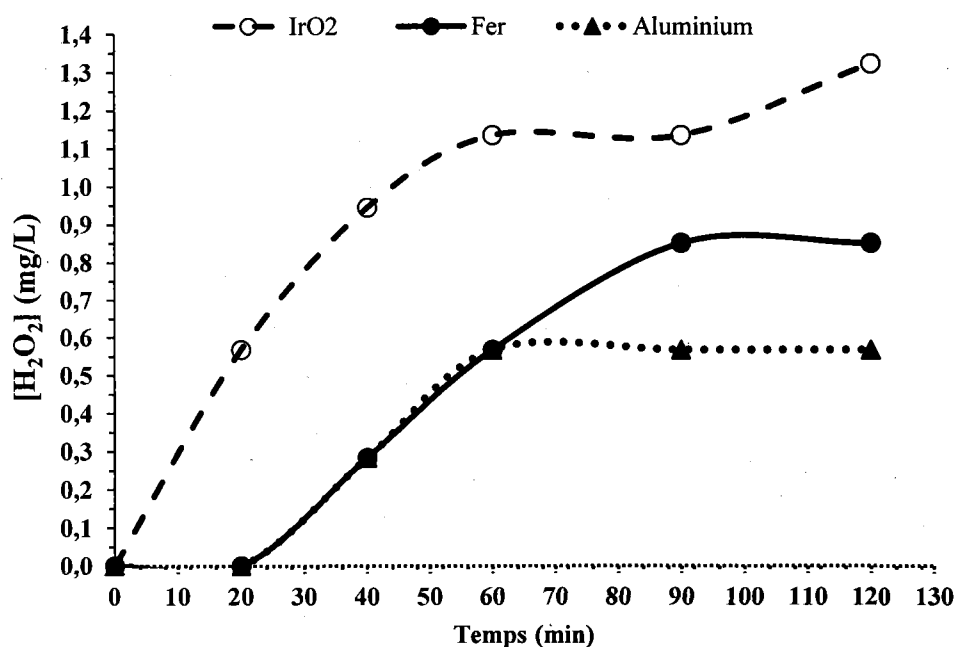
Temps (min)	Ti-IrO <sub>2</sub> /CV				Fe/CV				Al/CV			
	0,2 A	0,4 A	0,6 A	1,0 A	0,2 A	0,4 A	0,6 A	1,0 A	0,2 A	0,4 A	0,6 A	1,0 A
20	0,38 ± 0,13	0,47 ± 0,13	0,66 ± 0,32	0,57 ± 0,19	0,00	0,00	0,49	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
40	0,95 ± 0,25	0,76 ± 0,25	<b>1,04 ± 0,13</b>	0,95 ± 0,13	0,00	0,57	0,49	0,28	0,00	0,49	0,57	0,28
60	0,95 ± 0,13	0,95 ± 0,31	<b>1,13 ± 0,00</b>	1,14 ± 0,00	0,28	0,57	0,78	0,57	0,28	0,78	0,58	0,57
90	0,94 ± 0,13	1,23 ± 0,13	<b>1,13 ± 0,00</b>	1,14 ± 0,00	0,28	0,57	0,78	0,85	0,28	0,78	0,57	0,57
120	0,95 ± 0,13	1,32 ± 0,25	<b>1,32 ± 0,13</b>	1,33 ± 0,13	0,28	0,85	0,78	0,85	0,28	0,78	0,57	0,57

La Figure 9 présente l'évolution de la concentration de  $H_2O_2$  en fonction du temps lorsque des électrodes anodiques de  $Ti-IrO_2$ , Fe et Al sont respectivement utilisées pour une intensité de courant de 0,2 A. En l'absence de sels métalliques en solution (lorsque  $Ti-IrO_2$  est utilisé à l'anode), la concentration de  $H_2O_2$  augmente au cours des quarante premières minutes, puis tend vers un palier (autour de 1,0 mg/L de  $H_2O_2$ ), dû probablement à une limitation du transfert d'oxygène. Cependant, lorsque des électrodes de Fe ou de Al sont utilisées, il y a une libération de sels métalliques en solution ( $Fe^{2+}/Fe^{3+}$  ou  $Al^{3+}$ ) qui induisent la décomposition de  $H_2O_2$ . Ainsi, au cours des quarante premières minutes d'électrolyse, la concentration de  $H_2O_2$  est nulle lorsque des électrodes de Fe et Al sont respectivement utilisées. Il faut attendre 60 min pour mesurer une concentration résiduelle de 0,3 mg/L de  $H_2O_2$  qui tend par la suite vers un palier.



**Figure 9** Évolution de la concentration moyenne de  $H_2O_2$  produite en fonction du temps d'électrolyse lorsque  $Ti-IrO_2$ , Al et Fe sont respectivement utilisés comme électrodes anodiques ;  $I = 0,2$  A, TRH = 120 mn, volume traité = 1,0 L

Pour une intensité de courant relativement élevée de 1,0 A (Figure 10), la concentration de  $H_2O_2$  est nulle pendant les vingt premières minutes lorsque des électrodes de Fe et de Al sont respectivement utilisées à l'anode. Après 20 min d'électrolyse, la concentration de  $H_2O_2$  augmente et atteint un palier à 0,8 mg  $H_2O_2$ /L au bout de 90 min lorsqu'une électrode de Fe est utilisée, alors que le palier est atteint à 0,6 mg  $H_2O_2$ /L au bout de 90 min lorsqu'une électrode de Al est utilisée. La décomposition de  $H_2O_2$  par le Fe ou le Al serait liée à la formation de radicaux hydroxyles, lesquels sont générés au cours de la réaction de Fenton. Des observations similaires ont été rapporté dans la littérature (Daghrir et Drogui, 2013; Oloman et Watkinson, 1979; Brillas et Casado, 2002).



**Figure 10** Évolution de la concentration moyenne  $H_2O_2$  produite en fonction du temps d'électrolyse lorsque les électrodes anodiques de Ti-IrO<sub>2</sub>, Fe et Al sont respectivement utilisées ; I = 1,0 A, TRH = 120 mn, volume traité = 1,0 L

#### 4.1.1.2 Production d'agents coagulants

La capacité de la cellule d'EC-ER à produire simultanément des agents coagulants a également été évaluée. Les concentrations de Fe et d'aluminium en solution et dans les résidus métalliques ont été mesurées lors de l'électrolyse pour des intensités de courant variant entre 0,2 et 1,0 A. Deux paires d'électrodes (anode/cathode) ont été testées : Fe/CV et Al/CV. Les résultats de cette expérimentation sont résumés au Tableau 17.

D'une façon générale, les concentrations de Fe ou de Al sont d'autant plus importantes que l'intensité de courant augmente. Par exemple, pour le système Al/CV, des quantités totales de Al se situant entre 90 et 512 mg ont été mesurées. Par comparaison, des quantités totales de Fe se situant entre 224 et 1268 mg ont été mesurées pour le système Fe/CV. Dans la plupart des cas, les concentrations résiduelles d'agents coagulants (Fe et Al) mesurées en solution représentent moins de 1 % de la quantité totale générée. Plus de 99 % se trouve dans les résidus métalliques. Par ailleurs, il est important de souligner que les quantités de Fe produites sont de 1,7 à 3,4 fois plus importantes que celles de Al dépendamment de l'intensité de courant imposé. Un tel résultat signifie que l'électrode de Fe semble plus apte à la dissolution anodique que l'électrode de Al dans nos conditions expérimentales.

En considérant la consommation d'électrodes anodiques (calculée d'après la loi de Faraday), les quantités de Fe consommées (208 à 1042 mg) sont plus importantes que celles enregistrées dans le cas de Al (67 à 335 mg). Ces résultats sont dans certains cas compatibles avec ceux mesurés expérimentalement. En fait, les consommations d'électrodes rapportées au Tableau 17 sont calculées à partir de la loi de Faraday qui stipule que la quantité d'électrode consommée est proportionnelle à l'intensité de courant (I) et au temps d'électrolyse (t) imposé (équation 17) (Vik et al., 1984).

Équation 17 
$$m = \frac{I \times t \times M}{z \times F}$$

où "z" représente le nombre d'électrons transférés aux électrodes "M" est la masse moléculaire du matériau entrant dans la composition des électrodes (g/mol) et "F" est la constante de Faraday

(96 500 C/mol). Théoriquement, d'après la loi de Faraday lorsqu'une charge électrique équivalente à un Faraday traverse une électrode anodique de Fe, une quantité de 28 g de fer ferreux est dissoute comparativement à 9 g dans le cas de Al. Ceci est donc l'une des raisons pour lesquelles les quantités de Fe consommées lors de l'électrolyse sont plus élevées que celles de Al. Si nous calculons le rendement faradique (rapport entre la masse de coagulants obtenus expérimentalement et celle théoriquement enregistrée), nous enregistrons dans la plupart des cas des rendements faradiques supérieurs à 1 dans le cas de l'électrode de Al. Un tel résultat signifie que la quantité de coagulants théoriquement mesurée est sous-estimée ou bien celle expérimentalement mesurée est surestimée. Nous penchons plutôt vers la deuxième hypothèse, l'incertitude de la mesure pouvant dépasser 60%. En revanche, il faut également noter que la loi de Faraday telle qu'énoncée ne tient pas compte de la conductivité électrique du matériau d'électrode ni de l'état de surface de celles-ci (lisse ou rugueuse) pouvant grandement influencer la dissolution anodique (Khemis et al., 2005). Dans tous les cas le rendement faradique de l'opération pour la production d'agent coagulant (Al) est très élevé. Pour l'électrode de Fe, le rendement faradique est proche de l'unité.

**Tableau 17** Concentrations et masses de Fe et Al produites lors de l'électrolyse d'une solution de sulfate de sodium ( $[\text{Na}_2\text{SO}_4] = 200 \text{ mg/L}$ )  
Systèmes Fe/CV ou Al/CV, TRH = 60 min; Temps de décantation = 60 min ; Volume traité = 1,0 L

Paramètres	Al/CV				Fe/CV			
	0,2 A	0,4 A	0,6 A	1,0 A	0,2 A	0,4 A	0,6 A	1,0 A
Masse totale sèche résiduelle (mg)	233 ± 47	467 ± 47	733 ± 94	1066 ± 125	292 ± 72	581 ± 106	800 ± 141	1341 ± 123
Concentration Fe surnageant (mg/L)					0,77 ± 0,08	0,91 ± 0,08	0,75 ± 0,08	1,15 ± 0,48
Concentration Al surnageant (mg/L)	1,27 ± 0,09	1,27 ± 0,01	1,25 ± 0,06	0,86 ± 0,04				
Masse Fe surnageant (mg)					0,77 ± 0,08	0,91 ± 0,08	0,75 ± 0,08	1,15 ± 0,48
Masse Al surnageant (mg)	1,27 ± 0,09	1,27 ± 0,01	1,25 ± 0,06	0,86 ± 0,04				
Fe. résidus métalliques (mg)					224 ± 63	344 ± 391	571 ± 120	1268 ± 306
Al. résidus métalliques (mg)	89,6 ± 18	193 ± 31	330 ± 187	512 ± 125				
Masse totale Fe (mg)					224 ± 63	345 ± 391	617 ± 120	1268 ± 306
Masse totale Al (mg)	90,9 ± 18	194 ± 31	330 ± 187	512 ± 125				
Masse faradique (mg)	67,1	134	201	335	208	417	625	1042
Rendement Faradique	1,4	1,4	1,6	1,5	1,1	0,8	0,9	1,2



#### 4.1.1.3 Étude préliminaire d'efficacité bactéricide du système électrolytique

Une première étude a permis d'évaluer l'efficacité épuratoire (notamment l'efficacité bactéricide) du système EC-ER sur des eaux usées de type municipal prélevées après l'étape de dégrillage-dessablage. Différentes intensités de courant (0,2 à 1,0 A) ont été imposées et les concentrations résiduelles de CF ont été mesurées au cours du temps (20 à 60 min) pour les systèmes Al/CV et Fe/CV. Les résultats de cette expérimentation sont indiqués au Tableau 18. D'une façon générale, l'efficacité désinfectante est d'autant plus importante que l'intensité de courant augmente quel que soit le système utilisé (Al/CV et Fe/CV). Une augmentation de l'intensité de courant induit une augmentation d'agents coagulants ( $\text{Fe}^{2+}/\text{Fe}^{3+}$  ou  $\text{Al}^{3+}$ ) et d'agent oxydant ( $\text{H}_2\text{O}_2$ ) lors de l'application du procédé EC-ER (voir sections 4.1.1 et 4.1.2). La génération simultanée de  $\text{Fe}^{2+}/\text{Fe}^{3+}$  et  $\text{H}_2\text{O}_2$  permet de générer les radicaux hydroxyles ( $\text{OH}^\circ$ ) efficaces pour la désinfection. Lors des essais utilisant le système Al/CV, des concentrations relativement élevées de CF de  $1,0 \times 10^6$  à  $1,5 \times 10^6$  UFC/100 mL ont été mesurées dans les effluents non traités (effluents initiaux). En comparaison, des concentrations résiduelles de CF comprises entre  $1,0 \times 10^3$  et  $8,5 \times 10^3$  UFC/100 mL (unités d'abattement logarithmique de réduction de CF comprises entre 2,54 et 3,17) ont été mesurées dans les effluents traités après 60 min d'électrolyse.

Lors des essais utilisant le système Fe/CV, des concentrations relativement élevées de CF de  $1,2 \times 10^6$  à  $1,4 \times 10^6$  UFC/100 mL ont été mesurées dans les eaux initiales (eaux non traitées). En comparaison, des concentrations résiduelles de CF comprises entre 0,0 et  $4,0 \times 10^3$  UFC/100 mL (unités d'abattement logarithmique de réduction de CF comprises entre 2,54 et 6,08) ont été mesurées dans les effluents traités après 60 min d'électrolyse. Il est important de souligner qu'une désinfection totale a été enregistrée pour des intensités de courant imposé de 0,6 et 1,0 A après un temps d'électrolyse minimum de 40 min. Finalement, en termes d'efficacité bactéricide le système Fe/CV est plus efficace que le système Al/CV. Ces résultats sont en accord avec ceux obtenus précédemment lors de la caractérisation de la cellule électrolytique. Le système Fe/CV génère plus d'agents coagulants comparativement au système Al/CV (voir section 4.1.2). L'agent coagulant participe non seulement à la réaction de décomposition de  $\text{H}_2\text{O}_2$  en radicaux hydroxyle (efficace pour la désinfection), mais contribue également à la co-précipitation et à la

neutralisation des bactéries, les bactéries pouvant être assimilées à des particules colloïdales chargées négativement (Zhu et al., 2005). Parallèlement au traitement par EC-ER, des essais d'EC conventionnelle utilisant respectivement des électrodes de Fe (système Fe/Fe) et des électrodes de Al (système Al/Al) ont été réalisés. Ces essais visaient à comparer l'efficacité du procédé EC-ER à celle du procédé EC conventionnelle lors de la désinfection des eaux. Les résultats des essais de EC conventionnelle sont indiqués au Tableau 19.

Lors des essais de EC conventionnelle, utilisant le système Al/Al, des unités d'abattement logarithmique de CF comprises entre 1,88 et 2,38 ont été mesurées dans les effluents traités pendant 60 min d'électrolyse. Par comparaison, des unités d'abattement logarithmique de réduction de CF comprises entre 2,02 et 3,12 ont été enregistrées lorsque le système Fe/Fe est utilisé. Aucune désinfection totale n'a été observée avec le procédé EC conventionnelle. Le procédé EC-ER est donc plus efficace que le procédé conventionnel d'EC pour la désinfection des eaux usées. L'élimination des CF seraient assurée par la lyse de la membrane cellulaire, l'oxydation directe à l'anode et l'oxydation indirecte par les oxydants générés *in situ* (Cotillas et al., 2013).

**Tableau 18** Concentrations résiduelles de CF en fonction du temps (20, 40 et 60 min) lorsque différents intensités de courant sont imposées (0,2, 0,4, 0,6 et 1,0A) pendant le traitement électrolytique (EC-ER) d'un effluent de type municipal (Saint Nicolas) ; (systèmes Al/CV et Fe/CV); volume traité = 1,0 L

Paramètres	Al/CV				Fe/CV			
	0,20	0,40	0,60	1,00	0,20	0,40	0,60	1,00
Intensité du courant (A)								
Débit recirculation (mL/min)	120	120	120	120	120	120	120	120
Temps d'électrolyse (min)	60	60	60	60	60	60	60	60
Tension (V)	4,5	6,7	12,5	19	4,4	8,6	11	13,6
Énergie consommée (kWh/m <sup>3</sup> )	1	3	8	19	1	3	7	14
<b>Concentrations résiduelles de CF (UFC/100 mL)</b>								
Effluent initial	1,0 x 10 <sup>6</sup>	1,5 x 10 <sup>6</sup>	1,5 x 10 <sup>6</sup>	1,5 x 10 <sup>6</sup>	1,4 x 10 <sup>6</sup>	1,2 x 10 <sup>6</sup>	1,2 x 10 <sup>6</sup>	1,2 x 10 <sup>6</sup>
20 min	1,6 x 10 <sup>5</sup>	8,7 x 10 <sup>4</sup>	4,3 x 10 <sup>4</sup>	2,0 x 10 <sup>4</sup>	1,2 x 10 <sup>4</sup>	1,3 x 10 <sup>4</sup>	1,0 x 10 <sup>3</sup>	0,0
40 min	8,5 x 10 <sup>4</sup>	8,0 x 10 <sup>4</sup>	1,2 x 10 <sup>4</sup>	2,0 x 10 <sup>3</sup>	4,0 x 10 <sup>3</sup>	1,0 x 10 <sup>3</sup>	0,0	0,0
60min	4,0 x 10 <sup>3</sup>	8,5 x 10 <sup>3</sup>	1,0 x 10 <sup>3</sup>	1,0 x 10 <sup>3</sup>	4,0 x 10 <sup>3</sup>	1,0 x 10 <sup>3</sup>	0,0	0,0
<b>Taux d'abattement (%)</b>								
20 min	84,4	94,1	97,1	98,6	91,8	98,9	99,9	99,9
40 min	91,8	94,6	99,2	99,7	97,1	99,9	99,9	99,9
60 min	99,6	99,9	99,4	99,9	97,1	99,9	99,9	99,9
Unité d'abatt. logarithmique (60 min)	2,54	2,24	3,17	3,17	2,54	3,08	6,08	6,08

**Tableau 19** Concentrations résiduelles de CF en fonction du temps (20, 40 et 60 min) lorsque différentes intensités de courant sont imposées (0,2, 0,4, 0,6 et 1,0 A) pendant le traitement électrolytique conventionnel (EC) d'un effluent de type municipal (Saint Nicolas) ; (systèmes Al/Al et Fe/Fe); volume traité = 1,0 L

Paramètres	Al/Al				Fe/Fe			
	0,20	0,40	0,60	1,00	0,20	0,40	0,60	1,00
Intensité du courant (A)	0,20	0,40	0,60	1,00	0,20	0,40	0,60	1,00
Débit recirculation (mL/min)	120	120	120	120	120	120	120	120
Temps d'électrolyse (min)	60	60	60	60	60	60	60	60
Tension (V)	4,8	8,3	12,5	23	5,2	7,9	11,6	19
Énergie consommée (kWh/m <sup>3</sup> )	0,96	3,33	7,49	23,00	1,03	3,17	6,99	19,10
<b>Concentrations résiduelles de CF (UFC/100 mL)</b>								
Effluent initial	$8,7 \pm 2,4 \times 10^5$	$8,9 \pm 2,1 \times 10^5$	$8,3 \pm 9,8 \times 10^5$	$4,6 \pm 4,5 \times 10^5$	$(2,6 \pm 1,8) \times 10^5$	$(2,1 \pm 2) \times 10^6$	$(16 \pm 1,6) \times 10^5$	$(1,6 \pm 1,2) \times 10^6$
20 min	$8,7 \pm 0,0 \times 10^5$	$8,9 \times 10^5 \pm 1,1 \times 10^3$	$83 \pm 1,1 \times 10^4$	$46 \pm 1,5 \times 10^4$	$(2,6 \pm 3,5) \times 10^5$	$2,1 \times 10^6 \pm 9,6 \times 10^3$	$1,6 \times 10^6 \pm 9,2 \times 10^3$	$1,6 \times 10^6 \pm 1,6 \times 10^3$
40 min	$6,5 \pm 2,8 \times 10^3$	$6,5 \pm 5 \times 10^3$	$7,0 \pm 9,9 \times 10^3$	$1,1 \pm 1,5 \times 10^4$	$(5,3 \pm 1,8) \times 10^3$	$(45 \pm 7,1) \times 10^2$	$(7,8 \pm 2,3) \times 10^3$	$(3,0 \pm 2,1) \times 10^3$
60min	$6,8 \pm 3,9 \times 10^3$	$3,7 \pm 5,3 \times 10^3$	$5,8 \pm 8,1 \times 10^3$	$6,0 \pm 8,5 \times 10^3$	$(2,5 \pm 2,1) \times 10^3$	$(1,8 \pm 1,1) \times 10^3$	$(6,3 \pm 4,6) \times 10^3$	$(13 \pm 3,4) \times 10^2$
<b>Taux d'abattement (%)</b>								
20 min	88,4 ± 0,3	92,9 ± 6,8	92,3 ± 6,6	92,1 ± 1,1	91,6 ± 0,0	91,8 ± 0,8	87,7 ± 8,1	98,1 ± 10,6
40 min	95,4 ± 1,3	95,4 ± 0,5	95,0 ± 1,8	92,5 ± 1,5	96,3 ± 2,0	96,8 ± 3,5	94,5 ± 7,1	97,9 ± 10,6
60 min	95,2 ± 1,5	97,3 ± 0,8	95,9 ± 3,3	95,7 ± 0,3	98,2 ± 2,8	98,8 ± 3,8	95,5 ± 5,8	99,1 ± 6,1
Abattement (log <sub>10</sub> )	2,11	2,38	2,16	1,88	2,02	3,08	2,42	3,12

## 4.2 Traitement des EUD par le procédé EC-ER

### 4.2.1 Effet de l'intensité de courant

L'intensité de courant est un paramètre important qui contrôle les vitesses de réaction électrochimiques (anodiques et cathodiques) (Mollah et al., 2004; Holt et al., 2005; Asselin, 2007). Des essais ont été réalisés en imposant différentes intensités de courant (allant de 0,2 à 1,0 A) pendant une période de 60 min. La cellule EC-ER a été équipée d'une électrode de CV (cathode), et d'une électrode de Fe (anode). L'effet de la variation de l'intensité de courant sur certains paramètres de pollution (DCO, turbidité, MES, couleur, pH, etc) a été évalué au bout de 60 min d'électrolyse. Les résultats de cette expérimentation sont indiqués au Tableau 20. Les résultats détaillés de l'expérimentation sont présentés à l'annexe II.

D'une façon générale, le pH de l'effluent est resté relativement stable. Le pH de l'effluent initial est de l'ordre de  $7,5 \pm 0,3$ , alors que le pH enregistré après traitement électrolytique fluctue autour de 8. Aucune variation considérable de la conductivité n'a été observée au cours de l'électrolyse. En effet, la conductivité avant l'électrolyse est  $1370 \pm 29 \mu\text{S}/\text{cm}^3$ , tandis qu'après l'électrolyse la conductivité est de  $1235 \pm 76 \mu\text{S}/\text{cm}^3$ . Les performances du traitement (abattements de la DCO, des MES, de la turbidité, de la couleur, du phosphore total) en fonction de l'intensité de courant sont présentées à la Figure 11. Un taux d'abattement de la DCO de 41 % est enregistré au bout de 60 min de traitement pour la plus faible intensité de courant imposé (0,2 A). Lorsque l'intensité de courant est augmentée à 0,4 A, puis 0,6 A, le taux d'abattement de la DCO est de 48 % puis 50 %, respectivement. L'abattement maximal de la DCO (61%) est enregistré à 1 A. D'une façon générale, l'abattement de la DCO varie faiblement avec l'augmentation de l'intensité de courant ( $C_v = 14\%$ ). La performance moyenne d'élimination de la DCO est de 50%. Plusieurs études ont rapporté que l'augmentation de l'intensité de courant améliore l'élimination de la pollution, notamment la DCO (Chen, 2004; Kornienko et al., 2006; Wang et al., 2009). Cependant, les performances relativement faibles, observées dans la présente étude, seraient probablement liées au fait que les eaux usées ont été collectées en aval d'un système de traitement secondaire. La DCO de ces eaux est majoritairement de type réfractaire (Mollah et al., 2004; Casillas et al., 2007). L'efficacité moyenne d'élimination des MES de 84%,

et reste relativement stable ( $C_v = 7\%$ ), malgré l'augmentation de l'intensité de courant de 0,2 A à 1 A. En revanche, l'enlèvement de la turbidité varie de façon significative avec l'augmentation de l'intensité de courant ( $C_v = 41\%$ ). L'enlèvement de la turbidité passe de  $27 \pm 11 \%$  ( $I = 0,4 \text{ A}$ ) à  $51 \pm 15 \%$  ( $I = 0,6 \text{ A}$ ). L'efficacité maximale d'enlèvement de la turbidité ( $67 \pm 19\%$ ) est observée en imposant une intensité de courant de 1 A. L'efficacité de la décoloration augmente de  $26 \pm 24 \%$  à  $73 \pm 3 \%$ , lorsque l'intensité de courant augmente de 0,2 A à 0,4 A, puis se stabilise pour toute intensité de courant supérieure ou égale à 0,4 A. Il faut noter que la dissolution anodique d'une électrode consommable telle que le Fe augmente avec l'intensité de courant, mais au-delà d'une certaine quantité d'hydroxydes de fer produite, une agrégation insuffisante des particules est observée et les particules solides ne sont plus davantage séparées de la phase liquide lors de la décantation (Daghrir, 2010). L'enlèvement de  $P_{\text{total}}$  est quasi total ( $\geq 99\%$ ) à partir de 0,2 A. Les concentrations résiduelles de  $P_{\text{total}}$  respectent la norme de rejet de  $P_{\text{total}}$  au Québec ( $<1 \text{ mg/L}$ ) (Environnement Canada, 2009). L'efficacité d'élimination de  $P_{\text{total}}$  par électrocoagulation est largement rapportée dans la littérature (Bektaş et al., 2004; İrdemez et al., 2006). L'énergie consommée au cours de l'électrolyse est passée de  $0,83 \text{ kWh/m}^3$  (0,2 A) à  $14,15 \text{ kWh/m}^3$  (1 A). Il en découle que le coût du traitement augmente avec l'intensité de courant de  $0,11 \text{ \$/m}^3$  et  $1,15 \text{ \$/m}^3$ . Dans l'ensemble, pour un temps d'électrolyse de 60 min, les meilleures performances d'élimination de la DCO, des MES, de  $P_{\text{total}}$  et de la couleur sont observées à partir d'une intensité de courant de 0,4 A. Les meilleures performances d'élimination de la turbidité sont observées à partir à 0,6 A. Par conséquent, les intensités de courant de 0,4 A à 0,6 A ont été choisies pour la suite de l'étude.

**Tableau 20** Influence de l'intensité du courant sur l'efficacité épuratoire lors du traitement des EUD par le procédé EC-ER (système Fe/CV ; TRH = 60 min) ; volume traité = 1,0 L

Paramètres	Effluent non traité	Effluent traité			
		0,2	0,4	0,6	1,0
<b>Intensité du courant (A)</b>					
Tension (V)	--	4,1	6,2	9,3	14,2
Consommation d'électrode (kg/m <sup>3</sup> ) <sup>a</sup>	-	0,21	0,42	0,63	1,04
Énergie consommée (kWh/m <sup>3</sup> )	--	0,83 ± 0,14	2,28 ± 0,18	4,02 ± 2,68	14,15 ± 1,15
pH	7,5 ± 0,3	8,1 ± 0,4	7,9 ± 0,3	8,7 ± 0,3	8,4 ± 1,3
Conductivité (µS/cm <sup>2</sup> )	1370 ± 29	1295 ± 41	1274 ± 90	1246 ± 118	1125 ± 54
ST (%)	0,09 ± 0,03	0,16 ± 0,10	0,08 ± 0,01	0,09 ± 0,02	0,08 ± 0,04
MES (mg/L)	103 ± 23	27,5 ± 24,7	10,8 ± 6,7	10,0 ± 0,0	10,0 ± 21,2
Turbidité (UTN)	28,9 ± 3,0	23,0 ± 0,0	21,3 ± 2,6	13,6 ± 4,2	15,9 ± 4,3
Couleur (UCV)	402 ± 38	371 ± 11	110 ± 11	109 ± 13	102 ± 58
DCO (mg/L)	204 ± 0,0	134 ± 0,0	120 ± 0,0	115 ± 0,0	89,2 ± 0,0
Fe (mg/L)	2,31 ± 0,0	4,18 ± 0,0	4,29 ± 0,0	4,18 ± 0,0	4,93 ± 0,0
P <sub>total</sub> (mg/L)	5,60 ± 0,0	0,01 ± 0,0	0,01 ± 0,01	0,03 ± 0,03	0,04 ± 0,0
<b>Taux d'abattement (%)</b>					
MES		80,4 ± 15,6	84,6 ± 10,9	79,3 ± 16,3	90,7 ± 1,2
Turbidité		21,2 ± 1,4	27,0 ± 11,4	50,8 ± 15,2	66,9 ± 19,2
Couleur		10,1 ± 4,2	72,7 ± 2,7	70,3 ± 4,8	76,3 ± 12,4
DCO		41,5 ± 0,0	47,6 ± 0,0	49,8 ± 0,0	61,1 ± 0,0
P <sub>total</sub>		99,8 ± 0,0	99,8 ± 0,0	99,5 ± 0,0	99,3 ± 0,0
<b>Coûts</b>					
Consommation d'énergie (\$/m <sup>3</sup> )		0,05	0,14	0,34	0,85
Consommation d'électrode (\$/m <sup>3</sup> )		0,06	0,12	0,18	0,30
Total (\$/m <sup>3</sup> )		0,11	0,26	0,42	1,15

(a) Valeur théorique calculée d'après la loi de Faraday

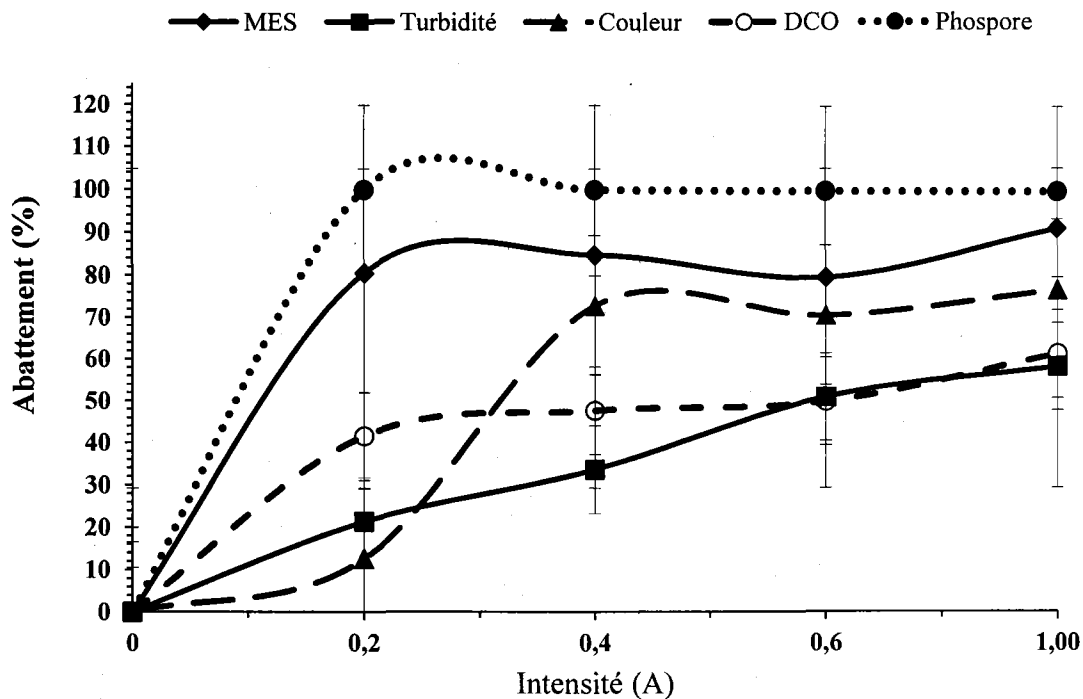


Figure 11 Évolution de l'efficacité de traitement en fonction de l'intensité de courant lors du traitement des EUD par le procédé EC-ER (Fe/CV, TRH = 60 min;  $[DCO]_0 = 204,0 \pm 0,0$  3,0 mg/L;  $[Turb]_0 = 28,9 \pm 3,0$  UTN;  $[MES]_0 = 103,0 \pm 23,0$  mg/L;  $[couleur]_0 = 402,0 \pm 38,0$  UCV;  $[Ptot]_0 = 5,60 \pm 0,0$  mg/L)

#### 4.2.2 Effet du temps d'électrolyse

Des essais visant à démontrer l'effet du temps de traitement sur les performances du procédé EC-ER ont été réalisés. Le temps de traitement est un paramètre qui peut déterminer le taux de production des agents oxydants et coagulants. Aussi, il est important de faire une étude cinétique afin de limiter les pertes inutiles en chaleur et de minimiser la production de boues métalliques. Différents temps de traitement ont été testés (20, 40, 60 et 90 min), en imposant des intensités de courant de 0,4 et 0,6 A. Les résultats de l'expérimentation sont indiqués au Tableau 21.

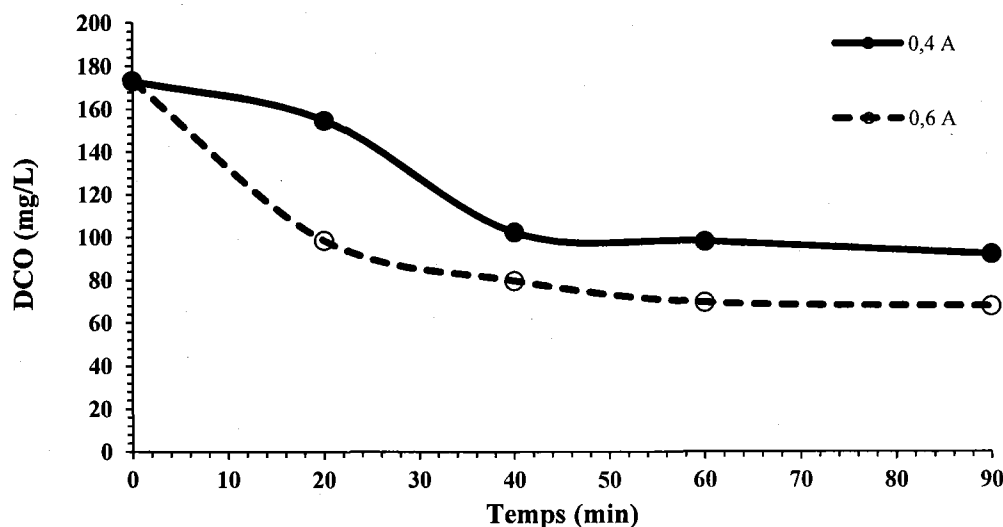


**Tableau 21** Influence du temps de traitement (20, 40, 60 et 90 min) sur l'efficacité épuratoire lors du traitement des EUD par le procédé EC-ER (système Fe/CV); I = 0,4 et 0,6 A ; volume traité = 1,0 L

Paramètres	Effluent non traité		Effluent traité							
	Brut	Contrôle	0,4	0,4	0,4	0,4	0,6	0,6	0,6	0,6
Intensité du courant (A)										
Débit de recirculation (mL/min)	-	-	120	120	120	120	120	120	120	120
Temps électrolyse (min)	-	-	20	40	60	90	20	40	60	90
Tension (V)	-	-	6,6	6,0	6,0	5,6	9,3	8,9	10,0	9,4
Énergie consommée (kWh/m <sup>3</sup> )	-	-	0,87	1,56	2,36	3,36	1,86	3,54	5,97	8,42
Consommation d'électrode (Kg/m <sup>3</sup> ) <sup>a</sup>	-	-	0,14	0,28	0,42	0,63	0,21	0,42	0,63	0,94
pH	7,7 ± 0,4	7,3 ± 0,1	8,9	9,1	8,6	8,3	8,6	8,7	9,4	9,4
Conductivité (µS/cm <sup>2</sup> )	1394 ± 20	1416,5 ± 34,6	1236	1176	1223	1209	1182	1195	1153	1129
Turbidité (UTN)	36,4 ± 0,4	36,5 ± 5,4	32,0	18,5	15,9	15,9	34,5	3,4	2,7	2,7
Couleur (UCV)	371 ± 27	369,8 ± 13,3	362	127	103	103	360	30	30	30
DCO (mg/L)	173 ± 13	196,5 ± 30,9	155	103	98,2	92,1	98,7	79,8	69,7	67,9
CF (UFC/100 mL)	(1,7 ± 1) × 10 <sup>7</sup>	(15 ± 0,3) × 10 <sup>6</sup>	2,5 × 10 <sup>5</sup>	1,8 × 10 <sup>5</sup>	5,0 × 10 <sup>4</sup>	0,0	7,0 × 10 <sup>4</sup>	2,0 × 10 <sup>4</sup>	0,0	0,0
P total (mg/L)	16,67 ± 1,27	17,5 ± 1,01	5,37	1,05	0,45	0,05	2,60	0,03	0,04	0,01
MES (mg/L)	135 ± 21,2	135,0 ± 21,2	40	30	10	10	60	10	10	10
<b>Taux d'abattement (%)</b>										
Turbidité	-	-	12,1	49,2	56,3	56,3	5,2	90,7	92,6	92,6
Couleur	-	-	2,3	65,8	72,2	72,2	2,9	91,9	90,5	90,6
DCO	-	-	10,5	40,8	43,3	46,8	43,0	53,9	59,7	60,8
P <sub>total</sub>	-	-	67,8	93,7	97,3	99,7	84,39	99,8	99,8	99,9
MES	-	-	91,1	93,3	97,8	97,8	86,7	97,8	97,8	97,8
CF	-	-	98,5	98,9	99,7	100	99,6	99,9	100	100
Abattement (log <sub>10</sub> )	-	-	1,8	2,0	2,5	-	2,4	5,9	-	-
<b>Coûts</b>										
Énergie (\$/m <sup>3</sup> )	-	-	0,05	0,09	0,14	0,20	0,11	0,21	0,36	0,50
Consommation d'électrode (\$/m <sup>3</sup> ) <sup>a</sup>	-	-	0,04	0,08	0,12	0,18	0,06	0,12	0,18	0,27
Total (\$/m <sup>3</sup> )	-	-	0,09	0,17	0,26	0,38	0,17	0,33	0,54	0,78

(a) Valeur théorique calculée d'après la loi de Faraday

La Figure 12 présente l'évolution des concentrations de DCO en fonction du temps d'électrolyse, pour les intensités de 0,4 A et 0,6 A. Pour une intensité de courant de 0,4 A, les concentrations résiduelles de DCO diminuent de façon significative au bout des 40 premières minutes d'électrolyse, puis varient très peu par la suite ( $98 \pm 5$  mg/L,  $C_v = 5\%$ ). Le taux d'abattement de la DCO, au bout des 40 premières minutes d'électrolyse, est de  $44 \pm 3\%$ . Pour une intensité de courant de 0,6 A, les concentrations résiduelles de DCO passent de 173 mg/L à 99 mg/L, au cours des 20 premières minutes de d'électrolyse. Par la suite, les concentrations de DCO sont stables ( $C_v = 18\%$ ). Le taux d'abattement de la DCO est d'environ 43 % au bout des 20 premières minutes d'électrolyse, puis augmente faiblement et devient relativement stable ( $58 \pm 4$  % d'abattement,  $C_v = 6$  %).



**Figure 12** Évolution de la DCO en fonction du temps d'électrolyse lors du traitement des EUD par le procédé EC-ER (système Fe/CV;  $I = 0,4$  A et  $0,6$  A; volume traité = 1,0 L)

La turbidité est quasi stable au cours des 20 premières minutes d'électrolyse ( $C_v = 4 - 9$  %), puis décroît à 18,5 UTN (soit 49 % d'abattement à  $I = 0,4$  A) et 3,4 UTN (soit 91 % d'abattement à  $I = 0,6$  A) après 40 min d'électrolyse (Figure 13). Par la suite, les concentrations résiduelles de la turbidité sont stables ( $C_v = 9 - 14$  %). L'évolution des MES en fonction du temps d'électrolyse

est présentée à la Figure 14. Les concentrations de MES décroissent rapidement au cours de 40 premières minutes, passant de 135 mg/L à 10 mg/L (soit 93 % d'abattement), lorsque l'intensité de courant est de 0,6 A. En revanche, lorsque l'intensité de courant est de 0,4 A, un temps de 60 min est requis pour enregistrer une concentration résiduelle de MES de 10 mg/L (soit 93 % d'abattement). Quant à la couleur de l'effluent, elle diminue faiblement pendant les 20 premières minutes d'électrolyse à  $I = 0,4$  A (2 % d'abattement de la couleur), puis une décoloration plus poussée est observée à partir de 40 min (66 % d'abattement de la couleur). La couleur devient relativement stable avec une concentration résiduelle de  $17 \pm 1$  UCV ( $C_v = 14\%$ ) à partir de 40 min d'électrolyse, et un abattement moyen de 70 %. Lorsqu'une intensité de 0,6A est imposée, la couleur de l'effluent diminue faiblement au cours des 20 premières d'électrolyse (3 % d'abattement de la couleur). Un taux de décoloration plus important et stable est enregistré à partir de 40 min d'électrolyse ( $91 \pm 1$  % d'abattement de la couleur), avec une couleur résiduelle moyenne de 30 UCV (Figure 15). L'évolution du  $P_{total}$  au cours du temps est présentée à la Figure 16. Pour les deux intensités, au bout de 40 min d'électrolyse, les concentrations résiduelles de  $P_{total}$  sont passées de 17 mg/L à des concentrations inférieures ou égales à 1,0 mg/L. A partir de 40 min de traitement, le  $P_{total}$  est quasi totalement éliminé et les concentrations résiduelles de  $P_{total}$  respectent la norme de rejet au Québec (Environnement Canada, 2009).

En fait, lorsque l'intensité de courant est de 0,4 A, un temps de traitement de 40 min est requis pour que la cellule d'électrolyse produise une quantité suffisante d'agents coagulants et oxydants nécessaires à une meilleure élimination de la DCO, de la turbidité et de la couleur et de  $P_{total}$ . Il faudrait 60 min pour une meilleure élimination des MES. En revanche, 20 min sont nécessaires pour une meilleure élimination de la DCO lorsque l'intensité du courant est de 0,6 A. Les composés organiques présents sous forme de particules dispersées ou colloïdales sont déstabilisés par la neutralisation de l'énergie potentielle de répulsion existant entre les particules chargées (cette neutralisation provient de la présence d'ions  $Fe^{2+}$  produits par dissolution anodique). Ainsi, les particules déstabilisées peuvent plus facilement flocculer et être séparées de la phase aqueuse grâce à la formation de bulles de gaz générées à la surface des électrodes (dioxygène à l'anode et d'hydrogène à la cathodique) (Mollah et al., 2004, Moreno-Casillas et

al., 2007). Pour une meilleure élimination des MES, de la turbidité et de la couleur et de  $P_{\text{total}}$  à  $I = 0,6 \text{ A}$ , il faudrait un temps de traitement minimum de 40 min.

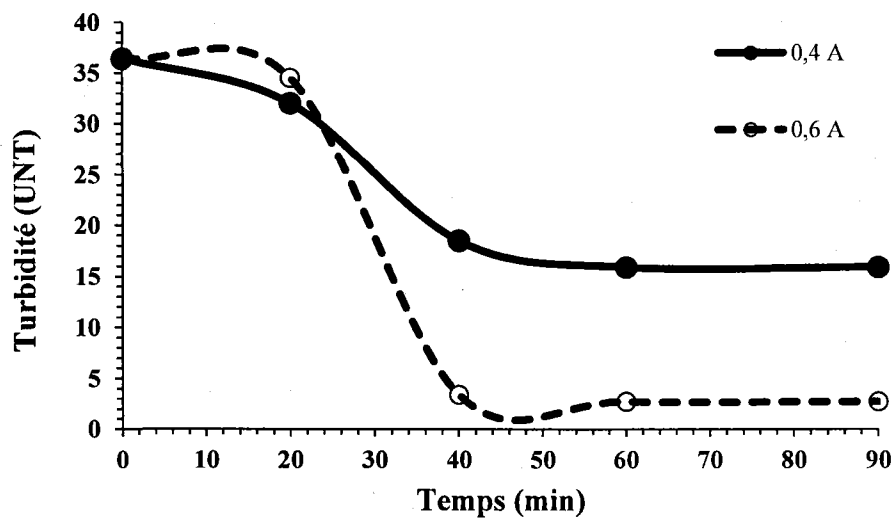


Figure 13 Évolution de la turbidité en fonction du temps d'électrolyse lors du traitement des EUD par le procédé EC-ER (système Fe/CV;  $I = 0,4 \text{ A}$  et  $0,6 \text{ A}$ ; volume traité = 1,0 L)

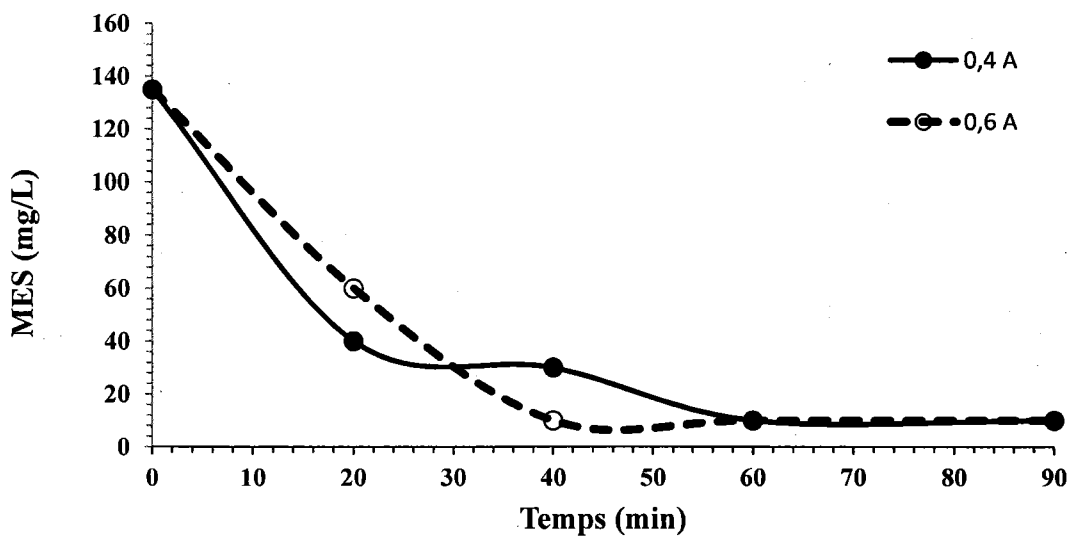


Figure 14 Évolution des MES en fonction du temps d'électrolyse lors du traitement des EUD par le procédé EC-ER (système Fe/CV; I = 0,4 A et 0,6 A; volume traité = 1,0 L)

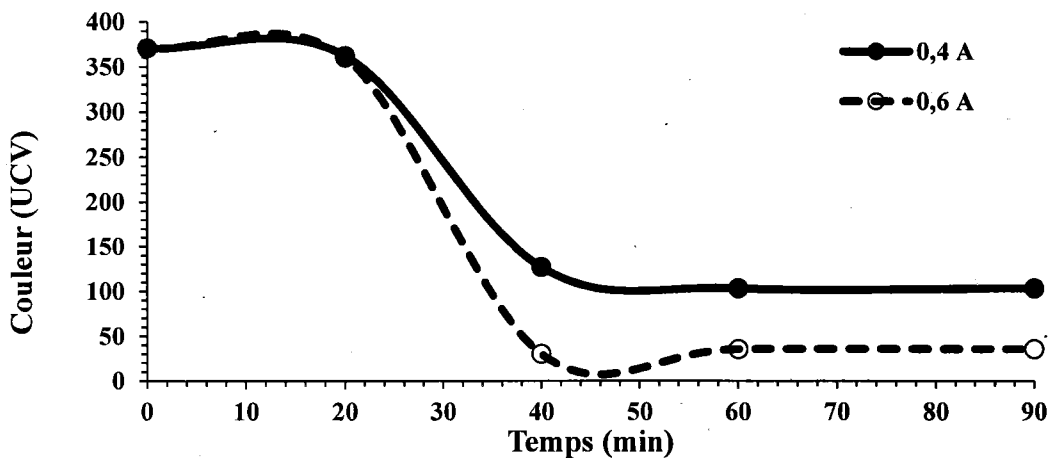
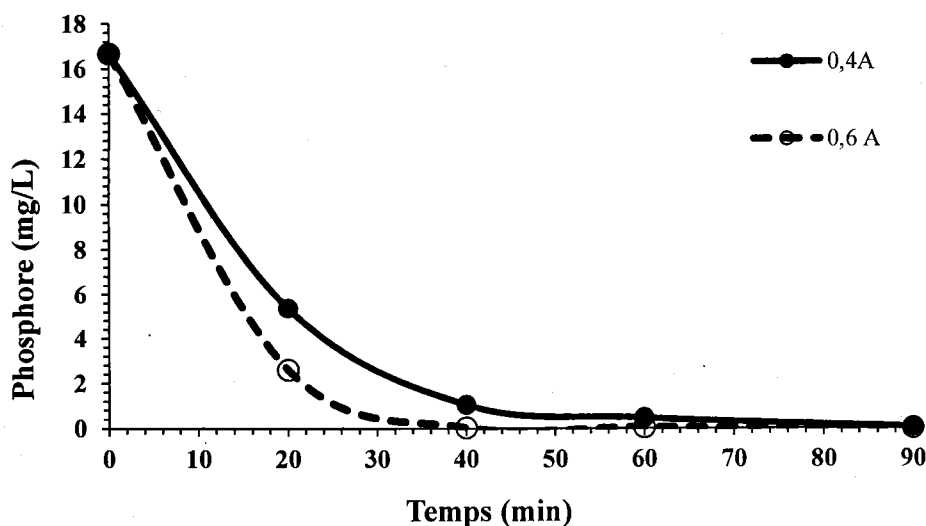


Figure 15 Évolution de la couleur en fonction du temps d'électrolyse lors du traitement des EUD par le procédé EC-ER (système Fe/CV; I = 0,4 A et 0,6 A; volume traité = 1,0 L)



**Figure 16** Évolution du  $P_{total}$  en fonction du temps d'électrolyse lors du traitement des EUD par le procédé EC-ER (système Fe/CV;  $I = 0,4$  A et  $0,6$  A; volume traité =  $1,0$  L)

En ce qui concerne l'efficacité bactéricide du système de traitement EC-ER, le taux d'abattement des CF est très important ( $\geq 98\%$ ) dès les 20 premières minutes d'électrolyse pour les deux intensités testées. Cependant, la désinfection totale n'est observée qu'à partir de 90 min d'électrolyse pour une intensité de courant imposé de  $0,4$  A et à partir de 60 min d'électrolyse pour une intensité de  $0,6$  A.

L'amélioration des performances de traitement au cours du temps s'explique par l'augmentation des quantités d'agents coagulants et oxydants produits dans le réacteur. Le temps d'électrolyse requis pour un meilleur traitement dépend en partie de l'intensité de courant imposée et des paramètres de pollution ciblés. Lorsque l'intensité de courant est maintenue à  $0,4$  A, les taux d'élimination de la DCO, de la turbidité, de la couleur et de  $P_{total}$  deviennent meilleurs et quasi stables à partir d'un temps d'électrolyse de 40 min. Toutefois, un temps de traitement de 60 min est requis pour atteindre une performance meilleure et stable, en ce qui concerne l'abattement de MES. Par conséquent, le choix du meilleur temps de traitement pour  $0,4$  A est fixé à 60 min. Lorsque l'intensité de courant est maintenue à  $0,6$  A, l'élimination de la DCO est meilleure et quasi stable à partir de 20 min, tandis les taux d'élimination de la turbidité, de  $P_{total}$ , de la couleur et des MES deviennent meilleurs et stables à partir de 40 min. Par conséquent, le choix du

meilleur temps de traitement à 0,6 A est 40 min. L'augmentation du temps (de 20 min à 90 min) correspond à l'augmentation du coût du traitement de 0,09 \$/m<sup>3</sup> à 0,38 \$/m<sup>3</sup> lors que l'intensité du courant est de 0,4 A. Ce coût passe de 0,17 \$/m<sup>3</sup> à 0,54 \$/m<sup>3</sup> quand l'intensité imposée est égale à 0,6 A. Un temps d'électrolyse de 60 min (0,4 A) nécessite 0,26 \$/m<sup>3</sup> d'eau traitée. En comparaison, lorsque l'intensité est égale à 0,6 A le coût du traitement est presque le double (0,54 \$/m<sup>3</sup>) de celui enregistré à 0,4 A pour un temps de rétention hydraulique identique (60 min).

#### 4.2.3 Effet du type d'électrode

La nature des électrodes peut influencer les performances des traitements électrochimiques des eaux. Des essais ont été réalisés afin d'identifier l'électrode anodique (Fer ou Aluminium) la plus appropriée pour le traitement d'une EUD par le procédé EC-ER. Pour ce faire, deux systèmes du procédé EC-ER ont été testés : Al/CV et Fe/CV. Le système Al/CV correspond à la cellule EC-ER équipée d'une électrode de CV (cathode), et une électrode d'aluminium (anode). Le système Fe/CV correspond à la cellule EC-ER équipée d'une électrode de CV (cathode), et une électrode de Fe (anode). Sur la base des essais effectués précédemment (effet de l'intensité du courant et effet du temps), les intensités de courant de 0,4 A et 0,6 A ont été appliquées pendant des temps de traitement de 60 min et 40 min, respectivement. Les résultats de cette expérimentation sont indiqués au tableau 22.

Pour une intensité de courant égale à 0,4A et un temps de traitement de 60 min, les performances d'abattement de la DCO sont quasi similaires pour les deux types d'anode. La nature de l'électrode anodique n'a pas d'influence significative sur l'abattement de la DCO réfractaire majoritairement présente dans l'effluent traité. En effet, on observe un abattement de 50 % dans Al/CV, et environ 46 % dans Fe/CV à  $I = 0,4$  A. Lorsque l'intensité de courant est de 0,6 A et le temps de traitement est maintenu à 40 min, on observe une légère différence entre l'efficacité d'abattement de la DCO du système Al/CV (37%) et celui du système Fe/CV (52%). Les performances d'élimination des MES sont similaires (70 – 80%) pour les deux systèmes, et quel que soit l'intensité de courant imposé. L'enlèvement de la turbidité est plus important dans le système Al/CV (89 % à  $I = 0,4$  A et 82 % à  $I = 0,6$  A). En revanche, on observe des enlèvements

relativement modérés de la turbidité dans le système Fe/CV (46 % à  $I = 0,4$  A et 51 % à  $I = 0,6$  A). La décoloration est plus importante dans le système Al/CV. On enregistre une décoloration de 85 % (à  $I = 0,4$  A) et 83 % (à  $I = 0,6$  A) dans le système Al/CV. Dans le système Fe/CV, une décoloration de 26 % est observée lorsque l'intensité de courant est de 0,4 A. La décoloration augmente à 52 % avec l'augmentation de l'intensité de courant de 0,4 A à 0,6 A. Les faibles performances observées pour la décoloration de l'eau traitée dans le système Fe/CV pourraient être liées à la présence d'ions résiduels  $Fe^{2+}$  ou  $Fe^{3+}$  en solution.

Les performances d'élimination de  $P_{total}$  sont très élevées ( $\geq 96\%$ ), pour toutes les intensités de courant et les systèmes testés. La concentration initiale du  $P_{total}$  (16,71 mg/L) est réduite jusqu'à  $0,45 \pm 0,11$  et  $0,52 \pm 0,29$  mg/L dans Al/CV et Fe/CV, respectivement. Ces concentrations résiduelles de  $P_{total}$  respectent la norme de rejet au Québec ( $\leq 1$ mg/L) (Environnement Canada, 2009). L'élimination de  $P_{total}$  se fait principalement par la précipitation chimique liée à la présence des agents coagulants ( $Fe^{2+}$ ,  $Fe^{3+}$  et  $Al^{3+}$ ).

Dans l'ensemble, le type d'électrode (Fe ou Al) n'a pas d'influence significative sur les performances de traitement des EUD issues du système de traitement secondaire. Cependant, le coût du traitement EC-ER est légèrement plus important pour le système Al/CV que celui de Fe/CV. Pour des conditions de traitement (intensité de courant et temps de traitement) similaires, le coût du traitement serait majoré de 0,05 \$/m<sup>3</sup> avec l'utilisation du système Al/CV. Par conséquent, pour la suite de l'étude, le choix s'est porté sur l'électrode anodique de Fe.

Dans cette série d'essais, l'erreur sur la quantification des paramètres suivis est en général, relativement faible (0,02 - 0,8 %), à l'exception des mesures de CF et de la turbidité dans le système Fe/CV.



**Tableau 22** Influence du type d'électrode anodique système Fe/CV ou Al/CV sur l'efficacité du traitement des EUD par le procédé EC-ER lorsque l'intensité du courant est fixée à 0,4 pour un temps de traitement de 60 min ou à 0,6 A pour un temps de traitement de 40 min ; volume traité = 1,0 L ; Q = 120 mL/min

Paramètres	Effluent non traité		Effluent traité			
	Brut	Contrôle	Al/CV		Fe/CV	
Intensités (A)	-	-	0,4	0,6	0,4	0,6
Temps d'électrolyse (min)	-	10	60	40	60	40
Énergie consommée (kWh/m <sup>3</sup> )	-	-	3,23 ± 0,16	3,42 ± 0,08	2,78 ± 0,11	3,28 ± 0,23
Consommation d'électrode (Kg/m <sup>3</sup> ) <sup>(a)</sup>	-	-	0,13	0,13	0,42	0,42
pH	7,7 ± 0,1	7,7 ± 0,2	9,2 ± 0,1	8,7 ± 0,2	8,8 ± 0,1	9,1 ± 0,2
Conductivité (µS/Cm <sup>2</sup> )	1566 ± 29	1543 ± 13	1249 ± 0,0	1274 ± 95	1272 ± 0,0	1247 ± 33
Turbidité (UTN)	29,5 ± 1,6	22,3 ± 0,7	3,4 ± 0,0	5,2 ± 0,2	13,9 ± 2,9	3,5 ± 0,1
Couleur UCV)	338 ± 1	373 ± 4	51,6 ± 0,0	58,0 ± 0,0	249 ± 5,89	161,2 ± 2,3
DCO (mg/L)	159 ± 11	164 ± 30	78,8 ± 0,0	99,9 ± 0,0	85,4 ± 0,0	76,5 ± 0,0
P <sub>total</sub> (mg/L)	16,71 ± 0,03	16 ± 0,02	0,45 ± 0,11	0,52 ± 0,30	0,62 ± 0,21	0,67 ± 0,02
Fe (mg/L)	0,32 ± 0,03	0,28 ± 0,02	0,02 ± 0,01	0,03 ± 0,00	5,50 ± 2,00	3,49 ± 0,14
MES (mg/L)	113 ± 46	90 ± 64	22,5 ± 18	30 ± 28	27,5 ± 17,7	22,5 ± 10,6
ST	0,13 ± 0,02	0,14 ± 0,02	0,19 ± 0,0	0,1 ± 0,09	0,2 ± 0,0	0,32 ± 0,1
CF (UFC/100 mL)	(4,3 x ± 3,3) x 10 <sup>4</sup>	(3,4 ± 1,9) x 10 <sup>4</sup>	(9,0 ± 5,6) x 10 <sup>2</sup>	1450 ± 1202	0,0 ± 0,0	0,0 ± 0,0
<b>Taux d'abattement (%)</b>						
Turbidité	0,0	24,5	88,7 ± 0,0	82,4 ± 0,7	46 ± 10	50,6 ± 16,3
Couleur	0,0	-10,3	84,7 ± 0,0	82,8 ± 0,0	26,4 ± 1,7	52,3 ± 0,7
DCO	0,0	-3,1	50 ± 0,0	37 ± 0,0	46,3 ± 0,0	52 ± 0,0
P <sub>total</sub>	0,0	5,1	97 ± 0,7	97 ± 2	96 ± 1	96 ± 0,1
CF	0,0	28,8	98,6 ± 0,9	97,8 ± 1,8	100,0	100,0
MES	0,0	20,0	80 ± 16	73 ± 3	76 ± 2	80 ± 9,4
<b>Coûts de traitement</b>						
Énergie (\$/m <sup>3</sup> )	-	-	0,19	0,21	0,17	0,20
Cons. Électrode (\$/m <sup>3</sup> )	-	-	0,16	0,16	0,12	0,12
Total (\$/m <sup>3</sup> )	-	-	0,35	0,37	0,29	0,32

(a) Valeur théorique calculée d'après la loi de Faraday

#### 4.2.4 Effet de la décantation naturelle versus décantation assistée

Les Figures 17 et 18 présentent l'évolution des hauteurs de décantation des eaux traitées au cours du temps dans les cas d'une décantation naturelle et une décantation assistée. Les tableaux 23 et 24 présentent les effets du type d'électrode anodique sur les performances du procédé EC-ER suivi d'une décantation naturelle et d'une décantation assistée, respectivement. La hauteur de décantation correspond à la hauteur d'eau au-dessus de la boue métallique. En absence de polymère, la vitesse de décantation des floccs de Fe est de 1,4 cm/min, et celle des floccs de Al est de 1,3 cm/min. Malgré que les floccs de Fe ( $M = 55,8$  g/mol) soient plus denses que les floccs de Al ( $M = 27$  g/mol), Les vitesses de décantations sont quasi similaires. L'utilisation de polymères améliore la décantation de la boue métallique. L'essentiel de la décantation est fait en 2 min lorsqu'un polymère est utilisé (Figure 18), alors que 20 min sont nécessaires pour la décantation en absence de polymère (Figure 17). Avec l'utilisation de polymères, les vitesses de décantation des floccs de Fe et de Al atteignent 15,4 cm/min et 14,8 cm/min, respectivement. Les polymères (floculants) améliorent la stabilité des floccs métalliques et accélèrent le processus de décantation des boues. Les résultats des mesures des hauteurs et vitesses de décantation ainsi que les photos de décantation sont présentés à l'annexe III.

#### Systeme Fe/CV

L'ajout de polymères dans une eau usée préalablement traitée par EC-ER dans le système Fe/CV n'améliore pas davantage l'élimination de MES et de la DCO. Comme indiqué aux tableaux 23 et 24, l'enlèvement de MES est de 90 % après une décantation naturelle et de 81 % et 87 % avec l'ajout de polymères magnafloc 10 et magnafloc 155, respectivement. Le polymère zétag 7563, quant à lui, détériore la qualité de l'eau traitée. Sa forme ionique (cationique) crée des forces répulsives avec les cations métalliques. Ainsi, des particules vont rester en solution induisant une mauvaise élimination des MES (56 % de taux d'élimination). Aucune amélioration significative de l'élimination de la DCO n'est observée avec l'ajout des polymères. Cependant, l'utilisation des polymères, notamment magnafloc 10 et magnafloc 155 améliore l'enlèvement de la turbidité et de la couleur. Le taux d'enlèvement de la turbidité augmente de 31 % à 50 % (magnafloc 10) et 59 % (magnafloc 155). Le polymère zétag 7563 reste sans effet sur l'enlèvement de la

turbidité (33%). L'utilisation des polymères améliore la décoloration. En effet, le taux de décoloration augmente de 31 % (sans ajout de polymères) à 69-70 % (avec ajout de polymères).

### **Système Al/CV**

L'utilisation de polymères, notamment magnafloc 10 et magnafloc 155, ne contribue pas à améliorer davantage l'enlèvement de la turbidité et de la couleur de l'eau traité dans le système Al/CV. En effet, l'enlèvement de la turbidité est de 87 % (sans ajout de polymères) et de 91 % et 85%, avec l'ajout de polymères magnafloc 10 et magnafloc 155, respectivement. En revanche, le taux d'élimination de la turbidité est plus faible avec l'ajout du polymère zétag 7563 (58 % d'enlèvement de la turbidité). L'élimination de la couleur qui était de 87 % (sans ajout de polymères), est quasi inchangée avec l'ajout de polymères (82 - 88%). Contrairement au système Fe/CV, l'utilisation de polymères améliore l'enlèvement de la DCO. L'enlèvement de la DCO augmente de 36 % (sans ajout de polymères) à 50 % (avec ajout de Mag10), 80 % (avec ajout de magnafloc 155) et 84 % (avec ajout de zétag 7563). Cependant, la désinfection n'est pas totale dans le système Al/CV. La concentration résiduelle de CF enregistrée est plus faible avec magnafloc 10 ( $10^3$  UFC/100 mL), qu'avec les polymères magnafloc 155 ( $5 \times 10^3$  UFC/100 mL) et zétag 7563 ( $4 \times 10^3$  UFC/100 mL).

Le coût total du traitement (0,33 et 0,34 \$/m<sup>3</sup>) n'est pas affecté par l'ajout de polymères dans le cas du traitement avec l'électrode de Al. Les potentiels sont plus élevés pendant les essais sans polymères, comparativement aux essais avec polymères, compensant les coûts des polymères. Il faut reconnaître aussi que la quantité ajoutée de polymère (0,01 g) est très faible pour avoir un impact significatif sur le coût du traitement. Lorsque le système Fe/CV est utilisé, le coût total du traitement EC-ER augmente très peu de 0,25 \$/m<sup>3</sup> (sans polymère) à 0,29 \$/m<sup>3</sup> (avec polymère).

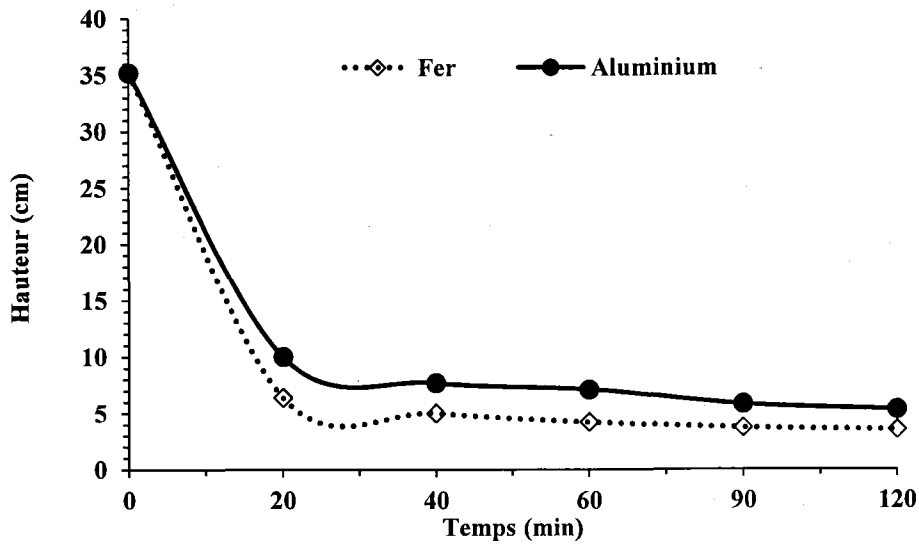


Figure 17 Variation de la hauteur de décantation en fonction du temps de la solution traitée par le procédé EC-ER (Fe/CV et Al/CV) sans ajout de polymère ; ( $I = 0,4 \text{ A}$  ; TRH = 60 min ; volume traité = 1,0 L ;  $Q = 120 \text{ min}$ )

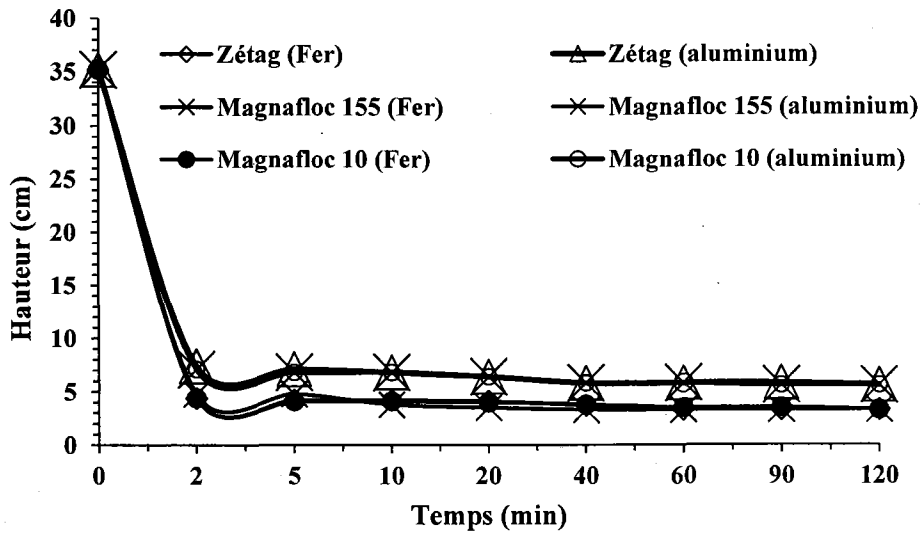


Figure 18 Variation de la hauteur de décantation en fonction du temps de la solution traitée par le procédé EC-ER (Fe/CV et Al/CV) lorsqu'un polymère est ajouté à la solution électrolysée (magnafloc 10, magnafloc 155 ou zetag 7563); ( $I = 0,4 \text{ A}$  ; TRH = 60 min ; volume traité = 1,0 L ;  $Q = 120 \text{ mL/min}$ )

**Tableau 23** Influence du type d'électrode anodique sur l'efficacité du procédé EC-ER (système Al/CV ou Fe/CV, I = 0,4 A, TRH = 60 min) pendant les essais de décantation naturelle (sans ajout de polymères) ; Volume traité = 1,0 L ; Q = 120 mL/min).

Paramètres	Effluent non traité	Effluent traité	
		Fe/CV	Al/CV
Intensité du courant (A)	-	0,4	0,4
Débit de recirculation (mL/min)	120	120	120
Temps d'électrolyse (min)	60	60	60
Densité du courant (mA/cm <sup>2</sup> )	3,6	3,6	3,6
Tension (V)	6	3,6	8,6
Consommation d'électrode (Kg/m <sup>3</sup> ) <sup>(a)</sup>	-	0,12	0,20
Énergie consommée (kWh/m <sup>3</sup> )	-	2,20	2,90
Turbidité (UTN)	24,6	17	3,3
Couleur (UCV)	335	231	61
MES (mg/L)	50	5	10
ST (%)	0,09	0,20	0,20
DCO (mg/L)	97,9	25,3	62,3
CF (UFC/100 mL)	2 x 10 <sup>6</sup>	0,0	7 x 10 <sup>3</sup>
<b>Taux d'abattement (%)</b>			
Turbidité	0,0	31,1	86,8
Couleur	0,0	31,2	81,8
DCO	0,0	74,2	36,4
CF	0,0	100	99,7
MES	0,0	90	80,0
<b>Coûts (\$/m<sup>3</sup>)</b>			
Énergie (\$/m <sup>3</sup> )	-	0,13	0,17
Cons. Électrode (\$/m <sup>3</sup> )	-	0,12	0,16
Total (\$/m <sup>3</sup> )	-	0,25	0,33

(a) Valeur théorique calculée d'après la loi de faraday

**Tableau 24** Influence du type d'électrode anodique sur l'efficacité du procédé EC-ER (système Al/CV ou Fe/CV, I = 0,4 A, TRH = 60 min) pendant les essais de décantation assistée avec ajout de polymères (magnafloc 10, magnafloc 155 ou zétag 7563 ; Volume traité = 1,0 L ; Q = 120 mL/ min)

Paramètres	Effluent non traité	Effluent traité					
		Fe/CV			Al/CV		
Intensité du courant (A)	-	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4
Débit de recirculation (mL/min)	-	120	120	120	120	120	120
Temps d'électrolyse (min)	-	60	60	60	60	60	60
Densité du courant (mA/cm <sup>2</sup> )	-	3,6	3,6	3,6	3,6	3,6	3,6
Tension (V)	-	6,5	6,5	6,5	6,9	6,9	6,90
Consommation d'électrode (Kg/m <sup>3</sup> ) <sup>(a)</sup>	-	0,12	0,12	0,12	0,16	0,16	0,16
Énergie consommée (kWh/m <sup>3</sup> )	-	2,59	2,59	2,59	2,76	2,76	2,76
Polymères (10 mg/L)	-	MAG 10	MAG 155	ZETAG7563	MAG 10	MAG155	ZETAG7563
Turbidité (UTN)	16,4	6,6	8,3	10,9	1,4	2,4	6,9
Couleur (UCV)	260	77	76,7	79,4	33,2	32	47,5
MES (mg/L)	80	15	10,0	35,0	15	15	25
DCO (mg/L)	93,4	18,6	23,2	23,7	47	18,3	14,5
ST (%)	0,18	0,21	0,2	0,2	0,18	0,16	0,17
CF (UFC/100 mL)	3,0 x 10 <sup>5</sup>	0,0	0,0	0,0	10 <sup>3</sup>	5 x 10 <sup>3</sup>	4 x 10 <sup>3</sup>
<b>Taux d'abattement (%)</b>							
Turbidité	0,0	59,5	49,6	33,5	91,5	85,4	57,9
Couleur	0,0	70,4	70,5	69,5	87,2	87,7	81,7
DCO	0,0	80,1	75,2	74,6	49,7	80,4	84,5
CF	0,0	100,0	100,0	100,0	99,7	98,3	98,7
MES	0,0	81,3	87,5	56,3	81,3	81,3	68,8
Abattement (log <sub>10</sub> )	0,0	-	-	-	1,8	2	2,5
<b>Coûts de traitement</b>							
Polymères (\$/m <sup>3</sup> )		0,005	0,005	0,010	0,005	0,005	0,010
Énergie consommée (\$/m <sup>3</sup> )		0,16	0,16	0,16	0,17	0,17	0,17
Consommation d'électrode (\$/m <sup>3</sup> )		0,12	0,12	0,12	0,16	0,16	0,16
Total (\$/m <sup>3</sup> )		0,29	0,29	0,29	0,34	0,34	0,34

(a) Valeur théorique calculée d'après la loi de faraday

#### 4.2.5 Répétitivité des meilleurs résultats expérimentaux

Des essais ont été réalisés en triplicata afin de vérifier la reproductibilité des résultats obtenus dans les meilleures conditions opératoires de traitement des EUD. Pour obtenir les meilleures conditions de traitement, la cellule EC-ER a été équipée d'une électrode de CV (cathode), et d'une électrode de Fe (anode). L'intensité de courant a été maintenue à 0,4 A et le temps de traitement à 60 min. L'intensité de courant de 0,4 A permet de minimiser les coûts en matière de consommation d'énergie et d'électrode. La décantation de l'eau traitée s'est faite de façon naturelle. Les résultats des expérimentations sont indiqués au Tableau 25. Les Figures 19 et 20 présentent l'évolution des taux d'élimination des paramètres de pollution (DCO, couleur, turbidité, phosphore, coliformes totaux, MES) dans le surnageant au cours du temps. Les concentrations résiduelles de la DCO sont stables au cours des essais de répétitivité (entre 44 et 55 mg/L, soit  $C_v = 11\%$ ). Le taux d'abattement de la DCO est de  $67 \pm 9\%$ . La turbidité initiale est quasi similaire pour les différentes expériences effectuées (entre 23 et 25 UTN). Le taux d'élimination de la turbidité est relativement stable ( $55 \pm 10\%$ ). Les concentrations de la couleur de l'effluent brut ont fluctué entre 325 et 404 UCV, avec un taux de décoloration de  $61 \pm 9\%$ . Le taux d'élimination des MES est de  $95 \pm 2\%$ , et l'élimination de  $P_{total}$  est de  $97 \pm 0,1\%$ . La désinfection est quasi totale ( $99 \pm 0,6\%$ ). Des abattements de plus de 2 unités logarithmiques ont été enregistrés, avec des concentrations résiduelles inférieures ou égales à  $2 \times 10^3$  UFC/100 mL de CF dans l'effluent traité. Les métaux tels que Al, Cu, Fe, Mn, Si et Zn sont efficacement éliminés, avec des pourcentages d'élimination variant entre 71 % et 90 %. Ces métaux co-précipitent avec les floccs d'hydroxydes de Fe et se retrouvent dans la boue métallique. Les autres métaux ont été faiblement éliminés, notamment Ca (25 %), Cd (3 %), Mg (43 %), So (28 %), Sr (35 %), B (5 %), Ba (7 %), Cr (3 %), K (2 %), Na (1 %) et Ti (14 %). Le traitement EC-ER n'a aucun effet sur les métaux suivants : Ni, Pb, Sb, TL et Si. Les métaux tels que As, Bi, Cd, Co, Mo, Se, Sn, U, V, W et Zr n'ont pas été détectés dans les EUD du Camping domaine de la chute. Les concentrations de ces métaux dans l'effluent brut ont été inférieures à la limite de détection. Les coûts du traitement estimés à partir de la consommation d'énergie et des électrodes sont de  $0,24 \pm 0,01$  \$CAN/m<sup>3</sup> d'eau traitée.

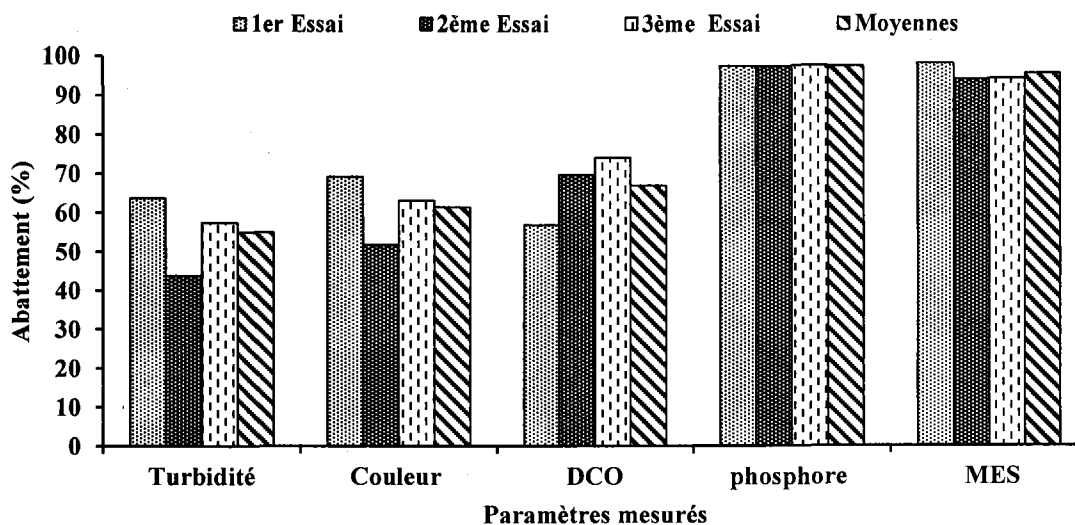


Figure 19

Évolution du taux d'abattement de la couleur, la turbidité, la DCO, le  $P_{total}$  et de MES lors du traitement des EUD pendant les essais de reproductibilité du procédé EC-ER (système Fe/CV, TRH = 60 min, I = 0,4 A ; volume traité = 1 L ; Q = 120 mL/min ; temps de décantation = 60 min) ;  $[DCO]_0 = 140 \pm 14$  mg/L ;  $[Turb]_0 = 24 \pm 2$  UTN ;  $[MES]_0 = 500 \pm 71$  mg/L ;  $[couleur]_0 = 365 \pm 56$  UCV ;  $[Ptot]_0 = 6,98 \pm 0,24$  mg/L)

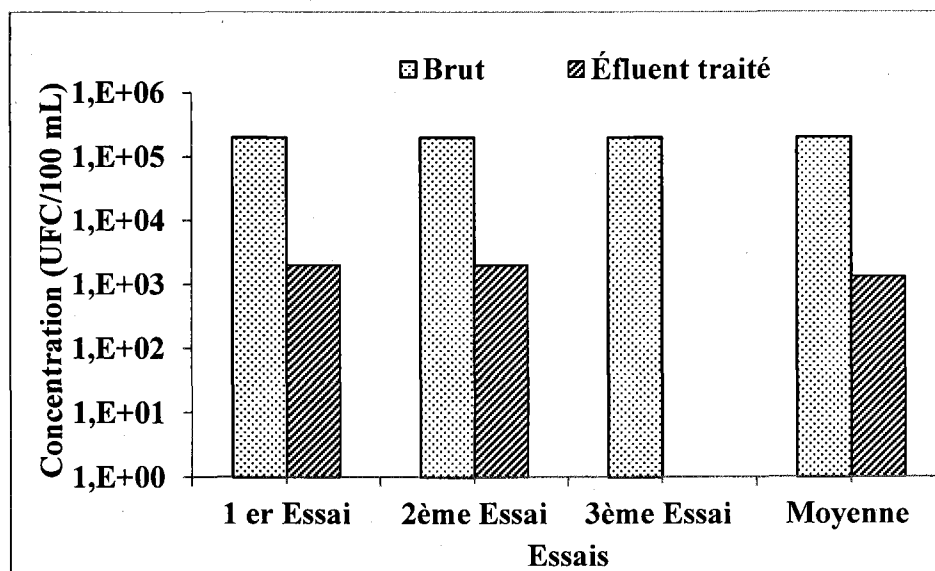


Figure 20

Concentration des CF lors du traitement des EUD pendant les essais de reproductibilité du procédé EC-ER (système Fe/CV, TRH = 60 min, I = 0,4 A ; volume traité = 1 L ; Q = 120 mL/min ; temps de décantation = 60 min) ;  $[CF]_0 = 2 \times 10^5$  UFC/100 mL



**Tableau 25 Influence du procédé EC-ER sur l'élimination des polluants lors du traitement des EUD en mode batch lorsque les conditions optimales sont imposées (système Fe/CV, I = 0,4 A ; TRH = 60 min ; volume traité = 1,0 L ; Q = 120 mL/min ; temps de décantation = 60 min)**

Paramètres	Effluent non traité			Effluent traité			
	1 <sup>er</sup> Essai	2 <sup>ème</sup> Essai	Moyennes	1 <sup>er</sup> Essai	2 <sup>ème</sup> Essai	3 <sup>ème</sup> Essai	Moyennes
<b>Conditions opératoires</b>							
Intensité du courant (A)	-	-	-	0,4	0,4	0,4	0,4
Débit (mL/min)	-	-	-	120	120	120	120
Temps d'électrolyse (min)	-	-	-	60	60	60	60
Densité du courant (mA/cm <sup>2</sup> )	-	-	-	3,6	3,6	3,6	3,6
Tension (V)	-	-	-	5,4	4,5	4,8	4,9
Consommation d'électrode (Kg/m <sup>3</sup> ) <sup>(a)</sup>	-	-	-	0,42	0,42	0,42	0,42
Énergie Consommée (kWh/m <sup>3</sup> )	-	-	-	2,14	1,78	1,92	1,95 ± 0,2
<b>Paramètres mesurés</b>							
pH	6,7	7,7	7,2 ± 0,6	8,7	8,8	8,8	8,8 ± 0,1
Turbidité (UTN)	25,4	23	24 ± 2	8,79	14	10	11 ± 2
Conductivité (µS/cm <sup>2</sup> )	1212	121	1212 ± 0,0	923	917	934	925 ± 9
Couleur UCV)	405	325	365 ± 56	113	176	135	141 ± 32
MES (mg/L)	500	500	500 ± 71	10	31	30	23 ± 0,5
DCO (mg/L)	83	82	83 ± 0,4	36	25	22	27 ± 7
ST (mg/L)	18	31	24 ± 8,8	5	5	5	5 ± 0,0
Matières sèches (mg/L)	-	-	-	0,8	0,8	0,9	0,8 ± 0,3
CF (UFC/100 mL)	2 x 10 <sup>5</sup>	2 x 10 <sup>5</sup>	2 x 10 <sup>5</sup>	2 x 10 <sup>3</sup>	2 x 10 <sup>3</sup>	0,0	≤ 2.10 <sup>3</sup>
<b>Résultats EXOVA</b>							
DBO <sub>5</sub> (mg/L)	23	24	24 ± 0,7	< 6	< 6	< 6	-
DCO (mg/L)	130	150	140 ± 14	55	51	44	50 ± 5,6
P <sub>total</sub> (mg/L)	7	7	7 ± 0,2	0,19	0,20	0,18	0,19 ± 0,01
<b>Taux d'abattement (%)</b>							
Turbidité	-	-	-	63,6	43,9	57,4	55 ± 10
Couleur	-	-	-	69,1	51,7	63,0	61,3 ± 8,8
DCO	-	-	-	56,8	69,6	74,0	66,8 ± 8,9
P <sub>total</sub>	-	-	-	97,3	97,1	97,4	97,3 ± 0,1
CF	-	-	-	99,0	99,0	100,0	99,3 ± 0,6
MES	-	-	-	98	93,4	94	95,3 ± 2,3
<b>Abattement (log<sub>10</sub>)</b>							
	-	-	-	2	2	>2	≥2
<b>Coûts de traitement</b>							
Énergie (\$/m <sup>3</sup> )	-	-	-	0,13	0,11	0,12	0,12 ± 0,01
Cons. Électrode (\$/m <sup>3</sup> )	-	-	-	0,12	0,12	0,12	0,12 ± 0,00
Total (\$/m <sup>3</sup> )	-	-	-	0,25	0,23	0,24	0,24 ± 0,01

(a) Valeur théorique calculée d'après la loi de faraday

#### 4.2.6 Traitement des EUD par le procédé EC-ER en mode d'opération continue

Les essais en mode continu ont été effectués sur une période de 24 h en imposant les conditions suivantes :  $I = 0,4$  A, Temps = 45 min  $Q = 10$  mL/min. Il faut signaler que 10 mL/min était le plus faible débit que nous pouvions imposer au niveau de la pompe. Des échantillons ont été prélevés sur un intervalle de 3 h à la fois au niveau de l'effluent brut et de l'effluent traité. Les résultats de cette expérimentation sont indiqués au tableau 26.

Les deux paramètres qui ont été suivis lors de cette expérience sont la DCO et le  $P_{total}$ . La concentration résiduelle de la DCO est de  $79 \pm 23$  mg/L, comparativement à une concentration initiale de  $135 \pm 34$  mg/L. Le taux d'enlèvement de la DCO est de  $42 \pm 4$  % ( $C_v = 8\%$ ). Ce taux d'enlèvement est inférieur à celui obtenu lors des essais en mode batch (essais de reproductibilité). Le faible taux d'élimination de la DCO serait dû probablement à la diminution du temps de rétention hydraulique fixé à 45 min versus 60 min pour les essais en mode batch. Le  $P_{total}$  quant à lui, est presque totalement éliminé avec un pourcentage de  $97 \pm 0,3$  %. La concentration résiduelle du  $P_{total}$  enregistrée est de  $0,20 \pm 0,02$  mg/L. L'estimation du coût du traitement montre une augmentation progressive du coût de traitement au cours de la journée. Il est enregistré un coût minimum de  $0,57$  \$/m<sup>3</sup> au début de l'expérience (premier prélèvement du traitement) qui passe à un maximum de  $0,78$  \$/m<sup>3</sup> (20 h après). Le coût moyen journalier ( $0,65$  \$/m<sup>3</sup>), est deux fois plus important que celui du traitement en mode Batch ( $0,24$  \$/m<sup>3</sup>). L'augmentation du coût du traitement est attribuée au faible débit (10 mL/min) appliqué. Le dépôt des résidus métalliques sur les électrodes entraîne un entartrage qui augmente la différence de potentielle entre les électrodes et par conséquent la consommation d'énergie. Cette consommation d'énergie augmente suite à la hausse considérable du potentiel.

**Tableau 26** Influence du procédé EC-ER sur l'élimination des polluants lors du traitement des EUD en mode continu pendant 24 h lorsque les conditions optimales sont imposées (système Fe/CV; I = 0,4 A, TRH = 45 min ; Q = 10 mL/min ; volume traité = 450 mL)

Paramètres	Essais EC-ER (Fe/CV)					Moyennes
	1h	4h	17h	20h	23h	
Temps de prélèvement						
Volume utile dans le réacteur (L)	0,45	0,45	0,45	0,45	0,45	-
Débit (mL/min)	10	10	10	10	10	10
Temps de rétention (min)	60	60	60	60	60	60
Intensité du courant imposée (A)	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4
Densité du courant imposée (mA/cm <sup>2</sup> )	3,6	3,6	3,6	3,6	3,6	3,6
Tension (V)	9,3	9,9	9,3	14,6	12,7	11,2
Cons. Électrode (Kg/m <sup>3</sup> )	0,69	0,69	0,69	0,69	0,69	0,69
Énergie consommée (kWh/m <sup>3</sup> )	6,20	6,60	6,20	9,73	8,47	7,44 ± 1,59
<b>Effluent non traité</b>						
Ph	7,0	7,0	7,0	7,2	7,3	7,2 ± 0,2
Conductivité	869	870	862	871	871	869 ± 4
DCO (mg/L)	106	131	103	154	183	135 ± 34
P <sub>total</sub> (mg/L)	5,47	6,03	5,86	5,60	5,67	5,73 ± 0,22
<b>Effluent traité</b>						
pH	11,6	11,6	10,9	11,1	9,9	11,0 ± 0,7
Conductivité (µS/cm <sup>2</sup> )	858	806	790	754	796	801 ± 38
DCO (mg/L)	60,3	72,5	55,8	97,2	109,4	79 ± 23
P <sub>total</sub> (mg/L)	0,33	0,16	0,18	0,21	0,15	0,21 ± 0,07
<b>Taux d'abattement (%)</b>						
DCO	43,1	44,7	45,6	36,9	40,1	42,1 ± 3,6
P <sub>total</sub>	94,0	97,4	97,0	96,3	97,4	96,4 ± 1,4
<b>Coûts de traitement</b>						
Énergie (\$/m <sup>3</sup> )	0,37	0,40	0,37	0,58	0,51	0,45 ± 0,10
Cons. Électrode (\$/m <sup>3</sup> )	0,20	0,20	0,20	0,20	0,20	0,20 ± 0,00
Total (\$/m <sup>3</sup> )	0,57	0,60	0,57	0,78	0,72	0,65 ± 0,10

### **4.3 Traitement sur site de pilotage des EUD**

Des travaux ont été entrepris afin d'évaluer l'applicabilité du procédé EC-ER en mode d'opération continue pour le traitement des EUD prélevées en aval d'un biofiltre (Rotofix™, Premier Tech, Rivière du Loup, Québec, Canada) installé au Camping domaine de la Chute (Saint-Apolinaire, Québec, Canada).

#### **4.3.1 Traitement des EUD sans bassin de recirculation**

Trois séries d'essais (EC-ER1, EC-ER2 et EC-ER3) ont successivement été effectuées lors du traitement des EUD de la station d'épuration du Camping domaine de la chute. Le tableau 27 présente les conditions expérimentales ainsi que les coûts associés au traitement d'effluent (incluant seulement les coûts de consommation d'énergie et d'électrodes). Ces coûts se situent entre 0,20 et 1,13 \$/m<sup>3</sup>, dépendamment des conditions imposées. Les tableaux 28, 29 et 30 présentent respectivement les principaux résultats obtenus lors des essais EC-ER1, EC-ER2 et EC-ER3.

**Tableau 27** Conditions opératoires et caractéristiques de la cellule cylindrique (15 cm x 16cm x 25cm; anode = Fe (15 cm x 8,8 cm); cathode = CV (14 cm x 3 cm)) appliquées lors de la 1<sup>ère</sup> série d'essais de pilotage en mode continu sans bac de recirculation (I = 1,0 A, 2,0 A et 3,0 A, TRH = 15 mn), Volume traité = 3 L

Paramètres	EC-ER1	EC-ER2	EC-ER3
<i>Conditions d'opération</i>			
Débit d'alimentation (L/min)	0,2	0,2	0,2
Temps de rétention hydraulique (min)	15	15	15
Volume utile (réacteur) (L)	3,0	3,0	3,0
Intensité de courant imposée (A)	1,0	2,0	3,0
Tension moyenne imposée (V)	7,8	15,6	23,4
Consommation théorique d'électrode (g) <sup>a</sup>	0,26	0,52	0,78
Consommation théorique d'électrode (kg/m <sup>3</sup> )	0,09	0,14	0,26
Densité de courant anodique (A/dm <sup>2</sup> )	12,50	20,20	24,34
Énergie consommée (kWh/m <sup>3</sup> )	0,98 ± 0,03	3,39 ± 0,26	6,09 ± 0,50
<i>Coût de traitement</i>			
Énergie consommée (\$/m <sup>3</sup> )	0,06 ± 0,002	0,20 ± 0,02	0,36 ± 0,03
Électrode consommée (\$/m <sup>3</sup> )	0,03 ± 0,00	0,04 ± 0,02	0,08 ± 0,00
Coût total de traitement (\$/m <sup>3</sup> )	0,08 ± 0,02	0,25 ± 0,01	0,44 ± 0,03

(a) - Valeur théorique calculée d'après la loi de faraday

Le temps d'électrolyse est fixé à 15 min, ce qui est le plus faible temps d'électrolyse que nous pouvions imposer au niveau de la pompe. Lors de l'essai EC-ER1 (1 A), les concentrations moyennes de la DCO, la couleur et la turbidité ont été de 219 mg/L, 827 UVC et 103 UTN respectivement dans l'effluent électrolysé. Les concentrations moyennes de la DCO, la couleur et la turbidité dans l'effluent brute ont été de 196 mg/L, 569 UCV et 37 UTN, respectivement. Comment peut-on expliquer de telles augmentations de concentration de la couleur, turbidité et DCO? En fait, l'augmentation de ces paramètres est principalement attribuée à l'agent coagulant (Fe<sup>2+</sup>/Fe<sup>3+</sup>) généré par électrolyse et dont les concentrations n'étaient pas suffisantes pour précipiter ou co-précipiter avec la matière organique. Le Fe restait alors sous forme soluble et ne pouvait donc pas être retenu par le filtre à sable. Les ions ferreux et ferrique communiquaient ainsi à l'effluent traité une certaine coloration avec une augmentation de la turbidité et de la

DCO. Aussi, le temps d'électrolyse était relativement faible (15 min). Aucun abattement notable des CF n'a été enregistré lors des essais EC-ER1, soit 0,10 unité d'abattement logarithmique de réduction de CF. Les MES dans l'effluent brute ont significativement fluctué entre 100 et 550 mg/L (Cv = 66%). Les concentrations de MES enregistrées après électrolyse sont plus faibles, avec un taux d'abattement de MES de  $43 \pm 24\%$ .

**Tableau 28 Performances du procédé EC-ER sur le traitement tertiaire en mode continu de EUD lors de l'essai EC-ER1 sur site de pilotage sans bac de recirculation (Système Fe/CV ; I = 1,0 A ; TRH = 15 min; Volume traité = 3 L)**

Paramètres	Temps de prélèvement					Moyenne
	1h	3h	5h	7h	8h	
<i>Eau brute</i>						
pH	8,1	8,0	8,0	8,0	8,0	$8,0 \pm 0,0$
Turbidité (UTN)	83	37	34	34	32	$44 \pm 22$
MES (mg/L)	100	200	550	200	150	$240 \pm 178$
Couleur (UCV)	613	532	565	549	585	$568 \pm 31$
DCO (mg/L)	129	179	269	176	228	$196 \pm 53$
Conductivité ( $\mu\text{S}/\text{cm}^2$ )	1126	1023	1136	1011	1138	$1087 \pm 64$
CF (UFC/100 mL)	$5,7 \times 10^6$	$2,71 \times 10^6$	$2,73 \times 10^6$	$1,1 \times 10^6$	$5,0 \times 10^5$	$(2,5 \pm 1,9) \times 10^6$
<i>Eau traité</i>						
pH	8,7	8,6	8,5	8,4	8,5	$8,5 \pm 0,1$
Turbidité (UTN)	56	116	122	114	107	$103 \pm 27$
MES (mg/L)	50	150	100	150	100	$110 \pm 42$
Couleur (UCV)	669	893	889	858	827	$827 \pm 92$
DCO (mg/L)	107	257	212	276	245	$219 \pm 67$
Conductivité ( $\mu\text{S}/\text{cm}^2$ )	1022	1065	1079	974	1058	$1040 \pm 42$
CF (UFC/100 mL)	$1,8 \times 10^6$	$3,6 \times 10^6$	$5,6 \times 10^5$	$2,2 \times 10^6$	$6,2 \times 10^5$	$(1,6 \pm 1,3) \times 10^6$

Lors de l'essai EC-ER2, une intensité de courant égale de 2 A a été imposée. La turbidité n'a pas été éliminée. En effet, la turbidité initiale de l'effluent brut est de  $37 \pm 2$  UTN, tandis que  $39 \pm 17$  UTN sont mesurées après l'électrolyse. Le Fe est resté sous forme soluble et ne pouvait donc pas être retenu par le filtre à sable. Les ions ferreux et ferrique ont communiqué ainsi à l'effluent traité une certaine coloration et turbidité. La DCO a chuté de  $169 \pm 23$  mg/L (effluent brut) à  $89 \pm 37$  mg/L (effluent traité), soit un taux d'abattement de  $49 \pm 15$  %. Ce taux d'abattement n'est pas stable ( $C_v = 31\%$ ). Une faible élimination des CF a été enregistrée (0,6 unité logarithmique).

**Tableau 29 Performances du procédé EC-ER sur le traitement tertiaire en mode continu de EUD lors de l'essai EC-ER2 sur site de pilotage sans bac de recirculation (Système Fe/CV ; I = 2,0 A TRH = 15 min; Volume traité = 3 L)**

Paramètres	Temps de prélèvement					
	1h	3h	5h	7h	8h	Moyenne
<i>Eau brute</i>						
pH	7,7	7,6	7,3	7,8	7,7	$7,6 \pm 0,2$
Turbidité (UTN)	36	39	35	39	36	$37 \pm 1,7$
MES (mg/L)	100	150	200	150	250	$170 \pm 57$
Couleur (UCV)	486	463	476	454	453	$466 \pm 14$
DCO (mg/L)	200	184	161	154	144	$169 \pm 23$
Conductivité ( $\mu\text{S}/\text{cm}^2$ )	1006	1050	1089	1645	1080	$1174 \pm 265$
CF (UFC/100 mL)	$10^6$	$2,1 \times 10^6$	$1,5 \times 10^6$	$3,0 \times 10^6$	$1,7 \times 10^6$	$1,9 \times 10^6 \pm 7,5 \times 10^5$
<i>Eau traitée</i>						
pH	7,8	8,6	8,3	8,5	8,5	$8,4 \pm 0,3$
Turbidité (UTN)	70	26	39	41	21	$39 \pm 19$
MES (mg/L)	50	50	100	100	150	$90 \pm 41$
Couleur (UCV)	762	317	710	288	268	$469 \pm 245$
DCO (mg/L)	138	112	84	69	42	$89 \pm 37$
Conductivité ( $\mu\text{S}/\text{cm}^2$ )	1306	940	928	1073	1000	$1049 \pm 155$
CF (UFC/100 mL)	$9,5 \times 10^5$	$3,5 \times 10^5$	$1,6 \times 10^5$	$5,4 \times 10^5$	$2,4 \times 10^5$	$(4,7 \pm 5,6) \times 10^5$

Lorsque l'intensité de courant imposée est de 3 A, la concentration de la couleur de l'effluent brut est de  $458 \pm 18$  UCV, tandis que la couleur résiduelle dans l'effluent traitée est de  $236 \pm 78$  UCV. Ceci correspond à un pourcentage d'élimination de  $49 \pm 15\%$ . Ce taux d'élimination de la couleur n'est pas stable au cours de l'expérimentation ( $C_v = 31\%$ ). En ce qui concerne la turbidité, une faible élimination est observée. La turbidité de l'effluent est passée de  $32 \pm 2$  à  $24 \pm 5$  UTN, ce qui correspond à un taux d'élimination de  $24 \pm 5\%$  ( $C_v = 18\%$ ). La DCO initiale dans l'effluent brut est de  $132 \pm 0,4$  mg/L, et à la sortie du procédé, la concentration résiduelle a considérablement variée, soit  $72 \pm 53$  mg/L. Dans l'ensemble, le taux d'élimination de la DCO est de  $64 \pm 12\%$ . Toutefois, au bout d'une heure de traitement ( $t=1$  h), la concentration de DCO à la sortie est plus élevée qu'à l'entrée ( $146$  mg/L à la sortie versus  $126$  mg/L à l'entrée). En matière d'efficacité bactéricide, il a été enregistré un abattement de 0,9 unité logarithmique de CF, soit un taux abattement de  $87 \pm 10\%$  d'élimination. Une faible variation du taux d'abattement des CF a été enregistrée ( $C_v = 12\%$ ). Les performances de traitement du procédé EC-ER à  $I=3A$  démontrent que le traitement des EUD est fonction de la concentration des agents traitants. Cependant, il semble que le temps de rétention hydraulique (15 min) reste insuffisant pour permettre une élimination maximale des polluants.



**Tableau 30 Performances du procédé EC-ER sur le traitement tertiaire en mode continu de EUD lors de l'essai EC-ER3 sur site de pilotage sans bac de recirculation (Système Fe/CV ; I = 3,0 A; TRH = 15 min; volume traité = 3 L)**

Paramètres	Temps de prélèvement					Moyenne
	1h	3 h	5h	7h	8h	
<b>Eau brute</b>						
pH	7,7	7,6	7,4	7,0	7,7	7,5 ± 0,3
Turbidité (UTN)	33	36	30	31	31	32,2 ± 2,2
MES (mg/L)	100	100	150	100	150	120 ± 28
Couleur (UCV)	486	444	448	447	464	484 ± 18
DCO (mg/L)	127	218	104	140	73	132 ± 54
Conductivité (µS/cm <sup>2</sup> )	925	1287	1383	1244	1514	1271 ± 219
CF (UFC/100 mL)	7,0 x 10 <sup>5</sup>	6,0 x 10 <sup>5</sup>	1,1 x 10 <sup>6</sup>	1,4 x 10 <sup>6</sup>	9,5 x 10 <sup>5</sup>	(9,4 ± 3,0) x 10 <sup>5</sup>
<b>Eau traitée</b>						
pH	7,7	8,8	8,8	8,6	8,6	8,5 ± 0,5
Turbidité (UTN)	28	25	23	23	23	24 ± 2
MES (mg/L)	50	50	100	50	100	70 ± 57
Couleur (UCV)	365	252	182	208	174	236 ± 78
DCO (mg/L)	146	104	35	60	14	72 ± 53
Conductivité (µS/cm <sup>2</sup> )	1021	881	796	808	1446	990 ± 270
CF (UFC/100 mL)	7,0 x 10 <sup>4</sup>	2,5 x 10 <sup>4</sup>	9,5 x 10 <sup>4</sup>	1,4 x 10 <sup>5</sup>	3,0 x 10 <sup>5</sup>	(0,3 ± 1,0) x 10 <sup>5</sup>

L'efficacité du traitement EC-ER augmente avec l'intensité. Cette augmentation s'explique par l'augmentation de la quantité des agents coagulant et oxydant produits dans le réacteur. Ainsi, la dégradation des polluants devient d'autant plus efficace lorsqu'on augmente l'intensité du courant.

#### 4.3.2 Traitement tertiaire des EUD avec un bassin de recirculation de 40 L

Deux essais ont été effectués (EC-ER4 et EC-ER5) en imposant deux intensités de courant respectifs de 2 A et 3 A, tout effectuant une recirculation de l'effluent traité. Le temps de rétention hydraulique a été fixé à 60 min. Les coûts associés au traitement de l'effluent sont respectivement 1,14 \$/m<sup>3</sup> et 2,22 \$/m<sup>3</sup>, pour EC-ER4 et EC-ER5. Les essais ont été effectués en

continue pendant une durée de 32 h. Les conditions expérimentales sont présentées au tableau 31 et les résultats sont indiqués aux Tableaux 32 et 33. Les performances de traitement en termes d'élimination de la turbidité, de la couleur et de la DCO sont présentées sur les figures 21 et 22. Les photographies de l'eau usée avant et après traitement sont présentées en annexe IV.

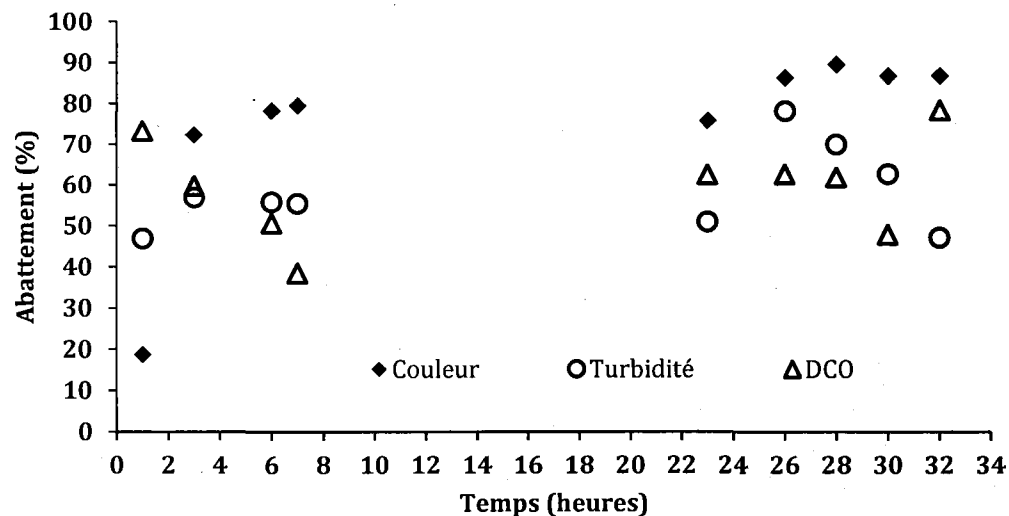
**Tableau 31** Conditions opératoires et caractéristiques de la cellule cylindrique (15 cm x 16 cm x 25 cm; anode = Fe (15 cm x 8,8 cm); cathode = CV (14 cm x 3 cm)) appliquées lors de la 2<sup>ème</sup> série d'essais de pilotage en mode continu avec un bassin de recirculation de 40 L (2,0 A et 3,0 A, TRH = 60 min; Volume traité = 3,0 L

Paramètres	EC-ER4	EC-ER5
<i>Conditions d'opération</i>		
Débit d'alimentation (L/min)	0,05	0,05
Volume utile réacteur (L)	3,0	3,0
Volume utile bassin de mélange (L)	40	40
Volume utile total (L)	43	43
Débit de recirculation (L/min)	4,0	4,0
Intensité de courant imposée (A)	2,0	3,0
Densité de courant anodique (mA/cm <sup>2</sup> )	15,6	23,4
Tension moyenne imposée (V)	23,5	32
Consommation théorique d'électrode (g) <sup>a</sup>	29,9	44,8
Consommation théorique d'électrode (kg/m <sup>3</sup> )	0,69	1,04
Énergie consommée (kWh/m <sup>3</sup> )	15,7	32
<i>Coût de traitement</i>		
Électrode consommée (\$/m <sup>3</sup> )	0,201	0,302
Énergie consommée (\$/m <sup>3</sup> )	0,94	1,92
Coût total de traitement (\$/m <sup>3</sup> )	1,14	2,22

(a) Valeur théorique calculée d'après la loi de Faraday

Lorsque l'intensité de courant est de 2 A, le pH de l'effluent traité reste relativement stable au cours du temps ( $7,5 \pm 0,2$ ). La turbidité de l'effluent brut a fluctué au cours du temps ( $30 \pm 7$  UTN), avec une variabilité plus importante après l'électrolyse ( $13 \pm 5$  UTN;  $C_v = 36\%$ ). Malgré cette variabilité, le taux d'abattement a été relativement stable ( $C_v = 17\%$ ), soit un taux d'abattement de  $58 \pm 10\%$ . La couleur de l'effluent brut a faiblement fluctué au cours du traitement ( $C_v = 5\%$ ), avec des valeurs comprise entre 331 UCV et 388 UCV. En revanche, la

couleur a significativement varié après l'électrolyse ( $87 \pm 72$  UCV) correspondant à un taux d'élimination très variable de  $75 \pm 22$  %. Les concentrations résiduelles de la DCO à la sortie du réacteur n'ont pas été stables. Toutefois, une baisse générale de la concentration de la DCO est observée dans l'effluent traité par rapport à l'effluent non traité. Une concentration de DCO de  $119 \pm 23$  mg/L a été enregistrée dans l'effluent brut, tandis qu'une DCO résiduelle de  $48 \pm 16$  mg/L a été observée après l'électrolyse. L'abattement de la DCO est de  $59 \pm 12$  % ( $C_v = 21\%$ ). Un abattement de 1,5 unité logarithmique de CF a été enregistré (soit un taux d'abattement de  $94 \pm 6\%$ ). La concentration des CF enregistrée dans l'effluent traité a fluctué entre  $2 \times 10^3$  UFC/100 mL et  $7 \times 10^4$  UFC/100 mL, ce qui correspond à un taux d'abattement de  $95 \pm 6\%$ . La présence des résidus métalliques dans l'effluent traité affecte la mesure de la DCO, de la turbidité et de la couleur. Néanmoins, une nette amélioration de l'efficacité du procédé EC-ER est observée par rapport à la première série d'expériences ( $I = 2$  A, sans recirculation). L'augmentation du temps de rétention hydraulique de 15 min à 60 min a favorisé une meilleure élimination des polluants. Les agents coagulant et oxydant ( $Fe^{2+}/Fe^{3+}$  et  $H_2O_2$ ) ont eu le temps nécessaire pour réagir avec les polluants.



**Figure 21** Évolution du taux d'abattement de la couleur, de la turbidité et de la DCO pendant l'essai EC-ER4 ( $Fe/CV$ ,  $I = 2,0$  A,  $TRH = 60$  min ; volume traité = 3,0 L) sur site de pilotage en mode continu avec un bassin de recirculation de 40 L:  $[DCO]_0 = 105 \pm 23$  mg/L;  $[Turbidité]_0 = 30,6 \pm 7$  UTN;  $[couleur]_0 = 356 \pm 18$  UCV)

**Tableau 32 Performances du procédé EC-ER sur le traitement tertiaire en mode continu des EUD lors de l'essai EC-ER4 sur site de pilotage (Système Fe/CV ; I = 2,0 A, TRH = 60 min; volume traité = 3,0 L)**

Paramètres	Temps de prélèvement									Moyennes
	1h	3h	6h	7h	23h	26h	28h	30h	32h	
<i>Eau brute</i>										
pH	7,6	7,4	7,3	7,2	7,3	7,7	7,6	7,5	7,4	7,5 ± 0,2
Turbidité (UTN)	38	38	35	31	27	27	25	24	26	30 ± 6
Couleur (UCV)	336	364	345	345	331	373	399	364	357	356 ± 18
DCO (mg/L)	143	145	145	115	79	104	102	111	129	119 ± 23
Conductivité (µS/cm <sup>2</sup> )	1406	1410	1325	1338	1408	1322	1313	1295	1287	1345 ± 50
CF (UFC/100 mL)	2,8 x 10 <sup>6</sup>	6,7 x 10 <sup>5</sup>	3,3 x 10 <sup>5</sup>	5,3 x 10 <sup>5</sup>	1,9 x 10 <sup>6</sup>	2,7 x 10 <sup>5</sup>	3,4 x 10 <sup>5</sup>	3,8 x 10 <sup>5</sup>	5,7 x 10 <sup>5</sup>	(8,7 ± 8,9) x 10 <sup>5</sup>
<i>Eau traitée</i>										
pH	8,7	8,4	8,4	8,6	8,7	8,8	8,8	8,7	8,6	8,6 ± 0,1
Turbidité (UTN)	20	16	16	14	13	6	8	9	13	13 ± 5
Couleur (UCV)	273	101	75	70	81	51	40	49	47	88 ± 72
DCO (mg/L)	39	59	72	71	30	39	39	58	28	48 ± 17
Conductivité (µS/cm <sup>2</sup> )	1205	1280	1232	1222	1357	1262	1308	1238	1240	1260 ± 48
CF (UFC/100 mL)	6,9 x 10 <sup>4</sup>	4,8 x 10 <sup>4</sup>	2,2 x 10 <sup>4</sup>	2,0 x 10 <sup>4</sup>	5,7 x 10 <sup>4</sup>	5,7 x 10 <sup>4</sup>	2,7 x 10 <sup>3</sup>	1,15 x 10 <sup>3</sup>	2,0 x 10 <sup>3</sup>	(3,2 ± 2,5) x 10 <sup>4</sup>

Pendant le traitement EC-ER5 ( $I = 3,0 \text{ A}$ ), les concentrations résiduelles de la couleur et de la turbidité enregistrées dans l'effluent traitée ont été faibles. Les concentrations résiduelles de la turbidité après l'électrolyse ont variées entre 4 et 1 UTN, tandis que la turbidité de l'effluent brut était de  $29,5 \pm 6 \text{ UTN}$ . Ce qui correspond à un taux d'élimination de  $89 \pm 9 \%$  ( $C_v = 9\%$ ). L'eau traitée présente une couleur résiduelle de  $40 \pm 17 \text{ UCV}$ , laquelle valeur est largement inférieure à  $380 \pm 63 \text{ UCV}$  enregistré dans l'effluent initial. Une bonne décoloration des eaux a été observée, soit  $89 \pm 8 \%$  ( $C_v = 9\%$ ). La DCO initiale de l'effluent a été de  $127 \pm 12 \text{ mg/L}$ . Une concentration résiduelle de  $32 \pm 9 \text{ mg/L}$  a été enregistrée à la sortie, soit un abattement stable de  $75 \pm 8\%$ , ( $C_v = 10\%$ ). Un abattement de 2,3 unités logarithmiques de CF a été enregistré au cours de l'essai EC-ER5. En effet, la concentration de CF dans l'effluent traité est de  $6,9 \pm 4,9 \times 10^3 \text{ UFC/100 mL}$ , tandis que la concentration de CF dans l'effluent brut est de  $1,3 \pm 2 \times 10^6 \text{ UFC/100 mL}$ , soit un taux d'élimination de  $99 \pm 0,7 \%$  ( $C_v = 0,6 \%$ ). Dans l'ensemble, l'efficacité du traitement atteint un taux d'élimination supérieur ou égale à 75 % pour les différents paramètres ciblés. Les performances enregistrées au cours des essais EC-ER5 sont nettement meilleures à celles observées au cours des essais EC-ER4 ( $I = 2 \text{ A}$ ,  $\text{TRH} = 60 \text{ min}$ , recirculation). Ceci confirme que l'efficacité du traitement augmente avec l'intensité du courant imposée (Chen, 2004; Kornienko et al., 2006; Wang et al., 2009). Il en ressort que le procédé EC-ER est efficace pour assurer un traitement tertiaire des EUD. Toutefois, il a été démontré que le temps de rétention hydraulique est très crucial.

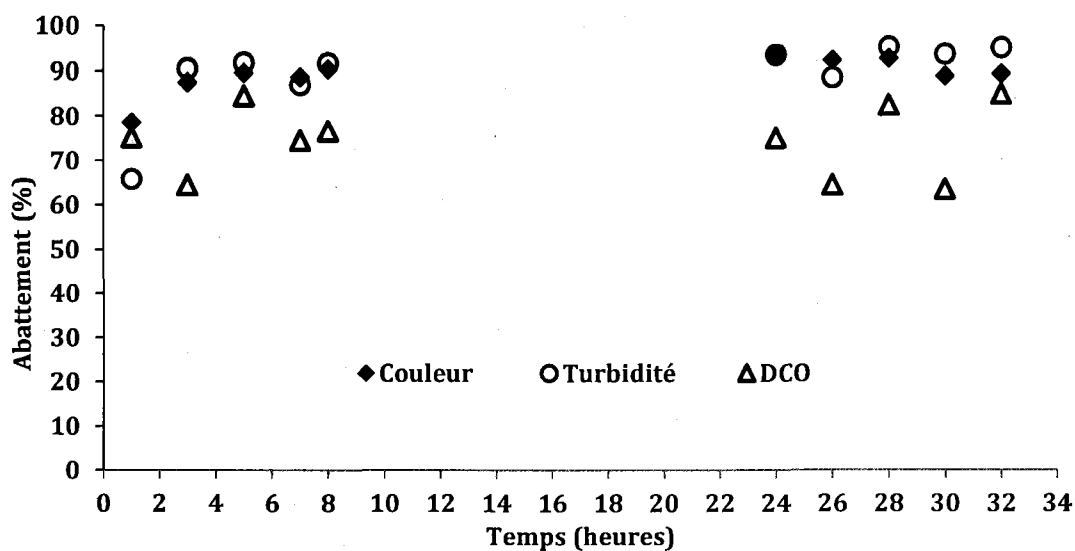


Figure 22 Évolution du taux d'abattement de la couleur, la turbidité et la DCO pendant l'essai EC-ER4 (Fe/CV, I = 3,0 A, TRH = 60 min ; volume traité = 3,0 L) sur site de pilotage en mode continu (2 jours) avec un bassin de recirculation de 40 L:  $[DCO]_0 = 127 \pm 1,6$  mg/L;  $[Turb]_0 = 29,5 \pm 0,6$  UTN;  $[couleur]_0 = 370,6 \pm 4,8$  UCV)

**Tableau 33 Performances du procédé EC-ER sur le traitement tertiaire en mode continu des EUD lors de l'essai EC-ER5 sur site de pilotage (Système Fe/CV ; I = 3,0 A, TRH = 60 min ; volume traité = 3,0 L)**

Paramètres	Temps de prélèvement										Moyennes
	1h	3h	5h	7h	8h	24h	26h	28h	30h	32h	
<i>Eau brute</i>											
pH	7,7	7,7	7,5	7,5	7,4	7,0	7,0	7,0	7,0	7,0	7,3 ± 0,4
Turbidité(UTN)	29	30	32	31	29	42	33	28	21	21	30 ± 6
Couleur (UCV)	400	358	371	361	391	533	392	383	297	310	380 ± 64
DCO (mg/L)	119	113	136	129	144	118	112	119	135	144	127 ± 12
Conductivité (µS/cm <sup>2</sup> )	1431	1453	1441	1448	1492	1389	1414	1402	1405	1399	1427 ± 32
CF (UFC/100 mL)	3,8 x 10 <sup>6</sup>	5,8 x 10 <sup>5</sup>	5,8 x 10 <sup>5</sup>	4,9 x 10 <sup>5</sup>	5,3 x 10 <sup>5</sup>	4,6 x 10 <sup>6</sup>	5,7 x 10 <sup>5</sup>	6 x 10 <sup>5</sup>	5,2 x 10 <sup>5</sup>	4,6 x 10 <sup>5</sup>	(1,3 ± 2) x 10 <sup>6</sup>
<i>Eau traitée</i>											
pH	8,4	8,8	8,4	8,5	8,3	8,2	8,2	8,2	8,2	8,1	8,3 ± 0,2
Turbidité(UTN)	10	3	3	4	2	3	4	1	1	1	3,2 ± 2,5
Couleur (UCV)	86	44	38	41	37	34	29	27	33	33	40 ± 17
DCO (mg/L)	30	40	21	33	34	30	40	21	49	22	32 ± 9
Conductivité (µS/cm)	1596	1372	1368	1357	1380	1360	1367	1348	1366	1356	1387 ± 39
CF (UFC/100 mL)	1,6 x 10 <sup>4</sup>	1,2 x 10 <sup>4</sup>	9,0 x 10 <sup>3</sup>	5,5 x 10 <sup>3</sup>	9,0 x 10 <sup>3</sup>	9,5 x 10 <sup>3</sup>	1,5 x 10 <sup>3</sup>	3,0 x 10 <sup>3</sup>	1,5 x 10 <sup>3</sup>	2,5 x 10 <sup>3</sup>	(6,9 ± 5) x 10 <sup>3</sup>

### 4.3.3 Traitement tertiaire des EUD avec un bassin de recirculation de 10 L

Lors de cette série d'essais (EC-ER 6), une intensité de courant égale à 3 A a été imposée et le volume du bac de recirculation a été réduit de 40 L à 10 L. Les conditions et les résultats de l'expérimentation sont indiqués au Tableau 34. L'évolution au cours du temps des performances de traitement sont illustrées sur les Figures 23 et 24.

**Tableau 34** Conditions opératoires et caractéristiques de la cellule cylindrique (15 cm x 16 cm x 25 cm; anode = Fe (15 cm x 8,8 cm); cathode = CV (14 cm x 3 cm)) appliquées lors de la 3<sup>ème</sup> série d'essais de pilotage en mode continu avec un petit bac (10L) de recirculation (I = 3,0 A, TRH = 60 min, volume traité = 3,0 L

Paramètres	EC-ER6
<i>Conditions d'opération</i>	
Débit d'alimentation (L/min)	0,05
Volume utile réacteur (L)	3,0
Volume utile bassin de mélange (L)	8,0
Volume utile total (L)	11,0
Intensité de courant imposée (A)	3,0
Densité de courant anodique (mA/cm <sup>2</sup> )	23,4
Tension moyenne imposée (V)	32
Consommation théorique d'électrode (g) <sup>a</sup>	11,5
Consommation théorique d'électrode (kg/m <sup>3</sup> )	1,04
Énergie consommée (kWh/m <sup>3</sup> )	32
<i>Coût de traitement</i>	
Consommée d'électrode (\$/m <sup>3</sup> )	0,302
Énergie consommée (\$/m <sup>3</sup> )	1,92
Coût total de traitement (\$/m <sup>3</sup> )	2,22

(a) Valeur théorique calculée d'après la loi de faraday

Les performances du procédé sont nettement meilleures lorsque le volume du bac de recirculation est réduit. Des concentrations de la couleur, de la turbidité et de la DCO plus faibles ont été enregistrées dans l'effluent traité. Les taux d'élimination des paramètres de pollution ciblés sont supérieurs à 80%. La concentration résiduelle de la DCO ( $59 \pm 35$  mg/L) est supérieure à la limite permmissible de rejet de la DCO (soit 15 mg/L) (Environnement Canada, 2009). Mais si on le compare à la concentration initiale de la DCO ( $317 \pm 9$  mg/L), nous pouvons dire que le procédé EC-ER est capable d'éliminer la DCO réfractaire des effluents domestiques préalablement traités par un système biologique. Un taux d'élimination de la DCO de  $82 \pm 8$  % a



été enregistré. La turbidité et la couleur sont respectivement  $1,4 \pm 1,9$  UTN et  $28,5 \pm 2,3$  UCV dans l'effluent traité, comparativement à  $30 \pm 12$  UTN et  $352 \pm 194$  UCV dans l'effluent brut. Les taux d'élimination sont de  $94 \pm 7$  % ( $C_v = 7$  %) et  $90 \pm 3$  % ( $C_v = 3$  %), respectivement pour la turbidité et la couleur. Les photographies de l'effluent avant et après traitement sont présentées à l'annexe V. L'abattement de  $P_{\text{total}}$  est quasi total et stable ( $99 \pm 0,5$  %). La concentration initiale du  $P_{\text{total}}$  est de  $8 \pm 0,2$  mg/L, tandis que la concentration résiduelle est de  $0,09 \pm 0,04$  mg/L. La norme de rejet ( $P_{\text{total}} < 1,0$  mg/L) en matière de phosphore total est respectée (Environnement Canada, 2009).

Les mesures de la  $DBO_5$  effectuées lors de cet essai montrent une élimination quasi totale de la  $DBO_5$ . Les concentrations de  $DBO_5$  enregistrées dans l'effluent traité se situent entre 2,0 et 6,0 mg/L, comparativement aux concentrations initiales qui ont varié entre 28,0 et 300,0 mg/L. Le taux d'élimination de la  $DBO_5$  a été de  $94 \pm 5$  % ( $C_v = 5$  %). Malgré les bonnes performances enregistrées lors de cet essai, la désinfection n'a pas été totale (Figure 24). Il reste dans l'effluent traité une concentration de CF égale à  $8 \pm 9 \times 10^3$  UFC/100 mL. Environ 2 unités logarithmiques de CF ont été éliminées. Ainsi, on se demande pourquoi la désinfection est-elle incomplète? Des hypothèses sont émises : 1) la production de peroxyde serait-elle insuffisante. 2) des CF auraient pu traverser le circuit de recirculation 3) la quantité importante de boue métallique formée pourrait-elle être responsable de cette situation. Par rapport à la série d'essais EC-ER5, il n'est pas observé une grande amélioration de l'efficacité du traitement EC-ER6.

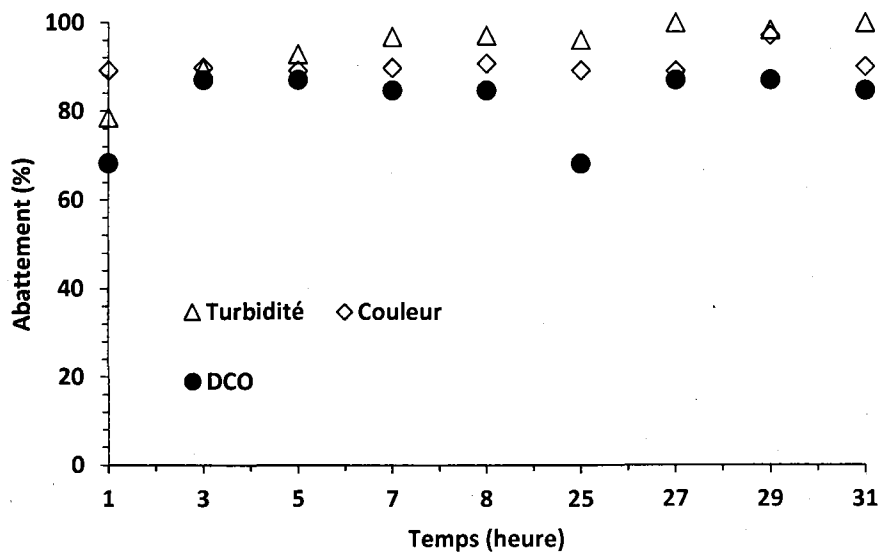


Figure 23 Évolution du taux d'abattement de la couleur, la turbidité et la DCO pendant l'essai EC-ER6 (Fe/CV, I = 3,0 A, TRH = 60 min ; volume traité = 3,0 L) sur site de pilotage en mode continu (2 jours) avec un bassin de recirculation de 10 L:  $[DCO]_0 = 316 \pm 48$  mg/L;  $[Turb]_0 = 30,6 \pm 12,4$  UTN;  $[couleur]_0 = 352 \pm 194$  UCV)

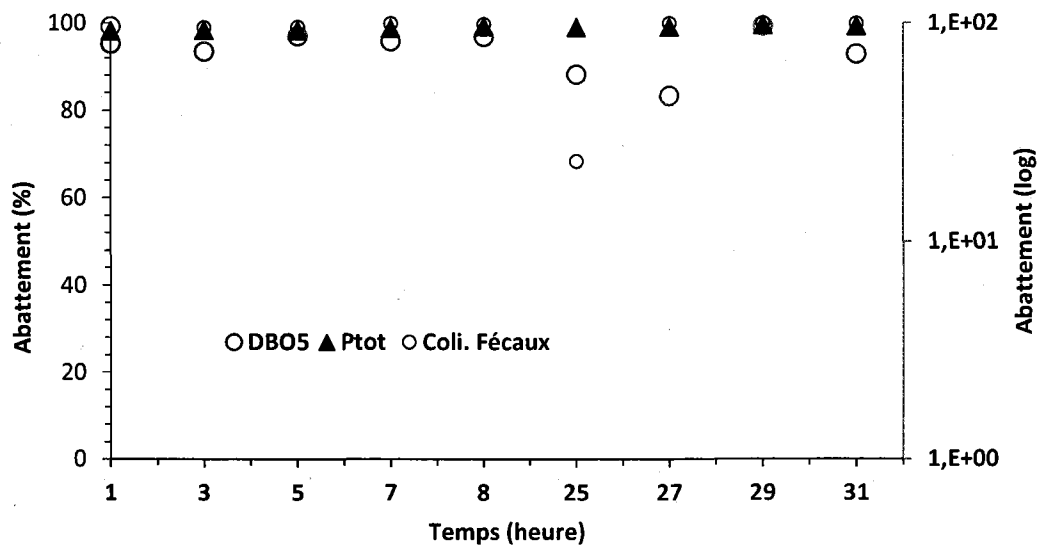


Figure 24 Évolution du taux d'abattement de la DBO<sub>5</sub>, du P<sub>total</sub> et des CF pendant l'essai EC-ER6 (Fe/CV, I = 3,0 A, TRH = 60 min ; volume traité = 3,0 L) sur site de pilotage en mode continu (2 jours) avec un bassin de recirculation de 10 L:  $[DBO_5]_0 = 78 \pm 84$  mg/L,  $[P_{tot}]_0 = 8 \pm 0,2$  mg/L ;  $[CF]_0 = (4,6 \pm 5) \times 10^5$ )

**Tableau 35 Performances du procédé EC-ER sur le traitement tertiaire en mode continu des EUD lors de l'essai EC-ER6 sur site de pilotage (Système Fe/CV ; I = 3,0 A, TRH = 60 min; volume traité = 3,0 L)**

Paramètres	Temps de prélèvement									Moyennes
	1h	3h	5h	7h	8h	25h	27h	29h	31h	
<b>Eau brute</b>										
pH	7,1	7,3	7,3	7,1	7,0	6,7	6,7	6,6	6,7	7,0 ± 0,3
Turbidité(UTN)	27	25	30	27	32	26	24	62	20	30,6 ± 12,4
Couleur (UCV)	301	285	294	279	302	261	265	862	262	352 ± 194
DCO (mg/L)	378,4	344,1	308,7	261,3	261,3	378,4	344,1	308,7	261,3	316 ± 48
Ptotal (mg/L)	6,12	6,08	5,54	5,96	6,76	6,05	5,91	13,23	4,96	6,73 ± 2,48
Conductivité (µS/cm <sup>2</sup> )	1416	1368	1383	1358	1363	1327	1323	1329	1327	1352 ± 32
CF (UFC/100 mL)	7,7 x 10 <sup>6</sup>	3,2 x 10 <sup>6</sup>	4,1 x 10 <sup>5</sup>	4,2 x 10 <sup>5</sup>	1,75 x 10 <sup>6</sup>	2,1 x 10 <sup>6</sup>	6,85 x 10 <sup>5</sup>	7,8 x 10 <sup>5</sup>	8,0 x 10 <sup>4</sup>	(1,9 ± 2,4) x 10 <sup>6</sup>
<b>Résultats Exova</b>										
CF (UFC/100 mL)	5,5 x 10 <sup>5</sup>	2,2 x 10 <sup>4</sup>	2,0 x 10 <sup>5</sup>	5,3 x 10 <sup>5</sup>	1,6 x 10 <sup>6</sup>	3,0 x 10 <sup>4</sup>	2,6 x 10 <sup>5</sup>	10 <sup>6</sup>	9,0 x 10 <sup>4</sup>	(4,8 ± 5,3) x 10 <sup>5</sup>
DBO <sub>5</sub> (mg/L)	63	46	67	48	65	51	36	300	28	78,2 ± 84, 2
P <sub>total</sub> (mg/L)	7,76	7,70	7,21	8,00	9,41	6,20	6,00	13,30	5,54	7,89 ± 0,18
<b>Eau traité</b>										
pH	8,2	8,6	8,5	8,4	8,4	7,9	8,1	8,1	8,0	8,2 ± 0,3
Turbidité(UTN)	5,8	2,61	2,15	0,1	0,1	1	0,1	1	0,1	1,4 ± 1,9
Couleur (UCV)	32,8	29,3	31,9	28,6	27,9	28	29	25	26	28,5 ± 2,3
DCO (mg/L)	120	44,4	39,9	39,9	39,9	120	44,4	39,9	39,9	58,7 ± 34,8
Ptotal (mg/L)	0,27	0,16	0,1	0,13	0,11	0,11	0,07	0,05	0,06	0,12 ± 0,06
Conductivité (µS/cm <sup>2</sup> )	1329	1311	1321	1304	1301	1301	1277	1273	1271	1297 ± 23
CF (UFC/100 mL)	2,1 x 10 <sup>4</sup>	4,2 x 10 <sup>4</sup>	6,7 x 10 <sup>4</sup>	1,9 x 10 <sup>4</sup>	2,8 x 10 <sup>4</sup>	5,0 x 10 <sup>4</sup>	6,8 x 10 <sup>3</sup>	5,3 x 10 <sup>3</sup>	7,0 x 10 <sup>3</sup>	(2,7 ± 2,2) x 10 <sup>4</sup>
<b>Résultats Exova</b>										
CF (UFC/100 mL)	1,9 x 10 <sup>4</sup>	10 <sup>3</sup>	8,0 x 10 <sup>3</sup>	2,1 x 10 <sup>3</sup>	1,8 x 10 <sup>4</sup>	2,3 x 10 <sup>4</sup>	2,1 x 10 <sup>2</sup>	1,7 x 10 <sup>2</sup>	3,3 x 10 <sup>2</sup>	(8 ± 9) x 10 <sup>3</sup>
DBO <sub>5</sub> (mg/L)	3	3	2	2	2	6	6	2	2	3 ± 1,7
P <sub>total</sub> (mg/L)	0,14	0,13	0,12	0,10	0,07	0,06	0,05	0,06	0,04	0,09 ± 0,04

#### 4.3.4 Comparaison entre le procédé EC-ER et un système de désinfection UV

Une étude comparative du procédé EC-ER et le système de désinfection UV a été réalisée. Le système de désinfection UV était initialement installé dans la filière de traitement des EUD de l'usine du Camping domaine de la chute. Des échantillons ont été prélevés à la sortie du système de désinfection UV (Figure 27) et les concentrations de  $\text{DBO}_5$ , de  $\text{P}_{\text{total}}$  et de CF ont été comparées avec celles enregistrées à la sortie du procédé EC-ER lorsque l'intensité de courant est de 3A (essai EC-ER6.). Le Tableau 36 résume les résultats des analyses effectuées. .

La concentration de  $\text{DBO}_5$  a varié entre 41 et 58 mg/L à la sortie de l'unité de traitement utilisant les rayonnements UV, ce qui correspond à un taux d'élimination de  $\text{DBO}_5$  de  $14 \pm 21$  %. En revanche, la concentration de  $\text{DBO}_5$  à la sortie du procédé EC-ER a fluctué entre 2 et 6 mg/L. Le taux d'élimination de  $\text{DBO}_5$  a été de 95 %. Le  $\text{P}_{\text{total}}$  n'a quasiment pas été éliminé au cours de la désinfection UV. Les concentrations de  $\text{P}_{\text{total}}$  dans l'effluent brut ont fluctué entre  $7,7 \pm 0,3$  mg/L. Des concentrations résiduelles de  $\text{P}_{\text{total}}$  de  $6,42 \pm 0,09$  mg/L ont été mesurée à la sortie du système UV ( $17 \pm 4$  % d'abattement), tandis des concentrations résiduelles de  $0,09 \pm 0,04$  mg/L ont été mesurée après l'électrolyse, soit un taux d'abattement de 99%. Il a été enregistré (après désinfection UV) une concentration résiduelle de CF ( $5,4 \pm 6,5 \times 10^4$  UFC/100 mL) plus élevée que celle qui a été mesurée après traitement EC-ER6 ( $8,0 \pm 9,4 \times 10^3$  UFC/100 mL). Ces concentrations résiduelles correspondent à des abattements de  $1,32 \pm 0,31$  et 2,64 unités logarithmiques pour le système UV et le système EC-ER, respectivement. Dans les deux cas, le taux de désinfection est supérieur à 98 %.

**Tableau 36** Comparaison des performances du procédé EC-ER (système Fe/CV, I = 3,0 A, TRH = 60 min) au système de désinfection UV sur l'élimination de la DCO, du P<sub>total</sub> et des CF lors de l'essai EC-ER6 sur site de pilotage (volume traité = 3,0 L)

Paramètres	Unités	Effluent brut	Sortie UV (1)	Sortie UV(2)	Moyennes Sortie UV	EC-ER6 (I = 3A)
CF	UFC/100 mL	$(3,5 \pm 1,3) \times 10^6$	$10^5$	$8,0 \times 10^3$	$(5,4 \pm 6,5) \times 10^4$	$8,0 \times 10^5$
	%	-	97,1	99,8	$98,4 \pm 1,9$	99,8
	Abattement ( $\log_{10}$ )	-	1,54	1,10	$1,32 \pm 0,31$	2,64
DBO <sub>5</sub>	mg/L	57,8	58,0	41,0	$49,5 \pm 12,0$	2 - 6
	%	-	-0,4	29,1	$14,4 \pm 20,8$	$93,6 \pm 5$
P <sub>total</sub>	mg/L	$7,7 \pm 0,3$	6,2	6,6	$6,4 \pm 0,3$	0,1
	%	-	19,6	14,0	$16,8 \pm 3,9$	98,8



**Figure 25** Photographie de l'unité de désinfection UV placée à la sortie de l'usine de traitement biologique du Camping domaine de la chute.

Les essais effectués sur site de pilotage, ont permis de valider les performances du procédé EC-ER pour le traitement tertiaire des EUD. Cette technologie développée à partir de l'association des processus d'EC et d'ER est capable d'assurer un traitement tertiaire efficace des effluents domestiques préalablement traité par des systèmes biologiques. La couleur, la turbidité et le phosphore sont efficacement éliminés. Le taux d'abattement de la DBO<sub>5</sub> peut atteindre un atteint 95 %. Cependant, la désinfection n'est pas totale.



## CONCLUSION

Ce travail de recherche a permis de développer et de démontrer les performances du procédé EC-ER pour le traitement tertiaire des EUD du Camping domaine de la chute.

Les essais ont été réalisés à l'aide de deux unités expérimentales dont l'une (parallélépipédique) utilisée au laboratoire et l'autre (circulaire) utilisée sur site de pilotage. L'étude de laboratoire a permis de caractériser la cellule électrolytique en terme de production des agents oxydants (peroxyde d'hydrogène) et des agents coagulants (ions Fe et Al), ainsi que le pouvoir bactéricide. Les meilleures conditions de traitement ont été déterminées par des essais d'évaluation des effets de paramètres opératoires, tels que l'intensité, le temps, le type d'électrode, la décantation. Pour obtenir les meilleures conditions de traitement, la cellule EC-ER a été équipée d'une électrode de CV (cathode), et d'une électrode de Fe (anode). L'intensité de courant a été maintenue à 0,4 A et le temps de traitement à 60 min. Le procédé EC-ER permet un traitement tertiaire efficace des effluents domestiques.

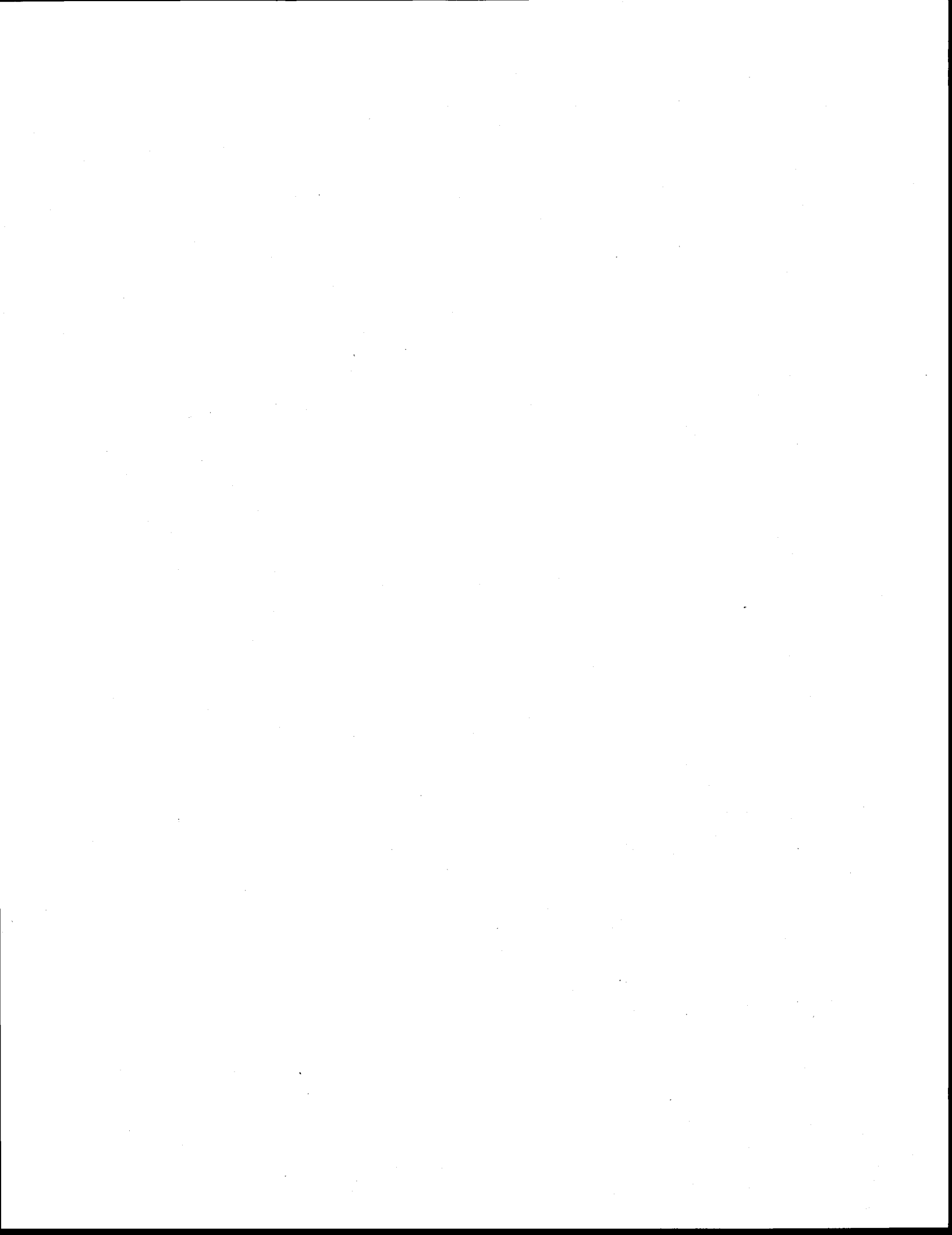
- ✓ Les matières organiques réfractaires ou difficilement biodégradables dont les concentrations initiales de DCO ont varié entre 63 et 518 mg/L pouvaient être éliminées à plus de 60%. Un taux d'abattement moyen de  $67 \pm 9$  % a été enregistré lors des essais de laboratoire ( $I = 0,4$  A, TRH = 60 min, anode = Fe, cathode = CV). Ce taux d'élimination de la DCO est cependant plus important sur site de pilotage (82 %). La concentration initiale de la DCO a diminué de  $317 \pm 9$  mg/L à  $82 \pm 1$  mg/L.
- ✓ le  $P_{\text{total}}$  est éliminé à  $97 \pm 0,1$  %, avec des concentrations résiduelles toujours inférieures à la concentration limite de rejet (1,0 mg/L) selon les normes du Québec.
- ✓ Lors du traitement, le pouvoir désinfectant du procédé EC-ER a également été évalué. Le traitement des eaux usées municipales (essais de caractérisation), montre un abattement maximum de 3 unités logarithmique des CF (concentration initiale =  $1,04 \times 10^6$  -  $1,5 \times 10^6$  UFC/100 mL). Dans les meilleures conditions expérimentales, Des abattements de plus de 2 unités logarithmiques ont été enregistrés, avec des concentrations résiduelles inférieures ou égales à  $2 \times 10^3$  UFC/100 mL de CF dans l'effluent traité. En comparaison, l'électrode de Fe est plus adaptée que celle de Al pour détruire les CF dans les meilleures conditions expérimentales ( $I = 0,4$ A, TRH = 60 min) du traitement EC-ER.

- ✓ Le suivi de la décoloration et de la clarification des eaux usées était réalisé par les mesures des MES, de la turbidité et de la couleur. Les résultats enregistrés lors des essais de laboratoire dans les meilleures conditions expérimentales montrent des concentrations résiduelles de la turbidité de  $11 \pm 2$  UTN et de la couleur de  $141 \pm 32$  UCV dans l'eau traitée. Par comparaison, les concentrations initiales de l'effluent brut ont fluctué entre 23 et 25 UTN et entre 325 et 404 UCV, respectivement. Le taux d'élimination de la turbidité est  $55 \pm 10$  %, le taux de décoloration est de  $61 \pm 9$ %. Les MES sont également très bien éliminées ( $95 \pm 2$ %). Lors des essais sur site de pilotage ( $I = 3$  A, TRH = 60 min, Bac de recirculation de 10L), la clarification des eaux a été nettement meilleure avec une turbidité et une couleur résiduelle de  $1,4 \pm 1,9$  UTN et  $28,5 \pm 2,3$  UCV, soient des taux d'élimination de  $94 \pm 7$  % et  $90 \pm 3$  % pour la turbidité et la couleur, respectivement. L'utilisation du filtre à sable a permis de faire une bonne séparation des phases solide et liquide à la fin du traitement.
- ✓ L'étude comparative des performances du procédé EC-ER par rapport au système de désinfection conventionnelle utilisant les rayonnements UV a permis d'enregistrer les résultats suivants : en matière d'élimination de la  $DBO_5$  (95%), du  $P_{total}$  (99%) et des CF (2,64 unités logarithmiques). Par comparaison, des taux relativement faibles ont été enregistrés sur les échantillons d'eaux prélevés à la sortie du système UV avec  $14,4 \pm 20,8$  % et  $17 \pm 4$ %, respectivement pour la  $DBO_5$  et le  $P_{total}$ . La désinfection n'est pas totale dans les deux systèmes. Cependant, il a été enregistré (après désinfection UV) une concentration résiduelle de CF ( $5,4 \pm 6,5 \times 10^4$  UFC/100 mL) plus élevée que celle qui a été mesurée après traitement EC-ER6 ( $8,0 \pm 9,4 \times 10^3$  UFC/100 mL).
- ✓ Le coût du traitement estimé à partir de la consommation d'énergie et des électrodes correspond à  $0,24 \pm 0,01$  \$CAN/m<sup>3</sup> d'eau traitée ( $I = 0,4$  A, TRH = 60 min, anode = Fe, cathode = CV) à l'échelle du laboratoire et  $2,22$  \$CAN/m<sup>3</sup> ( $I = 3,0$  A, TRH = 60 min) sur site de pilotage. Ce coût très élevé du traitement sur site de pilotage par rapport au laboratoire serait lié à une forte consommation d'énergie induite par une densité de courant 6,5 fois plus importante ( $23,4$  mA/cm<sup>2</sup> contre  $3,6$  mA/cm<sup>2</sup>).

Vu les résultats obtenus et la dimension environnementale du procédé EC-ER, l'implantation des procédés de traitement électrochimique devient une nécessité pour améliorer les systèmes



existants (surtout au niveau des résidences isolées). Son application industrielle permettrait aussi de confirmer les essais de laboratoire et de faire valoir la technique en fixant les paramètres en fonction du type d'eau à traiter.



## RECOMMANDATIONS

Ce travail a permis de montrer l'efficacité du procédé EC-ER pour le traitement tertiaire d'effluents domestiques. Cependant, il serait très important d'effectuer des travaux supplémentaires dans le but d'optimiser l'efficacité de ce procédé.

- ✓ Il faudrait apporter des modifications au fonctionnement de l'unité expérimentale afin d'arriver à une désinfection totale. Ces changements concerneront en premier lieu une bonne séparation solide/liquide. Les hydroxydes métalliques en suspension dans le surnageant ont des effets négatifs sur les mesures de la turbidité, la couleur, les MES et la DCO.
- ✓ En particulier, la cellule de type cylindrique (utilisée sur site de pilotage) devrait être optimisée pour générer d'avantage de peroxyde d'hydrogène efficace pour la désinfection. La concentration de peroxyde peut être grandement améliorée en modifiant la structure des électrodes : utilisation d'électrode offrant la plus grande surface possible. Les revêtements nanostructurés de carbone déposés sur des substrats de titane (ex. titane ou acier oxydable) sont particulièrement intéressants et ouvrent la nouvelle perspective de pouvoir tailler à volonté les propriétés de surface du carbone pour mieux optimiser la génération des peroxydes pour la désinfection des eaux domestiques.
- ✓ Ensuite, il serait très intéressant de faire une étude comparative du procédé EC-ER avec d'autres procédés conventionnels en termes de coût et d'efficacité pour le traitement tertiaire des EUD.
- ✓ Enfin, les meilleures conditions expérimentales imposées à l'échelle du banc d'essais au laboratoire et sur site devraient être exploitées pour définir les critères de design pour l'implantation d'une unité permanente à l'échelle industrielle du procédé EC-ER.



## RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- Ahn K. et K. Song (1999). Treatment of domestic wastewater using microfiltration for reuse of wastewater, *Desalination* 126, 7–14.
- Aiyuk S., J. Amoako, L. Raskin, A. Van Haandel et W. Verstraete (2004). Removal of carbon and nutrients from domestic wastewater using a low investment, integrated treatment concept. *Water Research*, (38) 3031–3042.
- Alexandre O., C. Boutin, P. Duchène, C. Lagrange, A. Lakel, A. Liénard et D. Orditz (1998). Filières d'épuration adaptées aux petites collectivités. Document technique FNDAE n°22, Ministère de l'Agriculture, de l'Alimentation, de la Pêche et des Affaires rurales. *Cemagref Éditions (1ère édition)*, Paris, France, 96 p.
- Almeida M. C., D. Butler et E. Friedle (1999). At-source domestic wastewater quality. *Urban Water March* (1) 49-55.
- American Water Works Association' (AWWA,1999). Residential End Uses of Water Study, <http://www.allianceforwaterefficiency.org/residential-end-uses-of-water-study-1999.aspx>.(visité le 13 Mars 2012).
- Ando Y. et T. Tanaka, (2004). Proposal for a new system for simultaneous production of hydrogen production by electrolysis. *International Journal of Hydrogen Energy*, 29, 1349-1354.
- Asselin M. (2007). *Utilisation de l'électrocoagulation dans le traitement des eaux usées industrielles chargées en matière organiques*. Mémoire de Maîtrise, INRS-ETE, Université du Québec, Québec, QC, Canada.
- Aubry, G. (2008). *Étude du comportement de l'azote dans un biofiltre à lit ruisselant traitant du lisier de porc*. Thèse, Département de génie civil, *Faculté des sciences et de génie. université Laval*, Québec, 388 pp.
- Aviron-Violet J. (2000). 1<sup>st</sup> World Water Congress of international Water Association (IWA): wastewater reclamation, Recycling and Reuse (Eau Usées, Restoration, Recyclage et reutilisation). *Paris*, 3-7 Juillet 2000, 38 pp.
- Beck F., W. Kaiser et H. Krohn (2000). Boron doped diamond (BDD)-layers on titanium substrates as electrodes in applied electrochemistry. *Electrochimica Acta*, 45(28), 4691-4695.

- Belghyti D., Y. El Guamri, G. Ztit, M. Ouahidi, M. Joti, A. Harchrass, H. Amghar, O. Bouchouata, K. El Kharrim, H. Bounouira (2009). Caractérisation physico-chimique des eaux usées d'abattoir en vue de la mise en œuvre d'un traitement adéquat : cas de Kénitra au Maroc. *Afrique Science* 05 (2) 199 – 216.
- Bennajah M. (2007). *Traitement des rejets industriels liquides par électrocoagulation / électroflotation en réacteur airlift*. Thèse, Institut National Polytechnique de Toulouse, Génie des procédés et de l'environnement, 200 pp.
- Bernier B., (2011). Guide pour l'étude des technologies conventionnelles de traitement des eaux usées d'origine domestique de Québec. Ministère du développement durable, de l'environnement, faune et parcs. 20 pp.
- Blais J.F. (2011). *Cours Eau 454, Assainissement des eaux usées*. Notes de cours, INRS-ETE, Université du Québec, QC.
- Bliefert C. et R. Perraud, Chimie de l'environnement : air, eau, sols, déchets. (2001), Editeur : De Boeck, 478 pp.
- Brillas E., I. Sire's et M. A. Oturan (2009). Electro-Fenton Process and Related Electrochemical Technologies Based on Fenton's Reaction Chemistry. *Chemical Reviews*, 109, 6570–6631.
- Brillas E., M. A. Oturan (2007). Procédé électro-Fenton : développements récents et applications à l'élimination des pesticides en milieu aqueux Dans "Pesticides: impacts environnementaux, gestion et traitements" M.A. Oturan et .M. Mouchel (Eds), Presses de l'Ecole Nationale des Ponts et Chaussées, Paris, 2007. 334 p.
- Brillas E. et J. Casado, (2002) Aniline degradation by Electro-Fenton\_ and peroxi-coagulation processes using a flow reactor for wastewater treatment. *Chemosphere* 47, 241–248.
- Bukhari A. (2008). Investigation of electro-coagulation treatment process for the removal of total suspended solids and turbidity from municipal wastewater. *Bioresource technology*, 99, 914-921.
- Bureau de normalisation du Québec (BNQ) numéro 3680-915 NQ, (2000). *Traitement des eaux usées - Systèmes d'épuration autonomes pour les résidences isolées - Protocole de certification*. 2<sup>ème</sup> édition, 28 pp

- Butler D., E. Friedler et K. Gatt (1995). Characterising the quantity and quality of domestic wastewater inflows. *Water Science and Technology*, 31 (7), 13-24.
- Butler E., Y. Hung, R. Y. Yeh et M. S. Al Ahmad, (2011). Electrocoagulation in Wastewater Treatment. *Water*, (3) 495-525..
- Calvin P. et C. Poon. (1997). Electroflotation for groundwater decontamination. *J. Hazard. Mater.* 55, (1-3), 159-170.
- Cames M.C., G. Tanguy, J.P. Leclerc, L. Sanchez-Calvo, G. Valentin, A. Rostan, P. Muller et P. Lapique (2001). Design rules of a pilot cell for treatment of concentrated liquid wastes by electrocoagulation-electroflotation. *6th World Congress of Chemical Engineering*, Melbourne, Australie, pp. 23-27.
- Campos, H. M. et M. Von Sperling, (1996). Estimation of domestic wastewater characteristics in a developing country based on socio-economic variables. *Water Science and Technology* 34 (3-4), 71-77.
- Cenkin V.E. et A.N. Belevstev (1985). Electrochemical treatment of industrial wastewater. *Effluent & Water Treatment Journal*, (25), 243-247.
- Chen G., (2004). Electrochemical technologies in wastewater treatment, *Separation and purification technology* (38), 11-41.
- Chen X., G. Chen et P. L. Yue, (2000). Separation of pollutants from restaurant wastewater by electrocoagulation, *Separation and Purification technology*, (19) 65-76.
- Cheng L. H., X. J. Bi, T. T. Jiang et C. Q. Liu, (2011). Effect of Ozone Enhanced Flocculation on the Treatment of Secondary Effluent. *Procedia Environmental Sciences* (10) 555 – 560.
- Cho, M., H. Chung, W. Choi et J. Yoon, (2004). Linear correlation between inactivation of E. coli and OH radical concentration in TiO<sub>2</sub> photocatalytic disinfection. *Water Research* (38) 1069–1077.
- Coleman J., K. Hench, K. Garbutt, A. Sexstone, G. Bissonnette et J. Skousen, (2001). Treatment of domestic wastewater by three plant species in constructed wetlands. *Water, air, and soil pollution*, 128, 283–295

- Comninellis C. (1992). Electrochemical treatment of waste water containing phenol. *Trans. Inst Chemical Engineers*, 70, 219-224.
- Cotillas S., J. Llanos, P. Canizares, S. Mateo, Manuel A. Rodrigo (2013) Optimization of an integrated electrodisinfection/electrocoagulation process with Al bipolar electrodes for urban wastewater reclamation. *Water research* 47, 1741-1750.
- CWRA (Canadian Water Resources Association) ou ACRH (Association Canadienne des Ressources Hydriques), (2008). Nécessité pour une utilisation rationnelle de l'eau potable dans les municipalités canadiennes, Water News, 15pp.
- Daghrir R. (2010). *Développement d'un procédé hybride d'oxydation électrolytique et d'électrocoagulation pour le traitement des eaux usées non connectées à des infrastructures communautaires*. Mémoire de maîtrise, INRS-ETE, Université du Québec, Québec, QC, Canada, 217p.
- Daghrir R. et Drogui P. (2013). Coupled electrocoagulation-electro-Fenton for efficient domestic wastewater treatment. *Environment Chemistry Letters*, 11 (2) : 151-156.
- Villa R. D. et R F. Pupo Nogueira (2006) Oxidation of p,p'-DDT and p,p'-DDE in highly and long-term contaminated soil using Fenton reaction in a slurry system. *Science of the Total Environment* 371 (2006) 11-18.
- Daneshvar N., H. A. Sorkhabi et M.B. Kasiri, (2003). Decolourization of dye solution containing Acid Red 14 by electrocoagulation with a comparative investigation of different electrode connections. *Journal of Hazardous Materials B* 112, 55-62.
- De Nardi I.R., V. Del Nery, A.K.B. Amorim, N.G. Dos Santos et F. Chimenes (2011) Performances of SBR, chemical-DAF and UV disinfection for poultry slaughterhouse wastewater reclamation. *Desalination* 269 (2011), 184-189.
- Deronzier G. et J.M. Choubert 2004. Traitement du  $P_{total}$  dans les petites stations d'épuration en boues activées. Document technique FNDAE n°29, Ministère de l'Agriculture et de la Pêche, Cemagref Éditions, Paris, France, 24 p.
- Deronzier G., S. Schérite, Y. Racault, J.P. Canler, A. Liénard, A. Héduit et P. Duchène (2001). Traitement de l'azote dans les stations d'épurations biologiques des petites collectivités.



Document technique FNDAE n°25 Ministère de l'agriculture et de l'élevage, - Cemagref Éditions, Paris, France, 79 p.

- Ditzig J., H. Liu et B.E. Logan (2007). Production of hydrogen from domestic wastewater using a bioelectrochemically assisted microbial reactor (BEAMR). *International journal of hydrogen energy* 32, 2296-2304.
- Drogui P., S. Elmaleh, M. Rumeau, C. Bernard et A. Rambau (2001). Hydrogen peroxide production by water electrolysis: application to disinfection. *Journal of applied electrochemistry* 31, 877-882.
- El-Shafai S. A., Fatma A. El-Gohary, Fayza A. Nasr, N. Peter van der Steen et Huub J. Gijzen Nutrient recovery from domestic wastewater using a UASB-duckweed ponds system. *Bioresource Technology*, 98 March, 798–807.
- Emamjomeh M. M. et M. Sivakumar, (2009). Review of pollutants removed by electrocoagulation and electrocoagulation/flotation processes. *Journal of Environmental Management*, 90 (5), 1663–1679.
- Eriksson E., K. Auffarth, M. Hensze, et A. Ledin, (2002). Characteristic of grey wastewater. *Urban water*, 4, 85-104.
- Fockedey E. et A. Van Lierde (2002). Coupling of anodic and cathodic reactions for phenol electro-oxidation using three-dimensional electrodes. *Water Research*, 36, 4169-4175.
- Gandini D., C. Comninellis, N. B. Tahar et A. Savall (1998). Traitement électrochimique des eaux résiduaires chargées en matières organiques toxiques. *Actualité Chimique*, 10, 68-73.
- Gearheart R.A. (1999). The use of free surface constructed wetland as an alternative process treatment train to meet unrestricted water reclamation standards. *Water Science and Technology*, 40, (4–5), 375–382.
- Grasmick A., C. Cabassud, M. Spérandio et C. Wisniewsk (2009). Les bioréacteurs à membrane appliqués au traitement des eaux usées. *Les Techniques de l'Ingénieur*, W 4140.
- Hasar H., C. Klnacl, A. UnRi et U. Ipek (2001). Role of intermittent aeration in domestic wastewater treatment by submerged membrane activated sludge system. *Desalination* 142, 287-293.

- Henze M., P. Harremoes, J. Jansen, L.A. Cour et E. Arvin (2002). Wastewater Treatment: Biological and Chemical Process. Third Edition. *Springer*, Berlin, Allemagne, 430 p.
- Holt P.K., G.W Barton et C.A. Mitchell (2005). The future for electrocoagulation as a localised water treatment technology. *Chemosphere*, 59(3), 355-367.
- Holt P.K., G.W. Barton, M. Wark et C. A. Mitchell (2002). A quantitative comparison between chemical dosing and electrocoagulation. *Colloids Surfaces. A: Physicochemical and Engineering Aspects*, 211, 233-248.
- Huang M., Y. Lia et G. Gua (2010). Chemical composition of organic matters in domestic wastewater. *Desalination*, 262, 36-42.
- Jiang C. et J. Zhang (2007). Progress and prospect for electro-Fenton process for wastewater treatment. *Journal of Zhejiang University Science*, 8 (7), 1118-1125.
- Jiang J., J. Hu, M. Cui et H. Tian (2012). Integration of hydrogen production and waste heat recovery in electrochemical wastewater treatment. *Renewable Energy*, 34, 179-182.
- Karathanasis A.D., C.L. Potter et M.S. Coyne (2003). Vegetation effects on fecal bacteria, BOD, and suspended solid removal in constructed wetlands treating domestic wastewater. *Ecological Engineering* 20, 157-169.
- Katukiza A.Y. M. Ronteltap, C.B. Niwagaba, J.W.A. Foppen, F. Kansime et P.N.L. Lens (2012) Sustainable sanitation technology option for urban slum, *Biotechnol Advances*, doi : 10.1016/j.biotechadv. 2012.007.
- Khemis M., G. Tanguy, J.P. Leclerc, G. Valentin et F. Lapique (2005). Electrocoagulation for the treatment of oil suspensions: relation between the rates of electrode reactions and the efficiency of waste removal. *Process Safety Environ. Protection*, 83(B1), 50-57.
- Koby M., Orhan T. Can, et M. Bayramoglu (2003). Treatment of textile wastewaters by electrocoagulation using iron and aluminium electrodes. *Journal of Hazardous Materials*, B100, 163-178.
- Koparal Savaş A. et Ülker B. Ögütveren, (2002). Removal of nitrate from water by electroreduction and electrocoagulation. *Journal of Hazardous Materials*, 89 (1), January, 83-94.

- Kornienko G. V., NV Cnaenko et VL Kornienko (2006). Indirect electrochemical oxidation of phenol by hydrogen peroxide *in situ* generated from oxygen in gas diffusion electrode in acid and neutral media. *Chemistry for Sustainable Development*, 14, 19-22.
- Lai Chen L. et Sheng H. Lin, (2004). Treatment of chemical mechanical polishing wastewater by electrocoagulation: system performances and sludge setting characteristics. *Chemosphere*, 54, 235-242.
- Lesage E., D.P.L. Rousseau, E. Meers, F.M.G. Tack et N. De Pauw, (2007). Accumulation of metals in a horizontal subsurface flow constructed wetland treating domestic wastewater in Flanders. *Belgium. Science of the Total Environment*, 380 (1-3), 102-115.
- Lew B., S. Tarre, M. Beliavski, C. C. Dosoretz et M. Green, (2009). Anaerobic membrane bioreactor (AnMBR) for domestic wastewater treatment. *Desalination*, 243, 251-257.
- Linares-Hernández I., C. Barrera-Díaz, B. Bilyeu et P. Juárez-García-rozajas, (2009). A combin of electrocoagulation-electrooxidation treatment for industrial wastewater. *Journal of Hazardous Materials*, 175, 688-694.
- Marinez-Huitle C.A et S. Ferro (2006). Electrochemical oxidation of organic pollutants for the wastewater treatment: direct and indirect processes. *Chemical. Society Reviews*, 35, 1324-1340.
- Matamoros V., C. Arias, H. Brix et J.M. Bayona, (2009). Preliminary screening of small-scale domestic wastewater treatment systems for removal of pharmaceutical and personal care products. *Water Research*. Jan, 43 (1), 55-62.
- Mesplède J., Randon J. (2004). 100 Manipulation de chimie générale et analytique. Nouvelle édition 249 pp.
- Metcalf et Eddy Inc, (2003). Wastewater engineering, treatment and reuse, 4<sup>ème</sup> éd. *The McGraw-Hill*. New York, 1334 pp.
- Meunier N., P. Drogui, C. Gourvenec, G. Mercier, R. Hausler & J-F. Blais (2004): Removal of metals in leachate from sewage sludge using electrochemical technology, *Environmental Technology*, 25:2, 235-245

Ministère du développement durable, de l'environnement et des parcs du Québec (2009), Loi sur la qualité de l'environnement (L.R.Q., c. Q-2): *Règlement sur l'évacuation et le traitement des eaux usées des résidences isolées*, Canada.

Ministère du développement durable, de l'environnement et des parcs du Québec (2013), Guide d'interprétation et d'application : *Règlement sur l'évacuation et le traitement des eaux usées des résidences isolées (Q-2, r.22)*. Direction des politiques de l'eau. Services des eaux municipales. Version révisée, Canada.  
([http://www2.publicationsduquebec.gouv.qc.ca/dynamicSearch/telecharge.php?type=3&file=/Q\\_2/Q2R22.HTM](http://www2.publicationsduquebec.gouv.qc.ca/dynamicSearch/telecharge.php?type=3&file=/Q_2/Q2R22.HTM))

Ministère du Développement durable, de l'Environnement et des Parcs du Québec, Centre d'expertise en analyse environnementale du Québec (2012). *Détermination de la demande biochimique en oxygène: Méthode électrométrique*. MA. 315 – DBO 1.1, Révisé. Canada.

Ministère du Développement durable, de l'Environnement, de la Faune et des Parcs du Québec, Centre d'expertise en analyse environnementale du Québec (2012). *Détermination des solides en suspension totaux et volatils : méthode gravimétrique*, MA. 115 – S.S. 1.2, Rév. 1. 13 p.

Ministère du Développement durable, de l'Environnement, de la Faune et des Parcs du Québec, Centre d'expertise en analyse environnementale du Québec (2012). *Détermination des solides totaux et des solides totaux volatils : méthode gravimétrique*, MA. 100 – S.T. 1.1, Rév. 2, 13 p.

Ministère du Développement durable, de l'Environnement, de la Faune et des Parcs du Québec, Centre d'expertise en analyse environnementale du Québec (2012). *Détermination de la couleur vraie dans l'eau : méthode par spectrophotométrie UV-visible avec le platino-cobalt*, MA. 103 – Col. 2.0, Rév. 2, 8 p.

Ministère du Développement durable, de l'Environnement, de la Faune et des Parcs du Québec, Centre d'expertise en analyse environnementale du Québec (2012). *Détermination des métaux : méthode par spectrométrie de masse à source ionisante au plasma d'argon*. MA. 200 – Mét 1.2, Rév. 3, 2012, 36 p.

- Ministère du Développement durable, de l'Environnement, de la Faune et des Parcs du Québec, Centre d'expertise en analyse environnementale du Québec (2009). *Détermination de la turbidité dans l'eau : méthode néphélométrique*. MA. 103 – Tur. 1.0, Rév. 4, 10 p.
- Ministère du Développement durable, de l'Environnement, de la Faune et des Parcs du Québec, Centre d'expertise en analyse environnementale du Québec (2012). *Détermination de la demande chimique en oxygène : méthode de reflux en système fermé suivi d'un dosage par colorimétrie avec le bichromate de potassium*, MA. 315 – DCO 1.1, Rév. 1, 10 p.
- Mollah M. Y.A., P. Morkovsky, Jewel A.G. Gomes, M. Kesmez, J. Parga and David L. Cockec (2004). Fundamentals, present and future perspectives of electrocoagulation. *Journal of Hazardous Materials*, B114, 199–210.
- Mollah M.Y.A., R. Schennach, J.R. Parga et D.L Cocke (2001). Electrocoagulation (EC)-Science and applications. *Journal of Hazardous Materials*, B84, 29-41.
- Moreno-Casillas Hector A., David L. Cocke, Jewel A.G. Gomes, P. Morkovsky, J.R. Parga et E. Peterson, (2007). Electrocoagulation mechanism for COD removal. *Separation and Purification Technology*, 15, August, 204-211.
- Muller E. B., A. H. Stouthamer, H. W. Van Verseveld et D. H. Eikelboom (1995). Aerobic domestic waste water treatment in a pilot plant with complete sludge retention by cross-flow filtration. *Water Research*. 29 (4) 1179-1189.
- Oloman C., A.P. Watkinson (1979), Hydrogen peroxide production in trickle-bed electrochemical reactors. *Journal of applied electrochemistry* 9, 117-123.
- Panizza M. et G. Cerisola, (2000). Removal of organic pollutants from industrial wastewater by electrogenerated Fenton's reagent. *Water Research*. 35 (16), November 3987-3992.
- Perrier Y., (2008). Traitement écologique des eaux uses domestiques. La maison Saine, Automne 2008. (<http://www.guideperrier.com/article1354/Fosse-septique-Traitement-eau-usee-Choix-du-systeme-secondaire-avance-et-couts> (Guide Perrier, visité le 12 Mai 2011).
- Pikaar I., R.A. Rozendal, Z. Yuan, J. Keller et K. Rabaey (2011). Electrochemical sulfide oxidation from domestic wastewater using metal-coated titanium electrodes. *Water Research*, 45, 5381-5388.

- Purdum C.E., P.A. Hardiman, V.J. Bye, N.C. Eno, C.R. Tyler et J.P. Sumpter. (1994) Estrogenic Effects of Effluents from Sewage Treatment Works. *Chem. Ecol.*, 8, 275-285.
- Qiang Z., C. Jih et C. Huang (2003). Electro-Fenton generation of  $Fe^{2+}$  in Fenton oxidation process. *Water Research*, 37, 1308-1319.
- Qiang Z., C. Jih et C. Huang, (2002). Génération électrochimique de peroxyde d'hydrogène de l'oxygène dissous dans des solutions acides. *Recherche sur les eaux*, 36 (1), Janvier, 85-89.
- Raghavacharya, C. (1997). Colour removal from industrial effluents. A comparative review of available technologies. *Chemical. Engineering. World*. 32, 53-54.
- Rajeshwar K. et J. Ibanez (1997). Environmental Electrochemistry - Fundamental and Applications in Pollution Abatement. San Diego, California.
- Riahi K., A. Ben Mammou et B. Ben Thayer (2009). Date-palm fibers media filters as a potential technology for tertiary domestic wastewater treatment. *Journal of Hazardous Materials*, 161, 608-613.
- Rubach S. et I.F. Saur, (1997). Onshore testing of produced waster by electrocoagulation. *Filt. Sep.*, Octobre, 877-882.
- Sanchez -Calvo L., J.P. Leclerc, G. Tanguy, M.C. Cames, G. Paternotte, G. Valentin, A. Rostan et F. Lapiquea (2003). An electrocoagulation unit for the purification of soluble oil wastes of high COD. *Environmental Progress*, 22(1), 57-65.
- Sayiner G., F. Kandemirli et A. Dimoglo (2006). Evaluation of boron removal by electrocoagulation using iron and aluminium electrode. *Desalinisation*, 230, 205-212.
- Schmalz V., T. Dittmar, D. Haaken et E. Worch (2009). Electrochemical disinfection of biologically treated wastewater from small treatment systems by using boron-doped diamond (BDD) electrodes- contribution for direct reus of domestic wastewater. *Water research*. 43, 5260-5266.
- Sekaran G, K. Ramani, A. Ganesh Kumar, B. Ravindran, L. John Kennedy et A. Gnanamani (2007). Oxidative destabilization of dissolved organics and E. coli in domestic wastewater through immobilized cell reactor system. *Journal of Environmental Management*, 84 (2), 123-133.

- Sengil I. A. et M. Ozacar (2009). The decolorization of C.I. Reactive Black 5 in aqueous solution by electrocoagulation using sacrificial iron electrodes. *Journal of Hazardous Materials*, 161, 1369–1376.
- Shanthi V., K. Ramanathan et C.A. Basha (2011). Domestic sewage treatment using batch stirred tank electrochemical reactor. *International Journal of ChemTech Research*, 3, 1711-1721.
- Siegrist Robert L., (1980). Residential Waste flow reduction with low-flush toilet fixtures. Small scale waste management project, 1980, 21 pp.
- Sigler P. B. et Masters B. J. (1957) The hydrogen peroxide-induced Ce (III)-Ce(IV) exchange system. *J. Am. Chem. Soc.*, 79 :6353-6357.
- Súilleabháin C.Ó., L. W. Gill, B. D. R. Misstear MCIWEM et P. M, Johnston, (2008). Fate of endocrine-disrupting chemicals in percolating domestic wastewater effluent. *Water and environment journal*. Print ISSN 1747-6585.
- Tezcan U., A.S. Koparal et U.B. Ogutveren (2009). Electrocoagulation of vegetable oil refinery wastewater using aluminum electrodes. *Journal of Environmental Management*, 90, 428-433.
- Thiruvkatachari R., W.G. Shim, J.W. Lee, R.B. Aim, H. Moon (2006). A novel method of powdered activated carbon (PAC) pre-coated microfiltration (MF) hollow fiber hybrid membrane for domestic wastewater treatment. *Colloids and Surfaces A: physicochemical and Engineering Aspects*, 274 (1–3), 24–33.
- Ting W.P., M. Lu et Y. Huang, (2009). Kinetics of 2,6-dimethylaniline degradation by electro-Fenton process. *Journal of Hazardous Materials* 161, 1484-1490.
- Tran N., P. Drogui, J.F. Blais and G. Mercier. 2009. Electrochemical degradation of polycyclic aromatic hydrocarbon in creosote solution using ruthenium oxide on titanium expanded mesh anode. *Journal of Hazardous Materials*. 164, 1118-1129.
- Tsuzuki Y. (2006). An index directly indicates land-based pollutant load contributions of domestic wastewater to the water pollution and its application. *Science of the Total Environment* 370, 425-440.
- USA, Joint Departments of the Army and Air Force USA (1988). *Technical Manual*, TM 5-814-3/AFM 88-11, Domestic Wastewater Treatment, Volume 3, Août, 254 pp.

- Valipour A., V.K. Raman et V.S. Ghole (2009). A new approach in wetland systems for domestic wastewater treatment using Phragmites sp. *Écological.Engineering*, 35, 1797-1803.
- Vik EA., D.A. Carlson, A.S. Eikum et E.T. Gjessing (1984). Electrocoagulation of potable water. *Water Research*, 18, 1355-1360.
- Vlyssides A.G., P.K. Karlis, N. Rori et A. A. Zorpas, (2002). Electrochemical treatment in relation to pH of domestic wastewater using Ti/Pt electrodes. *Journal of Hazardous Materials*, 215-226.
- Wang C. T., W. Chou, L. Chen et S. Chang (2009). Silica particles settling characteristics and removal performances of oxide chemical mechanical polishing wastewater treated by electrocoagulation technology. *Journal of Hazardous Materials*, 161, 344–350.
- Wang S. J. Ma, B. Liu, Y. Jiang et H. Zhang (2008). Degradation characteristics of secondary effluent of domestic wastewater by combined process of ozonation and biofiltration. *Journal of Hazardous Materials*, 150, 109–114.
- Wang X., Jin P., Zhao H. et Meng L., (2007). Classification of contaminants and treatability evaluation of domestic wastewater. *Front. Environ. Sci. Engin. China*, 1 (1), 57-62.
- Wendt H. et G. Kreysa (2001). Génie électrochimique-principes et procédés. Editeur: *Dunod*, Paris, France, 386 p.
- Yavuz Y. et A.S. Kaporal. (2006). Electrochemical oxidation of phenol in a parallel plate reactor using ruthenium metal oxide electrode. *Journal of Hazardous Materials*, B136, 296-302.
- Yonar T., K. Kestioglu et N. Azbar (2006). Treatability studies on domestic wastewater using UV/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> process. *Applied Catalysis B: Environmental*, 67, 223-228.
- Zaviska F., P. Drogui, G. Mercier et J. F. Blais (2009). Procédés d'oxydation avancée dans le traitement des eaux et des effluents industriels : Application à la dégradation des polluants réfractaires. *Revue des Sciences de l'Eau*, 22 (4), 535-564.
- Zaviska F., P. Drogui, J.F. Blais, G. Mercier et P. Lafrance, (2011). Experimental design methodology applied to electrochemical oxidation of the herbicide atrazine using Ti-IrO<sub>2</sub> and Ti/SnO<sub>2</sub> circular anode electrodes. *Journal of Hazardous Materials*, 185, 1499–1507.



- Zheng X., M. Ernst et M. Jekel (2009). Identification and quantification of major organic foulants in treated domestic wastewater affecting filterability in dead-end ultrafiltration. *Water Research*, 43(1): 238-244.
- Zheng X., Tephane Plume, Mathias Ernst, Jean Philippe Croué, Martin Jekel, (2012), In-line coagulation prior to UF of treated domestic wastewater- foulants removal, fouling control and phosphorus removal, *Journal of Membrane Science*. 403–404 (juin), 129–139
- Zhu B., Dennis A. Clifford, et S. Chellam, (2005). Comparison of electrocoagulation and chemical coagulation pre-treatment for enhanced virus removal using microfiltration membranes. *Water Research*, 39, 3098-3108.
- Zurita F., J. De Anda et M.A. Belmont (2009). Treatment of domestic wastewater and production of commercial flowers in vertical and horizontal subsurface-flow constructed wetlands. *Ecological Engineering*, 3 (5), 861-869.

## ANNEXE I: CARACTÉRISATION DE LA CELLULE D'ÉLECTROLYSE

**Tableau 37** Concentration du peroxyde d'hydrogène produit en fonction du temps et de l'intensité par EO-ER (CV/Ti-IrO<sub>2</sub>)

Intensités	Temps (min)	[H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> ] (mg/L)			
		1 <sup>er</sup> Essai	2 <sup>ème</sup> Essai	3 <sup>ème</sup> Essai	Moyennes
0,2A	20	0,57	0,28	0,28	0,38 ± 0,13
	40	1,13	0,57	1,14	0,95 ± 0,25
	60	1,13	0,85	0,85	0,95 ± 0,13
	90	1,13	0,85	0,85	0,95 ± 0,13
	120	1,13	0,85	0,85	0,95 ± 0,13
0,4A	20	0,28	0,57	0,57	0,47 ± 0,13
	40	0,57	0,57	1,14	0,76 ± 0,25
	60	0,57	0,85	1,42	0,95 ± 0,32
	90	1,14	1,14	1,42	1,23 ± 0,13
	120	1,14	1,14	1,70	1,33 ± 0,25
0,6A	20	1,14	0,28	0,57	0,66 ± 0,32
	40	1,14	0,85	1,14	1,04 ± 0,13
	60	1,14	1,14	1,14	1,14 ± 0,00
	90	1,14	1,14	1,14	1,14 ± 0,00
	120	1,42	1,14	1,42	1,33 ± 0,13
1,0 A	20	0,28	0,85	0,57	0,57 ± 0,19
	40	0,85	0,85	1,14	0,95 ± 0,13
	60	1,14	1,14	1,14	1,14 ± 0,00
	90	1,14	1,14	1,14	1,14 ± 0,00
	120	1,42	1,14	1,42	1,33 ± 0,13

**Tableau 38** Caractéristiques moyennes de l'effluent brut de la station d'épuration de Saint Nicolas lors des tests microbiologiques par EC (systèmes Fe/Fe et Al/Al), EO-ER (système Ti-Ir<sub>2</sub>/CV) et EC-ER (I = 0,2 A, 0,4 A, 0,6 A et 1,0 A)

Paramètres mesurés	Valeurs moyennes
pH	7,29± 0,04
Conductivité (µS/cm <sup>2</sup> )	706 ± 67
Turbidité (UTN)	71,4 ± 0,7
Couleur (UCV)	357 ± 39
MES (mg/L)	(5,03 ± 0,04) x 10 <sup>5</sup>
ST (%)	0,07± 0,02
COD (mg/L)	30,1± 0,7
DBO <sub>5</sub> (mg/L)	57
DCO (mg/L)	196 ± 66
P <sub>total</sub> (mg/L)	4,46± 0,19
Aluminium (mg/L)	3,33± 0,52
Fe (mg/L)	0,51± 0,09

**Tableau 39** Concentrations résiduelles de CF lors du traitement électrolytique d'un effluent de type municipal en utilisant le procédé EO- ER; volume traité = 1.0 L

Paramètres	Ti-IrO <sub>2</sub> /CV			
	0,20	0,40	0,60	1,00
Intensité du courant (A)				
Débit recirculation (mL/min)	120	120	120	120
Temps d'électrolyse (min)	60	60	60	60
Tension (V)	6,28	8,93	12,23	17,70
Énergie consommée (kWh/m <sup>3</sup> )	1,26	3,57	7,34	17,70
<b>CF (UFC/100 mL)</b>				
Effluent initial	4,38 x 10 <sup>5</sup>	1,75 x 10 <sup>6</sup>	7,13 x 10 <sup>5</sup>	9,10 x 10 <sup>5</sup>
20 min	8,91 x 10 <sup>4</sup>	8,80 x 10 <sup>4</sup>	2,25 x 10 <sup>5</sup>	5,63 x 10 <sup>4</sup>
40 min	5,83 x 10 <sup>4</sup>	2,50 x 10 <sup>4</sup>	2,23 x 10 <sup>4</sup>	7,50 x 10 <sup>2</sup>
60min	5,00 x 10 <sup>4</sup>	3,25 x 10 <sup>3</sup>	5,25 x 10 <sup>4</sup>	5,00 x 10 <sup>2</sup>
<b>Taux d'abattement (%)</b>				
20 min	79,63	94,97	68,56	93,82
40 min	86,69	98,57	96,88	99,92
60 min	88,57	99,81	99,26	99,95
Unité abatt. Log. (60 min)	0,94	2,73	1,13	3,26

**Tableau 40** Caractéristiques moyennes de l'effluent brut de la station d'épuration de Saint Nicolas lors du traitement électrolytique en utilisant le procédé EC-ER; I = 1,0 A. Essais en triplicata. (2<sup>ème</sup> expérience)

Paramètres mesurés	Valeurs Moyennes
pH	7,08 ± 0,13
Conductivité (/cm <sup>2</sup> )	895 ± 36
Turbidité (UTN)	99,8 ± 8,6
Couleur (UCV)	365 ± 19
MES (mg/L)	224 ± 71
ST(%)	18,32 ± 0,05
CF (UFC/100 mL)	(4,11 ± 3,81) x 10 <sup>6</sup>
DCO (mg/L)	383 ± 52
Aluminium ((mg/L)	0,20 ± 0,08
Fe ((mg/L)	0,16 ± 0,03

**Tableau 41 Performance du traitement EC-ER sur un effluent primaire de type municipal (Station d'épuration de Saint Nicolas) sur l'abattement des polluants en utilisant une intensité égale à 1,0 A, (Volume traité = 1,0 L)**

Paramètres	Effluent brut	Al/CV				Fe/CV			
		<i>1<sup>er</sup></i>	<i>2<sup>ème</sup></i>	<i>3<sup>ème</sup></i>	<i>Moyennes</i>	<i>1<sup>er</sup></i>	<i>2<sup>ème</sup></i>	<i>3<sup>ème</sup></i>	<i>Moyennes</i>
		<i>Essai</i>	<i>Essai</i>	<i>Essai</i>		<i>Essai</i>	<i>Essai</i>	<i>Essai</i>	
Débit recirculation (mL/min)		120	120	120	120	120	120	120	120
Temps d'électrolyse (min)		60	60	60	60	60	60	60	60
Tension (V)		16,50	19,35	18,85	18,23	19,70	15,70	15,30	15,30
Énergie consommée (kWh/m <sup>3</sup> )		17	19	19	18,23	20	16	15	15
<b>Paramètres mesurés</b>									
pH	7,08 ± 0,07	9,1	9,0	9,0	9,0 ± 0,1	9,5	9,57	9,74	9,6 ± 0,1
Conductivité (µS/Cm <sup>2</sup> )	895 ± 4	549,0	554,0	-	551,5 ± 3,5	578,00	574,00	579,00	577,0 ± 2,6
Turbidité (UTN)	99,8 ± 1,3	3,5	2,0	4,7	3,4 ± 1,3	15,10	17,60		10,9 ± 1,8
Couleur (UCV)	365 ± 1	25,6	26,8	24,1	25,5 ± 1,4	71,20	62,60	59,60	65,5 ± 6,0
MES (mg/L)	224 ± 18	85,0	50,0	75,0	70,0 ± 1,8	50,00	15,00		32,5 ± 24,7
CF (UFC/100 mL)	(6,8 ± 0,01) x 10 <sup>4</sup>	2,5 x 10 <sup>4</sup>	2,7 x 10 <sup>4</sup>	6,0 x 10 <sup>3</sup>	(1,9 ± 1,2) x 10 <sup>4</sup>	10 <sup>3</sup>	10 <sup>3</sup>	10 <sup>3</sup>	(3,33 ± 4,04) x 10 <sup>3</sup>
DCO (mg/L)	383 ± 22	49,0	49,0	36,2	44,7 ± 7,4	16,77	16,77	16,77	16,8 ± 0,00
<b>Taux d'abattement (%)</b>									
Couleur	-	93,0	92,7	93,4	93,0 ± 0,4	80,5	82,8	83,7	82,3 ± 1,6
Turbidité	-	96,5	98,0	95,3	96,6 ± 1,3	84,9	82,4	-	89,1 ± 1,8
MES	-	62,0	77,7	66,5	68,7 ± 8,1	77,7	93,3	-	85,5 ± 11,1
CF	«	99,6	99,6	99,9	99,7 ± 0,2	100,0	100,0	99,9	100,0 ± 0,1
DCO	-	87,2	87,2	90,6	88,3 ± 1,9	95,6	95,6	95,6	95,6 ± 0,0
Unité abatt. Log. (60 min)	-	6,8	6,8	6,8	6,8 ± 0,0	6,8	6,8	6,8	6,8 ± 0,0



**ANNEXE II : EFFET DE L'INTENSITÉ TRAITEMENT DE L'EFFLUENT DE LA STATION D'ÉPURATION DU  
CAMPING DOMAINE DE LA CHUTE, SAINT APPOLINAIRE.**

**Tableau 42** Influence de l'intensité de courant sur l'efficacité épuratoire lors du traitement des EUD par le procédé EC-ER (système Fe/CV, I=0,2A)

Conditions opératoires	Effluent non traité				Effluent traité			
	EC-ER1	EC-ER2	EC-ER3	Moyennes	EC-ER1	EC-ER2	EC-ER3	Moyennes
Débit de recirculation (mL/min)	-	-	-	-	120	120	120	120 ± 0,00
Temps de rétention (min)	-	-	-	-	60	60	10	60 ± 0,00
Tension (V)	-	-	-	-	4,90	3,55	3,95	4,13 ± 0,69
Énergie consommée (kWh/m <sup>3</sup> )	-	-	-	-	0,98	0,71	0,79	0,83 ± 0,14
<b>Paramètres mesurés</b>								
pH	7,3	7,3	7,1	7,2 ± 0,4	7,7	8,2	8,5	8,1 ± 0,4
Conductivité (µs/cm <sup>2</sup> )	1388	1369	1374	1377 ± 41	1311	1327	1249	1296 ± 41
ST (%)	0,07	0,09	0,08	0,08 ± 0,01	0,1	0,1	0,3	0,2 ± 0,1
MES (mg/L)	82,5	120	110	104 ± 40	10	45,00	10,00	27,50 ± 24,75
Turbidité (UTN)	28,9	28,9	29,8	29,2 ± 26,6	23	23	23,3	51,1 ± 26,6
Couleur (UCV)	416,2	416,2	405,2	412,5 ± 104,2	364	364	183,6	303,9 ± 104,2
DCO (mg/L)	229	229	229	229 ± 0,0	134	134	134	134 ± 0,0
Fe (mg/L)	2,31	2,3	2,3	2,3 ± 0,0	4,2	4,2	4,2	4,2 ± 0,0
P <sub>total</sub> (mg/L)	5,6	5,6	5,6	5,6 ± 0,0	0,01	0,01	0,01	0,01 ± 0,0
<b>Paramètres électrolytiques (%)</b>								
MES	0,0	0,0	0,0	0,0	87,9	62,5	90,9	73,6 ± 15,6
Turbidité	0,0	0,0	0,0	0,0	20,4	22,8	22,8	21,2 ± 1,4
Couleur	0,0	0,0	0,0	0,0	12,5	12,5	54,7	26,3 ± 24,3
DCO	0,0	0,0	0,0	0,0	41,5	41,5	41,5	41,5 ± 0,0
P <sub>total</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0	99,8	99,8	99,8	99,8 ± 0,0

**Tableau 43** Influence de l'intensité de courant sur l'efficacité épuratoire lors du traitement des EUD par le procédé EC-ER (système Fe/CV; I=0,4A)

Conditions opératoires	Effluent non traité				Effluent traité			
	EC-ER1	EC-ER2	EC-ER3	Moyennes	EC-ER1	EC-ER2	EC-ER3	Moyennes
Débit de recirculation (mL/min)	-	-	-	-	120	120	120	120
Temps de rétention (min)	-	-	-	-	60	60	10	60
Intensité du courant (A)	-	-	-	-	0,4	0,4	0,4	0,4
Densité du courant (mA/cm <sup>2</sup> )	-	-	-	-	3,64	3,64	-	3,64
Tension (V)	-	-	-	-	5,70	5,25	6,15	5,70 ± 0,45
Énergie consommée (kWh/m <sup>3</sup> )	-	-	-	-	2,28	2,10	2,46	2,28 ± 0,18
<b>Paramètres mesurés</b>								
pH	7,48	7,56	7,5	7,51 ± 0,04	7,9	7,63	8,29	7,94 ± 0,33
Conductivité (µs/cm <sup>2</sup> )	1369	1330	1385	1361 ± 28	1303	1347	1173	1274 ± 90
ST (%)	0,07	0,11	0,08	0,09 ± 0,02	0,06	0,08	0,08	0,08 ± 0,01
MES (mg/L)	65	100	130	98,3 ± 32,5	16,6	16,6	5	10,8 ± 6,7
Turbidité (UTN)	28,3	28,3	29,8	28,8 ± 0,9	24,4	19,8	14	19,4 ± 5,2
Couleur (UCV)	405	405	397	402 ± 4	103	123	103	109,8 ± 11,5
DCO (mg/L)	229	229	229	229 ± 0,0	120	120	120	120 ± 0,0
Fe (mg/L)	2,3	2,3	2,3	2,3 ± 0,0	4,3	4,3	4,3	4,3 ± 0,0
P <sub>total</sub> (mg/L)	5,6	5,6	5,6	5,6 ± 0,0	0,01	0,01	0,01	0,01 ± 0,01
<b>Paramètres électrolytiques (%)</b>								
MES	0,0	0,0	0,0	0,0	74,4	83,3	96,2	89 ± 11
Turbidité	0,0	0,0	0,0	0,0	13,8	33,6	53,0	32,6 ± 19,6
Couleur	0,0	0,0	0,0	0,0	74,5	69,6	74,0	72,7 ± 2,7
DCO	0,0	0,0	0,0	0,0	47,6	47,6	47,6	47,6 ± 0,0
P <sub>total</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0	99,8	99,8	99,8	99,8 ± 0,0



**Tableau 44** Influence de l'intensité de courant sur l'efficacité épuratoire lors du traitement des EUD par le procédé EC-ER (système Fe/CV; I=0,6A)

Conditions opératoires	Effluent non traité				Effluent traité			
	EC-ER1	EC-ER2	EC-ER3	Moyennes	EC-ER1	EC-ER2	EC-ER3	Moyennes
Débit de recirculation (mL/min)	-	-	-	-	120	120	120	120
Temps de rétention (min)	-	-	-	-	60	60	10	60
Intensité du courant (A)	-	-	-	-	0,60	0,60	0,60	0,60
Densité du courant (mA/cm <sup>2</sup> )	-	-	-	-	5,45	5,45	-	5,45 ± 5,45
Tension (V)	-	-	-	-	9,40	9,15	9,40	9,32 ± 0,14
Énergie consommée (kWh/m <sup>3</sup> )	-	-	-	-	5,64	5,49	5,64	5,59 ± 0,09
<b>Paramètres mesurés</b>								
pH	7,38	7,79	7,33	7,50 ± 0,25	8,39	8,69	9,07	8,72 ± 0,34
Conductivité (µs/cm <sup>2</sup> )	1374	1415	1358	1382 ± 29	1382	1176	1180	1246 ± 118
ST (%)	0,09	0,10	0,09	0,09 ± 0,01	0,10	0,07	0,08	0,09 ± 0,0
MES (mg/L)	80	127	100	102 ± 23	10,0	50,0	10,0	10,0 ± 0,0
Turbidité (UTN)	27,9	27,5	27,6	27,7 ± 0,2	11,2	11,2	18,4	13,6 ± 4,2
Couleur (UCV)	355,5	397,7	355,5	369,6 ± 24,3	101,7	101,7	124,4	109,3 ± 13,1
DCO (mg/L)	129	129	129	129 ± 0,0	115	115	115	115, ± 0,0
Fe (mg/L)	2,31	2,31	2,31	2,31 ± 0,0	4,18	4,18	4,18	4,18 ± 4,18
P <sub>total</sub> (mg/L)	5,60	5,60	5,60	5,60 ± 0,0	0,03	0,03	0,03	0,03 ± 0,03
<b>Paramètres électrolytiques (%)</b>								
MES	0,0	0,0	0,0	0,0	87,5	60,5	90,0	90,2 ± 16,3
Turbidité	0,0	0,0	0,0	0,0	59,9	59,3	33,3	50,8 ± 15,2
Couleur	0,0	0,0	0,0	0,0	71,4	74,4	65,0	70,4 ± 4,8
DCO	0,0	0,0	0,0	0,0	49,8	49,8	49,8	49,8 ± 0,0
P <sub>total</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0	99,5	99,5	99,5	99,5 ± 0,0

**Tableau 45** Influence de l'intensité de courant sur l'efficacité épuratoire lors du traitement des EUD par le procédé EC-ER (système Fe/CV; I = 1,0 A)

Conditions opératoires	Effluent non traité				Effluent traité			
	EC-ER1	EC-ER2	EC-ER3	Moyennes	EC-ER1	EC-ER2	EC-ER3	Moyennes
Débit de recirculation (mL/min)	-	-	-	-	120	120	120	120
Temps de rétention (min)	-	-	-	-	60	60	10	60
Intensité du courant (A)	-	-	-	-	1	1	1	1
Densité du courant (mA/cm <sup>2</sup> )	-	-	-	-	9,09	9,09	-	9,09 ± 0,00
Tension (V)	-	-	-	-	13,15	15,40	13,90	14,15 ± 0,00
Énergie consommée (kWh/m <sup>3</sup> )	-	-	-	-	13,15	15,40	13,90	14,15 ± 0,00
<b>Paramètres mesurés</b>								
pH	7,52	7,91	8,06	7,83 ± 0,28	8,67	7,09	9,56	8,44 ± 1,25
Conductivité (µs/cm <sup>2</sup> )	1375	1363	1343	1360 ± 16	1178	1126	1070	1125 ± 54
ST (%)	0,09	0,10	0,09	0,09 ± 0,01	0,11	0,09	0,04	0,08 ± 0,04
MES (mg/L)	100	125	100	108 ± 14	10	10	10	10 ± 0,0
Turbidité (UTN)	18,5	31,0	40,5	30,0 ± 11,0	12,8	6,1	18,9	12,6 ± 6,4
Couleur (UCV)	411	411	445	422 ± 20	68	68	169	102 ± 59
DCO (mg/L)	229	229	229	229 ± 0,0	89,	89	89	89 ± 0,0
Fe (mg/L)	2,31	2,31	2,31	2,31 ± 0,0	4,93	4,93	4,93	4,9 ± 0,0
P <sub>total</sub> (mg/L)	5,6	5,6	5,6	5,6 ± 0,0	0,04	0,04	0,04	0,04 ± 0,0
<b>Paramètres électrolytiques</b>								
MES	0,0	0,0	0,0	0,0	90	92	90	91 ± 1
Turbidité	0,0	0,0	0,0	0,0	30,8	80,4	53,3	58,0 ± 24,8
Couleur	0,0	0,0	0,0	0,0	83,5	83,5	61,9	75,9 ± 12,4
DCO	0,0	0,0	0,0	0,0	61,1	61,1	61,1	61,1 ± 0,0
P <sub>total</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0	99,3	99,3	99,3	99,3 ± 0,0

### ANNEXE III : EFFET DE DÉCANTATION NATURELLE VERSUS DÉCANTATION ASSISTÉE

**Tableau 46** Influence du type d'électrode anodique (Fe et Al) en absence de polymères sur la variation de la vitesse et de la hauteur de décantation lors du traitement ECER. (I=0,4A, TRH = 6 0min)

Temps (min)	<i>Fe/CV</i>		<i>Al/CV</i>	
	Hauteurs (cm)	Vitesses (cm /min)	Hauteurs (cm)	Vitesses (cm/min)
0	35,2	-	35,2	-
2	4,4	15,40	5,6	14,80
5	4,2	0,07	5,1	0,17
10	4,2	0,02	5,1	0,06
20	4,1	0,04	4,8	0,02
40	3,7	0,02	4,6	0,01
60	3,3	0,00	4,4	0,00
90	3,3	0,00	4,4	0,01
120	3,3	0,11	4,2	0,14

**Tableau 47** Influence du type d'électrode anodique (Al et Fe) en présence de polymères (Magnafloc 10, Magnafloc 155 et Zétag 7563) sur la variation de la vitesse (cm/min) et de la hauteur (cm) de décantation lors du traitement ECER. (I = 0,4 A, TRH = 60 min)

Temps (min)	Al/CV						Fe/CV					
	<i>Zétag 7563</i>		<i>Magnafloc 10</i>		<i>Magnafloc 155</i>		<i>Zétag 7563</i>		<i>Magnafloc 10</i>		<i>Magnafloc 155</i>	
	Hauteurs	Vitesses	Hauteurs	Vitesses	Hauteurs	Vitesses	Hauteurs	Vitesses	Hauteurs	Vitesses	Hauteurs	Vitesses
0	35,2		35,2		35,2	-	35,2		35,2	-	35,2	
2	7,4	13,9	7,1	14,05	7,1	14,05	4,4	15,4	4,4	15,4	4,8	15,2
5	7,1	0,06	6,8	0,06	6,8	0,06	4,2	0,04	4,1	0,06	4,8	0
10	6,8	0,03	6,8	0	6,8	0	4,2	0	4,1	0	3,8	0,1
20	6,4	0,02	6,4	0,02	6,4	0,02	4,1	0,005	4	0,005	3,5	0,015
40	5,8	0,015	5,8	0,015	5,8	0,015	3,7	0,01	3,8	0,005	3,3	0,005
60	5,8	0	5,8	0	5,8	0	3,3	0,006	3,5	0,005	3,3	0
90	5,8	0	5,6	0,002	5,6	0,002	3,3	0	3,5	0	3,3	0
120	5,6	0,002	5,6	0	5,6	0	3,3	0	3,3	0,002	3,3	0

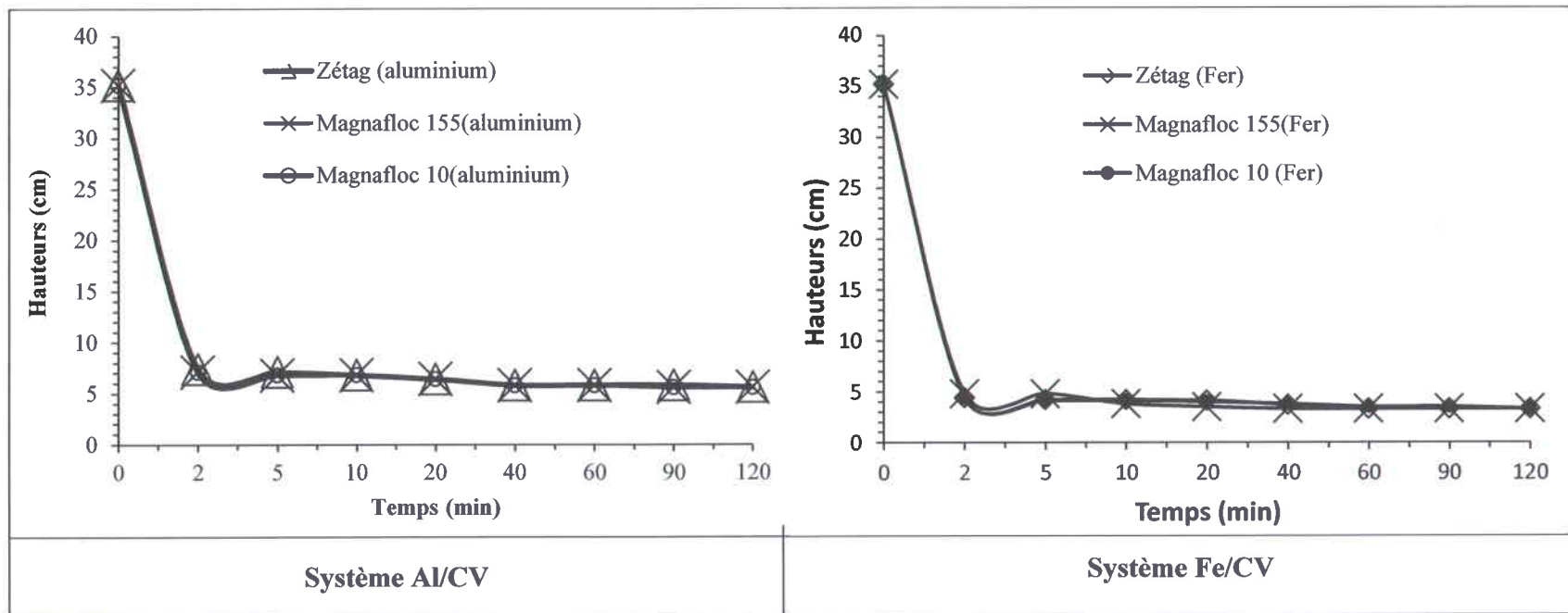


Tableau 48 Variation de la hauteur de décantation en présence de polymère (I = 0,4 A, TRH = 60 min)

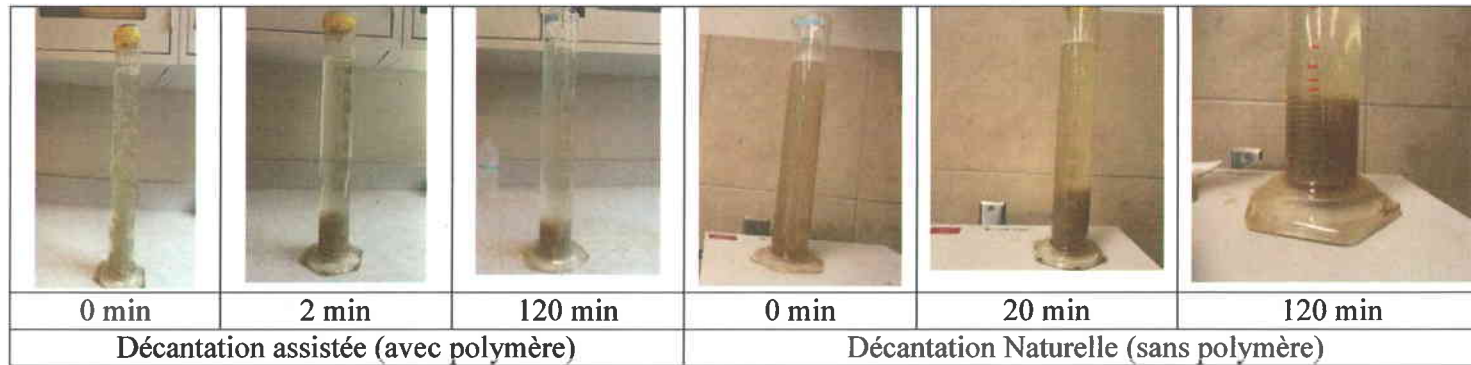


Figure 26 Photographies des essais de décantation lors du traitement EC-ER avec le système Al/CV, Volume = 1,0 L, I = 0,4 A, TRH = 60 min

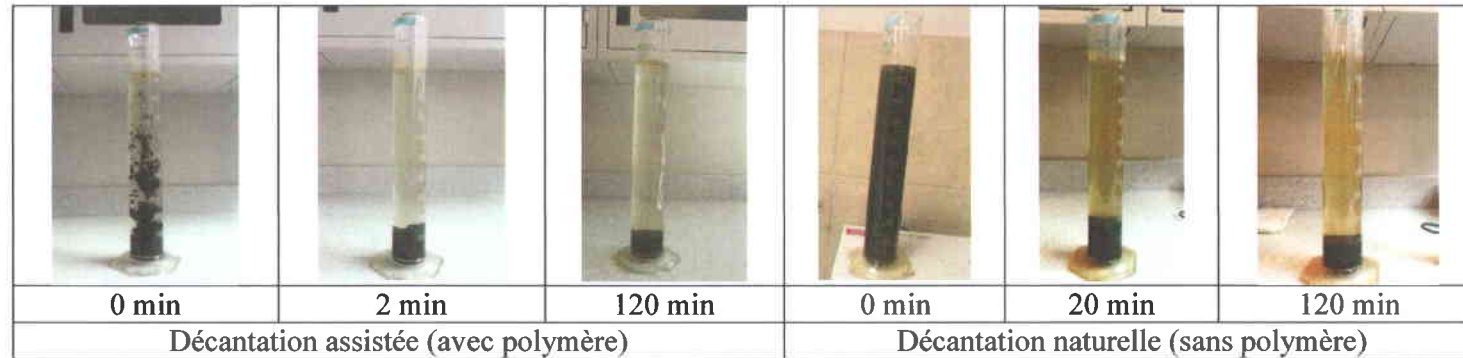
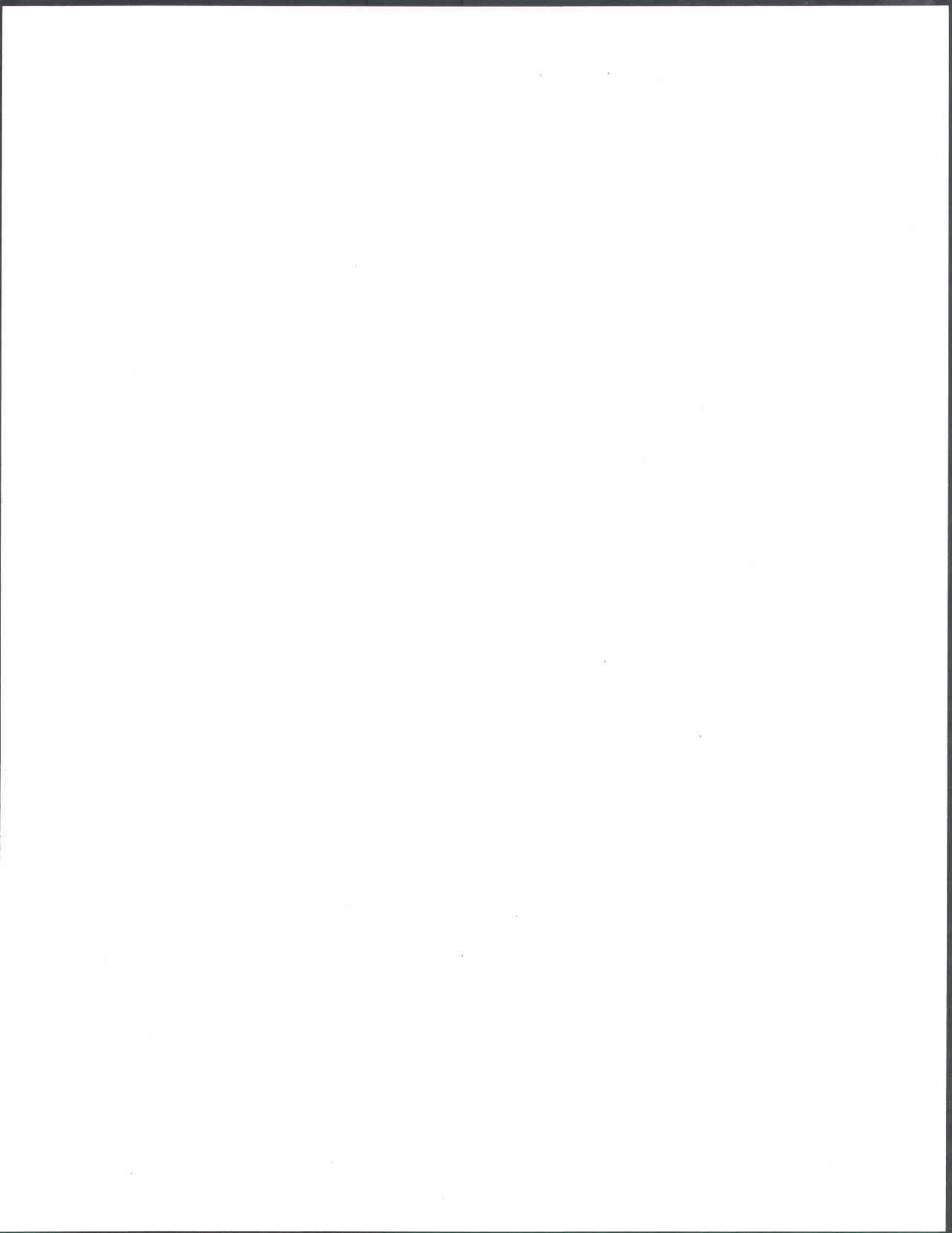


Figure 27 Photographies des essais de décantation lors du traitement EC-ER avec le système Fe/CV. Volume = 1,0 L, I = 0,4 A, TRH = 60 min

## ANNEXE IV : TRAITEMENT DES EUD PAR LE PROCÉDÉ EC-ER EN MODE BATCH

**Tableau 49** Influence du procédé EC-ER sur l'élimination des métaux lors du traitement des EUD en mode batch avec les conditions optimales (Anode = Fe, Cathode = CV; I = 0,4 A)

Métaux	Limite de détection (mg/L)	Effluent non traité			Effluent traité				Taux d'élimination
		1 <sup>er</sup> Essai	2 <sup>ème</sup> Essai	Moyennes	1 <sup>er</sup> Essai	2 <sup>ème</sup> Essai	3 <sup>ème</sup> Essai	Moyennes	
Al	0,0012	0,22	0,22	0,22 ± 0,0	0,13	0,026	0,03	0,06 ± 0,06	71,8
As	0,004	<0,02	<0,02		-				
B	0,003	0,4	0,41	0,41 ± 0,01	0,38	0,39	0,38	0,38 ± 0,01	5,3
Ba	0,00003	0,272	0,307	0,29 ± 0,02	0,225	0,279	0,306	0,27 ± 0,04	6,7
Bi	0,009	<0,045	<0,045		<0,045	<0,045	<0,045		
Ca	0,0015	28,900	28,400	28,65 ± 0,35	20,60	20,40	21,60	20,87 ± 0,64	27,2
Cd	0,00008	0,00	0,00	0,00 ± 0,0	<0,0004	0,00	<0,0004	0,00 ±	38,5
Co	0,0005	<0,0025	<0,0025		<0,0025	<0,0025	<0,0025		
Cr	0,00019	0,498	0,528	0,51 ± 0,02	0,478	0,527	0,485	0,50 ± 0,03	3,2
Cu	0,0011	0,021	0,013	0,02 ± 0,01	0,006	<0,0055	<0,0055	0,00 ±	83,5
Fe	0,005	0,22	0,23	0,23 ± 0,01	0,05	0,05	0,04	0,05 ± 0,01	79,3
K	0,0025	34,3	33,4	33,85 ± 0,64	33,2	33,1	33,7	33,33 ± 0,32	1,5
Mg	0,0029	4,8	4,71	4,76 ± 0,06	2,66	2,7	2,81	2,72 ± 0,08	42,7
Mn	0,00012	0,0784	0,0772	0,08 ± 0,0	0,0085	0,0064	0,0083	0,01 ± 0,0	90,1
Mo	0,0018	<0,009	<0,009		<0,009	<0,009	<0,009		
Na	0,01	121	120	120,50 ± 0,71	119	119	119	119 ± 0,0	1,2
Ni	0,0007	0,006	0,007	0,01 ± 0,0	0,007	0,009	0,006	0,01 ± 0,0	-12,8
P	0,008	6,81	7,15	21310 ± 848,53	0,19	0,20	0,18	20817 ± 899	2,3
Pb	0,01	0,1	0,1	0,10 ± 0,0	0,09	0,12	0,11	0,11 ± 0,02	-6,7
S	0,011	26,2	25,7	25,95 ± 0,35	22,6	22,5	22,1	22,40 ± 0,26	13,7
Sb	0,005	0,11	0,08	0,10 ± 0,02	0,133	0,133	0,06	0,11 ± 0,04	-14,4
Sc	0,00017	0,0105	0,0108	0,01 ± 0,0	0,0078	0,0075	0,0078	0,01 ± 0,0	27,7
Se	0,006	<0,03	<0,03		<0,03	<0,03	<0,03		
Si	0,0016	4,57	4,41	4,49 ± 0,11	0,69	0,7	0,988	0,79 ± 0,17	82,3
Sn	0,0019	<0,0095	<0,0095		0,012	0,012	<0,0095	0,01 ± 0,0	
Sr	0,00004	0,928	0,903	0,92 ± 0,02	0,584	0,582	0,61	0,59 ± 0,02	35,3
Ti	0,0011	0,008	0,009	0,01 ± 0,0	0,007	0,008	0,007	0,01 ± 0,0	13,7
Tl	0,0029	0,02	<0,0145	0,02 ±	0,028	0,021	0,027	0,03 ± 0,	-26,7
U	0,003	<0,015	0,018	0,02	<0,015	<0,015	<0,015		
V	0,0004	<0,002	<0,002		<0,002	<0,002	<0,002		
W	0,006	0,04	<0,03	0,04	<0,03	<0,03	<0,03		
Zn	0,00023	0,088	0,066	0,08 ± 0,02	0,022	0,021	0,023	0,02 ± 0,0	71,4
Zr	0,0007	<0,0035	<0,0035		<0,0035	<0,0035	<0,0035		





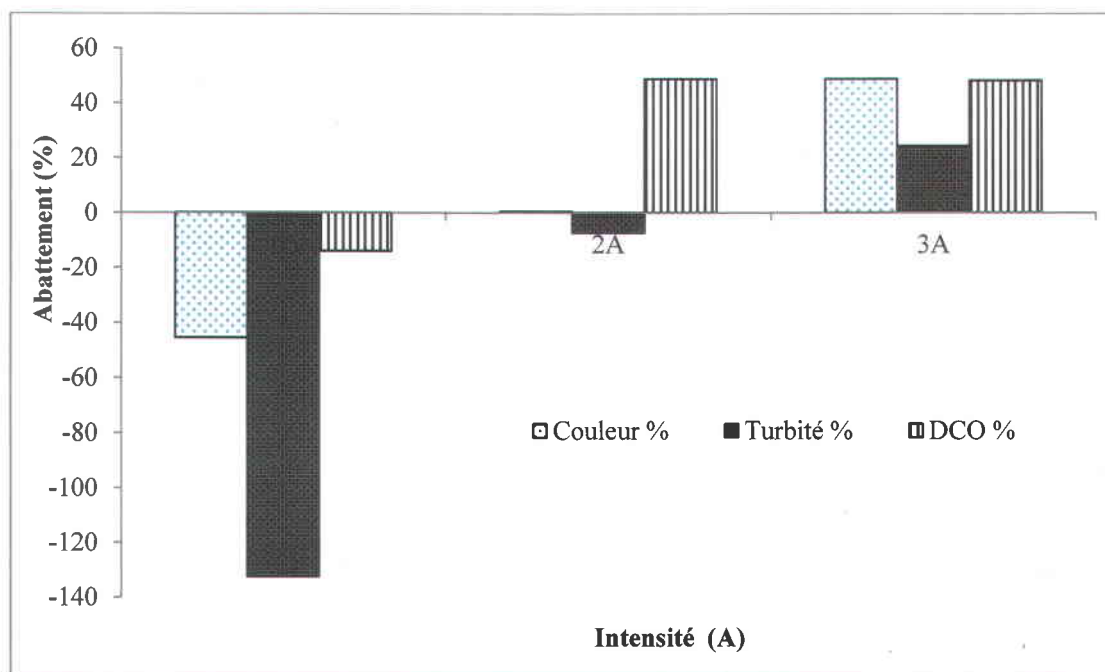
## ANNEXE V : TRAITEMENT SUR SITE DE PILOTAGE DES EUD

**Tableau 50** Valeurs moyennes des caractéristiques de l'effluent brut pendant les essais de pilotage

Caractéristiques	Valeurs moyennes
Ph	7,36 ± 0,48
Conductivité (µS/cm <sup>2</sup> )	1266 ± 215
Turbidité (UTN)	37,1 ± 12,5
MES (mg/L)	79,6 ± 17,7
Couleur (UCV)	404 ± 123
DCO (mg/L)	210 ± 148
CF (UFC/100 mL)	(3,54 ± 1,25) x 10 <sup>6</sup>
Ptotal (mg/L)	7,71 ± 0,25
DBO <sub>5</sub> (mg/L)	57,80

**Tableau 51** Valeurs moyennes des paramètres mesurés (1,0, 2,0 et 3,0 A)

Paramètres	Essais		
	EC-ER <sub>1</sub> (I = 1,0 A)	EC-ER <sub>2</sub> (I = 2,0 A)	EC-ER <sub>3</sub> (I = 3,0 A)
<b>Effluent initial</b>			
pH	8,01 ± 0,05	7,61 ± 0,18	7,48 ± 0,27
Conductivité (µS/cm <sup>2</sup> )	1087 ± 64	1174 ± 265	1271 ± 219
Turbidité (UTN)	44 ± 22	37 ± 1,7	32,18 ± 2,19
MES (mg/L)	220 ± 196	170 ± 57	90 ± 55
Couleur (UCV)	569 ± 31	466 ± 14	458 ± 18
DCO (mg/L)	196 ± 54	169 ± 23	132 ± 54
CF (UFC/100 mL)	(2,5 ± 2) x 10 <sup>6</sup>	(1,9 ± 7,5) x 10 <sup>5</sup>	(9,4 ± 3,0) x 10 <sup>5</sup>
<b>Effluent traité</b>			
pH	8,51 ± 0,12	8,35 ± 0,32	8,50 ± 0,45
Conductivité (µS/cm <sup>2</sup> )	1040 ± 42	1049 ± 155	990 ± 270
Turbidité (UTN)	103 ± 27	40 ± 19	24 ± 2
MES (mg/L)	140 ± 42	100 ± 35	70 ± 57
Couleur (UCV)	827 ± 93	469 ± 245	236 ± 78
DCO (mg/L)	219 ± 67	89 ± 37	72 ± 53
CF (UFC/100 mL)	(1,8 ± 1,3) x 10 <sup>6</sup>	(4,7 ± 3,6) x 10 <sup>5</sup>	(1,2 ± 1) x 10 <sup>5</sup>
<b>Pourcentage d'élimination (%)</b>			
Couleur	-46,4 ± 22,9	0,6 ± 49,1	48,7 ± 15,2
Turbidité	-132,4 ± 119,9	-6,8 ± 53,5	24,4 ± 4,6
DCO	-13,9 ± 35,1	48,8 ± 15,2	48,1 ± 37,1
CF	31,2 ± 73,8	75,0 ± 40,5	86,8 ± 10,5



**Figure 28** Variation des pourcentages moyens d'élimination de la couleur, de la DCO et de la turbidité en fonction de l'intensité



**Figure 29** Effluent à l'entrée et à la sortie du système de traitement EC-ER (Fe/CV) sur site de pilotage en mode continu des EUD lors de l'essai EC-ER4 avec un bassin de recirculation de 40 L ( $I = 2,0$  A, TRH = 60 min, volume traité = 3 L)



**Figure 30**

Effluent à l'entrée et à la sortie du système de traitement EC-ER (Fe/CV) sur site de pilotage en mode continu des EUD lors de l'essai EC-ER5 avec un bassin de recirculation de 40L (I = 3,0 A, TRH = 60 min, volume traité = 3,0 L)



**Figure 31**

Effluent à l'entrée et à la sortie du système de traitement EC-ER (Fe/CV) sur site de pilotage en mode continu des EUD lors de l'essai EC-ER6 avec un bassin de recirculation de 10 L (I = 3,0 A, TRH = 60 min ; volume traité = 3,0 L)

**Tableau 52** Variation de la concentration et du pourcentage d'élimination des polluants lors de du traitement tertiaire des EUD en mode continu par le procédé EC-ER sur site de pilotage (Système Fe/CV, volume traité = 3,0 L, I = 3,0 A)

Paramètres	Temps de prélèvement									Moyennes
	1 h	3 h	5 h	7 h	8 h	25 h	27 h	29 h	31 h	
<b>Eau brute</b>										
pH	7,05	7,27	7,26	7,13	6,99	6,67	6,69	6,64	6,67	6,93 ± 0,26.
Conductivité (µS/cm <sup>2</sup> )	1416	1368	1383	1358	1363	1327	1323	1329	1327	1355 ± 32
Turbidité (UTN)	27	25	30	27	32	26	24	62	20	30 ± 12
Couleur (UCV)	301	285	294	279	302	261	265	862	262	346 ± 194
DCO (mg/L)	378	344	309	261	261	378	344	309	261	316 ± 48
CF (UFC/100 mL)	7,7 x 10 <sup>6</sup>	3,2 x 10 <sup>6</sup>	4,1 x 10 <sup>5</sup>	4,2 x 10 <sup>5</sup>	1,7 x 10 <sup>6</sup>	2,1 x 10 <sup>6</sup>	6,9 x 10 <sup>5</sup>	7,8 x 10 <sup>5</sup>	8 x 10 <sup>4</sup>	(1,9 1 2,4) x 10 <sup>6</sup>
P <sub>total</sub> (mg/L)	6,12	6,08	5,54	5,96	6,76	6,05	5,91	13,23	4,96	6,73 ± 2,48
<b>Résultats Exova</b>										
CF (UFC/100 mL)	5,5 x 10 <sup>4</sup>	2,2 x 10 <sup>4</sup>	2 x 10 <sup>5</sup>	5,3 x 10 <sup>5</sup>	1,6 x 10 <sup>6</sup>	3,0 x 10 <sup>4</sup>	2,6 x 10 <sup>5</sup>	10 <sup>6</sup>	9,0 x 10 <sup>4</sup>	(4,8 ± 5,3) x 10 <sup>5</sup>
DBO <sub>5</sub> (mg/L)	63	46	67	48	65	51	36	300	28	78 ± 84
P <sub>total</sub> (mg/L)	7,76	7,7	7,2	8,0	9,4	6,2	6,0	13,3	5,5	7,9 ± 2,4
<b>Eau traité</b>										
pH	8,16	8,59	8,45	8,38	8,37	7,91	8,08	8,05	8,04	8,23 ± 0,23
Conductivité (µS/cm <sup>2</sup> )	1329	1311	1321	1304	1301	1301	1277	1273	1271	1299 ± 21
Turbidité (UTN)	5,8	2,6	2,2	0,9	0,9	1,0	0,0	1,0	0,0	1,6 ± 1,8
Couleur (UCV)	33	29,3	32	28,6	27,9	28,0	29,0	25,0	26,0	28,7 ± 2,5
DCO (mg/L)	120	44,4	40	39,9	39,9	120	44,4	39,9	39,9	58,7 ± 34,8
CF (UFC/100 mL)	2,1 x 10 <sup>4</sup>	4,12 x 10 <sup>4</sup>	6,7 x 10 <sup>4</sup>	1,9 x 10 <sup>4</sup>	2,8 x 10 <sup>4</sup>	5,0 x 10 <sup>4</sup>	6,8 x 10 <sup>3</sup>	5,3 x 10 <sup>3</sup>	7,0 x 10 <sup>3</sup>	(2,7 ± 2,2) x 10 <sup>4</sup>
P <sub>total</sub> (mg/L)	0,27	0,16	0,10	0,13	0,11	0,11	0,07	0,05	0,06	0,12 ±
<b>Résultats Exova</b>										
CF (UFC/100 mL)	1,9 x 10 <sup>4</sup>	10 <sup>3</sup>	8 x 10 <sup>3</sup>	2,1 x 10 <sup>3</sup>	1,8 x 10 <sup>4</sup>	2,3 x 10 <sup>4</sup>	2,1 x 10 <sup>2</sup>	1,7 x 10 <sup>2</sup>	3,3 x 10 <sup>2</sup>	(8,0 ± 9,4) x 10 <sup>3</sup>
DBO <sub>5</sub> (mg/L)	3,	3	2	2	2	6	6	2	2	3 ± 1,7
P <sub>total</sub> (mg/L)	0,14	0,13	0,12	0,10	0,07	0,06	0,05	0,06	0,04	0,09 ± 0,04
<b>Abattement (%)</b>										
Turbidité	78,5	89,6	92,8	96,8	97,1	96,2	100	98,4	100	94,4 ± 6,8
Couleur	89,1	89,7	89,2	89,8	90,8	89,3	89,6	97,1	90,8	90,5 ± 2,6
DCO	68,3	87,1	87,1	84,7	84,7	68,3	87,1	87,1	84,7	82,1 ± 7,9
CF	99,7	98,7	83,7	95,5	98,4	97,6	99,0	99,3	91,3	95,9 ± 5,3
P <sub>total</sub>	95,6	97,4	98,2	97,8	98,4	98,2	98,8	99,6	98,8	98,0 ± 1,1
<b>Résultats Exova</b>										
CF	96,6	95,5	96,0	99,6	98,9	23,3	99,9	99,9	99,6	89,9 ± 25,0
DBO <sub>5</sub>	95,3	93,5	97,0	95,8	96,9	88,2	83,3	99,3	92,9	93,6 ± 4,9
P <sub>total</sub>	98,2	98,3	98,3	98,8	99,3	99,0	99,2	99,6	99,3	98,9 ± 0,5