

UNIVERSITÉ DU QUÉBEC
INSTITUT NATIONAL DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE
CENTRE EAU TERRE ENVIRONNEMENT

**DÉVELOPPEMENT D'UN PROCÉDÉ HYBRIDE D'OXYDATION
ÉLECTROLYTIQUE ET D'ÉLECTROCOAGULATION POUR LE TRAITEMENT DES
EAUX USÉES NON CONNECTÉES À DES INFRASTRUCTURES
COMMUNAUTAIRES**

Par

Rimeh DAGHRIR

Diplôme National d'ingénieur en Chimie Industrielle

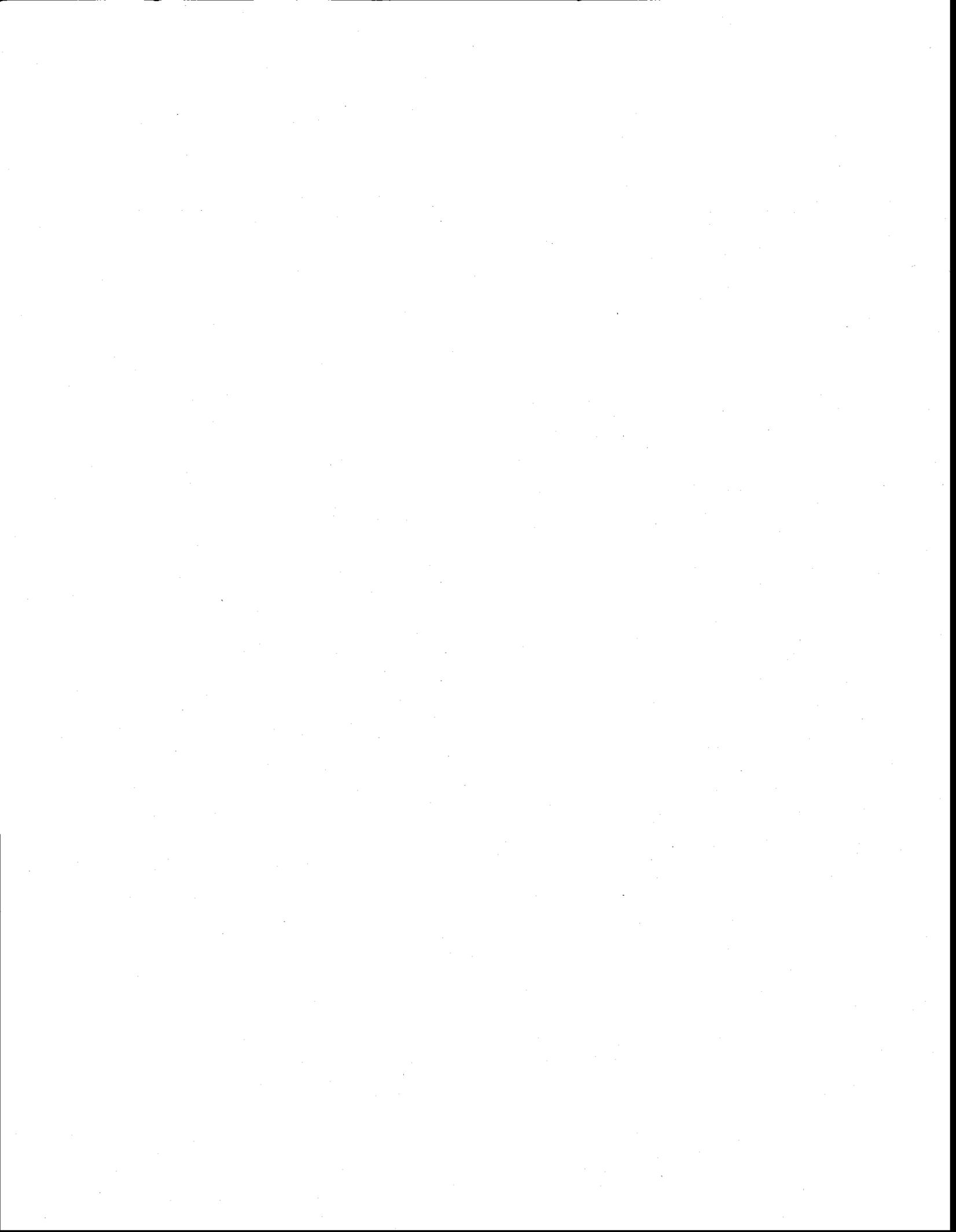
Mémoire présenté

pour l'obtention du grade de Maître ès Sciences (M.Sc.)

Jury d'évaluation

Examineur externe:	Professeur Hubert CABANA, Université de Sherbrooke
Examineur interne:	Professeur Satinder Kaur BRAR, INRS-ETE
Directeur de recherche:	Professeur Patrick DROGUI, INRS-ETE
Codirecteur de recherche:	Professeur Jean-François BLAIS, INRS-ETE
Codirecteur de recherche:	Professeur Guy MERCIER, INRS-ETE

Mars 2010



REMERCIEMENTS

Ce travail a été effectué au *Laboratoire d'Électrotechnologies Environnementales et Procédés Oxydatifs (LEEPO)* de l'Institut National de la Recherche Scientifique- Centre Eau Terre Environnement. Je tiens à exprimer à Monsieur le Professeur *Patrick Droqui*, mon directeur de recherche et responsable de ce laboratoire, ma profonde gratitude pour avoir accepté de diriger ces travaux. Je le remercie pour son aide inestimable, son encadrement et ses précieux conseils. Je ne peux oublier ses qualités humaines, le savoir qu'il m'a prodigué et la confiance qu'il m'a accordé dès mon arrivée dans l'équipe.

Mes sincères remerciements vont aux professeurs *Jean-Francois Blais et Guy Mercier*, mes deux codirecteurs, pour m'avoir soutenue et orientée pendant toute la durée des travaux.

Un grand remerciement à *mes collègues* du *Laboratoire d'Électrotechnologies Environnementales et Procédés Oxydatifs*. Merci à *Lea-Rosine Guitaya, François Zaviska et Brahima Seyhi*.

Tous mes respects et sincères remerciements à tous *les enseignants de l'INRS-ETE* pour la qualité de la formation qu'ils m'ont fournie tout au long de mon cursus universitaire à *l'INRS-ETE*.

Je suis particulièrement reconnaissante envers le personnel des laboratoires de *l'INRS-ETE*, pour leur expertise et leurs conseils techniques, leur présence et leur aide. Merci à *Stéphane Prémont, Sébastien Duval et René Rodrigue* pour les mesures et techniques analytiques.

Je tiens aussi à remercier particulièrement le *Dr Ahmadi Kingumbi* pour son encouragement, son grand support moral et ses conseils judicieux.

Sur le plan personnel, Je suis très reconnaissante à toute *ma famille, mon père Moncef, ma mère Monia, mes deux frères Fahd Younes et Nidhal et mes amis* qui ont toujours su m'entourer de leur affection et soutenu dans la réalisation de mes projets.

RÉSUMÉ

Les eaux usées domestiques (EUD) et de restaurant (EUR) provenant des régions isolées contiennent des quantités de polluants organiques, inorganiques et bactériens de nature et de concentrations différentes. Le manque de traitement approprié ou le rejet direct de tels effluents dans l'environnement sans traitement préalable est à l'origine d'une contamination des eaux de surface et des eaux souterraines. Étant donné que les normes environnementales deviennent de plus en plus strictes dans le domaine de l'assainissement des eaux, les recherches s'orientent de plus en plus à identifier des techniques de traitement simples, moins coûteuses et qui assurent une meilleure efficacité d'élimination des différents contaminants. En vue de répondre à ces exigences, les méthodes électrochimiques (électrocoagulation (EC), électrooxydation (EO), électroréduction (ER)) deviennent de plus en plus intéressantes dans les dernières décennies puisque qu'elles permettent d'éviter quelques inconvénients des méthodes conventionnelles de traitement (notamment les techniques physico-chimiques et biologiques).

L'objectif principal de ce projet est de développer un procédé hybride d'oxydation et de coagulation par voie électrolytique (ER-EC ou EO-EC) pour éliminer à la fois les polluants solubles et insolubles (de type organique, inorganique et microbien) des eaux usées non connectées à des infrastructures centralisées de traitement d'effluent. Le procédé ER-EC favorise la production d'un agent coagulant ($\text{Fe}^{2+}/\text{Fe}^{3+}$ ou Al^{3+}) et un agent oxydant (H_2O_2). Le procédé EO-EC permet de générer dans un même réacteur un agent coagulant ($\text{Fe}^{2+}/\text{Fe}^{3+}$ ou Al^{3+}) et un agent oxydant (HClO). L'application de ces technologies (ER-EC ou EO-EC), dans un même réacteur, assure une dégradation des polluants organiques et inorganiques, une désinfection et une clarification efficace de l'effluent. Deux cellules électrolytiques (parallélépipédique et

cylindrique) ont été utilisées pour le traitement des EUR et EUD. Une caractérisation des cellules en termes de leur capacité de production d'agent coagulant ($\text{Fe}^{2+}/\text{Fe}^{3+}$ ou Al^{3+}) et d'agent oxydant (H_2O_2 ou HClO) a été effectuée. Des concentrations de 4.2 mg L^{-1} et de 1.6 mg L^{-1} de peroxyde d'hydrogène ont été obtenues en utilisant respectivement à la cathode le carbone vitreux et le graphite. Un taux de production de chlore actif de $57 \text{ mg h}^{-1} \text{ A}^{-1}$ a été obtenu en appliquant une densité de courant de 0.91 à 4.55 mA cm^{-2} et pour une concentration initiale des ions chlorures de 30 mg L^{-1} .

L'évaluation de la performance du procédé EO-EC pour le traitement des EUR à l'aide d'une cellule parallélépipédique a été basée sur une série d'optimisation de certains paramètres opérationnels, tels que l'intensité de courant imposée, le choix de l'anode, la durée de traitement, l'effet de l'ajustement du pH et de l'ajout de l'électrolyte. À l'aide de cette méthodologie de travail, une intensité optimale de 0.4 A , une durée de traitement de 90 min , un ajustement de pH à 7 et une décantation assistée à l'aide d'un polymère cationique LPM 3135 (10 mg L^{-1}), a conduit à un abattement maximal de la demande chimique en oxygène (DCO_T) de 91% , un taux d'enlèvement de la demande biochimique en oxygène (DBO_5) de 86% , une réduction de la turbidité de 98% , un taux d'élimination des huiles et des graisses (H&G) allant jusqu'à 98% et une déphosphatation de 88% .

Une méthodologie de surface de réponse basée sur l'élaboration d'un plan factoriel et un plan central composite a été utilisée pour optimiser le traitement des EUD par un procédé EO-EC. Les conditions optimales de traitement qui ont été retenues correspondent à l'utilisation d'une électrode d'aluminium fonctionnant à une intensité de courant de 0.7 A pendant 39 min . Un abattement de 80% de la DCO_T a été obtenu dans ces conditions. L'ensemble de ces essais a

permis d'élaborer et de tester une chaîne complète de traitement hybride (électrolyse ER-EC, décantation et filtration sur sable) pour l'épuration des EUD.

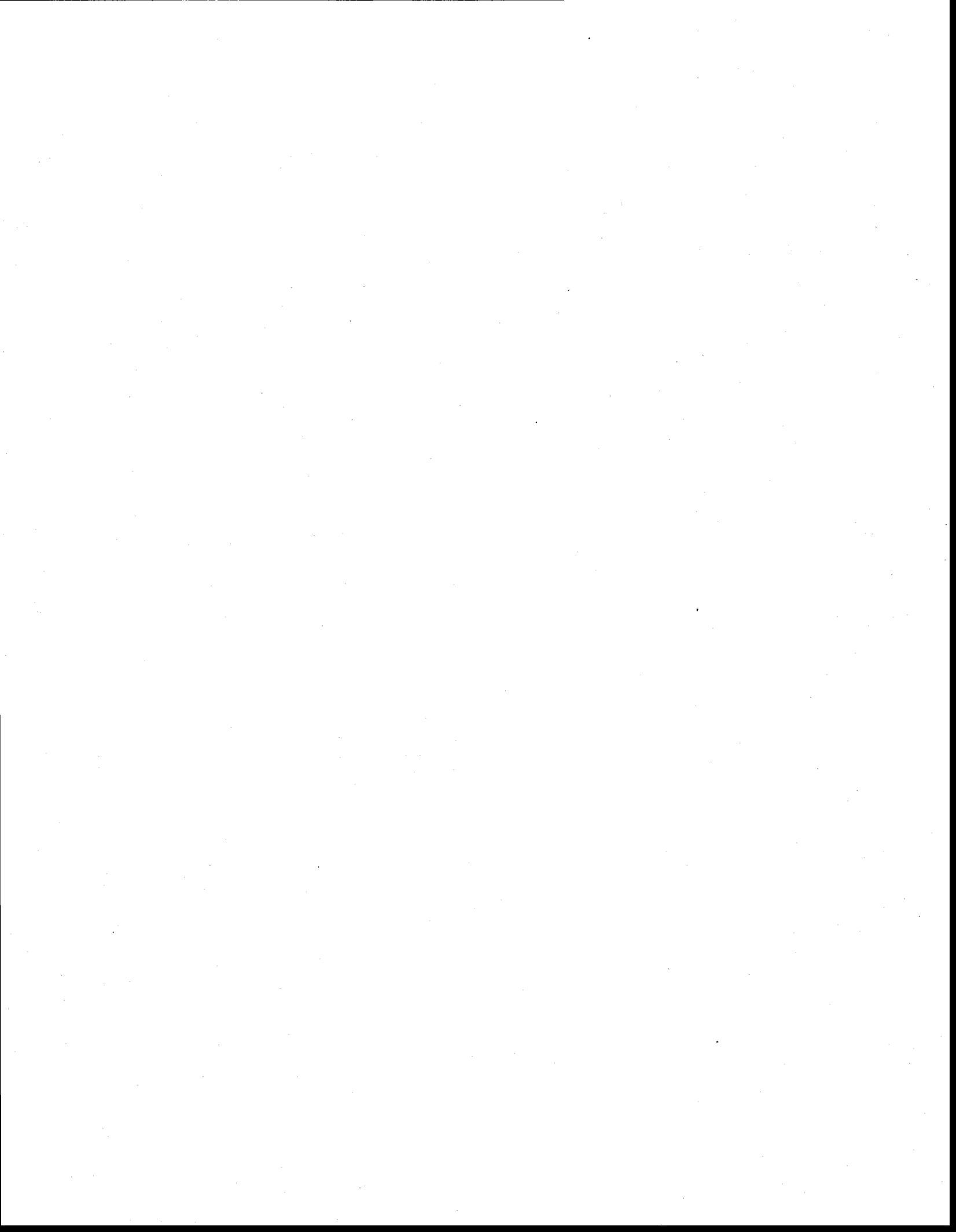


TABLE DES MATIÈRES

1.	INTRODUCTION.....	1
2.	GESTION ET TRAITEMENT DES EAUX USÉES DOMESTIQUES ET DES EFFLUENTS NON CONNECTÉS À DES SYSTÈMES CENTRALISÉS DE TRAITEMENT.....	5
2.1	Eau usée domestique (EUD).....	5
2.1.1	Origine des EUD.....	5
2.1.2	Caractéristiques des contaminants retrouvés dans les EUD.....	7
2.1.3	Normes québécoises sur le traitement des eaux usées des résidences isolées.....	13
2.1.4	Prétraitement des EUD.....	15
2.1.5	Traitements physico-chimiques des EUD.....	16
2.1.6	Traitements biologiques des EUD.....	18
2.2	Eau usée de restaurant (EUR).....	19
3.	TRAITEMENTS ÉLECTROCHIMIQUES DES EAUX USÉES.....	23
3.1	Traitement par électrocoagulation- électroflottation (EC-EF).....	23
3.1.1	Aspects mécanistiques.....	25
3.1.2	Configuration des électrodes.....	28
3.1.3	Conception et fonctionnement d'un réacteur d'EC.....	31
3.1.4	Facteurs influençant le fonctionnement d'une cellule d'EC.....	32
3.1.5	Avantages d'un procédé d'EC dans le traitement des eaux usées.....	37
3.1.6	Inconvénients d'un procédé d'EC dans le traitement des eaux usées.....	38
3.1.7	Principales applications de l'EC.....	39
3.2	Couplage EC-biofiltration.....	39
3.3	Traitement par électroréduction (ER).....	40
3.3.1	Paramètres influençant le processus d'ER.....	44
3.4	Traitement par électrooxydation (EO).....	47
3.4.1	Mécanisme.....	48
3.4.2	Principales applications du procédé d'EO.....	49
3.5	Traitement combiné.....	50

3.5.1	Traitement par ER-EC	50
3.5.2	Traitement par EO-EC	50
4.	<i>HYPOTHÈSES DE RECHERCHE, OBJECTIFS SPÉCIFIQUES ET DÉMARCHE EXPÉRIMENTALE</i>	53
4.1	Objectifs de recherche	53
4.1.1	Objectif global	53
4.2	Hypothèses de recherche	54
4.3	Démarche expérimentale	55
5.	<i>MATÉRIELS ET MÉTHODES</i>	57
5.1	Échantillonnage et caractérisation des EUR	57
5.2	Échantillonnage et caractérisation des EUD	58
5.3	Montage et caractéristiques des cellules d'électrolyse.....	59
5.3.1	Cellule parallélépipédique C1	59
5.3.2	Cellule cylindrique C2	60
5.4	Technique expérimentale	61
5.4.2	Unité expérimentale U2	63
5.5	Méthodologie de plan d'expérience	66
5.6	Méthodes analytiques	67
5.6.1	Mesures des paramètres opératoires	67
5.6.2	Mesure des contaminants organiques, inorganiques et microbiens	67
5.6.3	Test de déshydratation et de séparation solide/liquide des résidus métalliques	70
5.6.4	MES et ST	72
5.6.5	Mesure de la concentration du peroxyde d'hydrogène	73
5.6.6	Mesure de la concentration d'acide hypochloreux	74
5.7	Évaluation économique	75
6.	<i>RÉSULTATS ET DISCUSSION</i>	77
6.1	Caractérisation de la cellule électrochimique en terme de sa capacité de production d'agents oxydant et coagulant	77
6.1.1	Cellule parallélépipédique C1	77
6.1.2	Cellule cylindrique C2	81

6.2	Traitement des EUR par un procédé hybride combinant EO et EC (EO-EC)	87
6.2.1	Détermination des meilleurs conditions opératoires de traitement électrolytique	87
6.2.2	Floculation et décantation de la suspension traitée	105
6.2.3	Étude de la déshydratation des boues	108
6.2.4	Reproductibilité des résultats lors de l'application d'un procédé complet sur des EUR	111
6.2.5	Étude comparative entre l'EC-EO et l'EC conventionnelle lors du traitement des EUR	125
6.3	Traitement des EUD dans l'unité expérimentale U1	129
6.3.1	Effet des paramètres expérimentaux sur les réponses en utilisant la méthodologie du plan factoriel	129
6.3.2	Application d'un plan central composite : plan de surface de réponse	136
6.3.3	Optimisation des conditions expérimentales	147
6.3.4	Variation du taux d'enlèvement de la DCO _T au cours du temps	149
6.4	Traitement des EUD dans l'unité expérimentale U2	152
6.4.1	Traitement en mode batch	152
6.4.2	Traitement des EUD en mode d'opération continue	155
7	CONCLUSION	173
	RECOMMANDATIONS	177
	BIBLIOGRAPHIE	179

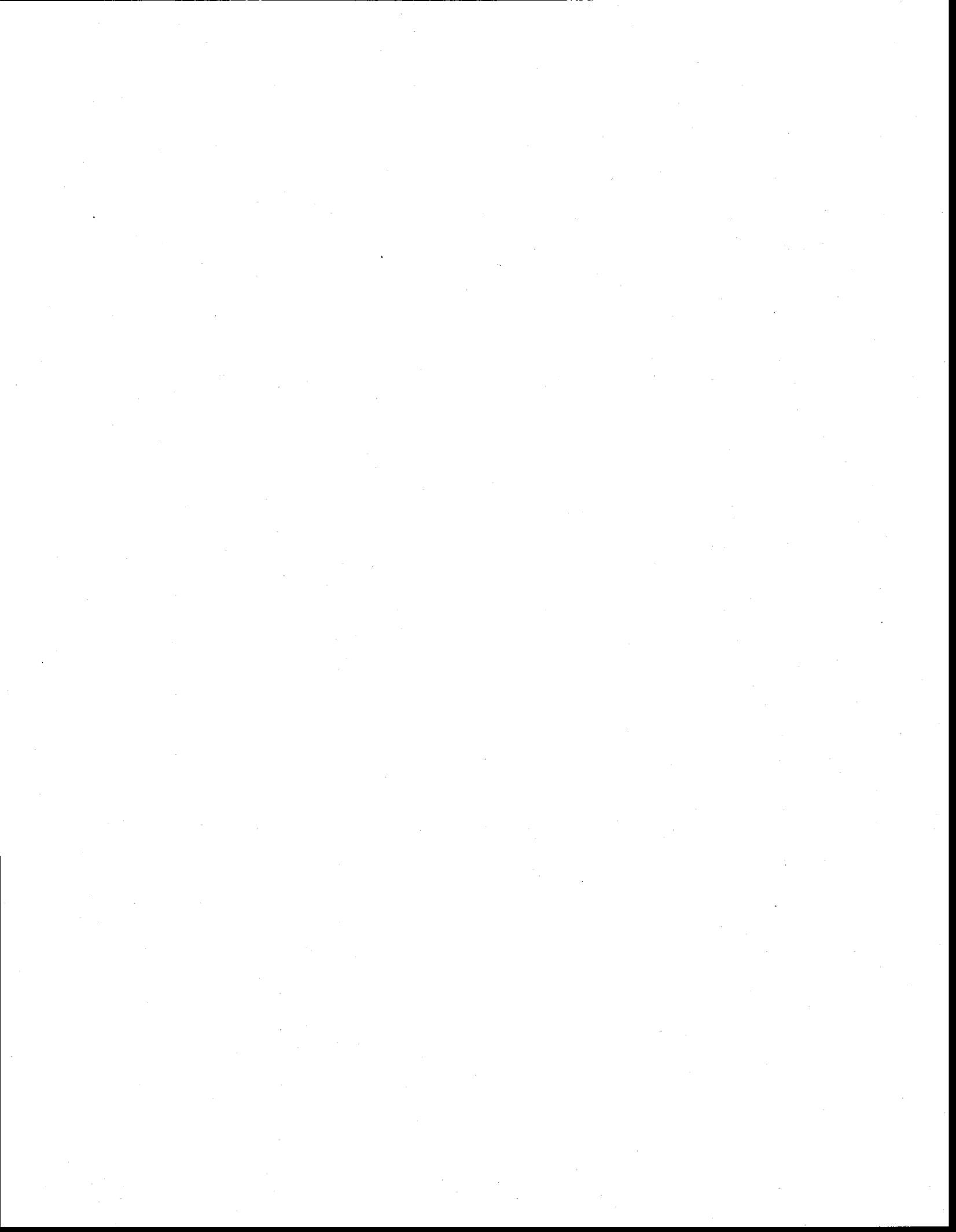


LISTE DES TABLEAUX

TABLEAU 1	DÉBITS TYPIQUES DES EAUX USÉES PROVENANT DES RÉSIDENCES NORD-AMÉRICAINES (METCALF & EDDY INC., 2003)	6
TABLEAU 2	DISTRIBUTION TYPIQUE DE LA CONSOMMATION D'EAU DANS LES RÉSIDENCES NORD-AMÉRICAINES (METCALF & EDDY INC, 2003)	7
TABLEAU 3	CARACTÉRISTIQUES TYPIQUES DES EUD (BITTON, 2005)	8
TABLEAU 4	CLASSIFICATION DES COMPOSÉS CONTRIBUANT À LA DCO (MORENO-CASILLAS <i>ET AL.</i> , 2007)	8
TABLEAU 5	RAPPORT TYPIQUES DES DIVERS CONSTITUANTS DANS LES EUD (HENZE <i>ET AL.</i> , 2002)	9
TABLEAU 6	CONCENTRATIONS ($\mu\text{G L}^{-1}$) DES PRINCIPAUX MÉTAUX PRÉSENTS DANS LES EUD (HENZE <i>ET AL.</i> , 2002)	10
TABLEAU 7	COMPOSITION ORGANIQUE DES EUD (JOHNSEN ET JORGENSEN, 1981)	11
TABLEAU 8	CONCENTRATIONS (MG L^{-1}) DES SOLIDES PRÉSENTS DANS LES EUD (SINCERO ET SINCERO, 2002)	12
TABLEAU 9	CONCENTRATIONS DE DIFFÉRENTS MICROORGANISMES PRÉSENTS DANS LES EUD (HENZE <i>ET AL.</i> , 2002)	13
TABLEAU 10	NORMES MAXIMALES DE REJETS DES SYSTÈMES DE TRAITEMENT TERTIAIRE	14
TABLEAU 11	CAPACITÉ HYDRAULIQUE DE RÉFÉRENCE POUR LA CERTIFICATION	14
TABLEAU 12	CARACTÉRISTIQUES DES EUR (CHEN <i>ET AL.</i> , 2000)	20
TABLEAU 13	PRINCIPALES CARACTÉRISTIQUES INITIALES DES EUR ET EUD	58
TABLEAU 14	CARACTÉRISTIQUES DES DEUX ÉLECTRODES DE LA CELLULE C2 UTILISÉES DANS LE PROCÉDÉ D'ÉLECTRORÉDUCTION-EC (ER-EC)	61
TABLEAU 15	CARACTÉRISATION DE LA CELLULE PARALLÉLÉPIPÉDIQUE C1 (ÉLECTRODES MP DE GRAPHITE, T = 60 MIN, V = 1.7 L)	78
TABLEAU 16	INFLUENCE DU TYPE D'ÉLECTRODES LORS DU TRAITEMENT DES EAUX USÉES DE RESTAURANT (ÉLECTRODES MP DE GRAPHITE, I = 1.0 A, T = 90 MIN)	89
TABLEAU 17	INFLUENCE DE L'INTENSITÉ DU COURANT LORS DU TRAITEMENT DES EAUX USÉES DE RESTAURANT PAR LE PROCÉDÉ HYBRIDE	93
TABLEAU 18	INFLUENCE DU TEMPS D'IMPOSITION DU COURANT ÉLECTRIQUE LORS DU TRAITEMENT DES EAUX USÉES DE RESTAURANT	94

TABLEAU 19	INFLUENCE DU PH INITIAL LORS DU TRAITEMENT DES EUR PAR LE PROCÉDÉ HYBRIDE EO-EC (CONFIGURATION : MP-GR/BP-AL).....	99
TABLEAU 20	INFLUENCE DE LA CONDUCTIVITÉ ÉLECTRIQUE (PAR AJOUT DE NA _{CL}) LORS DU TRAITEMENT DES EAUX USÉES DE RESTAURANT PAR LE PROCÉDÉ HYBRIDE EO-EC (CONFIGURATION : MP-GR/BP-AL).....	103
TABLEAU 21	INFLUENCE DE LA CONDUCTIVITÉ ÉLECTRIQUE (PAR AJOUT DE NA ₂ SO ₄) LORS DU TRAITEMENT DES EAUX USÉES DE RESTAURANT PAR LE PROCÉDÉ HYBRIDE EO-EC (CONFIGURATION : MP-GR/BP-AL).....	104
TABLEAU 22	INFLUENCE DE LA CONCENTRATION DE POLYMÈRE SUR LA DÉCANTATION LORS DU TRAITEMENT DES EAUX USÉES DE RESTAURANT PAR LE PROCÉDÉ HYBRIDE EO-EC (CONFIGURATION : MP-GR/BP-AL).....	107
TABLEAU 23	ÉTUDE DE LA DÉSHYDRATATION DE LA BOUE MÉTALLIQUE LORS DU TRAITEMENT DES EUR PAR LE PROCÉDÉ EO-EC (CONF. MP-GR/BP-AL) ASSISTÉ PAR LA FLOCCULATION/DÉCANTATION (60 MIN)	109
TABLEAU 24	VALEURS MOYENNES DES PARAMÈTRES OPÉRATOIRES UTILISÉS LORS DE L'APPLICATION EN TRIPLICATA DES MEILLEURES CONDITIONS OPÉRATOIRES DU PROCÉDÉ HYBRIDE EO-EC (MP-GR/BP-AL) POUR LE TRAITEMENT DES EAUX USÉES DE RESTAURANT	113
TABLEAU 25	CONCENTRATIONS ET ABATTEMENTS MOYENS DE PARAMÈTRES PERMETTANT D'ÉVALUER L'EFFICACITÉ DU TRAITEMENT POUR L'ÉLIMINATION DE LA MATIÈRE ORGANIQUE LORS DE L'APPLICATION EN TRIPLICATA DES MEILLEURES CONDITIONS OPÉRATOIRES	117
TABLEAU 26	CONCENTRATIONS (MG L ⁻¹) EN ÉLÉMENTS INORGANIQUES MESURÉES LORS DE L'APPLICATION EN TRIPLICATA DES MEILLEURES CONDITIONS OPÉRATOIRES DU PROCÉDÉ HYBRIDE EO-EC (MP-GR/BP-AL) POUR LE TRAITEMENT DES EUR	120
TABLEAU 27	CONCENTRATIONS DE SOLIDES ET PARAMÈTRES DE FILTRABILITÉ DES RÉSIDUS MÉTALLIQUES MESURÉS LORS DE L'APPLICATION EN TRIPLICATA DES MEILLEURES CONDITIONS OPÉRATOIRES DU PROCÉDÉ HYBRIDE EO-EC (MP-GR/BP-AL) POUR LE TRAITEMENT DES EUR.....	122
TABLEAU 28	TRAITEMENT DES EAUX USÉES DE RESTAURANT PAR EC CONVENTIONNELLE (CONFIGURATION : MP-AL/BP-AL)	128
TABLEAU 29	PLAN FACTORIEL, PLAN D'EXPÉRIMENTATION ET RÉSULTATS EXPÉRIMENTAUX ENREGISTRÉS LORS DU TRAITEMENT DES EAUX USÉES DE TYPE FOSSE SEPTIQUE À L'AIDE DE L'UNITÉ EXPÉRIMENTALE U ₁ (PROCÉDÉ EO-EC).....	131
TABLEAU 30	DONNÉES POUR LES OPÉRATIONS D'OPTIMISATION: CHAMP EXPÉRIMENTAL ET VARIABLES INDÉPENDANTES LORS DU TRAITEMENT DES EAUX USÉES DE TYPE FOSSE SEPTIQUES À L'AIDE DE L'UNITÉ EXPÉRIMENTALE U ₁ . (PROCÉDÉ EO-EC).....	138
TABLEAU 31	PLAN CENTRAL COMPOSITE ET RÉSULTATS EXPÉRIMENTAUX ENREGISTRÉS LORS DU TRAITEMENT DES EAUX USÉES DE TYPE FOSSE SEPTIQUE À L'AIDE DE L'UNITÉ EXPÉRIMENTALE U ₁ . (PROCÉDÉ EO-EC)	139

TABLEAU 32	RÉSULTATS D'ANOVA POUR LE MODÈLE QUADRATIQUE DE SURFACE DE RÉPONSE POUR L'ÉLIMINATION DE LA DCO ET POUR LA CONSOMMATION D'ÉNERGIE ÉLECTRIQUE	141
TABLEAU 33	COMPARAISON DES RÉPONSES THÉORIQUES ET EXPÉRIMENTALES ENREGISTRÉES LORS DE L'APPLICATION DES CONDITIONS OPTIMALES À L'AIDE DE L'UNITÉ EXPÉRIMENTALE U ₁ (PROCÉDÉ EO-EC)	149
TABLEAU 34	ÉTUDE CINÉTIQUE ENREGISTRÉE LORS DU TRAITEMENT DES EAUX USÉES DE TYPE FOSSE SEPTIQUE À L'AIDE DE L'UNITÉ EXPÉRIMENTALE U ₁ (PROCÉDÉ EO-EC).....	151
TABLEAU 35	TABLEAU RÉCAPITULATIF INDIQUANT LES CONDITIONS D'OPÉRATION ET LES CARACTÉRISTIQUES DE LA CELLULE DU PROCÉDÉ HYBRIDE ER-EC	159
TABLEAU 36	CONCENTRATIONS MOYENNES EN ÉLÉMENTS INORGANIQUES MESURÉES LORS DU TRAITEMENT EN CONTINU DES EAUX USÉES TYPE FOSSE SEPTIQUE À 0.4 L MIN ⁻¹	165
TABLEAU 37	ÉTUDE COMPARATIVE DE L'ABATTEMENT DE LA DCO _T À DIFFÉRENTES ÉTAPES DU TRAITEMENT LORS DE L'APPLICATION DU PROCÉDÉ ER-EC SUR LES EUD.....	169
TABLEAU 38	ÉTUDE COMPARATIVE DE L'ABATTEMENT DE LA TURBIDITÉ À DIFFÉRENTES ÉTAPES DU TRAITEMENT LORS DE L'APPLICATION DU PROCÉDÉ ER-EC SUR LES EUD	170
TABLEAU 39	ÉTUDE COMPARATIVE DE L'ABATTEMENT DES COLIFORMES FÉCAUX À DIFFÉRENTES ÉTAPES DU TRAITEMENT LORS DE L'APPLICATION DU PROCÉDÉ ER-EC SUR LES EUD	171

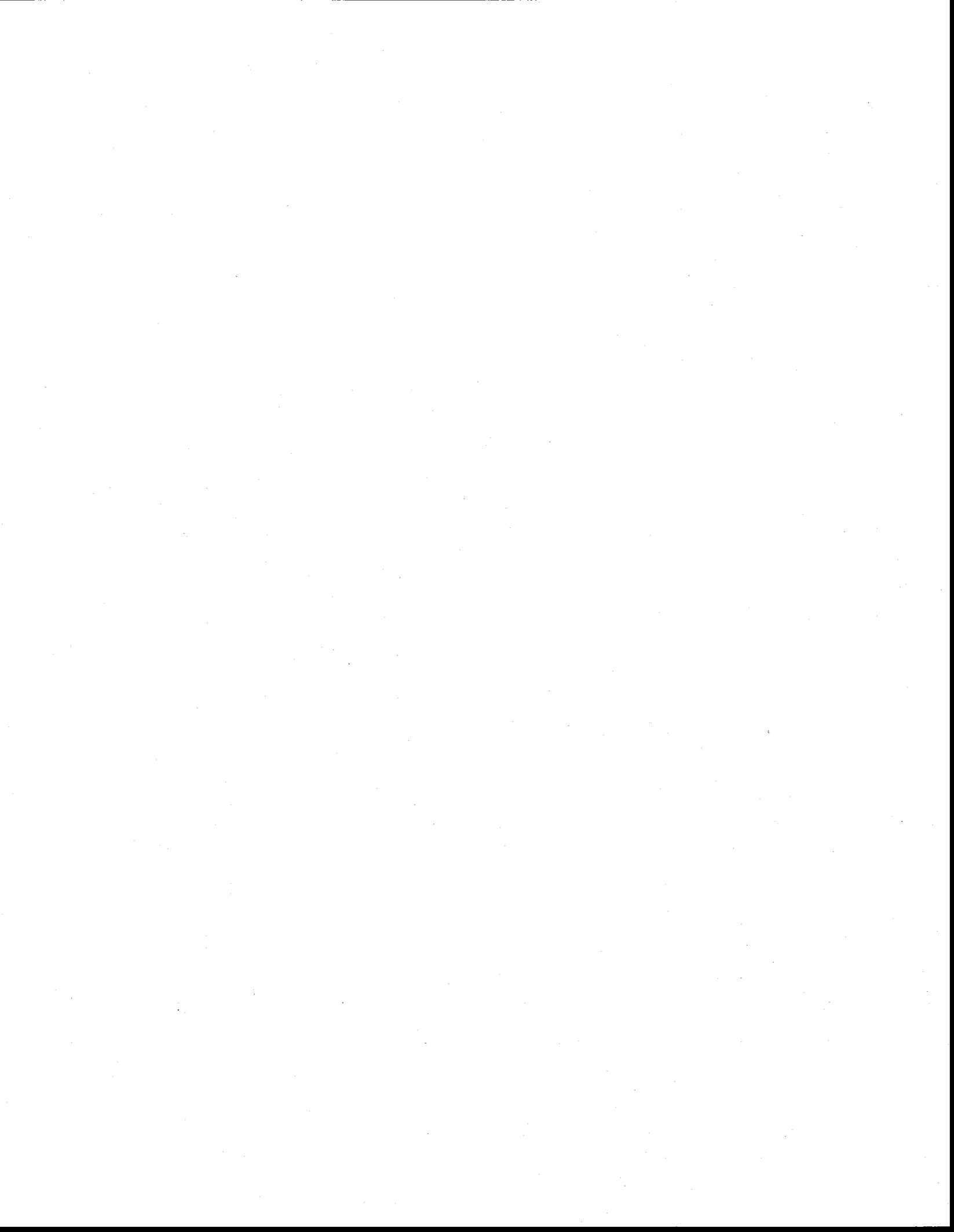


LISTE DES FIGURES

FIGURE 1	CELLULE D'EC (DANESHVAR <i>ET AL.</i> , 2006)	25
FIGURE 2	RÉACTIONS SE PRODUISANT DANS UNE CELLULE D'EC (MOLLAH <i>ET AL.</i> , 2004).....	29
FIGURE 3	UNITÉ D'EC AVEC DES ÉLECTRODES CYLINDRIQUES (CHEN, 2004).....	29
FIGURE 4	ARRANGEMENT DES ÉLECTRODES DANS UN RÉACTEUR D'EC: (A) CONFIGURATION MP (B) CONFIGURATION BP (DROGUI <i>ET AL.</i> , 2007)	31
FIGURE 5	EXEMPLE DE RÉACTEUR D'EC (CHEN, 2004)	32
FIGURE 6	CELLULE ÉLECTROCHIMIQUE POUR PRODUIRE SIMULTANÉMENT Fe^{2+} ET H_2O_2 POUR LA RÉACTION DE FENTON (DURÁN MORENO <i>ET AL.</i> , 2004).....	41
FIGURE 7	ILLUSTRATION DES MÉCANISMES DE RÉACTIONS DANS UN PROCESSUS D'ER (QIANG, 2002)	43
FIGURE 8	DIFFÉRENTES ÉTAPES DE PRÉPARATION DES EUR.....	57
FIGURE 9	CELLULE PARALLÉLÉPIPÉDIQUE UTILISÉE POUR LE TRAITEMENT DE L'EFFLUENT	59
FIGURE 10	CONFIGURATION MP DES ÉLECTRODES DE GRAPHITE ET BP DES ÉLECTRODES DE FER OU ALUMINIUM DANS UNE CELLULE D'EC	60
FIGURE 11	CELLULE CYLINDRIQUE UTILISÉE POUR LE TRAITEMENT DE L'EFFLUENT	61
FIGURE 12	STRUCTURE SCHÉMATIQUE DE LA CELLULE D'EC-ER.....	63
FIGURE 13	STRUCTURE SCHÉMATIQUE DE L'UNITÉ EXPÉRIMENTALE U2 POUR L'APPLICATION DU PROCÉDÉ ER-EC.....	65
FIGURE 14	UNITÉ EXPÉRIMENTALE U2 UTILISÉE POUR L'APPLICATION DU PROCÉDÉ ER-EC	65
FIGURE 15	ÉVOLUTION DE LA VITESSE DE PRODUCTION DU CHLORE ACTIF EN FONCTION DE L'INTENSITÉ DE COURANT IMPOSÉE.....	80
FIGURE 16	ÉVOLUTION DE LA CONCENTRATION DE H_2O_2 EN FONCTION DU TEMPS ET DE L'INTENSITÉ DE COURANT IMPOSÉE LORSQUE DES ÉLECTRODES TI- IrO_2 /CV (ANODE/CATHODE) SONT UTILISÉES. $Q_R = 0.4 \text{ L MIN}^{-1}$, PH = 7.....	83
FIGURE 17	ÉVOLUTION DE LA CONCENTRATION DE H_2O_2 EN FONCTION DU TEMPS ET DE L'INTENSITÉ DE COURANT IMPOSÉE LORSQUE DES ÉLECTRODES FE/CV (ANODE/CATHODE) SONT UTILISÉES; $Q_R = 0.4 \text{ L MIN}^{-1}$, PH = 7.....	83
FIGURE 18	ÉVOLUTION DE LA CONCENTRATION DE H_2O_2 EN FONCTION DE L'INTENSITÉ DE COURANT ET DU TYPE D'ÉLECTRODE : TI- IrO_2 /CV VERSUS FE/CV	84
FIGURE 19	ÉVOLUTION DE LA CONCENTRATION DE H_2O_2 EN FONCTION DU TEMPS ET DE L'INTENSITÉ DE COURANT IMPOSÉE LORSQUE DES ÉLECTRODES TI- IrO_2 /GR (ANODE/CATHODE) SONT UTILISÉES. $Q_R = 0.4 \text{ L MIN}^{-1}$, PH = 7.....	85

FIGURE 20	ÉVOLUTION DE LA CONCENTRATION DE H ₂ O ₂ EN FONCTION DU TEMPS ET DE L'INTENSITÉ DE COURANT IMPOSÉE LORSQUE DES ÉLECTRODES FE/GR (ANODE/CATHODE) SONT UTILISÉES; Q _R = 0.4 L MIN ⁻¹ , PH = 7.....	86
FIGURE 21	ÉVOLUTION DE LA CONCENTRATION DE H ₂ O ₂ EN FONCTION DE L'INTENSITÉ DE COURANT ET DU TYPE D'ÉLECTRODE : TI-IRO ₂ /GR VERSUS FE/GR.....	86
FIGURE 22	ÉVOLUTION DE LA DCO _T ET DE LA QUANTITÉ DE RÉSIDUS MÉTALLIQUES EN FONCTION DU TEMPS D'IMPOSITION DU COURANT ÉLECTRIQUE LORS DE TRAITEMENT DES EAUX USÉES DE RESTAURANT À UNE INTENSITÉ FIXE DE 0.4 A.....	96
FIGURE 23	EFFLUENT DE RESTAURANT AU COURS DU TRAITEMENT PAR EC/ÉLECTRO-OXYDATION.....	97
FIGURE 24	ÉVOLUTION DU PH FINAL EN FONCTION DU PH INITIAL IMPOSÉ LORS DU TRAITEMENT DES EUR À UNE INTENSITÉ DE 0.4 A ET PENDANT UN TEMPS D'ÉLECTROLYSE DE 90 MIN.....	101
FIGURE 25	SUIVI DE LA HAUTEUR DE LA FRACTION VOLUMIQUE DE LA BOUE (CM) EN FONCTION DU TEMPS (MIN) EN TRIPLICATA POUR LES EFFLUENTS TRAITÉS ET EN DUPLICATA POUR LES EFFLUENTS NON TRAITÉS.....	123
FIGURE 26	DIAGRAMME REPRÉSENTANT L'INDICE DE VOLUME DES BOUES POUR DES EFFLUENTS TRAITÉS ET NON TRAITÉS.....	124
FIGURE 27	ÉLECTRODES D'ALUMINIUM BRANCHÉES EN CONFIGURATION MP ET BP.....	126
FIGURE 28	ANALYSE DU GRAPHIQUE PARETO: L'EFFET DE L'INTENSITÉ DE COURANT, LE TEMPS D'ÉLECTROLYSE ET LE TYPE DE L'ÉLECTRODE SUR LE POURCENTAGE D'ABATTEMENT DE LA MATIÈRE ORGANIQUE.....	132
FIGURE 29	ANALYSE DU GRAPHIQUE PARETO: L'EFFET DE L'INTENSITÉ DE COURANT, LE TEMPS D'ÉLECTROLYSE ET LE TYPE DE L'ÉLECTRODE SUR LA CONSOMMATION ÉNERGÉTIQUE.....	133
FIGURE 30	CONTRIBUTION DES DIFFÉRENTS FACTEURS SUR L'ABATTEMENT DE LA MATIÈRE ORGANIQUE.....	134
FIGURE 31	CONTRIBUTION DES DIFFÉRENTS FACTEURS SUR LA CONSOMMATION ÉNERGÉTIQUE.....	134
FIGURE 32	INTERACTION B ₁₂ ENTRE L'INTENSITÉ DE COURANT ET LE TEMPS DE TRAITEMENT.....	136
FIGURE 33	POURCENTAGE D'ABATTEMENT DE LA MATIÈRE ORGANIQUE EN FONCTION DE L'INTENSITÉ DE COURANT IMPOSÉE ET DU TEMPS DE TRAITEMENT (TYPE D'ÉLECTRODE : FER).....	143
FIGURE 34	POURCENTAGE D'ABATTEMENT DE LA MATIÈRE ORGANIQUE EN FONCTION DE L'INTENSITÉ DE COURANT IMPOSÉE ET DU TEMPS DE TRAITEMENT (TYPE D'ÉLECTRODE : ALUMINIUM).....	143
FIGURE 35	QUANTITÉ D'ÉNERGIE CONSOMMÉE EN FONCTION DE L'INTENSITÉ DE COURANT IMPOSÉE ET DU TEMPS D'ÉLECTROLYSE (TYPE D'ÉLECTRODE : FER).....	144

FIGURE 36	QUANTITÉ D'ÉNERGIE CONSOMMÉE EN FONCTION DE L'INTENSITÉ DE COURANT IMPOSÉE ET DU TEMPS D'ÉLECTROLYSE (TYPE D'ÉLECTRODE : ALUMINIUM)	144
FIGURE 37	COMPARAISON ENTRE LES VALEURS ACTUELLES ET LES VALEURS PRÉDITES DU POINT DE VUE ABATTEMENT DE LA MATIÈRE ORGANIQUE	146
FIGURE 38	COMPARAISON ENTRE LES VALEURS ACTUELLES ET LES VALEURS PRÉDITES DU POINT DE VUE CONSOMMATION ÉNERGÉTIQUE	146
FIGURE 39	ABATTEMENT DE LA DCO _T DANS LES CONDITIONS OPTIMALES DE TRAITEMENT AVEC L'ÉLECTRODE D'ALUMINIUM	148
FIGURE 40	ABATTEMENT DE LA DCO _T DANS LES CONDITIONS OPTIMALES DE TRAITEMENT AVEC L'ÉLECTRODE DE FER	148
FIGURE 41	ÉVOLUTION DE L'ABATTEMENT DE LA MATIÈRE ORGANIQUE AU COURS DU TEMPS EN UTILISANT UNE ÉLECTRODE DE FER OU UNE ÉLECTRODE D'ALUMINIUM	151
FIGURE 42	STRUCTURE SCHÉMATIQUE DE L'UNITÉ EXPÉRIMENTALE U2 POUR L'APPLICATION DU PROCÉDÉ ER-EC EN MODE BATCH	152
FIGURE 43	DIMINUTION DE LA DCO _T LORS DU TRAITEMENT DES EAUX USÉES ISSUES D'UNE FOSSE SEPTIQUE EN MODE BATCH À DIFFÉRENTES INTENSITÉS IMPOSÉES	154
FIGURE 44	DIMINUTION DE LA TURBIDITÉ LORS DU TRAITEMENT DES EAUX USÉES ISSUES D'UNE FOSSE SEPTIQUE EN MODE BATCH À DIFFÉRENTES INTENSITÉS IMPOSÉES	155
FIGURE 45	DIMINUTION DE LA DCO _T RÉSIDUELLE LORS DU TRAITEMENT DES EAUX USÉES DE TYPE FOSSE SEPTIQUE EN MODE CONTINU À 0.4 L MIN ⁻¹	160
FIGURE 46	ÉVOLUTION DU TAUX D'ABATTEMENT MOYEN DE LA DBO ₅ LORS DU TRAITEMENT EN CONTINU DES EAUX USÉES TYPE FOSSE SEPTIQUE À 0.4 L MIN ⁻¹	160
FIGURE 47	DIMINUTION DU COT RÉSIDUEL LORS DU TRAITEMENT DES EAUX USÉES DE TYPE FOSSE SEPTIQUE EN MODE CONTINU À 0.4 L MIN ⁻¹	162
FIGURE 48	DIMINUTION DE LA TURBIDITÉ RÉSIDUELLE LORS DU TRAITEMENT DES EAUX USÉES DE TYPE FOSSE SEPTIQUE EN MODE CONTINU À 0.4 L MIN ⁻¹	163
FIGURE 49	ÉVOLUTION DE LA CONCENTRATION DES MES EN FONCTION DU TEMPS LORS DU TRAITEMENT EN CONTINU DES EAUX USÉES TYPE FOSSE SEPTIQUE À 0.4 L MIN ⁻¹	163
FIGURE 50	ÉCHANTILLONS DE EUD PRÉLEVÉS À DIFFÉRENTES ÉTAPES DE TRAITEMENT; DE DROITE À GAUCHE : ÉCHANTILLON NON-TRAITÉ; ÉCHANTILLON APRÈS ÉLECTROLYSE ET DÉCANTATION; ÉCHANTILLON APRÈS ÉLECTROLYSE, DÉCANTATION ET FILTRATION SUR SABLE	164
FIGURE 51	ABATTEMENT DES COLIFORMES FÉCAUX LORS DU TRAITEMENT DES EAUX USÉES DE TYPE FOSSE SEPTIQUE EN MODE CONTINU À 0.4 L MIN ⁻¹	166



LISTE DES ABRÉVIATIONS

BP	Bipolaire
COD	Carbone organique dissout
COT	Carbone organique total
CV	Carbone vitreux
DBO ₅	Demande biochimique en oxygène (5 jours)
DCO _T	Demande chimique en oxygène totale
EC	Électrocoagulation
EC-EF	Électrocoagulation-Électroflottation
EC-ER	Électrocoagulation-Électroréduction
EF	Électroflottation
EO	Électrooxydation
EO-EC	Electrooxydation-Électrocoagulation
ER	Électroréduction
EUD	Eau usée domestique
EUR	Eau usée de restaurant
Gr	Graphite
H&G	Huile et graisse
IVB	Indice de volume des boues
MDDEP	Ministère du développement durable, de l'environnement et des parcs
MES	Matière en suspension
MP	Monopolaire
MS	Matière sèche

N-NH ₄ ⁺	Azote ammoniacal
N-NO ₂ /NO ₃	Nitrite et nitrate
N _T	Azote total
NTK	Azote Kjeldahl
Ox/Red	Oxydant/réducteur
POR	Potentiel d'oxydo-réduction
P-PO ₄	Phosphate (P dissous)
PPSP	Produits pharmaceutiques et de soins personnels
P _T	Phosphore total
SEUM	Station d'épuration urbaine et municipale
SRF	Résistance spécifique à la filtration
ST	Solide total
SV	Solide volatil
T _{déc}	Temps de décantation
T _{élec}	Temps d'EC
UFC	Unité formant des colonies
VD ₃₀	Volume des boues après 30 min de décantation

1. INTRODUCTION

Les effluents issus des petites installations d'assainissement des eaux usées contiennent des quantités non négligeables de polluants organiques, inorganiques et bactériens (ex. perturbateurs endocriniens, DCO réfractaire, MES, phosphore, microorganismes pathogènes, etc.) qui sont rejetés dans l'environnement après traitement rudimentaire (ex. fosse septique, champ d'épuration). Ces rejets sont l'une des causes principales de l'apport des composés perturbateurs endocriniens dans l'environnement et perturbent le fragile équilibre des systèmes biologiques. Les EUD dans les villages et dans les petites villes ne sont pas toujours connectées à des réseaux d'égout pour être traitées par des infrastructures communautaires. Ces eaux usées résiduelles peuvent contenir une variété de polluants provenant principalement des salles de bain, des cuisines et des buanderies (Vlyssides *et al.*, 2002). Dans l'optique de protéger le milieu récepteur, les services environnementaux du Gouvernement du Québec et de l'État canadien imposent à certaines collectivités des normes de rejets plus strictes, en particulier pour le traitement de la matière organique et du phosphore. Ainsi, un traitement préalable de ces effluents s'impose avant tout rejet dans le milieu récepteur.

Des procédés biologiques, physiques ou chimiques peuvent être utilisés pour le traitement de ces effluents. Les procédés biologiques (système aérobie et anaérobie) sont certes efficaces et économiques pour le traitement de certains effluents, mais ils requièrent souvent des temps de rétention élevés et l'installation de bassins de grandes dimensions, ce qui limite parfois l'implantation de ces technologies à l'échelle réelle. Selon Feng *et al.* (2003), les procédés biologiques sont dans la plupart des cas incapables d'éliminer totalement les polluants solubles réfractaires tels que les produits pharmaceutiques et de soins personnels (PPSP) (antibiotiques, pilules contraceptives, analgésiques, antidépresseurs, etc.), les perturbateurs endocriniens et les

pesticides, etc. Par comparaison, les procédés physico-chimiques requièrent des temps de rétention relativement courts (0.5 à 2 h). La coagulation-floculation est un procédé physico-chimique qui a été largement utilisé pour la clarification des eaux et l'élimination des composés organiques et inorganiques (Massé et Masse, 2000). Ce procédé utilise des concentrations importantes de réactifs augmentant ainsi le volume des boues générées et, par conséquent, le coût du traitement.

Pour résoudre ces différentes contraintes, plusieurs chercheurs ont mis l'accent sur des méthodes électrochimiques pour assurer à la fois une désinfection, une élimination des polluants organiques et inorganiques (solubles et non solubles) et une clarification des effluents. En effet, le développement de l'électricité comme source d'énergie et les facilités d'automatisation qu'elle apporte ont permis un développement important des techniques électrochimiques dans le domaine du traitement des eaux.

L'EC, l'ER et l'EO sont des procédés électrochimiques appliqués dans le domaine de traitement des eaux usées. L'approche technologique du procédé ER-EC proposée dans le cadre de cette étude favorise la production, dans un même réacteur, d'un agent oxydant (H_2O_2) et un d'agent coagulant (Fe^{2+}/Fe^{3+} ou Al^{3+}). La production simultanée de H_2O_2 et Fe^{2+}/Fe^{3+} permet de mettre en jeu le réactif de Fenton (H_2O_2/Fe^{2+}) capable de générer des radicaux hydroxyles (OH°), très efficaces pour l'oxydation des polluants organiques, inorganiques et microbiens. Par comparaison, l'approche technologique du procédé EO-EC permet de générer un agent coagulant Fe^{2+}/Fe^{3+} ou Al^{3+} et de produire un agent oxydant (HClO) par oxydation anodique des ions chlorures. La production de l'acide hypochloreux (HClO) dans le milieu pourrait accélérer le processus d'oxydation des ions ferreux en ions ferrique efficace pour l'élimination des matières colloïdales et particulaires.

La présente recherche vise donc à développer spécifiquement un procédé hybride d'oxydation/réduction et de coagulation par voie électrolytique pour le traitement des EUD provenant des régions isolées et qui ne sont pas connectées à des réseaux municipaux d'égout, ainsi que des effluents issus de restaurants non connectés à des systèmes centralisés de traitement.

Dans ce contexte, nous porterons particulièrement attention au cours de cette étude sur les cinq points suivants: le premier chapitre de l'étude présente les origines des EUD et des EUR et les principaux contaminants qui les caractérisent ainsi que les différentes techniques de gestion des eaux usées. Le deuxième chapitre de ce mémoire met particulièrement l'accent sur les procédés de traitement par voie électrolytique notamment le procédé de traitement par EC, ER et EO, tandis que le troisième chapitre présente les hypothèses et les objectifs spécifiques de l'étude. Le quatrième chapitre de ce mémoire expose la méthodologie de recherche utilisée. Le cinquième chapitre présente les résultats et les interprétations relatives à ceux-ci. Les points saillants de l'étude et les recommandations seront présentés à la fin de ce mémoire.



2. GESTION ET TRAITEMENT DES EAUX USÉES DOMESTIQUES ET DES EFFLUENTS NON CONNECTÉS À DES SYSTÈMES CENTRALISÉS DE TRAITEMENT

2.1 Eau usée domestique (EUD)

Au Québec, comme partout ailleurs dans le monde, la pollution de l'eau demeure un problème qui peut entraîner des conséquences néfastes pour l'environnement et pour la santé public. L'assainissement des eaux usées, quelque soit leurs origines, devient une exigence de plus en plus stricte pour notre société. Aujourd'hui, l'imposition des normes beaucoup plus rigoureuses dans le domaine du traitement des eaux devient indispensable vue la nécessité d'assurer une bonne gestion des eaux usées. Dans cette section, l'accent sera dans un premier temps mis sur les origines des EUD ainsi que les principaux contaminants (organiques, inorganiques et microbiens) qui les caractérisent. En seconde partie, nous discuterons des différentes normes québécoises imposées par le MDDEP. Finalement, nous présenterons les différents procédés chimiques, physiques et biologiques souvent utilisés dans le traitement EUD et des effluents non connectés à des infrastructures communautaires.

2.1.1 Origine des EUD

Les eaux usées traitées dans les stations d'épurations urbaines et municipales (SEUM) comprennent des effluents issus des résidences, des restaurants et incluent aussi ceux provenant des institutions, des commerces, ainsi que les eaux pluviales. La composition des EUD, qui fait l'objet de notre étude, varie significativement selon les pays. Des statistiques provenant de l'Amérique du nord (Tableau 1) montrent la répartition des volumes d'eaux usées provenant des résidences et rejetés par différents nombres de personnes.

Tableau 1 Débits typiques des eaux usées provenant des résidences nord-américaines (Metcalf & Eddy Inc., 2003)

Nb personnes	Débit journalier (L pers ⁻¹ jr ⁻¹)	
	Écart	Valeur typique
1	285-490	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

Les EUD dans les villages et dans les petites villes sont rejetées dans l'environnement ou stockées et gérées par les collectivités. Les systèmes centralisés de traitement des eaux usées ne sont pas toujours disponibles dans ces régions et, par conséquent, elles sont accumulées dans les zones de faibles altitudes créant ainsi une source de danger pour l'environnement. Selon Rana (2006) les EUD constituent une source primaire de la pollution des eaux. D'après l'article 32 de la loi Q-2, r.8 (*Règlement sur l'évacuation et le traitement des eaux usées des résidences isolées*), les résidences isolées sont définies comme étant un ensemble de bâtiments qui ne sont pas raccordée à un système d'égout autorisé, qui rejettent exclusivement des eaux usées et dont le débit total quotidien est d'au plus 3 240 L.

D'une façon générale, les EUD comprennent les eaux de ménage qui proviennent des salles de bains, des douches, des cuisines et buanderies. Le Tableau 2 présente la répartition typique de la consommation d'eau dans les résidences nord-américaines.

Tableau 2 Distribution typique de la consommation d'eau dans les résidences nord-américaines (Metcalf & Eddy Inc, 2003)

Usages	Distribution (%)	
	Valeur typique	Écart-type
Douches	12-20	16.8
Bains	1-3	1.7
Éviers	12-18	15.7
Lave-vaisselles	1-2	1.4
Laveuses à linge	12-28	21.8
Toilettes	23-31	26.7
Fuites	5-22	13.7
Autres usages	0-9	2.2

2.1.2 Caractéristiques des contaminants retrouvés dans les EUD

L'EUD est une combinaison de plusieurs polluants provenant de plusieurs sources d'activités humaines. La composition des EUD varie significativement selon l'endroit et la saison, elle dépend principalement du nombre d'habitants installés dans les villages, de leur niveau de vie et de la nature des aliments consommés (Henze *et al.*, 2002). Les principales constituantes des EUD sont les protéines (40-60%), les carbohydrates (25-50%), les détergents, les acides humiques et fulviques, la lignine et les tannins, les H&G (10%) et d'autres composés organiques et inorganiques (phosphore et azote) dissous (Rebhun et Manka, 1971; Manka *et al.*, 1974; Bitton, 2005). D'après la littérature (Spellman, 1999), les EUD se caractérisent par un pH compris entre 6.5 et 8.0, une couleur grise et une quantité d'oxygène dissous supérieure à 1.0 mg L⁻¹. D'après Wang *et al.* (2007), les contaminants présents dans les EUD peuvent être divisés en trois catégories: les MES, la matière organique (DCO ou DBO₅) et les nutriments (azote et phosphore). En se basant sur les données présentées par Bitton (2005), le Tableau 3 illustre les caractéristiques typiques des EUD.

Tableau 3 Caractéristiques typiques des EUD (Bitton, 2005)

Paramètres	Concentrations (mg L ⁻¹)		
	Fort	Moyen	Faible
DBO ₅	400	220	110
DCO	1 000	500	250
Azote organique	35	15	8
Azote ammoniacal	50	25	12
Azote total (N _T)	85	40	20
Phosphore total (P _T)	15	8	4
MES	350	220	100

2.1.2.1 Matière organique

Généralement, les polluants organiques des eaux usées sont mesurés en termes de DCO, de DBO et en termes de COT (Devi et Dahiya, 2006). La DCO est une mesure de la quantité d'oxygène consommée pour l'oxydation chimique des composés organiques présents dans les eaux usées. En plus, la DCO est considérée comme un indicateur du degré de pollution dans l'effluent (Moreno-Casillas *et al.*, 2007). Les composés qui contribuent à la DCO sont les composés organiques biodégradables et non-biodégradables et les composés inorganiques oxydables (Tableau 4). Ces composés organiques et inorganiques présents dans les EUD peuvent être présentes sous forme colloïdales ou sous forme de MES.

Tableau 4 Classification des composés contribuant à la DCO (Moreno-Casillas *et al.*, 2007)

Composés organiques non-biodégradables	Composés inorganiques oxydables
Pesticides/herbicides	Fer (Fe)
Hydrocarbures aliphatiques	Arsenic (As)
Hydrocarbures aromatiques	Nitrites (NO ₂ ⁻)
Solvants halogénés	Sulfites et sulfures (SO ₃ ²⁻ et S ₂)
	Cyanures

L'avantage principale de la mesure de la DCO est qu'elle est obtenue très rapidement mais cette mesure ne présente aucune information sur la proportion des eaux usées qui peut être oxydée par des bactéries, ni sur le taux de bio-oxydation (Duncan, 2004). La DBO est la quantité d'oxygène dissous consommée par les microorganismes pour une oxydation biochimique des matières organiques biodégradables (Bitton, 2005). Ce paramètre est considéré comme un bon indicateur de la teneur en matières organiques biodégradables. La DBO₅ est mesurée pendant 5 jours et à une température de 20°C. Le Tableau 5 issu de Henze *et al.* (2002) donne une idée sur les différents rapports typiques retrouvés dans les EUD.

Tableau 5 Rapport typiques des divers constituants dans les EUD (Henze *et al.*, 2002)

Paramètres	Rapport		
	Faible	Moyen	Fort
DCO/DBO	1.5-2.0	2.0-2.5	2.5-3.5
DCO/N _T	6-8	8-12	12-16
DCO/P _T	20-35	35-45	45-60
DBO/N _T	3-4	4-6	6-8
DBO/P _T	10-15	15-20	20-30
DCO/MVES	1.2-1.4	1.4-1.6	1.6-2.0
MVES/MES	0.4-0.6	0.6-0.8	0.8-0.9
DCO/COT	2.0-2.5	2.5-3.0	3.0-3.5

2.1.2.2 Métaux et substances inorganiques toxiques

Certains métaux en quantités traces tels que le fer (Fe), le cadmium (Cd), le chrome (Cr), le cuivre (Cu), le plomb (Pb), le manganèse (Mn), le mercure (Hg), le nickel (Ni) et le zinc (Zn) sont considérés, selon Metcalf & Eddy Inc. (2003), comme des constituants très importants dans l'eau. En contre partie, les risques liés à la présence des métaux dans l'eau et dans les sols ont été bien étudiés par plusieurs auteurs (Lippmann, 2000; Kabata-Pendias, 2001; Metcalf & Eddy Inc., 2003). Il est ainsi essentiel de réduire la présence de ces différents contaminants et d'éviter

toute possibilité d'accumulation par les animaux, les plantes et les humains (McLaughlin *et al.*, 2000; Kabata Pendias, 2001). Les rejets domestiques constituent une source très importante de la présence des métaux dans les eaux usées (Tableau 6) (Metcalf & Eddy Inc., 2003). Les matières fécales contribuent pour 60 à 70% de la charge en Cd, Zn, Cu et Ni dans les EUD. Les produits pharmaceutiques, les produits de nettoyage, les produits de soins corporels et les liquides résiduels constituent aussi une autre source principale des métaux dans les EUD (Metcalf & Eddy Inc., 2003).

Tableau 6 Concentrations ($\mu\text{g L}^{-1}$) des principaux métaux présents dans les EUD (Henze *et al.*, 2002)

Paramètres	Types d'eaux usées			
	Concentré	Modéré	Dilué	Plus dilué
Arsenic	5	3	2	1
Aluminium	1 000	650	400	250
Cadmium	4	2	2	1
Chrome	40	25	15	10
Cobalt	2	1	1	0.5
Cuivre	100	70	40	30
Fer	1 500	1 000	600	400
Manganèse	150	100	60	40
Mercuré	3	2	1	1
Nickel	40	25	15	10
Argent	10	7	4	3
Zinc	300	200	130	80

2.1.2.3 Composés organiques toxiques

Les EUD contiennent approximativement 0.2 à 0.6 g L^{-1} de la matière organique issue des déjections humaines, des cuisines et du nettoyage des déchets (Tchobanoglous *et al.*, 1991). Les composés tels que les surfactants et les détergents couramment décelés dans les EUD peuvent

être toxiques pour l'environnement (ex. action néfaste sur la faune et la flore aquatique) (Tchobanoglous *et al.*, 1991; Qasim, 1998).

Tableau 7 Composition organique des EUD (Johnsen et Jorgensen, 1981)

Constituants organiques	Concentrations (mg L ⁻¹)		
	Soluble	Particulaire	Total
Carbohydrates totaux	30.5	13.5	44.0
Acides aminés libres	3.5	0.0	3.5
Acides aminés liés	7.0	21.3	28.3
Acide soluble	22.8	5.0	27.8
Esters	0.0	32.7	32.7
Surfactant anionique	11.5	4.0	15.5
Sucres aminés	0.0	0.7	0.7
Amines	0.0	1.4	1.4

2.1.2.4 Huiles et graisses

Les H&G sont souvent rencontrées dans les EUD. Les H&G proviennent principalement de source animale et végétale. Le nettoyage et le lavage des viandes, des poissons et de la volaille produits des effluents fortement chargés en H&G. Les concentrations typiques en H&G se situent dans la gamme de 50 mg L⁻¹ (faible concentration) à 160 mg L⁻¹ (forte concentration) (Sincero et Sincero, 2002).

2.1.2.5 Matières solides

Les caractéristiques des matières solides retrouvées dans les eaux usées sont très diversifiées. En effet, les MES présents dans les eaux usées augmentent la turbidité de l'eau et peuvent se déposer dans les cours d'eaux et contribuent, par conséquent, à la production d'odeur indésirable et à la formation de dépôt de boues. Selon le MDDEP, la concentration maximale de MES

obtenue suite à un traitement tertiaire ne doit pas dépasser les 15 mg L⁻¹. Le Tableau 8 présente des faibles, moyennes et fortes concentrations des ST présents dans les EUD.

Tableau 8 Concentrations (mg L⁻¹) des solides présents dans les EUD (Sincero et Sincero, 2002)

ST	Fort	Moyen	Faible
Dissous fixes	500	300	140
Dissous volatils	300	200	90
MES fixes	75	55	20
MVES	375	145	50

2.1.2.6 Organismes pathogènes

Les organismes pathogènes présents dans les EUD comprennent aussi bien des bactéries, que des virus et des parasites. Ces microorganismes constituent une source de pollution présente dans l'eau et qui peuvent avoir des effets néfastes sur l'environnement. La présence de ces microorganismes pathogènes peut causer des maladies telles que la diarrhée, la dysenterie, la fièvre et la gastro-entérite. Le Tableau 9 tiré de Henze *et al.* (2002) fournit les concentrations des différents agents pathogènes retrouvés dans les EUD.

Tableau 9 Concentrations de différents microorganismes présents dans les EUD (Henze et al., 2002)

Types de microorganismes	EUD (Nb 100 mL ⁻¹)
<i>E. coli</i>	10 ⁷
<i>Clostridium perfringens</i>	10 ⁴
Streptocoques fécaux	10 ⁷
Salmonelles	200
Campylobacter	5 x 10 ⁴
<i>Listeria</i>	5 x 10 ³
<i>Staphylococcus aureus</i>	5 x 10 ⁴
Coliphages	10 ⁶
<i>Giardia</i>	10 ³
Vers ronds	10
Entérovirus	5 000
Rotavirus	50
MES (mg 100 mL ⁻¹)	30

2.1.3 Normes québécoises sur le traitement des eaux usées des résidences isolées

Le MDDEP a fixé des normes strictes concernant le traitement des eaux usées des résidences isolées. Au Québec, l'assainissement autonome des résidences isolées est régi par le *Règlement sur l'évacuation et le traitement des eaux usées des résidences isolées* (Q-2, r.8). Ce règlement contient les normes qui encadrent la construction des dispositifs de traitement des eaux usées domestiques des résidences isolées ou d'autres bâtiments qui rejettent exclusivement des eaux usées domestiques dont le débit total quotidien est égal ou inférieur à 3240 litres. Ce règlement exige aujourd'hui que tout effluent issu des résidences isolées doit subir un traitement primaire (fosse septique), un traitement secondaire et un traitement tertiaire. Les effluents issus d'un filtre à sable classique ou d'un système de traitement secondaire avancé doit être acheminé vers un système de traitement tertiaire ou un champ de polissage. Les systèmes de traitement tertiaire sont des systèmes incluant soit une déphosphatation, soit une désinfection ou soit une

déphosphatation et une désinfection combinée. Le Tableau 10 présente la valeur limite à ne pas dépasser à la sortie d'un système de traitement tertiaire pour chaque paramètre mesuré.

Tableau 10 Normes maximales de rejets des systèmes de traitement tertiaire

Paramètres	Normes selon le type du système de traitement tertiaire		
	Avec déphosphatation	Avec désinfection	Avec déphosphatation + désinfection
DBO ₅ -C	15 mg L ⁻¹	15 mg L ⁻¹	15 mg L ⁻¹
MES	15 mg L ⁻¹	15 mg L ⁻¹	15 mg L ⁻¹
P _T	1 mg L ⁻¹	-	1 mg L ⁻¹
Colif. fécaux	50 000 UFC 100 mL ⁻¹ Après réactivation	200 UFC 100 mL ⁻¹ Après réactivation	200 UFC 100 mL ⁻¹ Après réactivation

En outre, en se basant sur le même règlement pour établir la certification de conformité à la norme NQ 3680-910 d'un tel système de traitement (primaire, secondaire, tertiaire), la capacité hydraulique de référence doit être égale ou supérieur au débit total quotidien. Le Tableau 11 indique le débit total minimal quotidien pour rendre le système de traitement applicable aux résidences isolées.

Tableau 11 Capacité hydraulique de référence pour la certification

Débit total quotidien (L jr ⁻¹ hab ⁻¹)	Nombre de chambres à coucher de la résidence isolée
540	1
1 080	2
1 260	3
1 440	4
1 800	5
2 160	6

2.1.4 Prétraitement des EUD

Dans une filière de traitement classique, le dispositif de prétraitement couramment utilisé est la fosse septique. La fosse septique combine à la fois une action physique pour favoriser la décantation et une action biologique pour amorcer la dégradation de la matière organique en la rendant plus facile à assimiler par les microorganismes. La conception et le dimensionnement de la fosse septique dépend principalement du nombre de personnes habitant la résidence isolée. Généralement, le dimensionnement de la fosse septique se fait à partir du débit maximal à traiter (Guide de conception, 2008). La fosse septique doit être étanche et vidangée tous les 2 à 3 ans. D'autres dispositifs tels qu'un dégraisseur ou un débourbeur peuvent se placer en amont de la fosse septique. Le dégraisseur est généralement placé le plus près possible de l'habitation surtout lorsque la fosse septique se trouve à plus de 15-20 m de l'habitation. Un débourbeur peut également être placé en amont d'une fosse septique lorsque les eaux sont riches en sable. Un prétraitement par fosse septique n'assure que 30% d'élimination de la pollution carbonée. Les eaux usées partiellement traitées par la fosse septique se déversent par la suite dans un champ d'épuration. Le champ d'épuration est un lit filtrant qui traite l'effluent de la fosse septique à l'aide d'un processus naturels. Le champ d'épuration se compose d'un réseau de drain de distribution en plastique déposé dans des tranchées de gravier par-dessus une couche de sol. Un lit bactérien se forme au fond et sur les parois de chaque tranchée de distribution. Les bactéries qui sont présentes dans le lit bactérien et dans le sol environnant se nourrissent de la matière organique qui se trouve dans les eaux usées. Les bactéries et les virus dangereux sont la plus part du temps éliminés dans le champ d'épuration par filtration et par exposition à l'environnement. Il arrive souvent dans certains cas où la fosse septique ordinaire est remplacée par une technique de traitement aérobie. Cette situation est rencontrée le plus souvent lorsque le

niveau de la nappe phréatique est élevé ou lorsqu'il est impossible de respecter les normes concernant les marges de reculemment relatif aux eaux superficielles. Les techniques de traitement aérobie ont trois éléments en commun : Un bassin de décantation, un dispositif de traitement aérobie (qui retire la majeure partie des matières organiques présentes dans les eaux usées) et un système de dispersion (sous forme d'un petit champ d'épuration).

2.1.5 Traitements physico-chimiques des EUD

Les traitements physico-chimiques des eaux usées sont généralement des procédés de traitement qui permettent d'éliminer la plupart des particules en suspension et des matières colloïdales par une adsorption sur des particules grossières. Dans les lignes qui suivent, nous présenterons un bref résumé des différentes techniques de traitement physiques et chimiques mises en place pour le traitement des EUD.

2.1.5.1 *Traitement par coagulation chimique*

Selon l'Organisation Mondiale de la Santé (2004), le processus de coagulation chimique se base sur l'ajout d'un réactif chimique (le coagulant) dont la plupart du temps est un sel métallique (FeCl_3 , FeSO_4 , alun, etc.). L'efficacité du processus de coagulation chimique dépend principalement de la nature et de la dose de l'agent coagulant, du pH, de la force ionique et de la concentration des composés présents dans les eaux usées (Wang *et al.*, 2005). La coagulation chimique est un procédé de traitement qui peut être utilisée seule ou en combinaison avec la floculation qui assure un attachement entre les particules plus fines. Le processus de floculation est généralement assuré par l'ajout des chaînes polymériques. Dans le traitement des eaux, ces deux techniques sont souvent utilisées conjointement afin de former des floes plus stables et plus denses, facile à récupérer par décantation ou filtration. À l'échelle industrielle, les recherches s'orientent de plus en plus à remplacer la coagulation chimique par un processus d'EC. Une

comparaison entre les deux processus de traitement a été traitée par plusieurs auteurs (Zhu *et al.*, 2005; Cho *et al.*, 2008). La nécessité d'ajouter des produits chimiques augmente le coût du traitement et représente le majeur inconvénient de la coagulation chimique. Selon Wang *et al.* (2005), la quantité de boues produite par coagulation chimique sera beaucoup plus importante par comparaison avec un procédé de traitement par EC.

2.1.5.2 Traitement par filtration sur sable

La filtration est un procédé physique de traitement surtout utilisée dans les eaux potables et les eaux usées industrielles. La filtration est considérée comme la dernière étape de clarification. En effet, l'eau usée qui a subi une étape de coagulation, floculation et décantation passe à travers un médium poreux. Le sable et l'anthracite, utilisés séparément ou dans des filtres multicouches, sont considérés comme les principaux types de supports utilisés dans le domaine de filtration des eaux. Les principales caractéristiques de ces types de milieux filtrants sont les suivantes: le diamètre effectif, le coefficient d'uniformité, la densité relative et la porosité (Desjardins, 1990). La grande superficie nécessaire à l'installation, le manque d'efficacité et de souplesse représente les principaux inconvénients reliés à ce type de traitement.

2.1.5.3 Traitement par filtration membranaire

Lors des trois dernières décennies, les procédés de filtration membranaire ont su démontrer leur efficacité dans le domaine du traitement des EUD et industrielles (Crini et Badot, 2007). Blst'akova *et al.* (2009) ont utilisé les techniques de filtration membranaire afin d'éliminer les différents polluants (bactéries, phosphore, azote, MES, DBO₅, etc.) présents dans les EUD. Les techniques de séparation membranaire assurent un traitement poussé des effluents, sans recours à une utilisation excessive de produit chimique, d'une part, et offre la possibilité de diminuer le

rejet, d'autre part (Crini et Badot, 2007). Le risque de colmatage très important reste le facteur essentiel qui limite l'utilisation des procédés de filtration membranaire.

2.1.6 Traitements biologiques des EUD

Les procédés de traitement biologique sont habituellement retenus pour le traitement secondaire des eaux usées. Le traitement biologique est capable de traiter un volume très important des EUD et industrielles (Park, 2000). Il a été recommandé selon El-Bestawy *et al.* (2005) que le procédé de traitement biologique est une technologie très efficace pour l'élimination du phosphore, de l'azote et de la matière organique. Les traitements biologiques sont classés en deux grande catégories distinctes, soit les procédés en boues (boues activées, lagunage, etc.) et les procédés sur pellicules fixes (biofiltres, biodisques, lit bactérien, etc.).

2.1.6.1 Traitement par boues activées

Le principe de traitement par boues activées consiste à mélanger dans le même réacteur la biomasse avec l'eau usée. Le brassage permet non seulement le contact entre la biomasse et les polluants, mais il permet aussi d'incorporer de l'oxygène, nécessaire à la croissance bactérienne, dans le système. Le traitement par boues activées dépend principalement de la charge à traiter et de l'âge des boues. Le processus de traitement par boues activées comporte de nombreux inconvénients, tels que la faible efficacité de séparation des solides de l'eau, le faible mélange des MES et un taux de biodégradation faible (Zhang *et al.*, 2005).

2.1.6.2 Traitement par biofiltration

Dans un processus de traitement par biomasse fixée, les microorganismes sont immobilisés sur des supports solides et l'eau percole à travers ces biofiltres afin d'être traitée. Selon Metcalf et Eddy Inc. (2003), les traitements par biomasse fixée ont la capacité de surmonter les lacunes des

traitements à biomasse libre. La présence d'insectes, les odeurs, le besoin en espace et l'encrassement d'un tel filtre sont considérés comme les principaux inconvénients d'une telle technique.

Les traitements par biofiltration et par boues activées sont classés dans la catégorie des procédés de traitement aérobie. Ces procédés (en présence d'oxygène) favorisent le développement des microorganismes qui décomposent les substances biodégradables.

2.1.6.3 *Traitement par procédé anaérobie*

Les procédés anaérobies (sans oxygène) permettent le développement des microorganismes qui stabilisent les substances biodégradables en les transformant en biogaz (méthane, gaz carbonique). D'après Ruiz et al. (2008), la technologie de traitement anaérobie a été appliquée pour traiter les effluents de faible concentration, telle que les eaux usées municipales. Par comparaison au traitement aérobie, le traitement anaérobie permet de générer moins de boue, la demande en énergie est beaucoup plus faible et les coûts d'opération sont habituellement inférieurs puisque le traitement anaérobie ne requiert pas d'apport d'oxygène (Verstraete, 2004). La forte sensibilité du procédé anaérobie au pH et aux substances toxiques, ainsi que la faible activité bactérienne à basse température représentent les principaux inconvénients du procédé anaérobie.

2.2 Eau usée de restaurant (EUR)

Il arrive aussi souvent dans certaines régions isolées, que les EUR ne soient pas connectées à des unités de traitement et sont, par conséquent, rejetées directement dans l'environnement après traitement. Les EUR proviennent généralement du nettoyage des viandes et des légumes et du lavage des vaisselles. La qualité des EUR varie selon le type de nourriture servie que ce soit

japonaise, européenne ou chinoise (Chen et Lo, 2006). Il est prévu que la composition des eaux usées de différentes cuisines varie significativement et, par conséquent, il est vraiment difficile de donner une composition exacte de ce type d'eau (Chen *et al.*, 2000). Le Tableau 12 donne différents types de polluants obtenus à partir de différents types d'échantillons.

Tableau 12 Caractéristiques des EUR (Chen *et al.*, 2000)

Restaurants	Restaurant Chinois	Restaurant Western	Fast-food Américain
pH	6.62-7.96	6.94-9.47	6.30-7.23
DCO (mg L ⁻¹)	292-3390	912-3500	980-4240
DBO ₅ (mg L ⁻¹)	58-1430	489-1410	405-2240
H&G (mg L ⁻¹)	120-172	52.6-2100	158-799
MES (mg L ⁻¹)	13.2-246	152-545	68-345
Conductivité (µS cm ⁻¹)	227-661	261-452	254-706

Selon Chen *et al.* (2000), les EUR sont très riches en polluants organiques et, exactement, en H&G. Les H&G peuvent se solidifier dans les égouts engendrant une mauvaise odeur et diminuant ainsi l'efficacité du système de traitement. Plusieurs procédés ont été utilisés pour le traitement des EUR. Les procédés de traitement physico-chimique (flottation et sédimentation) ont été principalement utilisés pour éliminer les H&G. Ces procédés de traitement sont considérés comme insuffisants en raison des problèmes rencontrés avec les boues produites lors de l'utilisation d'un agent flocculant. La coagulation chimique présente aussi une faible efficacité dans l'élimination des fines particules d'H&G dispersés (Chen *et al.*, 2000). Les procédés de traitement biologiques conventionnels ont également été utilisés pour le traitement des EUR. D'après la littérature (Chen et Lo, 2006), le coût du traitement en utilisant les procédés biologiques est faible mais l'efficacité d'enlèvement des H&G ne dépasse pas les 30%. Nisola *et al.* (2009) prévoit également que la présence des H&G dans les EUR engendre un grand problème dans les systèmes biologiques de traitement. L'EC est le procédé électrochimique qui a

été largement utilisé dans le traitement des EUR (Chen *et al.*, 2000; Murthy *et al.*, 2007). Ce procédé a assuré une élimination de 94% des H&G et un abattement de la matière organique qui dépasse les 70%.



3. TRAITEMENTS ÉLECTROCHIMIQUES DES EAUX USÉES

Les traitements électrochimiques sont de plus en plus développés dans le domaine des technologies environnementales. Ils sont reconnus pour leur efficacité de traitement et d'assainissement des eaux (Feng *et al.*, 2003). Les techniques électrolytiques se caractérisent par un aspect non polluant et une facilité d'automatisation et constituent l'une des méthodes visant à réduire l'emploi de réactifs. En fait, les techniques électrochimiques sont de plus en plus sollicitées parce que les techniques biologiques sont parfois limitées pour traiter différents composés plus réfractaires ou bio-résistants (Cenkin et Belevstev, 1985). Dans cette section, il est présenté un bref résumé de différentes techniques de traitements électrochimiques pouvant être utilisées pour le traitement des EUD et des EUR non connectées à des systèmes centralisés de traitement.

3.1 Traitement par électrocoagulation- électroflottation (EC-EF)

L'EC est une technique électrochimique dérivée de la coagulation chimique standard (Asselin, 2007). Son avantage principal est qu'elle permet de générer, *in situ*, des ions métalliques actifs provenant directement de la dissolution des anodes. Cette situation permet de diminuer le coût d'utilisation de produits chimiques et, par conséquent, de minimiser la production de boues (Asselin, 2007). Le processus d'EC joue le rôle donc d'un déstabilisant et d'agrégation des fines particules alors que le procédé d'EF est responsable pour faire flotter les floes former dans l'effluent de l'unité d'EC (Chen *et al.*, 2000).

L'EC est une technique qui inclut des phénomènes physiques et chimiques et produit in-situ des ions coagulants. En effet, au cours d'un processus d'EC, trois principales étapes successives peuvent se produire (Mollah *et al.*, 2004): i) la formation des coagulants par une dissolution

électrochimique de l'électrode : dans un réacteur d'EC simple composé par une anode et une cathode, l'application d'un potentiel à partir d'une source d'alimentation externe favorise la dissolution des électrodes de fer ou de l'aluminium présent au niveau de l'anode. Cette dissolution anodique produit des espèces cationiques de type Fe^{2+} ou Al^{3+} qui réagissent immédiatement avec les ions hydroxydes OH^- pour former $\text{Fe}(\text{OH})_2$ ou $\text{Al}(\text{OH})_3$, *ii*) la déstabilisation des contaminants et des particules en suspension : la plupart des particules en suspension dans l'eau brute sont chargées négativement. Ces particules sont soumises d'une part, aux forces d'attraction de Van Der Waals et d'autre part à des forces de répulsions électrostatiques entre les particules. Pour déstabiliser la suspension colloïdale, il convient de neutraliser cette charge négative par ajout d'ions positifs qui se forment *in-situ* ($\text{Fe}^{2+}/\text{Fe}^{3+}$ ou Al^{3+}), *iii*) l'agrégation de la phase déstabilisée et la formation de floes : Le déplacement d'ions et de particules chargées sous l'effet d'un champ électrique augmentent la probabilité de collisions entre les particules de signes opposés. Ce phénomène permet de rassembler les matières en suspension sous forme de floes qui sont éliminées par la suite par un procédé de décantation ou de flottation.

L'EC est une méthode électrochimique qui a été développée pour surmonter les inconvénients classiques des technologies de traitement des eaux usées (Daneshvar *et al.*, 2006).

D'après la littérature (Rajeshwar *et al.*, 1994; Chen, 2004; Daneshvar *et al.*, 2006), le processus d'EC est considéré comme une technologie simple, fiable, rentable et effective pour le traitement des eaux usées. Il est caractérisé par un équipement très simple dont une électrode de fer ou d'aluminium, laquelle est utilisée à l'anode et une électrode en acier à la cathode. Ces deux

électrodes immergées dans l'eau polluée sont généralement connectées à une source de courant externe pour contrôler la densité du courant (Figure 1).

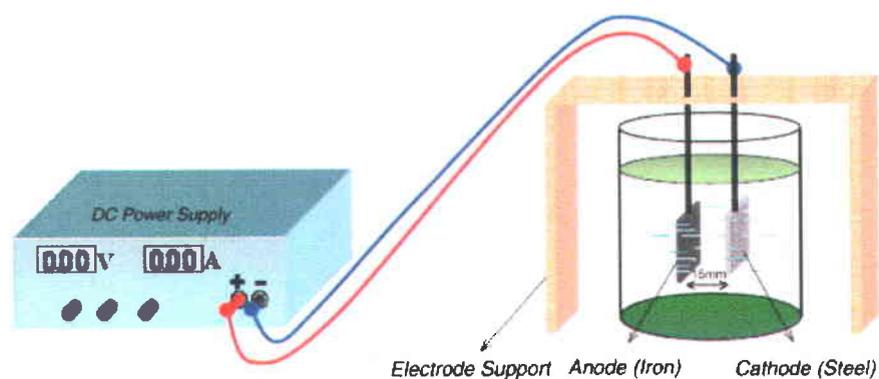


Figure 1 Cellule d'EC (Daneshvar *et al.*, 2006)

3.1.1 Aspects mécanistiques

Dans un réacteur d'EC simple composé d'une anode (fer ou aluminium) et d'une cathode, l'application d'un potentiel à partir d'une source d'alimentation externe entraîne une oxydation au niveau de l'anode, alors que la cathode subit une réduction. Le courant électrique appliqué peut causer la dissolution des plaques du métal contenant le fer ou l'aluminium dans l'eau usée (Mollah *et al.*, 2004). Cette dissolution anodique produit des espèces cationiques: des ions ferreux (Fe^{2+}) ou d'aluminium (Al^{3+}) qui réagissent immédiatement avec les ions hydroxydes (OH^-) présent en solution pour produire $\text{Al}(\text{OH})_3$ ou $\text{Fe}(\text{OH})_2$ (Drogui *et al.*, 2007). Les principales réactions qui se produisent, en utilisant une électrode d'aluminium, à l'anode sont les suivantes (Mollah *et al.*, 2001).

Réaction anodique :



Réaction cathodique :



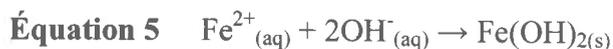
La réaction au sein de la solution :



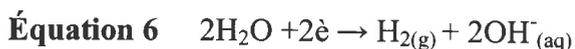
Par contre, quand on utilise une électrode de fer comme anode, une oxydation dans le système électrolytique produit un hydroxyde de fer $\text{Fe}(\text{OH})_n$ (avec $n = 2$ et $n = 3$). En effet, suivant le courant imposé, des ions de Fe^{2+} et/ou Fe^{3+} se forment à l'anode suivie de la production des hydroxydes de fer. Deux mécanismes sont retenus pour expliquer la formation de ces deux formes d'hydroxydes (Mollah *et al.*, 2001; Daneshvar *et al.*, 2003, 2004).

Mécanisme 1

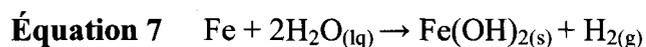
Au niveau de l'anode :



Au niveau de la cathode :

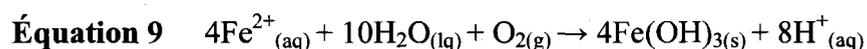
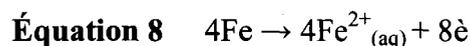


La réaction dans la solution :

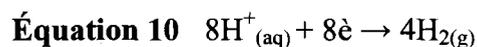


Mécanisme 2

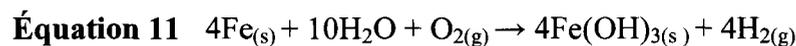
Au niveau de l'anode :



Au niveau de la cathode :



La réaction dans la solution :



D'une façon générale, il a fallu 5 à 10 min pour la cellule pour produire $\text{Al}(\text{OH})_3$ et $\text{Fe}(\text{OH})_2$ ou/et $\text{Fe}(\text{OH})_3$ et initier la réaction de polymérisation (Beauchesne *et al.*, 2005; Laridi *et al.*, 2005). D'après Drogui *et al.* (2007), la réaction de polymérisation ou de condensation est initiée une fois les particules d'hydroxydes métalliques sont produites jusqu'à une concentration suffisante. L'hydrolyse des ions d'aluminium peut produire des espèces négatives et positives, tels que $\text{Al}(\text{OH})^{2+}$, $\text{Al}(\text{OH})_2^+$, $\text{Al}(\text{OH})_2^{4+}$, $\text{Al}(\text{OH})_4^-$ (Mollah *et al.*, 2004) et ces produits hydrolysés peuvent former des monomères et des polymères, tels que $\text{Al}(\text{OH})_2^+$, $\text{Al}_2(\text{OH})_2^{4+}$, $\text{Al}(\text{OH})_4^-$, $\text{Al}_6(\text{OH})_{15}^{3+}$, $\text{Al}_7(\text{OH})_{17}^{4+}$, $\text{Al}_8(\text{OH})_{20}^{4+}$, $\text{Al}_{13}\text{O}_4(\text{OH})_{24}^{7+}$, $\text{Al}_{13}(\text{OH})_{34}^{5+}$ (Rebhun et Lurie, 1993) sur une plus large gamme de pH.

De même, les ions ferreux générés par oxydation électrochimique de l'électrode de fer donnent des formes de monomères et de polymères complexes tel que $\text{Fe}(\text{H}_2\text{O})_6^{3+}$, $\text{Fe}(\text{H}_2\text{O})_5(\text{OH})^{2+}$, $\text{Fe}(\text{H}_2\text{O})_4(\text{OH})_2^+$, $\text{Fe}_2(\text{H}_2\text{O})_8(\text{OH})_2^{4+}$ et $\text{Fe}_2(\text{H}_2\text{O})_6(\text{OH})_4^{4+}$. Ces différentes formes dépendent essentiellement de la nature du pH (Johnson et Amirtharajah, 1983). Selon Mollah *et al.* (2004), ces composés hydroxydes, polyhydroxydes et polyhydroxymétalliques ont une grande affinité pour les particules dispersées, ainsi qu'ils provoquent la coagulation. De plus, les bulles de gaz évoluées au niveau des deux électrodes causent la flottation des coagulants. Selon la littérature, le processus d'EC est généralement associé avec un processus d'EF où les bulles d'oxygène et d'hydrogène sont produites à l'anode et à la cathode respectivement (Figure 2). Les petites bulles fournissent une surface spécifique importante pour l'attachement des particules dans la solution résultant à une meilleur efficacité de séparation dans le processus d'EC (Chen *et al.*, 2000).

3.1.2 Configuration des électrodes

Les électrodes utilisées dans le traitement par EC peuvent avoir plusieurs formes qui dépendent non seulement du débit de l'effluent et de la forme géométrique du réacteur (Drogui *et al.*, 2007) mais aussi de la nature de l'effluent à traiter (Asselin, 2007). Les formes des électrodes les plus rencontrées sont cylindriques (Figure 3 (a) et (b)), circulaires et rectangulaires (Chen, 2004).

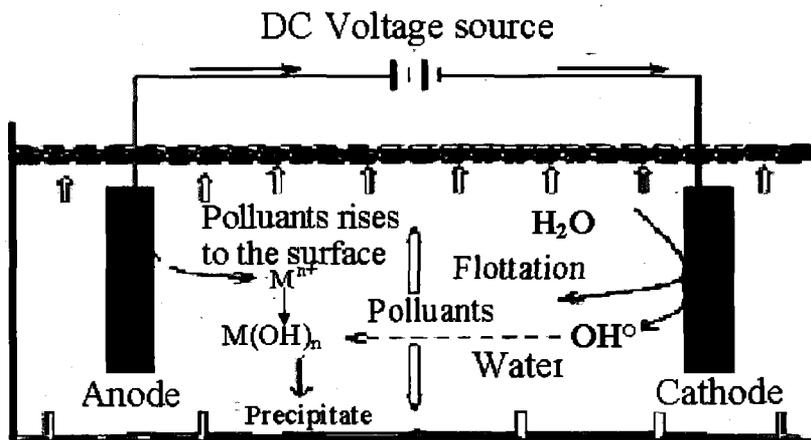


Figure 2 Réactions se produisant dans une cellule d'EC (Mollah *et al.*, 2004)

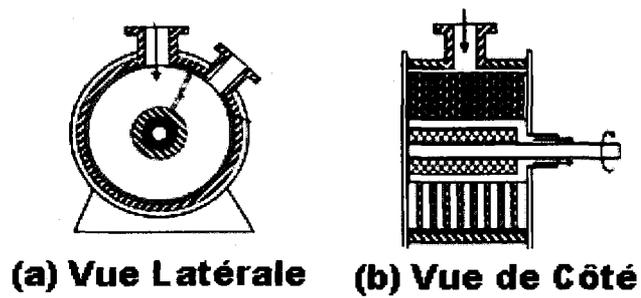


Figure 3 Unité d'EC avec des électrodes cylindriques (Chen, 2004)

Selon les arrangements de l'électrode, il est possible de rencontrer soit des électrodes en configuration MP, soit des électrodes en configuration BP (Figure 4 (a) et (b)). Cependant, le système BP est préféré puisque peu de raccordements électriques sont exigés et moins de dissipation de puissance se produit dans le circuit externe (Laridi *et al.*, 2005; Drogui *et al.*, 2007). Dans les deux configurations, les électrodes sont placées sur un support de façon à avoir un espacement constant. Une cellule électrolytique en configuration MP (Figure 4 (a)) est composée de plaques d'électrodes parallèles et rectangulaires où chacune des électrodes est branchée au générateur en alternant les anodes et les cathodes (Drogui *et al.*, 2007). Par comparaison, la cellule électrolytique en configuration BP (Figure 4(b)) est composée de plaques d'électrodes parallèles dont seulement les deux électrodes placées aux extrémités sont branchées au générateur de courant. Toutes les autres électrodes intermédiaires fonctionnent à la fois comme anode sur une face et comme cathode sur l'autre face.

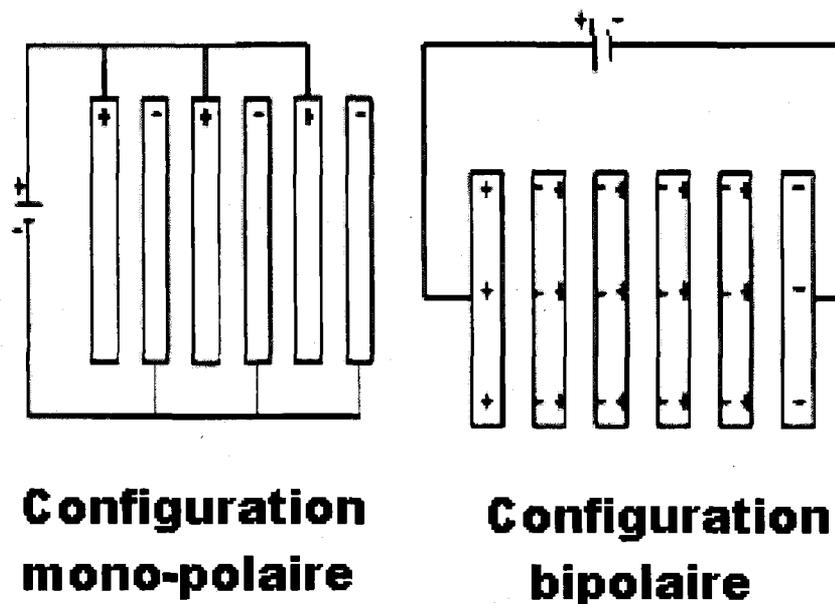


Figure 4 Arrangement des électrodes dans un réacteur d'EC: (a) Configuration MP (b) Configuration BP (Drogui *et al.*, 2007)

3.1.3 Conception et fonctionnement d'un réacteur d'EC

Tout dépend de l'orientation de la plaque d'électrode, l'entrée de l'eau dans une cellule d'EC peut être horizontale ou verticale (Figure 5). De plus, la conception des réacteurs d'EC publiée est classifiée en deux catégories, il est possible de rencontrer des réacteurs à système continue ou des réacteurs en mode batch mais les réacteurs d'EC les plus utilisés sont ceux qui ont une alimentation continue des eaux usées.

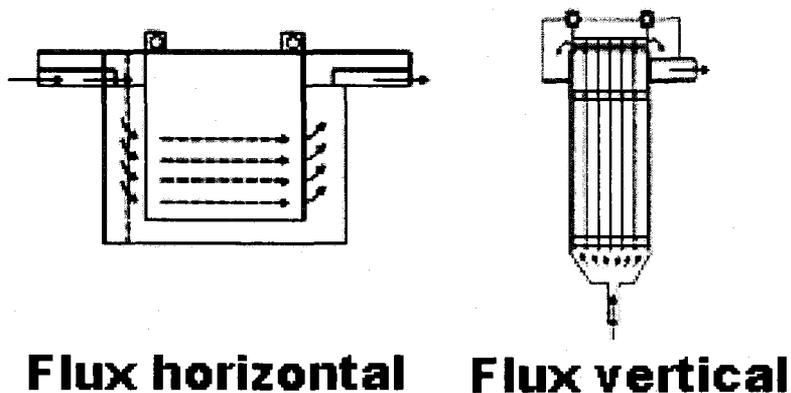


Figure 5 Exemple de réacteur d'EC (Chen, 2004)

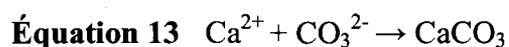
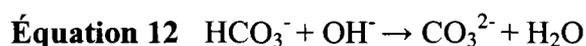
3.1.4 Facteurs influençant le fonctionnement d'une cellule d'EC

3.1.4.1 Effet de la conductivité de la solution

La conductivité de la solution touche l'efficacité du courant, la tension et la consommation de l'énergie électrique dans une cellule électrolytique (Chen *et al.*, 2000; Daneshvar *et al.*, 2006).

La conductivité du milieu doit être assez élevée pour assurer un bon transfert ionique dans l'effluent à traiter. En effet, dans le cas où la conductivité est trop faible, la résistance du milieu est trop forte, ce qui oblige à appliquer une tension très élevée pour faire passer le courant. Dans ce cas, et pour éviter des coûts de traitement élevés, l'utilisation d'un électrolyte est nécessaire pour améliorer la conductivité électrique. Le NaCl est le sel le plus souvent utilisé parce que d'une part, il est non toxique et, d'autre part, son coût est relativement faible (Sanchez-Calvo *et al.*, 2003). De plus, une augmentation de la conductivité de la solution en utilisant le NaCl a d'autres avantages, les ions chlorures évitent le phénomène de l'inhibition par la déposition du

magnésium et de calcium à la surface de l'électrode (Rubach et Saur, 1997; Cames *et al.*, 2001). L'existence des ions carbonates ou sulfates dans les eaux à traiter conduirait à la précipitation des ions Ca^{2+} ou Mg^{2+} en formant une couche isolante à la surface de l'électrode. Cette couche isolante entraîne une augmentation du potentiel entre les deux électrodes, d'où une diminution de l'efficacité de courant (Chen, 2004). La réaction qui décrit l'effet des ions carbonates dans la solution est la suivante (Daneshvar *et al.*, 2006) :



L'utilisation d'un autre électrolyte comme le Na_2SO_4 aide également au passage du courant entre les électrodes sans réagir nécessairement avec les autres ions présents en solution. D'après la littérature (Chen *et al.*, 2000), plusieurs études s'intéressent à étudier l'effet de la conductivité sur l'efficacité d'élimination de la DCO, des H&G et des MES qui caractérisent les EUR. Il a été prouvé que la conductivité n'a pratiquement aucun effet sur l'efficacité d'élimination des polluants, mais c'est l'augmentation de la densité du courant appliquée qui est responsable de l'accroissement de l'efficacité d'élimination des polluants.

3.1.4.2 Influence du courant et de la dose du coagulant

L'intensité du courant imposée au système est un paramètre déterminant de l'efficacité de la technique à éliminer les polluants des eaux usées. En effet, cette intensité de courant appliquée permet d'une part, de contrôler la cinétique électrochimique de dissolution des électrodes anodiques et, d'autre part, de contrôler le dégagement de bulles d'hydrogène sur la cathode (Holt *et al.*, 2005; Asselin, 2007). L'intensité de courant appliquée dans un système d'EC détermine la

quantité des ions Al^{3+} ou de Fe^{2+} libérée des électrodes (Chen, 2004). L'application d'un courant de faible intensité entraîne la production d'une faible quantité d'ions hydroxyde et le dégagement d'une faible quantité d'ions hydrogène au niveau de la cathode. Par contre, un courant plus élevé provoque une augmentation de la vitesse de la réaction d'où une consommation rapide des électrodes et une dépense énergétique plus importante. L'efficacité du courant pour la dissolution d'une électrode d'aluminium par exemple a été calculée en utilisant la loi de Faraday.

Équation 14
$$\phi_{Al} = \frac{3 F m_{Al}}{Q M_{Al}}$$

Dans cette équation, « Q » représente la charge électrique et « M_{Al} » est la masse molaire de l'aluminium et « F (96 500 C mol⁻¹) » la constante de Faraday. La sélection de la densité du courant doit se faire en tenant compte des différents paramètres, tels que le pH, la température, ainsi que le débit pour assurer une haute efficacité de courant (Chen, 2004). Il est aussi primordial de faire un compromis entre les dépenses énergétiques et les coûts d'opération.

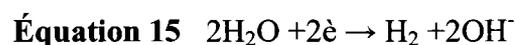
3.1.4.3 Influence de la température

L'effet de la température dans la technologie de l'EC n'a pas été discuté malgré que cette technologie existe depuis des centaines d'années. Des chercheurs soviétiques ont cependant montré que l'efficacité maximum du procédé d'EC a été obtenue avec une valeur de température de 60°C et que tout dépassement de cette valeur entraîne une diminution de l'EC (Qiu *et al.*, 1988). En effet, l'augmentation de l'EC avec la température a été attribuée à la plus grande activité de la destruction du film d'oxyde d'aluminium sur la surface de l'électrode. Quand la température est trop élevée, il y a un rétrécissement des pores de $\text{Al}(\text{OH})_3$ ayant pour résultats des floculations plus compactes qui seront déposées trop vite à la surface (Chen, 2004). Aussi,

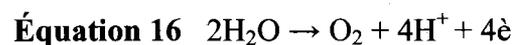
une température trop élevée est défavorable car elle risque de changer l'interface gaz-liquide (Koren et Syversen, 1995) et implique une production de bulles d'hydrogène de taille plus importante d'où une diminution de l'accrochage des MES. Pour le traitement des eaux usées contenant de l'huile, la consommation de l'énergie est maximum pour des valeurs de température légèrement inférieures à 35°C (Pazenko *et al.*, 1985; Chen, 2004) car un accroissement de la température donne une conductivité élevée et, par conséquent, une moindre consommation d'énergie (Chen, 2004).

3.1.4.4 Influence du pH initial

Le pH initial de l'eau brut est un facteur pouvant influencer la performance d'un processus d'EC (Chen *et al.*, 2000; Adhoum *et al.*, 2004; Chen, 2004; Daneshvar *et al.*, 2004). Après le traitement des eaux usées par un processus d'EC, nous remarquons une élévation de la valeur du pH (final). Ce phénomène a été décrit par Vik *et al.* (1984). L'augmentation du pH lors de l'EC est du principalement à la formation des ions hydroxydes à la cathode qui s'accompagne par d'une libération de bulles d'hydrogène suivant l'Équation 15 :



La production des ions H^+ issus, d'une part, de la formation des hydroxydes de fer ou d'aluminium (Équations 3 et 9) et, d'autre part, de la réaction de l'oxydation de l'eau en oxygène (Équation 16) peut entraîner la diminution du pH de l'eau, dépendamment de la cinétique des réactions (Chen, 2004).



De plus, au cours d'un procédé d'EC, la formation de Al(OH)_4^- par réaction entre Al(OH)_3 et les ions OH^- est à l'origine de la baisse de la valeur du pH lorsque la solution est initialement basique (Chen, 2004).



3.1.4.5 Influence de l'écart entre les électrodes

La distance inter-électrode est un paramètre pouvant influencer la qualité du traitement des eaux usées. En effet, pour un courant électrique constant, l'augmentation de l'écart entre les deux électrodes cause une augmentation de la consommation énergétique et de la température du milieu, ce qui peut modifier l'efficacité du traitement. Ce facteur est en grande partie responsable de la baisse du rendement énergétique dans une cellule électrolytique. D'une façon générale, l'écart entre les deux électrodes obéit à un compromis entre la régulation du débit et une énergie de dissipation acceptable. Yu *et al.* (2005) ont étudié l'effet de l'espacement entre les deux électrodes sur l'efficacité d'élimination du phosphore. Les résultats de cette étude ont prouvé que la meilleure efficacité d'élimination de ce polluant a été obtenue pour un espacement entre 1 et 2 cm.

3.1.4.6 Consommation de l'énergie électrique spécifique

Le paramètre coût est considéré parmi les facteurs qui affectent grandement l'application de tout procédé de traitement des eaux usées. Dans un processus d'EC, la consommation de l'énergie électrique spécifique et l'efficacité du courant sont les deux paramètres liés au coût d'énergie (Daneshvar *et al.*, 2006). En effet, selon Tezcan *et al.* (2009), la consommation de l'énergie électrique spécifique est définie comme étant la quantité de l'énergie électrique consommée par

une unité de masse de la charge organique éliminée et elle peut être calculée suivant cette formule (Jiang *et al.*, 2002).

$$\text{Équation 18 } CEES(kWh(kg Al)^{-1}) = \frac{nFU}{\phi M_{Al} 3.6 \times 10^3}$$

Avec « n » est le nombre de charge (égal à 3, en considérant l'électrode d'aluminium) dans la réaction et « Φ » est l'efficacité du courant pour la dissolution d'une électrode d'aluminium. Une augmentation de la conductivité entraîne une diminution de la consommation de l'énergie électrique spécifique. En effet, il est clair que lorsque la conductivité de la solution à traiter augmente, la résistance diminue et par conséquent la tension nécessaire pour atteindre la densité du courant optimum diminue d'où une baisse de la consommation de l'énergie électrique. La consommation de l'énergie électrique dépend du type de la configuration (MP ou BP) utilisée dans un réacteur d'EC. Il est préférable d'utiliser une configuration MP car la consommation de l'énergie électrique est beaucoup plus importante dans une cellule électrochimique BP qu'une cellule électrochimique MP pour une même intensité de courant imposée et tout en gardant le même espacement entre les deux électrodes (Yu *et al.*, 2005).

3.1.5 Avantages d'un procédé d'EC dans le traitement des eaux usées

L'EC est une méthode simple et efficace pour traiter plusieurs types des eaux usées. C'est un processus électrochimique très complexe qui comporte des mécanismes physiques et chimiques fonctionnant simultanément pour éliminer les polluants des eaux usées. En effet, le processus d'EC a attiré une grande attention dans le traitement des EUD en raison de la polyvalence et de la compatibilité avec l'environnement. Cette technique est très attrayante d'un point de vue économique et environnemental (Tezcan *et al.*, 2009) et, est considérée comme étant une

méthode efficace et fiable pour réduire et éliminer une large variété de polluants dans les eaux usées (Kobyta *et al.*, 2006). Les avantages de cette technique sont très nombreux. D'une part, l'EC est une technique qui permet la production *in situ* d'un agent coagulant, ce qui contribue à la réduction des coûts liés au transport de produits chimiques. Ainsi, cette approche permet de minimiser les risques de contamination liés à l'accumulation de produits chimiques (Mollah *et al.*, 2001) par comparaison à l'utilisation de la précipitation chimique standard (Cenkin et Belevstev, 1985). D'autre part, la présence d'un champ électrique induit par la différence de potentiel entre les deux électrodes favorise le mouvement des particules ayant pour résultat une augmentation de la probabilité de l'agglomération de ces particules et leur coagulation (Pouet et Grasmick, 1995; Mollah *et al.*, 2001). Aussi, par comparaison à la coagulation chimique, les boues produites par un processus d'EC sont, d'une part, beaucoup plus compacte (Cenkin et Belevstev, 1985; Do et Chen, 1994; Rajeshwar et Ibanez, 1997; Wendt et Kreysa, 2001) et, d'autre part, elles sont moins hydrophiles, elles décantent plus vite et contiennent moins d'eau (Persin et Rumeau, 1989). En plus, un traitement par EC permet de produire des effluents ayant des valeurs de pH près de la neutralité (Drogui *et al.*, 2007). L'EC-EF est un procédé qui permet également d'augmenter la biodégradabilité des polluants (Persin et Rumeau, 1989; Alinsafi *et al.*, 2005) et d'accroître la flottation des particules par la génération des bulles de gaz produites durant l'électrolyse (Mollah *et al.*, 2004).

3.1.6 Inconvénients d'un procédé d'EC dans le traitement des eaux usées

Bien que le procédé d'EC possède de nombreux avantages, il a tout de même quelques inconvénients. Certains auteurs (Drogui *et al.*, 2007) prévoient que la consommation de l'énergie dans un procédé d'EC peut parfois être très élevée. En effet, il arrive souvent que l'effluent à traiter n'est pas suffisamment conducteur ce qui provoque une augmentation de la consommation

de l'énergie et, par conséquent, le coût du traitement sera trop élevé. En plus, il faut toujours que l'effluent à traiter soit suffisamment conducteur pour éviter le risque de formation d'un film d'oxyde passive à la surface des électrodes (Mollah *et al.*, 2001).

De même, les boues métalliques obtenues à la fin d'un procédé d'EC sont parfois composées de fines particules qui sont difficiles à assécher (Drogui *et al.*, 2007). La disposition de ces boues riches en eau nécessite des étapes de traitement supplémentaires ce qui augmente le coût du procédé. La meilleure solution pour minimiser les coûts associés à ce type de manipulation est de déterminer les conditions optimales de traitement de l'effluent.

3.1.7 Principales applications de l'EC

L'EC est considérée comme une méthode attractive (Bayramoglu *et al.*, 2007) et compétitive (Mollah *et al.*, 2001, 2004) pour le traitement de divers types d'eaux usées que ce soit domestiques ou industrielles. En effet, l'EC a été largement étudiée pour éliminer les composés organiques à partir des eaux usées de textile (Lin et Peng, 1996; Alinsafi *et al.*, 2005), à partir des eaux usées urbaines (Pouet et Grasmick, 1995) et les EUR (Chen *et al.*, 2000, 2002). C'est une technique qui a été aussi exploitée pour traiter les eaux chargées en composée phénoliques (Phutdhawong *et al.*, 2000; Chairungsi *et al.*, 2006), les eaux provenant des usines d'huile d'olive (Sanchez Calvo *et al.*, 2003; Adhoum et Monser, 2004; Inan *et al.*, 2004) et les eaux riches en phosphate (Bektas *et al.*, 2004; Ge *et al.*, 2004).

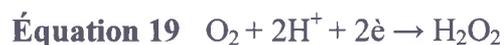
3.2 Couplage EC-biofiltration

Le processus de traitement en utilisant des biofiltres est apparu selon Pujol *et al.* (1994) en 1980 et au début des années 1990 en Europe. D'après la littérature (Vigne *et al.*, 2007; Wang *et al.*, 2008), la biofiltration est considérée comme une bonne alternative pour remplacer le traitement

par boues activées. Cette technologie qui offre beaucoup d'avantages tels que la compacité (Vigne *et al.*, 2007), la réduction de l'encombrement résultant de l'élimination des clarificateurs secondaires, ainsi que moins de surplus de boues sera produit durant la période opérationnelle (Wang *et al.*, 2008). Selon Vigne *et al.* (2007), le processus de biofiltration a été utilisé de plus en plus, au cours des trois dernières décennies, pour traiter les eaux usées municipales. Afin d'assurer une réduction du phosphore et de la matière organique résiduelle contenue dans les effluents secondaires, Yu *et al.* (2005) ont évalué un système de biofiltration combiné avec la technique de l'EC (configuration BP) pour assurer le traitement des eaux usées des petites communautés. En effet, l'étude a montré qu'un processus de biofiltration seul permet d'éliminer 69.1% et 9.6% de la matière organique et du phosphore, respectivement. Cependant, la combinaison d'un système de biofiltration avec la technique de l'EC permet d'améliorer l'efficacité d'élimination de la matière organique (77-84%) et du phosphore (71-93%).

3.3 Traitement par électroréduction (ER)

Le traitement électrochimique des eaux usées est une alternative intéressante pour traiter les eaux contenant différents composés non-biodégradables et toxiques (Fockedey et Van Lierde, 2002). En effet, à cause de l'augmentation des espèces et des quantités des polluants toxiques et bioréfractaires présents dans les eaux usées, une grande attention a été accordée de plus en plus aux avantages du processus d'oxydation avancée (Jiang et Zhang, 2007), tel que le procédé d'ER. Le principe de l'ER se base sur la production continue et *in-situ* du peroxyde d'hydrogène (H_2O_2) en milieux aqueux et ceci par la réduction cathodique de l'oxygène présent dans le milieu.



La présence des ions Fe^{2+} ou de Fe^{3+} permet d'augmenter le pouvoir oxydant du H_2O_2 et ainsi des radicaux hydroxyles (OH°) peuvent être générés par une réaction bien connue appelé réaction Fenton (Pignatello, 1992; Agladze *et al.*, 2007). Les radicaux hydroxyles (Équation 20) se caractérisent par un potentiel d'oxydation très élevé et peuvent aussi réagir rapidement avec la plupart des polluants organiques présents dans les eaux usées (Figure 6) (Durán Moreno *et al.*, 2004; Jiang et Zhang, 2007).

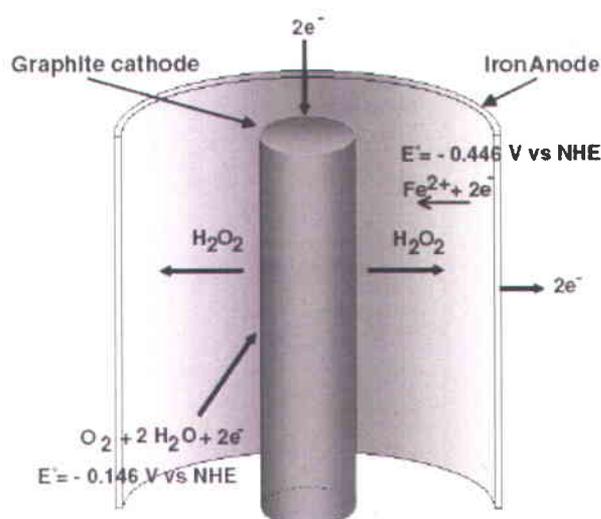
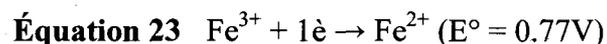
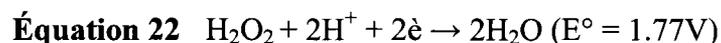
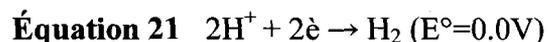


Figure 6 Cellule électrochimique pour produire simultanément Fe^{2+} et H_2O_2 pour la réaction de Fenton (Durán Moreno *et al.*, 2004)

En plus, au niveau de la cathode d'autres réactions peuvent aussi se produire simultanément, parmi ces réactions c'est la régénération des ions de Fe^{2+} à partir de la réduction de Fe^{3+} au niveau de la cathode qui est considéré d'après Oturan et Pinson (1995) et Brillas *et al.* (2000) essentiel pour le processus de l'ER (Figure 7).



Par comparaison au processus de réduction conventionnel, le processus de l'ER a l'avantage de permettre un meilleur contrôle du processus et d'éviter le stockage de H_2O_2 (Jiang et Zhang, 2007). Selon la littérature, le peroxyde d'hydrogène est un agent oxydant (Kolyagin et Kornienko, 2003), c'est une molécule métastable qui possède un potentiel redox élevé (1.77 V) (Drogui *et al.*, 2001) et qui se caractérise par un ensemble de propriétés. C'est un réactif qui montre une puissance d'oxydation prononcée et qui permet l'oxydation des composés organiques et inorganiques présents dans les milieux acides et alcalins.

L'efficacité du processus d'ER a été expérimentalement confirmée par différents auteurs pour traiter les milieux contenant le phénol (Fockedey et Van Lierde, 2002), l'aniline (Brillas et Casado, 2002) et l'acide acétique (Casado *et al.*, 2005).

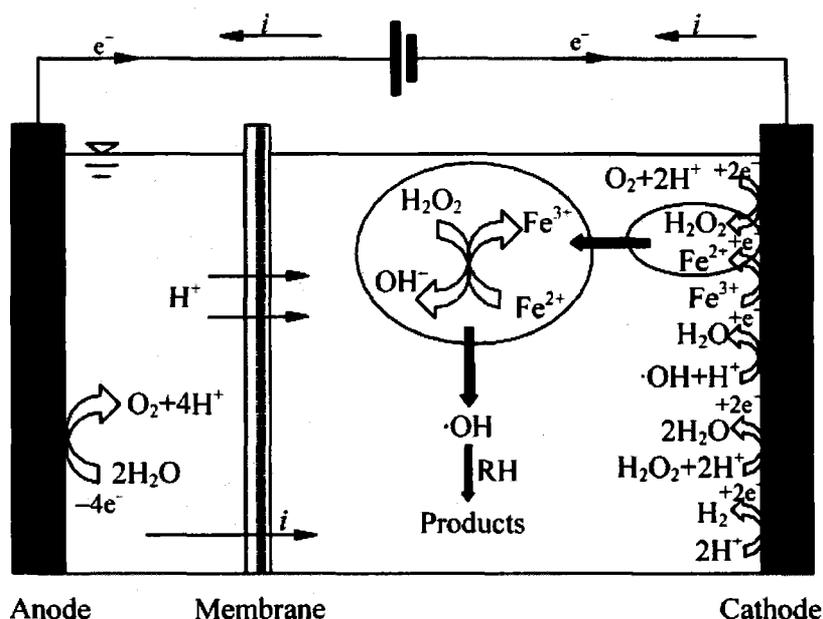


Figure 7 Illustration des mécanismes de réactions dans un processus d'ER (Qiang, 2002)

Dans un processus d'ER, l'efficacité de l'aération n'est pas seulement importante pour la génération de H_2O_2 mais aussi pour minimiser le coût du fonctionnement (Jiang et Zhang., 2007). Généralement, il y a deux approches pour améliorer la production de H_2O_2 . La première repose sur le choix d'une cathode avec une large surface et la deuxième approche se base sur une amélioration de l'efficacité de l'aération. Une électrode à base de carbone ou une électrode à diffusion de gaz a été indiquée comme étant le type d'électrode ayant une meilleur efficacité de courant électrique dans la production du peroxyde d'hydrogène (Do et Yeh, 1996; Do et Chao, 1999).

3.3.1 Paramètres influençant le processus d'ER

3.3.1.1 Effet du pH de la solution

Dans un processus d'ER, le pH est considéré comme étant l'un des facteurs les plus importants ayant une grande influence sur l'efficacité du système. Il a été confirmé que la valeur optimale du pH est comprise entre 2 et 4 (Jiang et Zhang, 2007). En effet, une faible valeur du pH est favorable pour la production du peroxyde d'hydrogène car la conversion de l'oxygène dissous en peroxyde d'hydrogène consomme les protons présents dans la solution. Quand le pH de la solution augmente, les ions Fe^{2+} et spécialement les ions Fe^{3+} précipitent, par conséquent, l'efficacité du processus de réduction diminue. Plusieurs chercheurs ont étudié le traitement des eaux usées à pH neutre et les polluants organiques sont, dans ce cas, éliminés par la technique de l'EC plutôt que par l'effet des radicaux hydroxyles OH° (Chen *et al.*, 2002).

3.3.1.2 Effet de la tension et de la densité de courant appliquée

Ces deux paramètres sont directement liés au coût du processus de l'ER. Une augmentation de la tension et de la densité de courant appliquée entraîne une augmentation de la dégradation des composés organiques présents dans les eaux usées. Cette accélération de la dégradation des substances toxiques suite à une augmentation du courant s'explique par une production importante de peroxyde d'hydrogène. Selon Drogui *et al.* (2001), le taux de la production du peroxyde d'hydrogène à la cathode est proportionnel à l'intensité du courant appliquée et à la durée du traitement, cette relation est exprimée par l'équation suivante:

$$\text{Équation 24} \quad C_p = \frac{IMt}{2FV}$$

Dans cette équation « C_p » représente la concentration théorique du peroxyde d'hydrogène, « I » est l'intensité de courant appliquée, « M » est la masse molaire du peroxyde, « F » est la constante Faradique et « V » est le volume du liquide.

3.3.1.3 Effet de la température

Dans un processus d'ER, l'augmentation de la température présente un effet négatif sur la production du peroxyde d'hydrogène. Ce phénomène peut être expliqué par une faible dissolution de l'oxygène et une auto-décomposition du peroxyde d'hydrogène. Pour une augmentation de la température de 10°C à 35°C, la solubilité de O_2 chute de 11.3 à 6.9 mg L⁻¹ (Vesilind, 1996) ce qui a pour conséquence de réduire la vitesse de production du peroxyde d'hydrogène. En outre, une étude récente de Wang *et al.* (2008) montre une diminution de l'efficacité d'élimination des colorants présents dans les eaux usées de 70.6 à 39.1% avec toute augmentation respective de la température de 25 à 45°C. La température de la solution influence même sur le transfert des électrons et sur le taux de transfert de masse et, par conséquent, elle affecte le taux de la régénération de Fe^{2+} . Une augmentation de la température de 10 à 46°C indique un taux de régénération respective de 48 et 80% (Qiang *et al.*, 2003).

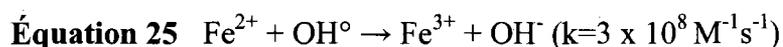
3.3.1.4 Effet du type d'électrode

Dans un processus d'ER, La réduction électrochimique de l'oxygène en peroxyde d'hydrogène dépend principalement de la nature de la cathode utilisée. En effet, la taille des surfaces spécifiques de l'électrode et la capacité de transfert de masse sont deux facteurs qui touchent la performance d'un procédé électrochimique. L'utilisation d'une cathode incluant le mercure, l'or ou le 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,

carbone vitreux réticulé, carbone vitreux) possèdent des groupements oxygénés fonctionnels à la surface qui facilitent l'échange d'électrons avec les substances organiques et sont surtout moins polluante pour l'environnement. Une fibre de carbone activée a été utilisée par Wang *et al.* (2005) pour dégrader certaines substances toxiques étant donné qu'elle possède une grande capacité d'adsorption (Jiang et Zhang, 2007). En plus, la fibre de carbone activée se caractérise par une large surface spécifique, donc le peroxyde d'hydrogène sera davantage généré sur ce type d'électrode que sur une électrode en graphite. D'autre part, une électrode de platine à l'anode est préférée dans un processus d'ER car elle est très stable et permet une excellente transmission d'électrons (Brillas *et al.*, 2000; Oturan 2000; Brillas et Casado, 2002). L'utilisation du fer (anode) est très fréquente dans le processus de l'ER pour traiter les eaux usées.

3.3.1.5 Effet de la concentration initiale de Fe^{2+}

La présence des ions de Fe^{2+} dans la solution représente un catalyseur très efficace pour la dégradation du peroxyde d'hydrogène. En effet, H_2O_2 seul n'est pas un agent oxydant très fort, mais la présence des ions de Fe^{2+} mène à la formation des radicaux hydroxyles très puissants (Équation 21). Cette quantité de radicaux hydroxyles produite au cours d'un processus d'ER est directement liée à la concentration du catalyseur (Fe^{2+}). Quand la concentration des ions de Fe^{2+} et des radicaux hydroxyles est élevée, il arrive que les ions ferreux en excès peuvent réagir avec les radicaux hydroxyles libres selon l'Équation 25 (Kang et Hwang, 2000; Duesterberg et Waite, 2006).



3.3.1.6 Distance entre les électrodes

La diminution de la distance entre les deux électrodes entraîne une baisse de la chute ohmique à travers l'électrolyte et même aussi une diminution de la tension et de la consommation de l'énergie (Fockdey et Lierde, 2002). D'après Jiang et Zhang (2007), la performance est meilleure lorsque les électrodes sont très proches. Cependant, il est nécessaire de grader une distance appropriée entre les électrodes et d'éviter les courts circuits entre l'anode et la cathode.

3.4 Traitement par électrooxydation (EO)

Le principe de cette méthode repose sur l'application d'une différence de potentiel entre deux électrodes plongées dans l'eau polluée ce qui crée un champ électrique. L'anode est le siège d'une réaction d'oxydation alors que la cathode possède des propriétés réductrices. Le procédé d'oxydation électrochimique présente l'avantage de pouvoir réagir sur les polluants de façon directe ou indirecte. L'oxydation électrochimique directe assure la dégradation des polluants organiques à la surface de l'électrode à l'aide des radicaux hydroxyles OH° . Ces radicaux hydroxyles produits par oxydation anodique sont capables de dégrader quasiment tous les polluants organiques. L'effet indirect de l'EO génère dans le milieu des oxydants forts tels que HClO , H_2O_2 , HBrO ; O_3 (Szpyrkowicz *et al.*, 2005; Rajkumar et Kim, 2006; Deborde et Von Gunten, 2008; Vijayaraghavan *et al.*, 2008). Tous les oxydants sont générés *in-situ* et sont immédiatement utilisés (Rajeshwar et Ibanez, 1997). Cette complémentarité confère à l'EO un avantage certain pour le traitement de divers types d'effluents. Est proposé, ici, le procédé de l'EO en présence des ions chlorures.

La voie d'oxydation électrolytique indirecte est capable d'assurer une élimination de plusieurs composés organiques. En effet, en présence des ions chlorures dans le milieu, le procédé d'EO

assure une électrolyse directe des composés organiques à la surface de l'anode et une électrolyse indirecte par la présence du chlore actif dans le milieu. Les ions chlorures présents dans la solution peuvent subir une oxydation anodique et conduire à la formation *in-situ* de l'acide hypochloreux qui est considéré comme un agent oxydant très fort capable de modifier la structure des molécules organiques et inorganiques (Johnson et Margerum, 1991; Folkes *et al.*, 1995; Vijayaraghavan *et al.*, 1999, 2008). La production d'un agent oxydant tel que l'acide hypochloreux/hypochlorite est moins cher puisque la plupart des effluents possèdent une certaine quantité d'ions chlorures. Dans la gamme de pH 6-9, le chlore actif est presque entièrement constitué d'acide hypochloreux (HClO) et d'ions hypochlorite (ClO⁻) (Deborde et Von Gunten, 2008). Une fois le pH de la solution dépasse 7.5, l'acide hypochloreux généré est converti en ion hypochlorite qui est considéré selon Vijayaraghavan *et al.* (2008) comme un agent oxydant très faible.

L'efficacité d'un processus d'EO est basée non seulement sur la nature de l'électrode (matériau d'anode) mais également sur les conditions opératoires de l'électrolyse telle que la densité du courant anodique appliquée, la concentration initiale de la matière organique à oxyder, le pH et la température. Dans une solution contenant des ions chlorures, le taux d'élimination des polluants obtenu suite à une oxydation électrochimique est en fonction de la concentration du polluant et de la concentration du chlore actif (Cl₂).

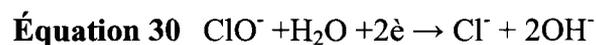
3.4.1 Mécanisme

La production du chlore actif dans le milieu se produit à la surface de l'électrode (à l'anode) par une réaction d'oxydation électrochimique des ions chlorures (Équation 26). Le chlore gazeux qui se forme à la surface de l'électrode (Cl₂(él)) subit par la suite une réaction de dismutation

(Équations 27 à 29) au sein de la solution ($\text{Cl}_2(\text{sol})$) pour former l'acide hypochloreux et les ions hypochlorites (Rajkumar et Kim, 2006). La formation de l'acide hypochloreux et des ions hypochlorites dépend principalement du pH et de la température de la solution (Deborde et Von Gunten, 2008). L'acide hypochloreux est considéré comme la forme réactive majeure dans le traitement des eaux. Les autres espèces (Cl_2 et ClO^-) sont présentes dans le milieu mais à des faibles concentrations.



Au niveau de la cathode, une réaction de réduction électrochimique se produit et intervient simultanément avec la réaction de l'évolution de l'hydrogène (Équation 30).



Plusieurs radicaux libres (ClO° , Cl° , OH° et H°) peuvent aussi se former dans la solution contenant Cl_2 , HClO et ClO^- (Krasnobrodsko, 1988).

3.4.2 Principales applications du procédé d'EO

Plusieurs études ont démontré le potentiel du procédé d'EO dans le domaine du traitement des eaux usées. Le procédé d'EO a été largement utilisé pour le traitement des eaux usées industrielles, tels que les effluents issus d'industries textiles (Rajkumar et Kim, 2006) et les effluents issus d'industrie de production d'huile d'olive (Morao *et al.*, 2004). Szpyrkowicz *et al.*

(2005) ont également appliqué le procédé d'EO avec un procédé biologique pour le traitement des eaux usées de tannerie.

3.5 Traitement combiné

3.5.1 Traitement par ER-EC

Il est possible dans un même réacteur électrochimique d'exploiter les processus d'ER et d'EC (ER-EC) et assurer la production respective d'un agent coagulant ($\text{Fe}^{2+}/\text{Fe}^{3+}$ ou Al^{3+}) et d'un agent oxydant (H_2O_2). La production simultanée de H_2O_2 et de $\text{Fe}^{2+}/\text{Fe}^{3+}$ permet de mettre en jeu le réactif Fenton ($\text{H}_2\text{O}_2/\text{Fe}^{2+}$) capable de générer des radicaux hydroxyles OH° pour faciliter l'oxydation des composés organiques (Sawyer, 1997). La réaction de Fenton a été utilisée pour le traitement des composés non biodégradables et des composés organiques récalcitrants (Huang *et al.*, 1993). Durán Moreno *et al.* (2004) ont développé dans leurs recherches un procédé de traitement électrochimique capable de produire simultanément et *in situ* le réactif Fenton ($\text{Fe}^{2+}/\text{H}_2\text{O}_2$). Des électrodes cylindriques de fer à l'anode et de graphite à la cathode (placé au centre) ont été utilisées par Durán Moreno *et al.* (2004) au niveau de la cellule électrolytique (Figure 6). La réaction de réduction électrochimique à la cathode génère le peroxyde d'hydrogène (agent oxydant), tandis que la réaction d'oxydation à l'anode produit l'agent coagulant ($\text{Fe}^{2+}/\text{Fe}^{3+}$). L'efficacité d'élimination de la matière organique, de la turbidité et des colorants était respectivement de 75%, 100% et 92%. Le procédé a également prouvé son efficacité dans l'élimination des composés pathogènes (Durán Moreno *et al.*, 2004).

3.5.2 Traitement par EO-EC

Le procédé d'EO-EC peut consister à exploiter alternativement la réaction d'oxydation anodique d'une électrode consommable (le fer ou l'aluminium) et la réaction d'oxydation anodique d'une

électrode insoluble le graphite. La dissolution d'une électrode consommable (fer ou aluminium) permet de générer un agent coagulant $\text{Fe}^{2+}/\text{Fe}^{3+}$ ou Al^{3+} . Ces ions ($\text{Fe}^{2+}/\text{Fe}^{3+}$ ou Al^{3+}) qui se forment dans le milieu peuvent réagir immédiatement avec les ions hydroxydes (OH^-) pour produire des composés de type $\text{Al}(\text{OH})_3$ ou $\text{Fe}(\text{OH})_3$ (Drogui *et al.*, 2007). La réaction d'oxydation des ions chlorures présents en quantité suffisante dans le milieu, sur une électrode insoluble de graphite permet de produire l'acide hypochloreux (HClO). Sachant que la plupart des EUD et EUR contiennent des MES ou colloïdales et que les contaminants ciblés peuvent être à la fois sous forme dissous et non dissous, les approches technologiques des procédés hybrides EO-EC et ER-EC pourraient constituer une alternative intéressante. En outre, ce type de traitement électrolytique se prête bien pour des installations compactes et moins encombrantes, lesquels critères sont souvent requis dans l'assainissement décentralisé.



4. HYPOTHÈSES DE RECHERCHE, OBJECTIFS SPÉCIFIQUES ET DÉMARCHE EXPÉRIMENTALE

4.1 Objectifs de recherche

4.1.1 Objectif global

L'objectif principal du projet est de développer un procédé hybride d'oxydation et de coagulation par voie électrolytique pour le traitement des EUD provenant des régions isolées et qui ne sont pas connectées à des réseaux d'égouts municipaux, ainsi que des EUR non connectées à des systèmes centralisés de traitement (ex. traitement d'effluent de type fosse septique).

4.1.2 Objectifs spécifiques

Le premier objectif est de concevoir et tester deux configurations de traitement hybride : procédé d'ER et d'EC (ER-EC) et le procédé d'EO et d'EC (EO-EC). Ce type de traitement devrait permettre à la fois d'assurer une clarification et une décoloration des effluents, une précipitation d'éléments inorganiques, une désinfection et une élimination des polluants organiques dissous et non dissous. Une telle unité de traitement devrait également être adaptée au traitement des EUR souvent chargées en H&G, en MES et autres polluants inorganiques et microbiens, lesquels effluents sont également ciblés par notre partenaire industriel Premier Tech Technologies Ltée, spécialisé dans l'assainissement décentralisé.

Le deuxième objectif est de développer un modèle mathématique prédictif basé sur la méthodologie de plan d'expérience et de surface de réponse pour l'optimisation des conditions opératoires lors de l'application des procédés électrolytiques de traitement hybride.

Le troisième objectif est de développer une chaîne complète de traitement d'effluent domestique (EUD) de type fosse septique comprenant l'électrolyse, la décantation et filtration sur sable.

4.2 Hypothèses de recherche

À l'heure actuelle, il existe très peu de procédés, opérés en une seule étape, capables de produire 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'ER et EC (procédé ER-EC) ou mettant en synergie l'EO et EC (procédé EO-EC) pourrait constituer une avenue potentielle de traitement d'effluents domestiques non connectés à des systèmes centralisés de traitement et, pour lesquels les services environnementaux du Gouvernement du Québec et de l'État canadien imposent des normes de rejets plus strictes, en particulier pour le traitement de la matière organique et du phosphore. Au cours de ce traitement hybride plusieurs processus physicochimique, chimique et électrochimique (oxydation chimique, réduction cathodique, oxydation anodique, électrophorèse, flottation, adsorption, précipitation et co-précipitation) peuvent être mis à profit pour le traitement d'effluents.

4.2.1 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) ou de graphite (Gr), alors qu'il est possible de produire simultanément des ions Fe^{2+}/Fe^{3+} ou Al^{3+} par dissolution anodique des électrodes de fer ou d'aluminium.

4.2.2 Hypothèse 2

L'approche technologique du procédé EO-EC consiste à exploiter alternativement la réaction d'oxydation d'électrode BP consommable de Fe ou d'Al et la réaction d'oxydation sur électrode insoluble de graphite (Gr). La réaction d'oxydation sur électrode consommable permet de générer un $\text{Fe}^{2+}/\text{Fe}^{3+}$ ou Al^{3+} (EC), alors que la réaction d'oxydation sur électrode insoluble de graphite permet la production d'un agent oxydant, l'acide hypochloreux (HClO) obtenu par oxydation anodique des ions chlorures (EO).

4.2.3 Hypothèse 3

La production simultanée de H_2O_2 et $\text{Fe}^{2+}/\text{Fe}^{3+}$ dans le procédé ER-EC permet de mettre en jeu le réactif de Fenton ($\text{H}_2\text{O}_2/\text{Fe}^{2+}$) capable de générer des radicaux libres (OH°), très efficaces pour l'oxydation des polluants organiques, inorganiques et microbiens. Aussi, la production simultanée de HClO et Fe^{2+} dans le procédé EO-EC, permet d'accélérer le processus d'oxydation des ions ferreux en ions ferriques efficaces pour l'élimination des matières colloïdales et particulaires. L'ensemble de ces processus pourrait conférer aux procédés ER-EC et EO-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 pourrait être adaptée à l'assainissement décentralisé qui requière des installations compactes.

4.3 Démarche expérimentale

La première partie de cette étude porte sur l'évaluation et la caractérisation de deux cellules électrochimiques (cellule parallélépipédique et cellule cylindrique) en termes de leur capacité de

production simultanée d'agent coagulant et oxydant. À l'issu de ces essais exploratoires, deux types d'effluents (EUD et EUR) sont choisis pour des essais d'optimisation. Lors de l'application des procédés ER-EC et EO-EC, l'impact de différents paramètres expérimentaux sur le système sont évalués (intensité de courant, temps de rétention, pH, concentration en électrolyte, conductivité, etc.). En particulier, lors de l'optimisation du traitement de EUD, une méthodologie statistique basée sur l'élaboration d'un plan factoriel et d'un plan central composite a été utilisée. Une fois les conditions optimales déterminées, des essais sont effectués en triplicata afin de démontrer la reproductibilité du traitement dans ces conditions. Subséquemment, une étude a été effectuée afin de comparer les résultats enregistrés par le procédé EO-EC avec ceux obtenus par EC conventionnelle lors du traitement des EUR. L'ensemble de ces essais a permis d'élaborer et de tester une chaîne complète de traitement hybride des EUD.

5. MATÉRIELS ET MÉTHODES

5.1 Échantillonnage et caractérisation des EUR

Les eaux usées de restaurant (EUR) utilisées dans cette étude proviennent de la cafétéria de l'Université du Québec (Québec, QC, Canada). Elles ont été prélevées dans une trappe à graisse car l'accès direct aux eaux usées était impossible. Fortement chargés en solides, en H&G, ces échantillons ont été prélevés dans des contenants en polypropylène et conservés à 4°C jusqu'à leur utilisation. Ces concentrés de solides et de graisse ont été utilisés pour la préparation des EUR soumises au traitement électrochimique (voir Figure 8). Une dilution $\frac{1}{4}$ de ces échantillons a été effectuée avec l'eau du robinet (un volume de résidus de graisse pour quatre volumes d'eau de robinet). La suspension a, par la suite, été agitée pendant 2 h à l'aide d'un agitateur mécanique de type Heidolph RZR50 (Fisher Scientific Canada), puis tamisée (tamis de 1.70 mm) pour éliminer les éléments grossiers. Les EUR ont été prélevées à deux reprises sur le site. La préparation des EUR a été effectuée huit fois et une caractérisation physico-chimique de l'effluent brut a été réalisée à chaque étape de l'étude.

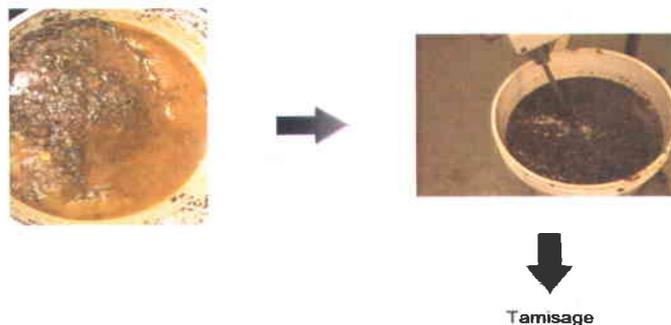


Figure 8 Différentes étapes de préparation des EUR

5.2 Échantillonnage et caractérisation des EUD

Les eaux usées domestiques (EUD) de type fosse septique proviennent de la région de St-Joseph-de-Kamouraska (QC, Canada). Elles ont été prélevées dans une fosse destinée au stockage d'effluent après le traitement primaire de type fosse septique conçue pour le traitement des eaux usées de résidences isolées. Ces eaux servent à alimenter des biofiltres installés par la compagnie Premier Tech. Les échantillons ont donc été prélevés en amont de ces biofiltres. Ils ont été prélevés dans des contenants en polypropylène et conservés dès leur réception dans une chambre froide à 4°C. Les échantillons ont été prélevés trois fois et une caractérisation physico-chimique des EUD a été effectuée dans les trois jours suivant leur réception à L'INRS-ETE.

Les principales caractéristiques initiales concernant les deux types d'effluents sont présentées au Tableau 13.

Tableau 13 Principales caractéristiques initiales des EUR et EUD

Paramètres	EUR	EUD
pH	4.84 ± 0.57	7.68 ± 0.30
Conductivité ($\mu\text{s cm}^{-1}$)	247 ± 132	424 ± 39
Turbidité (NTU)	2 782 ± 980	202 ± 92
DCO _T (mg L ⁻¹)	6 895 ± 2 297	420 ± 138
COD (mg L ⁻¹)	270 ± 45	-
COT (mg L ⁻¹)	-	90 ± 33
MES (mg L ⁻¹)	3 833 ± 1 177	399 ± 278
ST (mg L ⁻¹)	4 707 ± 1 371	-
SV (mg L ⁻¹)	3 248 ± 1 444	-
F(mg L ⁻¹)	6.61	-
Cl(mg L ⁻¹)	42.8	-
SO ₄ ⁻ (mg L ⁻¹)	13.5	-
NO ₃ ⁻ (mg L ⁻¹)	1.13	-

N.b. : XX ± écart-type

5.3 Montage et caractéristiques des cellules d'électrolyse

5.3.1 Cellule parallélépipédique C1

L'application du traitement électrochimique a été effectuée dans un réacteur en plexiglas de 12 cm de largeur, 12 cm de profondeur et 20 cm de hauteur. Les électrodes utilisées au cours du traitement étaient des électrodes de fer (ou d'aluminium) et de graphite placées verticalement et parallèlement, de sorte qu'une électrode de fer était immédiatement suivie par une électrode de graphite. Les électrodes de fer (ou d'aluminium) et de graphite étaient disposées en alternance sur un support perforé également en plexiglas et situé à 2 cm du fond. Au total, le réacteur était composé de sept électrodes (quatre électrodes de graphite et trois électrodes de fer ou d'aluminium). Les électrodes de graphite avaient 10 cm de large, 11 cm de long et une épaisseur de 0.5 cm. Les électrodes de fer ou d'aluminium avaient les mêmes dimensions que les électrodes de graphite (notamment en largeur et longueur), mais avec une épaisseur de 0.1 cm. La distance inter-électrode était de 1.5 cm.

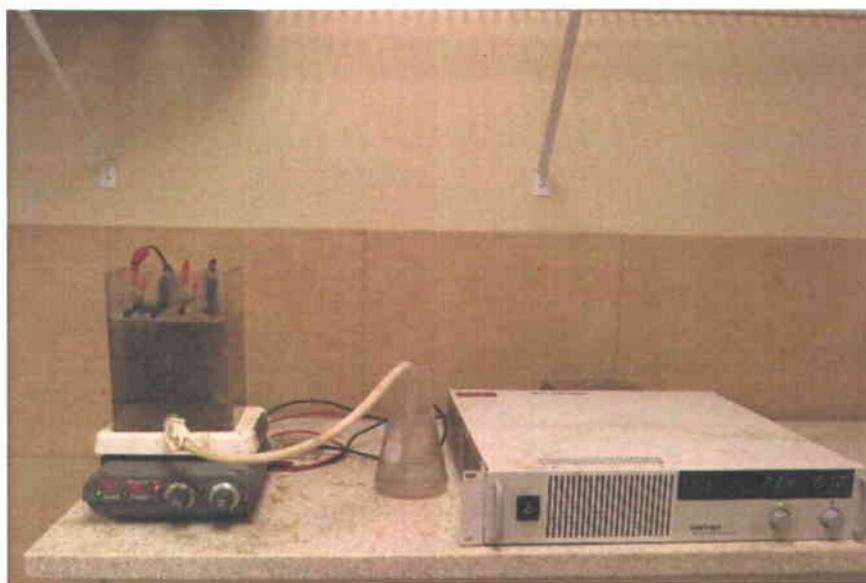


Figure 9 Cellule parallélépipédique utilisée pour le traitement de l'effluent

L'intensité de courant était imposée à l'aide d'un générateur de courant continu Xantrex XFR 40-70. Ce type de générateur est capable d'imposer une intensité maximale de 70 A et une tension maximale de 40 V. La configuration testée en premier lieu était une connexion MP pour les électrodes de graphite et une connexion BP pour les électrodes de fer (ou d'aluminium). Dans cette configuration, seule les électrodes en graphite (4 électrodes) étaient branchées en alternance entre les bornes positives et négatives du générateur de courant. Les électrodes de fer (ou d'aluminium) au nombre de trois étaient placées entre les électrodes de graphite (Figure 10).

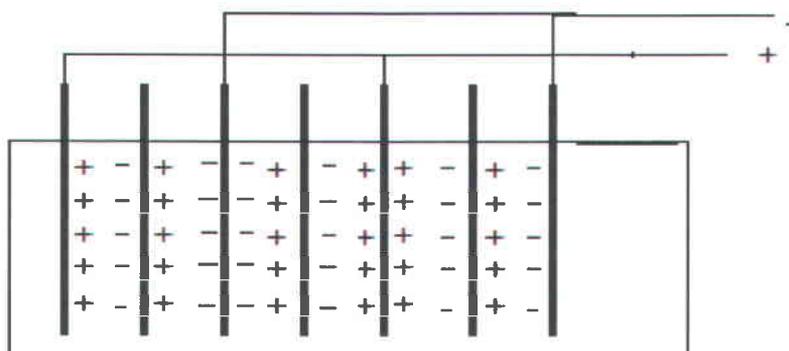


Figure 10 Configuration MP des électrodes de graphite et BP des électrodes de fer ou aluminium dans une cellule d'EC

5.3.2 Cellule cylindrique C2

La deuxième cellule électrolytique qui a été utilisée dans le cadre de ce projet pour le traitement par EC-ER, se présentait sous forme cylindrique et avait un volume utile de 2 L (Figure 11). Cette cellule électrolytique qui est en PVC ou en acrylique était constituée de deux électrodes,

dont l'une jouait le rôle de l'anode (fer) et l'autre le rôle de la cathode (carbone vitreux ou le graphite). L'anode était disposée de façon coaxiale autour de la cathode. L'intensité de courant était imposée à l'aide d'un générateur de courant continu Xantrex XFR 40-70. Le Tableau 14 résume les caractéristiques de ces deux électrodes.

Tableau 14 Caractéristiques des deux électrodes de la cellule C2 utilisées dans le procédé d'électroréduction-EC (ER-EC)

Électrodes	Type de métal	Forme	Diamètre (cm)	Hauteur (cm)
Anode	Acier doux (Fe)	Cylindrique	10	14
Anode	Titane recouvert d'oxyde d'iridium	Cylindrique	8	14
Cathode	Carbone vitreux (CV)	Cylindrique	4	14
Cathode	Graphite (Gr)	Cylindrique	4	14



Figure 11 Cellule cylindrique utilisée pour le traitement de l'effluent

5.4 Technique expérimentale

Deux unités expérimentales (U1 et U2) ont été utilisées pour le traitement des EUR et EUD. La première utilisait la cellule parallélépipédique C1 et fonctionnait en mode batch (en mode statique) où le mélange dans la cellule était assuré par une agitation mécanique; la deuxième

utilisait la cellule cylindrique C2 et fonctionnait en mode continue où la circulation ou recirculation de l'effluent était assuré par une pompe.

5.4.1 Unité expérimentale U1

Le montage expérimental No. 1 (Figure 12) fonctionnait en mode batch avec un volume utile de 1.7 L. L'agitation dans le réacteur C1 était assurée par un agitateur magnétique placé au fond de la cuve. Des intensités de courant variant entre 0.2 et 1.5 A ont été imposées pendant une période de temps variant entre 20 et 90 min. L'ajustement préalable du pH (pH variant entre 6 et 10) des effluents a été effectué à l'aide d'une solution d'hydroxyde de sodium (NaOH, 0.5 M). Un apport en électrolyte de Na₂SO₄ et/ou NaCl (Laboratoire MAT, Québec, QC, Canada) dans des concentrations variant entre 20 à 100 mg L⁻¹ a également été testé. Au cours de chaque essai, le pH, la température et la conductivité ont été mesurés avant et après traitement. L'effluent traité a été, par la suite, transvidé dans un bécher de 2 L sous agitation où un volume de 30 mL d'échantillon a été prélevé pour des mesures de masse de résidus métalliques. Par la suite, la suspension a été soigneusement transférée dans un cylindre gradué de 2 L de capacité pour être soumise à une période de décantation pendant 1 h. L'efficacité d'enlèvement de la matière organique a été évaluée par la mesure de la DCO_T, la turbidité, la MES, la DBO₅, le COD et les H&G sur la fraction liquide. Par la suite, la boue a été filtrée sous vide pendant 30 min sur une membrane Whatman de type P8. Le résidu solide a été séché à 105°C pendant 24 h et pesé à nouveau. Le volume de filtrat récupéré a été noté et la siccité des boues a été mesurée par différence de masse.

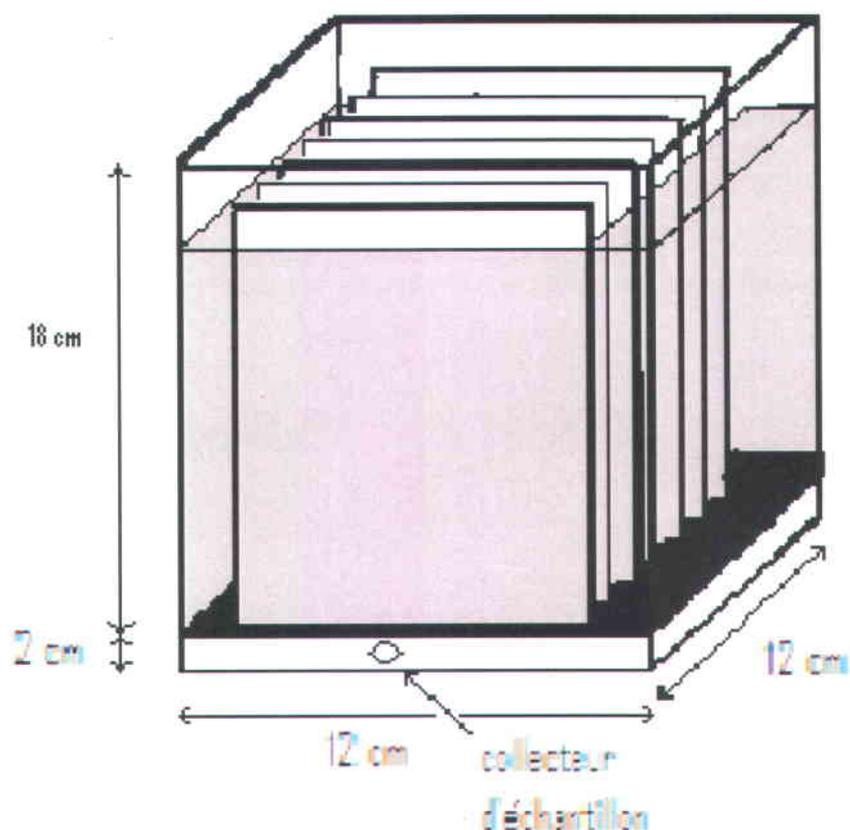


Figure 12 Structure schématique de la cellule d'EC-ER

5.4.2 Unité expérimentale U2

Le montage expérimental N°2 (Figures 13 et 14) fonctionnait en mode continu avec un volume utile de 16 L. La circulation ou la recirculation de l'effluent dans le réacteur était assurée par une pompe à engrenage (2) (Penta-Drive, DC Motor Speed Control, Modèle : KBPC-240D (9338H)) avec un débit de 0.4 L min^{-1} . La cellule électrolytique EC-ER (4) était spécialement conçue pour être utilisée dans le deuxième montage expérimental. Le dispositif est équipé de deux bacs dont le premier (1) est conçu pour alimenter l'unité expérimentale U2 avec de l'eau brute alors que le deuxième bac (12) sert à récupérer l'effluent traité. L'unité expérimentale U2 est équipée également en arrière d'un clarificateur cylindrique (9) d'une capacité de 5 L pour assurer une

bonne décantation et d'une unité de filtre à sable (11) qui est sous forme d'un réservoir cylindrique de 30 cm de hauteur, 10 cm de diamètre et d'une capacité de 3 L. Des valves, en nombre de 3 (3, 8 et 10), sont installées dans le dispositif et permettent de travailler en mode batch ou en mode continu. Quand le système fonctionne en mode continu, la valve (8) est ouverte et l'effluent passe à travers la cellule cylindrique puis au travers un clarificateur cylindrique et, enfin, au travers le filtre à sable. Une sonde de pH (6) et une sonde de POR (7) sont installées au niveau de la conduite cylindrique (5) permettant de suivre la variation de ces deux paramètres. Au niveau de la cellule électrochimique EC-ER (4), des intensités de courant variant entre 0.5 et 2.0 A ont été imposées pendant une période de temps variant entre 10 et 120 min. Un apport en électrolyte Na_2SO_4 (0.3 g L^{-1}) a été ajouté afin d'améliorer la conductivité de l'effluent à traiter.

Pour chaque essai, des points d'échantillonnages ont été utilisés juste après le bac d'alimentation (E0), après la colonne de décantation (E1) et après le passage de l'effluent au travers le filtre à sable (E2). L'efficacité d'enlèvement de la matière organique a été évaluée par la mesure de la DCO_T , de la turbidité, de la DBO_5 , de la COT, de la MES et par la mesure des coliformes fécaux, de l'azote ammoniacal et des orthophosphates.

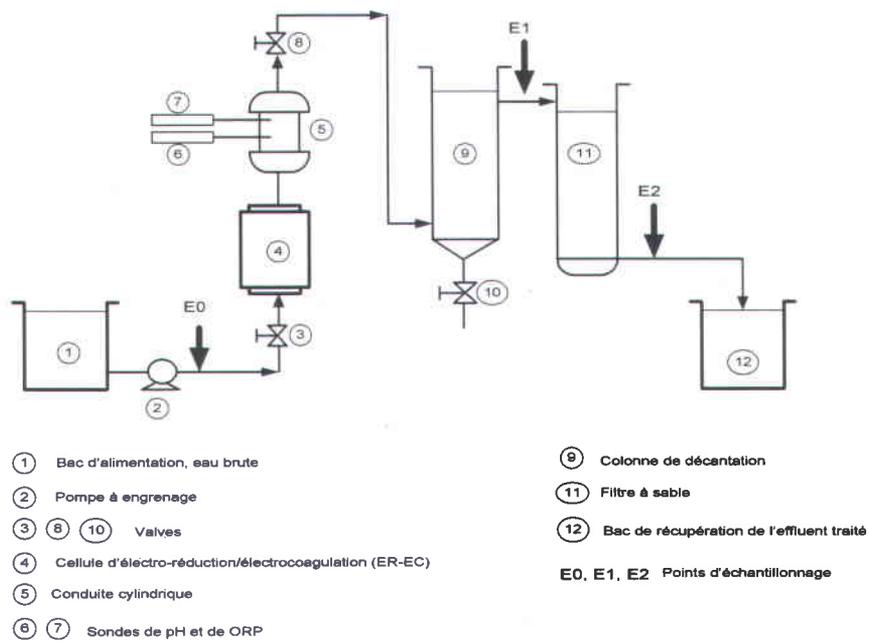


Figure 13 Structure schématique de l'unité expérimentale U2 pour l'application du procédé ER-EC

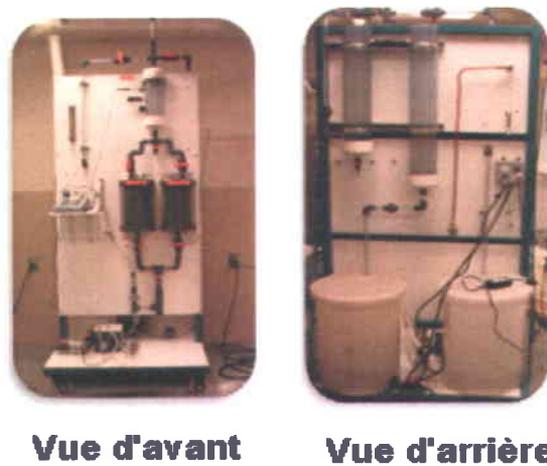


Figure 14 Unité expérimentale U2 utilisée pour l'application du procédé ER-EC

5.5 Méthodologie de plan d'expérience

Le recours à l'utilisation d'un plan d'expérience dans le domaine de développement d'un procédé devient de plus en plus un outil indispensable. Plusieurs recherches ont utilisé le plan d'expérience afin de pouvoir comprendre le mécanisme de fonctionnement d'un tel processus (Myers et Montgomery, 2002; Contreras *et al.*, 2009; Olmez, 2009). La méthodologie de plan d'expérience est l'une des méthodes d'analyses statistiques et mathématiques permettant, dans une optique d'optimisation, de prédire avec justesse une réponse comprise dans le domaine expérimental et de caractériser un processus d'une façon très précise. En outre, la méthodologie de plan d'expérience permet de déterminer les éventuelles interactions entre les différents facteurs opérationnels et d'en déduire également les éventuelles erreurs d'ajustement de ce modèle, ainsi que les éventuelles erreurs expérimentales.

Cependant, vu que cette méthode fait appel à des calculs mathématiques et statistiques de haut niveau, nous avons eu recours à utiliser un logiciel de plan d'expérience, Design-Expert (version 7.1, 2007, Stat-Ease Inc, Minneapolis, USA), qui offre une multitude de possibilités pour planifier les expérimentations.

Le plan factoriel qui est le plus courant est un outil de décision qui permet d'obtenir le maximum d'informations sur l'effet de chaque facteur et l'effet d'interaction de « n » facteurs sur la réponse. L'hypothèse de base est d'assigner pour chaque facteur sa valeur la plus basse (-1) et sa valeur la plus haute (+1). Ainsi, pour « k » facteurs, il est possible de construire une matrice d'expérience de 2^k valeurs possibles permettant de planifier les différents essais expérimentaux à réaliser.

Cependant, il est impossible à travers le plan d'expérience d'obtenir une optimisation. Il est donc nécessaire de trouver des informations supplémentaires à l'intérieur même du domaine d'expérience. Le plan de surface de réponse a pour but principal de déterminer les conditions opératoires optimales et d'assurer même une région pour les facteurs pour se rencontrer (Myers et Montgomery, 2002). Dans cette étude, le plan central composite qui fait partie des plans de surface de réponse a été utilisé. Il s'avère très intéressant d'un point de vue expérimental car celui-ci est basé sur un plan factoriel complété par un plan en « étoile ».

5.6 Méthodes analytiques

5.6.1 Mesures des paramètres opératoires

Des mesures de pH et de la conductivité ont été effectuées pour l'eau traitée et non traitée. Un conductimètre de type Oakton modèle 510 a été utilisé pour mesurer la conductivité initiale et finale de l'effluent. Les mesures de pH ont également été effectuées à l'aide d'un pH-mètre de marque Fisher Scientific Accumet (modèle XL25), équipé d'une électrode Cole-Palmer à double jonction (référence Ag/AgCl) pour la mesure du pH et d'une électrode à bande de platine pour le POR. La mesure de la température a été aussi prise à chaque mesure de la conductivité à l'aide d'un conductimètre. Les mesures de la turbidité ont été pareillement déterminées à l'aide d'un turbidimètre de type HACH 2100 AN (en mode Range).

5.6.2 Mesure des contaminants organiques, inorganiques et microbiens

Pour déterminer la concentration de DCO_T , les échantillons prélevés du système ont été immédiatement acidifiés à 0.2% avec de l'acide sulfurique concentrée, puis conservés à 4°C jusqu'au moment des analyses. L'analyse de la DCO_T a été effectuée à l'aide d'un

spectrophotomètre de type UV 0811 M136 (marque Varian, Australie). La méthode standard qui a été suivie pour la mesure de la DCO_T a été tirée de APHA (1989).

L'analyse des anions présents dans les EUR a été effectuée à l'aide de la chromatographie ionique et en utilisant un appareil de type ICS-2000 de Dionex (Canada). Le système a été maintenu à une pression constante d'environ 1964 psi, un débit de 1 mL min^{-1} de KOH (23 mM), une température de la colonne de 30°C et une intensité de courant de 60 mA au niveau du suppresseur pour une durée de 12 min par analyse. La colonne utilisée est de type Ion Pac AS18 échangeuses d'anions. Un détecteur à conductivité ($\mu\text{s mn}^{-1}$) a également été utilisé. Une courbe de calibration à six points a été préparée à partir d'une solution mère de $1\ 000 \text{ mg L}^{-1}$ pour chacun des anions présents dans l'échantillon. Un contrôle certifié a également été préparé à une concentration située au centre de la courbe. Les résultats en mg L^{-1} ont été rapportés en fonction de l'air sous le pic de chacun des anions à leur temps de rétention spécifique.

Les analyses des métaux et du phosphore dissous présents dans les EUR ont été effectuées en triplicata à l'aide d'un appareil ICP-AES (marque Varian, modèle Vista AX, Australie). Les échantillons destinés pour faire l'analyse des métaux et du phosphore dissous ont été filtrés sur une membrane Whatman 934 AH, acidifiés avec l'acide nitrique (0.2%) et conservés à 4°C jusqu'au moment de l'analyse.

Dans le cas des solides, une digestion partielle à l'eau régale utilisant successivement deux acides concentrés (HCl/HNO₃), un chauffage sous reflux (2 h) et une centrifugation de 15 min.

Les analyses de la DBO₅ (SM5210 B/MA. 315 - DBO 1.1), des H&G (EPA1664, MA415 HGT 1.0) et des coliformes fécaux (SM-9222D) ont été effectuées en triplicata par le laboratoire Bodycote (Québec, QC, Canada) lors des essais de traitement des EUR.

Lors du traitement des EUD, les concentrations résiduelles de coliformes fécaux ont été évaluées au laboratoire par une technique d'ensemencement sur milieux gélosés.

Les mesures de la concentration des ions orthophosphates (ortho-PO₄³⁻) et des ions ammoniums (NH₄⁺) présents dans les eaux usées ont été effectuées en utilisant un auto-analyseur de marque Lachat (modèle FIA+, Zellweger Analytics, Lachat Instruments Division, WI., États-Unis). Les mesures des ions NH₄⁺ et des ions ortho-PO₄³⁻ ont été faites respectivement à partir de la méthode de Quick Chem 10-107-06-2-B et QuickChem 10-115-01-1-B. Lors de l'analyse de NH₄⁺, la réaction colorimétrique a été obtenue par la combinaison de différents réactifs (tampon à base d'EDTA, salicylate de nitropusside et hypochlorite) et l'ammoniaque en solution. Par contre, lors de l'analyse des orthophosphates, la réaction colorimétrique a été obtenue par combinaison de certains réactifs (acide sulfurique 5N, tartrate de potassium et d'antimoine, molybdate d'ammonium) et les ions orthophosphates. La densité optique a été lue à une longueur d'onde de 880 nm pour les ions ortho-PO₄³⁻ et 660 nm pour les ions NH₄⁺. Un logiciel permet ensuite de calculer la concentration des ions orthophosphates relatives à la couleur du complexe formé, alors que dans le cas de NH₄⁺ le logiciel transforme, à partir de la courbe standard, la valeur obtenue en quantité d'ammoniaque.

5.6.3 Test de déshydratation et de séparation solide/liquide des résidus métalliques

5.6.3.1 Indice de volume de boues (IVB)

L'IVB représente le volume occupé par un gramme de boue après 30 min de décantation statique dans un cylindre gradué d'un litre. Il peut être calculé comme suit :

$$\text{Équation 31} \quad SVI = \frac{VD_{30}}{[MES]}$$

Avec VD_{30} = volume de boues décantées en trente min (en mL L⁻¹) et [MES] est la concentration des MES dans l'éprouvette (en g L⁻¹). Le IVB s'exprime donc en mL g⁻¹ (APHA, 1999).

5.6.3.2 Résistance spécifique à la filtration (SRF)

La SRF est considérée comme l'un des paramètres qui a été largement utilisé comme un indicateur pour la déshydratation de la boue. La détermination de la SRF a été effectuée en faisant un suivi du volume de filtrat récupéré après 30 min de filtration de la boue et en notant la pression appliquée lors de la filtration. La filtration sous vide de la boue a été réalisé sur des papiers filtre de type P8-Creped de diamètre 18.5 cm. Une mesure de la viscosité dynamique du filtrat récupéré à l'aide d'un viscosimètre rotationnelle Brookfield DV II Pro+ (Brookfield Engineering Laboratories, Inc., Stoughton, MA, États-Unis) équipé d'un logiciel Rheocalc32 (B.E.A.V.I.S- Brookfield Engineering Advanced Viscometer Instruction Set) a permis d'appliquer l'équation de Darcy :

$$\text{Équation 32} \quad J = \frac{dV}{dt} \cdot \frac{1}{A} = \frac{\Delta P}{\mu \cdot (R_f + R_m)} \quad (\text{Équation de Darcy})$$

Équation 33
$$\frac{dV}{dt} = \frac{A^2 \cdot P}{\mu \cdot \left(\frac{R_F}{a} V + R_m \cdot A \right)}$$
 (Ng et Hermanowicz, 2005)

Après intégration et réarrangement de l'Équation 32 et l'Équation 33, la formule suivante est obtenue (Ng et Hermanowicz, 2005) :

Équation 34
$$\frac{t}{V} = \left(\frac{\mu \cdot R_F \cdot a}{2PA^2} \right) V + \frac{\mu \cdot R_m}{A \cdot P}$$

« R_F » et « R_m » représentent respectivement la résistance spécifique à la filtration et la résistance initiale de la membrane. En traçant la droite $\frac{t}{V} = f(V) = K_b \cdot V + K_0$ de pente « K_b » et d'ordonnée à l'origine « K_0 » et en connaissant le volume (V en m^3) et la viscosité dynamique (μ en Pa.s) du filtrat récupéré après un temps (t en seconde) de filtration de 30 min, ainsi que la pression (P exprimé en Pascal) appliquée durant la filtration de la boue et la surface du filtre (A), la résistance spécifique à la filtration (R_F) exprimé en $m \text{ kg}^{-1}$ peut être calculée comme suit :

Équation 35
$$K_b = \frac{\mu \cdot R_F \cdot a}{2PA^2} \Rightarrow R_F (SRF) = \frac{2 \cdot K_b \cdot P \cdot A^2}{\mu \cdot a}$$

5.6.3.3 Siccité des boues métalliques

La qualité de conditionnement et de filtrabilité a été évaluée par la mesure sous vide de la siccité de la boue à l'aide d'une unité de filtration comprenant une pompe vacuum, un buchner et une membrane Whatman de type P8. Le temps de filtration a été fixé à 30 min. Connaissant la masse du creuset contenant la membrane avant et après filtration (m_1 et m_2) ainsi qu'après séchage à

l'étuve à 105°C pendant 24 h (m_3), le pourcentage de la siccité de la boue exprimé en g de boue sèche par g de boue humide a été déterminé comme suit :

$$\text{Équation 36} \quad \text{siccité (\%)} = 100 \times \frac{(m_3 - m_1)}{(m_2 - m_1)}$$

5.6.4 MES et ST

Le protocole expérimental utilisé pour déterminer les MES et les ST présents dans l'échantillon est inspiré de la méthode d'analyse issue du Centre d'expertise en analyse environnementale du Québec (Référence MA. 115-S.S.1.1 et MA. 100-S.T.1.0). Dans notre cas, la détermination des MES et des ST a été effectuée sur la fraction liquide de l'échantillon qui a subi une décantation d'une heure.

La détermination des MES a été effectuée en procédant à une filtration d'une portion de l'échantillon (volume de 20 mL) au travers d'un filtre Whatman 934 AH qui est préalablement pesé avec la coupelle en aluminium vide (m_1). Une fois la filtration terminée, le résidu est séché à 105°C pendant une nuit. Après séchage, le filtre est refroidi au dessiccateur pendant 4 h au minimum et repesé par la suite (m_2). En notant le volume de l'échantillon (V en L) qui a été filtré, la concentration de MES exprimée en mg L^{-1} est obtenue par différence de poids entre la masse « m_1 » et la masse « m_2 » selon la formule suivante :

$$\text{Équation 37} \quad \text{MES} = \frac{(m_2 - m_1)}{V}$$

Dans les effluents liquides, les ST représentent principalement les matières dissoutes et les MES contenues dans l'eau. La détermination des ST est effectuée en faisant un séchage à 105°C,

pendant une nuit, d'une portion de l'échantillon (volume de 20 mL) dans une coupelle en aluminium préalablement pesée (m_0). Avant de faire la pesée de l'échantillon qui a été séché (m_1), il faut laisser refroidir la coupelle en aluminium pendant au minimum 4 h. Le poids de ST exprimé en (mg L^{-1}) est obtenu par différence des poids entre « m_1 » et « m_0 ».

Équation 38
$$ST = \frac{(m_1 - m_0)}{V}$$

5.6.5 Mesure de la concentration du peroxyde d'hydrogène

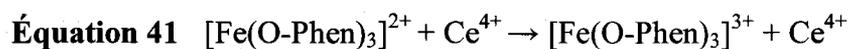
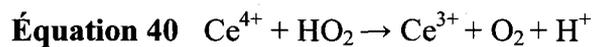
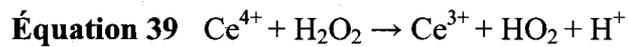
La détermination de la concentration du peroxyde d'hydrogène a été effectuée en suivant une méthode de dosage volumétrique basé sur une oxydation de H_2O_2 par une solution de cérium ($\text{Ce}(\text{SO}_4)_2, 2(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4, 2\text{H}_2\text{O}$) en milieu acide et en présence d'un indicateur coloré (orthophénanthroline ferreuse).

Les principaux réactifs qui ont été utilisés lors du dosage sont les suivants : une solution d'acide sulfurique (H_2SO_4 4.5 M); une solution de sulfate de cérium (5.88×10^{-3} M) et une solution d'orthophénanthroline (0.025 M).

La préparation de la solution de sulfate de cérium a été effectuée en faisant une dissolution à froid de 1.953 g de sulfate de cérium IV ($\text{Ce}(\text{SO}_4)_2, 4\text{H}_2\text{O}$) dans une solution d'acide sulfurique concentrée et par ajustement jusqu'au trait de jauge avec l'eau distillée.

La détermination de la concentration du peroxyde d'hydrogène présent dans chaque échantillon a été accomplie en procédant à un dosage d'une solution, contenant 20 mL d'une solution de peroxyde d'hydrogène et trois gouttes d'orthophénanthroline, par une solution de sulfate de cérium (IV). Le changement progressif de la couleur de la solution du rouge vers le bleu pâle

signifie un dosage de la quantité de H₂O₂ présent dans l'échantillon. Les réactions chimiques qui expliquent bien le dosage du peroxyde d'hydrogène à l'aide d'une solution de cérium (IV) sont comme suit (Sigler et Master, 1957) :

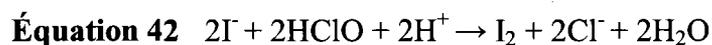


Connaissant le volume de cérium ajouté et à l'aide d'une courbe d'étalonnage, il est possible de déterminer la concentration de H₂O₂ présent dans l'échantillon. L'équation de la droite d'étalonnage ($R^2=0.9996$) utilisée pour déterminer la concentration du peroxyde d'hydrogène est la suivante: $Y=0.3522 x + 0.6266$

5.6.6 Mesure de la concentration d'acide hypochloreux

La mesure de la concentration totale en chlore actif a été déterminée par l'intermédiaire d'une méthode iodométrique classique (Rodier *et al.*, 1996). Le principe de la méthode repose sur l'oxydation d'un excès d'iodure de potassium en faisant une titration de l'iode libérée par une solution de thiosulfate de sodium (Na₂SO₃). La présence de l'iode dans la solution est caractérisée par une couleur jaune. Les réactifs utilisés pour faire le titrage sont comme suit: Acide acétique (5 mL); iodure de potassium (5 g); amidon; thiosulfate de sodium (0.01 M). Dans un bécher, 50 mL d'eau distillé, 5 mL d'acide acétique, environ 1 g d'iodure de potassium et 50 mL de l'échantillon sont introduits. Ensuite, l'iode est titré par une solution de thiosulfate de sodium de concentration 0.01 M jusqu'à une disparition de la couleur. Pour mieux distinguer

la zone de virage, des gouttes d'amidon sont ajoutées à la fin du dosage. L'Équation 42 décrit la réaction qui se produit lors du titrage.



Connaissant le volume en mL de thiosulfate de sodium ajouté (M ou N) pour le titrage et en tenant compte du facteur de dilution « k », la teneur en g L^{-1} de l'acide hypochloreux est donnée par l'expression suivante:

Équation 43 $[\text{Cl}_2] = 0.355 * N * k$

5.7 Évaluation économique

Les principaux réactifs utilisés en parallèle avec le traitement électrochimique sont la soude $\text{Na}(\text{OH})$, les deux électrolytes Na_2SO_4 et NaCl et le polymère cationique LPM 3135. Un coût unitaire de $5 \text{ \$ kg}^{-1}$ a été considéré pour le polymère cationique LPM 3135, alors que pour les deux types d'électrolyte NaCl et Na_2SO_4 , des coûts respectifs de $0.06 \text{ \$ kg}^{-1}$ et $0.3 \text{ \$ kg}^{-1}$ ont été utilisés. Le coût de l'hydroxyde de sodium (NaOH) de concentration 20 g L^{-1} , utilisé pour assurer l'ajustement du pH initial, a été fixé à $0.03 \text{ \$ L}^{-1}$ en se basant sur un coût de NaOH solide de $600 \text{ \$ t.m.}^{-1}$.

Le coût de l'énergie électrique a été estimé en se basant sur un coût unitaire de $0.06 \text{ \$ kWh}^{-1}$.

Le coût des électrodes d'aluminium a été évalué à $2052 \text{ \$ t.m.}^{-1}$ tandis qu'un coût de $2000 \text{ \$ t.m.}^{-1}$ a été considéré pour l'acier doux (entrant dans la fabrication des électrodes). Une estimation du prix unitaire de l'électrode de carbone vitreux était de $5648.5 \text{ \$ kg}^{-1}$, alors que le prix unitaire de l'électrode de graphite était de $846.7 \text{ \$ kg}^{-1}$.

La disposition des boues, incluant le transport, a été évaluée à 60 \$ t.m.⁻¹ de résidus secs. Ce coût de disposition ne tient pas compte de l'énergie nécessaire pour le séchage des boues. Les coûts totaux d'opération sont présentés dans les tableaux en termes de dollars canadiens par mètre cube d'eaux à traiter (\$ m⁻³).

6. RÉSULTATS ET DISCUSSION

Cette section sera subdivisée en trois grandes parties. La première partie présentera les résultats de caractérisation des cellules électrochimiques C1 et C2 en termes de leur capacité de production d'agents oxydants et coagulants. La deuxième partie indiquera les résultats obtenus à partir de l'unité expérimentale U₁ lors du traitement des EUR et des EUD. La troisième partie exposera les résultats obtenus à partir de l'unité expérimentale U₂ au cours du traitement des EUD.

6.1 Caractérisation de la cellule électrochimique en terme de sa capacité de production d'agents oxydant et coagulant

6.1.1 Cellule parallélépipédique C1

Tel que discuté précédemment, il est possible grâce à l'effet indirect du courant électrique de produire à partir d'ions chlorures, du chlore actif qui est un oxydant efficace ($E^{\circ} = 1.87 \text{ V/ENH}$) pour dégrader la matière organique.

Des essais préliminaires en termes de production d'agent oxydant (HClO) et d'agent coagulant ($\text{Fe}^{2+}/\text{Fe}^{3+}$ ou Al^{3+}) ont été réalisés en imposant différentes intensités pendant une période allant jusqu'à 60 min. La cellule parallélépipédique C1 était constituée de trois électrodes BP de fer (ou d'aluminium) et quatre électrodes de graphite fonctionnant en configuration MP. Les électrodes consommables de fer (ou d'aluminium) sont intercalées entre deux électrodes de graphite connectées directement au générateur de courant. Une solution synthétique contenant $50 \text{ mg NaCl L}^{-1}$ et $50 \text{ mg Na}_2\text{SO}_4 \text{ L}^{-1}$ a été utilisée. Le Tableau 15 présente les conditions initiales de chacun des essais ainsi que les résultats correspondants.

Tableau 15 Caractérisation de la cellule parallélépipédique C1 (électrodes MP de graphite, t = 60 min, V = 1.7 L)

Paramètres	Essais							
	E1	E2	E3	E4	E5	E6	E7	E8
Électrode BP	Fe	Fe	Fe	Fe	Fe	Fe	Al	Al
Système	Fe/Gr	Fe/Gr	Fe/Gr	Fe/Gr	Fe/Gr	Fe/Gr	Al/Gr	Al/Gr
Intensité imposée (A)	0.2	0.5	0.7	1.0	0.4	1.0	0.4	1.0
Tension moyenne (V)	10.8	15.7	18.3	23.4	13.9	20.4	15.5	28.3
pH initial	6.05	5.90	6.12	6.20	6.23	6.31	5.98	6.10
pH final	7.40	7.83	8.24	8.76	6.91	7.02	6.57	6.78
Énergie consommée (kWh m ⁻³)	1.27	4.61	7.53	13.76	3.27	12.00	3.64	16.64
Production d'agent oxydant								
HClO réel (mg L ⁻¹)	71	137	225	337				
HClO théorique (mg L ⁻¹)	156	390	545	779				
Rendement Faradique (%)	54	65	59	57				
Production d'agent coagulant								
Fe total (mg L ⁻¹) réel					40	60		
Al total (mg L ⁻¹) réel							20	40
Fe ou Al (théorique-Faraday's) (mg L ⁻¹)					360	920	110	290
Rendement Faradique (%)					11	6.5	18	13

Pour fin de simplification on utilisera les abréviations suivantes : le système Fe/Gr (essais E1 à E6) lorsque la cellule C1 est composée d'électrode de fer et de graphite et le système Al/Gr (essais E7 et E8) lorsque la cellule C1 est composée d'électrode d'aluminium et de graphite. L'électrolyse a été conduite à pH autour de la neutralité (6.0-7.0) pour différentes intensités de courant. Un temps d'électrolyse de 60 min a été imposé et des échantillons ont été prélevés et analysés afin d'évaluer les performances de la cellule C1 pour la production de chlore actif (essais E1 à E4) et d'agent coagulant (essais E5 à E8).

Il est à noter que la concentration globale en chlore actif correspond à la somme de trois espèces possibles, Cl_2 , HClO et ClO^- . Dans la gamme de pH 6-9, le chlore actif est presque entièrement constitué d'acide hypochloreux (HClO) et d'ions hypochlorite (ClO^-) (Deborde et Gunten, 2008). L'influence de l'intensité de courant allant de 0.2 à 1.0 A (0.91 à 4.55 mA cm^{-2}) sur la cinétique de production d'acide hypochloreux est indiqué à la Figure 15. Elle augmente linéairement avec l'intensité de courant. La pente de la courbe (droite) indique une vitesse de production de $576 \text{ mg h}^{-1} \text{ A}^{-1}$. Ces résultats peuvent être comparés à ceux obtenus par certains auteurs. Kraft *et al.* (1999) ont observé la même tendance linéaire en mesurant un taux spécifique de production de chlore actif de $60 \text{ mg h}^{-1} \text{ A}^{-1}$, avec IrO_2 utilisé comme matériau d'anode et 150 mg L^{-1} d'ions chlorures et en imposant une densité de courant variant entre 5 et 50 mA cm^{-2} . Cette valeur est de loin inférieure à celle obtenue dans la présente étude alors que des densités de courant (0.91 à 4.55 mA cm^{-2}) et une concentration de chlorure (30 mg L^{-1}) avaient été utilisées. Cette divergence peut être principalement attribuée au design de la cellule qui joue un rôle essentiel dans le transfert de matière à l'intérieur du réacteur. En effet, Kraft *et al.* (1999) ont réalisé leur expérimentation avec une cellule compartimentée afin d'éviter la réduction de l'acide hypochloreux à la cathode, alors que dans cette présente étude, les expérimentations ont été

réalisées avec une cellule non-compartmentée (sans membrane échangeuse d'ions) maintenue sous agitation pour créer de la turbulence au voisinage des électrodes favorisant ainsi le transfert des ions chlorures vers les électrodes et donc facilitant leur oxydation à l'anode.

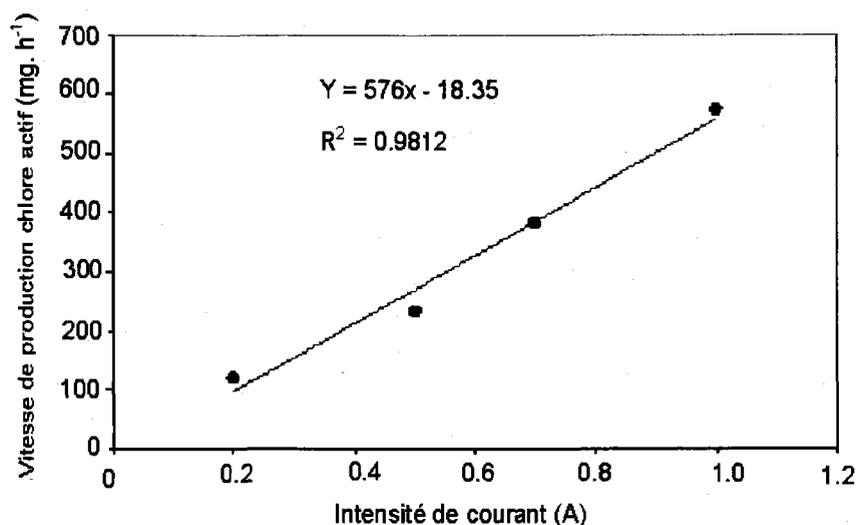


Figure 15 Évolution de la vitesse de production du chlore actif en fonction de l'intensité de courant imposée

La capacité de production simultanée d'un agent coagulant dans la cellule C₁ a également été mise en évidence en utilisant des électrodes BP de fer (essais E5 et E6) ou des électrodes BP d'aluminium (essais E7 et E8). Lorsque le courant est imposé, il y a dissolution des électrodes BP de fer ou d'aluminium dans le milieu favorisant ainsi la production respective des ions Fe²⁺/Fe³⁺ et Al³⁺ (agents coagulants) qui réagissent avec les ions hydroxydes en solution pour former des complexes de métaux. Une fraction de l'agent coagulant à base d'aluminium reste en solution sous la forme ionique de type Al(OH)₂⁺, Al(OH)₄⁻, Al₂(OH)₄⁺², etc., alors qu'une autre fraction précipitent sous forme solide de type Al(OH)₃, AlCl(OH)₂.2H₂O et Al₄₅O₄₅(OH)₄₅Cl, etc. (Zidane *et al.*, 2008). En ce qui concerne le fer, une fraction reste en solution sous la forme Fe(OH)₂⁺, Fe(H₂O)₆³⁺, Fe(H₂O)₄(OH)₂⁺, etc, alors qu'une autre fraction précipite sous forme

solide de type $\text{Fe}(\text{OH})_2$ et $\text{Fe}(\text{OH})_3$. Les concentrations de Fe et de Al indiquées au Tableau 15 représentent les concentrations totales respectives mesurées en solution et dans les résidus métalliques produits lors de l'électrolyse. Des concentrations de fer de 40 et 60 mg L^{-1} ont été respectivement mesurées en imposant des intensités de courant de 0.4 et 1.0 A. Par comparaison, en utilisant des électrodes BP d'aluminium, des concentrations d'aluminium de 20 et 40 mg L^{-1} ont été respectivement enregistrées. Si nous comparons ces valeurs avec celles théoriquement obtenues en appliquant la loi de Faraday, on constate que seulement 7.0 à 18% de la quantité d'agent coagulant a été générée lors de l'électrolyse (rendement Faradique). Ces faibles rendements peuvent être en effet attribués aux réactions parasites qui sont mises en jeu sur les électrodes BP, telle que l'oxydation de l'eau en oxygène. Ainsi, la quantité d'électricité imposée sert en partie à la dissolution des électrodes BP, l'autre partie étant consommée par les réactions parasites. Par ailleurs, il est à noter que la loi de Faraday utilisée pour calculer la concentration ou la quantité totale d'agent théoriquement produite ne prend pas en compte plusieurs paramètres tels que le type de configuration (électrode BP ou MP), la conductivité de l'électrode, la conductivité de la solution ou électrolyte, lesquels peuvent grandement influencer la dissolution des électrodes. La loi de Faraday peut donc surestimer la quantité d'agent coagulant produite. Dans tous les cas, dans nos conditions opératoires, les rendements Faradiques correspondant à la dissolution des électrodes BP sont faibles.

6.1.2 Cellule cylindrique C2

La caractérisation de la cellule cylindrique C2 a consisté à évaluer la quantité de peroxyde d'hydrogène (H_2O_2) produite par voie électrochimique en utilisant respectivement les électrodes (anode/cathode) suivantes : $\text{Ti-IrO}_2/\text{CV}$, Fe/CV , $\text{Ti-IrO}_2/\text{Gr}$ et Fe/Gr . L'électrode CV est une électrode de carbone vitreux. L'emploi des électrodes combinées Fe/CV et Fe/Gr dans la cellule

C2 vise à évaluer la concentration résiduelle de H_2O_2 suite à la décomposition du peroxyde d'hydrogène par le réactif de Fenton, alors que l'utilisation des électrodes Ti-IrO₂/CV et Ti-IrO₂/Gr vise à estimer la concentration de H_2O_2 en l'absence de l'effet catalytique du fer. Des intensités de courant de 0.0, 0.7, 1.0, 1.3 et 1.5A ont été testées. L'unité expérimentale U₂ comprenant la cellule C₂ fonctionne avec recirculation d'eau à travers un bac d'alimentation agité mécaniquement. Les Figures 16 et 17 résument les résultats des différents essais qui ont été effectués en utilisant les électrodes combinées Ti-IrO₂/CV et Fe/CV.

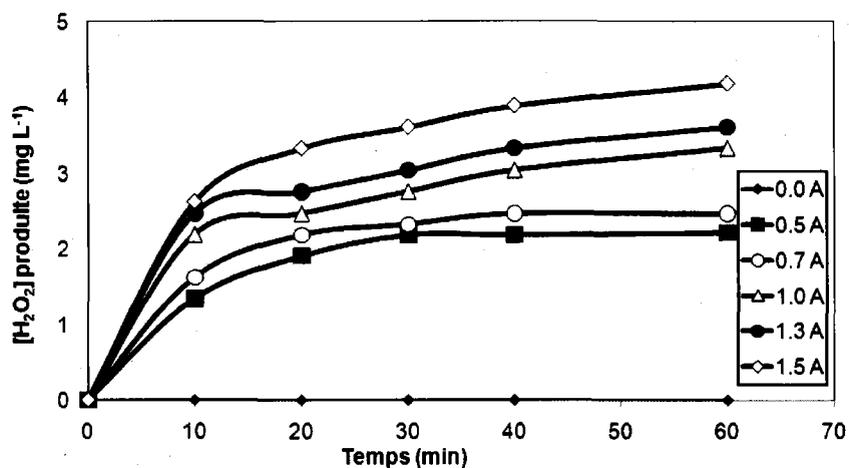


Figure 16 Évolution de la concentration de H₂O₂ en fonction du temps et de l'intensité de courant imposée lorsque des électrodes Ti-IrO₂/CV (anode/cathode) sont utilisées. Q_R = 0.4 L min⁻¹, pH = 7

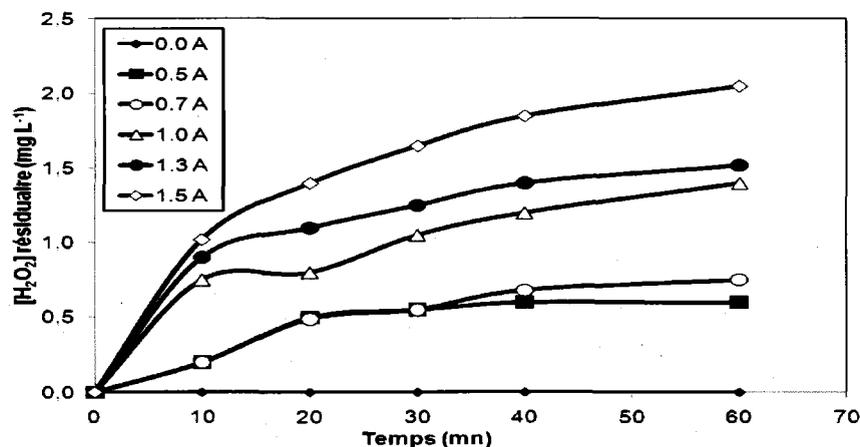


Figure 17 Évolution de la concentration de H₂O₂ en fonction du temps et de l'intensité de courant imposée lorsque des électrodes Fe/CV (anode/cathode) sont utilisées; Q_R = 0.4 L min⁻¹, pH = 7

D'une façon générale, la concentration en H₂O₂ augmente au cours des quarante premières minutes, puis tend vers un palier dû probablement à une limitation du transfert d'oxygène. Le

palier est d'autant plus important que l'intensité de courant augmente. Les concentrations en peroxyde d'hydrogène produites au bout de 60 min d'électrolyse se situent dans la gamme de 2.1 à 4.0 mg L⁻¹ lorsque des électrodes Ti-IrO₂/CV sont utilisées (Figure 18). En revanche, lorsque des électrodes Fe/CV sont utilisées dans les mêmes conditions (temps d'électrolyse = 60 min; intensité de courant = 0.5 à 1.5 A), la concentration de peroxyde d'hydrogène se situe entre 0.6 et 2.0 mg L⁻¹.

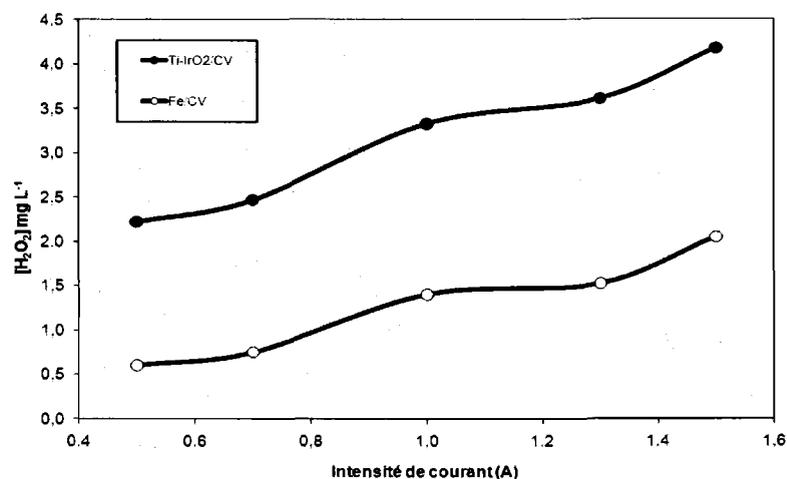


Figure 18 Évolution de la concentration de H₂O₂ en fonction de l'intensité de courant et du type d'électrode : Ti-IrO₂/CV versus Fe/CV

Les Figures 19 et 20 présentent les résultats des différents essais qui ont été effectués en utilisant les électrodes combinées Ti-IrO₂/Gr et Fe/Gr. Les concentrations en peroxyde d'hydrogène produites au bout de 60 min d'électrolyse se situent dans la gamme de 1.1 à 1.6 mg L⁻¹ lorsque des électrodes Ti-IrO₂/Gr sont utilisées (Figure 21). Cependant, lorsque des électrodes Fe/Gr sont utilisées dans les mêmes conditions expérimentales (60 min de temps d'électrolyse et intensité de courant comprise entre 0.5 et 1.5 A), la concentration de peroxyde d'hydrogène se situe entre 0.5 et 1.1 mg L⁻¹.

La production *in-situ* du peroxyde d'hydrogène en milieu aqueux est obtenue suite à une réduction cathodique de l'oxygène. La dissolution anodique de l'électrode de fer mène à la production des ions Fe^{2+} qui réagissent immédiatement avec les ions hydroxydes (OH^-) présentés en solution pour produire un agent coagulant $\text{Fe}(\text{OH})_3$. Dans le même milieu, ces ions ferreux permettent également de décomposer le peroxyde d'hydrogène par le réactif de Fenton (Drogui *et al.*, 2001). Cette réaction (Équation 20) génère des radicaux hydroxyles OH° qui peuvent réagir très rapidement avec la plupart des composés organiques. Le réactif de Fenton est donc à l'origine de la baisse de la concentration de peroxyde d'hydrogène lorsque le fer est utilisé comme électrode anodique.

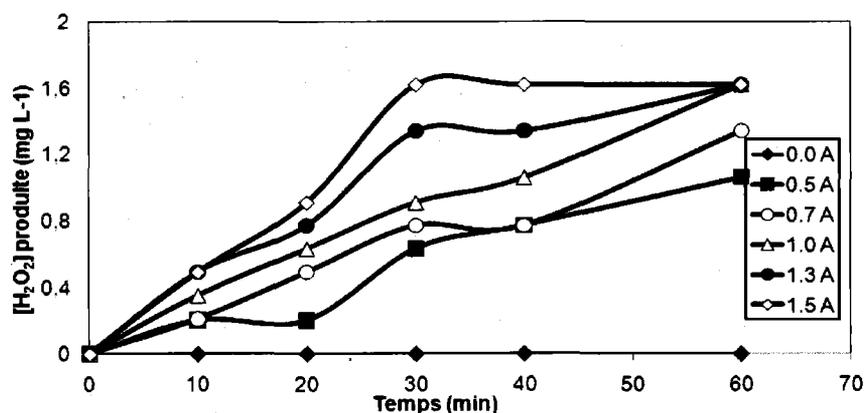


Figure 19 Évolution de la concentration de H_2O_2 en fonction du temps et de l'intensité de courant imposée lorsque des électrodes $\text{Ti-IrO}_2/\text{Gr}$ (anode/cathode) sont utilisées. $Q_R = 0.4 \text{ L min}^{-1}$, $\text{pH} = 7$

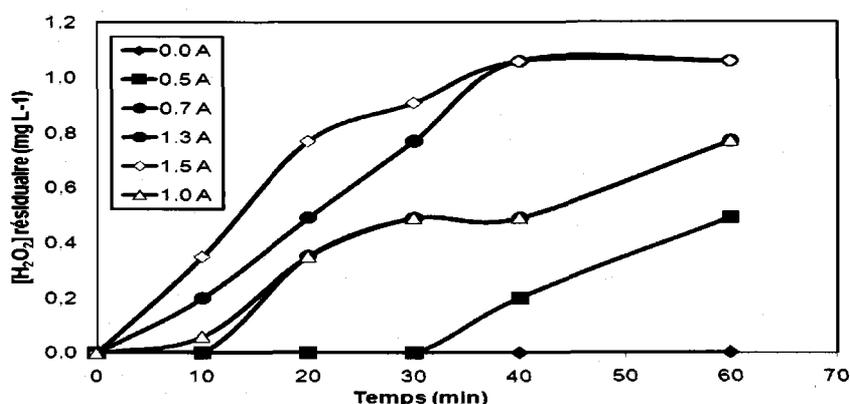


Figure 20 Évolution de la concentration de H₂O₂ en fonction du temps et de l'intensité de courant imposée lorsque des électrodes Fe/Gr (anode/cathode) sont utilisées; Q_R = 0.4 L min⁻¹, pH = 7

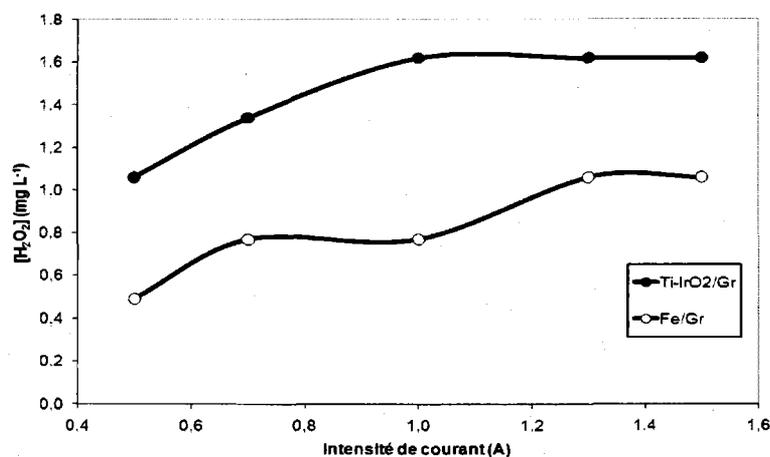


Figure 21 Évolution de la concentration de H₂O₂ en fonction de l'intensité de courant et du type d'électrode : Ti-IrO₂/Gr versus Fe/Gr

En définitive, le procédé EO-ER a permis de produire 9.6 mg min⁻¹ A⁻¹ de chlore actif, alors qu'une concentration d'aluminium se situant entre 20 et 40 mg Al L⁻¹ et une concentration de fer variant entre 40 et 60 mg Fe L⁻¹ ont été mesurées. Le procédé ER-EC permet de produire du peroxyde d'hydrogène (H₂O₂) avec des concentrations se situant entre 1.1 et 4.0 mg L⁻¹. Ces

quantités d'agent coagulant et d'agent oxydant produites dans un même réacteur peuvent être efficacement employées pour éliminer simultanément les polluants de type organique, inorganique et microbien.

6.2 Traitement des EUR par un procédé hybride combinant EO et EC (EO-EC)

6.2.1 Détermination des meilleurs conditions opératoires de traitement électrolytique

Le système hybride EO-EC a été testé sur des EUR à l'aide de l'unité expérimentale U1 comprenant la cellule électrolytique C₁ de type parallélépipédique. Cette cellule est constituée de quatre électrodes de graphite (électrodes MP) et de trois électrodes de fer ou d'aluminium (électrodes BP). Les électrodes de graphite étaient toutes connectées au courant électrique, une anode de graphite était suivie par une cathode de graphite avec une distance de 3 cm. Entre deux électrodes de graphite, était installée une électrode consommable de fer (ou d'aluminium). Les électrodes de fer ou d'aluminium n'étaient pas connectées au générateur de courant. Plusieurs paramètres ont été testés : type d'électrode BP (Fe et Al), intensité de courant imposé, temps d'électrolyse, pH, etc.

6.2.1.1 Choix du type d'électrode

Le but principal de la première série d'essais visait à identifier l'électrode BP (fer ou aluminium) le plus approprié pour l'élimination de la matière organique lors de l'application du procédé EO-EC. Pour ce faire, deux configurations du procédé EO-EC ont été testées : la configuration MP-Gr/BP-Fe et la configuration MP-Gr/ BP-Al. La configuration MP-Gr/BP-Fe signifie que les électrodes graphite fonctionnent en mode MP et les électrodes de fer en mode BP. La

configuration MP-Gr/BP-Al signifie que les électrodes graphite fonctionnent en mode MP et les électrodes d'aluminium en mode BP.

Une intensité de courant de 1.0 A a été imposée pendant un temps de traitement de 90 min. L'effluent électrolysé était par la suite transféré dans un cylindre gradué de 2 L pour y subir la décantation pendant 60 min. Selon le cas, le solide peut subir soit une décantation soit une flottation. Les résultats de cette série d'essais ont été comparés à un échantillon non traité (CONT-1) qui a subi juste la décantation pendant 60 min. Les caractéristiques de l'effluent brut (non traité et non décanté) sont également indiquées au Tableau 16. Dans cette série d'essais, l'efficacité d'enlèvement de la matière organique a été évaluée par la mesure de la DCO_T, de la turbidité, de la MES et des ST. Ces paramètres ont été mesurés sur le surnageant suite à la décantation. Le Tableau 16 présente les conditions expérimentales utilisées lors des essais, ainsi que les principaux résultats de ces expérimentations.

Le pH initial de l'effluent brut qui a subi juste la décantation d'une heure est de 4.39, alors que les pH finaux des effluents qui ont subi un traitement en utilisant une électrode de fer ou une électrode d'aluminium sont respectivement de 5.53 et de 4.86. Cette augmentation de pH est attribuée à la formation d'ions OH⁻ à la cathode. La plus forte consommation énergétique (26.3 kWh m⁻³) a été enregistrée avec le système MP-Gr/BP-Al utilisant des électrodes BP d'aluminium. Ceci peut être attribué au fait que dans nos conditions opératoires les électrodes BP de Al seraient moins conductrices que les électrodes de Fe.

Tableau 16 Influence du type d'électrodes lors du traitement des eaux usées de restaurant (électrodes MP de graphite, I = 1.0 A, t = 90 min)

Paramètres	Effluent non traité		Effluent traité	
	Brut	CONT-1	MP-Gr/BP-Fe	MP-Gr/ BP-Al
Électrode BP			Fe	Al
Tension moyenne (V)			15.1	29.8
Conductivité ($\mu\text{s cm}^{-1}$)	236	345	361	353
pH final	4.35	4.39	5.53	4.86
Énergie consommée (kWh m^{-3})			13.32	26.29
Masse résidus métalliques (kg m^{-3})			2.45	4.35
Masse dissoute électrodes (kg m^{-3})			1.38	0.44
Coût en énergie ($\text{\$ m}^{-3}$)			0.79	1.57
Coût en électrodes ($\text{\$ m}^{-3}$)			0.31	0.71
Coût de disposition ($\text{\$ m}^{-3}$)			0.15	0.26
Coût total ($\text{\$ m}^{-3}$)			3.70	2.75
Surnageant issu de la décantation				
Turbidité (NTU)	2 748	1 183	281	482
MES (mg L^{-1})	4 910	3 190	50	860
ST (mg L^{-1})	5 693	3 141	856	1 042
DCO _T (mg L^{-1})	11 884	8 361	3 154	1 644
Abattement DCO _T (%)		29.6	73.4	86.1

La quantité de résidus métalliques produits lors du traitement utilisant des électrodes de fer était de 2.45 kg m^{-3} , alors qu'une quantité de 4.35 kg m^{-3} a été produite lors de l'utilisation des électrodes d'aluminium. La quantité plus élevée de boues composées d'hydroxydes d'aluminium mesurée (comparativement aux hydroxydes de fer) est probablement attribuée au fait que la réaction de dissolution anodique de l'aluminium est davantage favorisée. Cependant, en considérant la consommation des électrodes de fer (ou aluminium), la quantité de fer consommée (1.38 kg m^{-3}) est trois fois plus importante que celle d'aluminium (0.44 kg m^{-3}). Ces résultats peuvent apparaître surprenants puisqu'ils sont reliés avec la quantité d'hydroxydes métalliques

mesurée dans chaque cas. En effet, les consommations des électrodes reportées au Tableau 16 sont calculées à partir de la loi de Faraday qui stipule que la quantité d'hydroxyde consommée est proportionnelle à l'intensité de courant (I) et au temps d'électrolyse imposé (Vick *et al.*, 1984). Selon la loi de Faraday, lorsqu'une charge électrique équivalente à un Faraday traverse une électrode anodique de fer, une quantité de 9.0 g d'aluminium est dissoute comparativement à 28.0 g dans le cas du fer. Comme il a été dit précédemment, la théorie de la loi de Faraday telle qu'énoncée ne tient pas compte de la conductivité électrique du matériau composant les électrodes ni de l'état de surface de celle-ci (lisse ou rugueux).

Le plus fort taux d'abattement de la DCO_T a été enregistré avec le système MP-Gr/BP-Al utilisant des électrodes BP d'aluminium (86% d'abattement), comparativement à 73% enregistré avec le système MP-Gr/BP-Fe utilisant des électrodes de fer. Le courant électrique appliqué à partir d'une source d'alimentation externe mène à la dissolution des électrodes de fer ou d'aluminium et, par conséquent, à la production des ions ferreux (Fe^{2+}) ou d'aluminium (Al^{3+}) qui réagissent avec les ions hydroxydes (OH^-) présentés en solution pour produire $Al(OH)_3$ ou $Fe(OH)_2$ (Drogui *et al.*, 2007). Ainsi, les particules déstabilisées peuvent facilement flocculer et séparer de la phase aqueuse grâce aux bulles d'hydrogène et d'oxygène qui sont générées au niveau de la cathode et l'anode. Selon Chen *et al.* (2000), les petites bulles ainsi formées lors de l'électrolyse fournissent une surface importante pour l'attachement des particules dans la solution résultant ainsi en une meilleure efficacité de séparation dans le processus d'EC. Compte tenu de ces résultats, il est recommandé dans la suite des essais d'utiliser l'électrode d'aluminium pour assurer le traitement de l'effluent par EO-EC.

6.2.1.2 *Effet de l'intensité du courant imposée*

La deuxième série d'essais qui a été appliquée consiste à imposer différentes intensités de courant (0.2, 0.5, 0.8, 1.0 et 1.5 A) pendant 90 min de traitement et en utilisant une électrode d'aluminium en configuration BP. Le traitement électrolytique est toujours suivi par une étape de décantation de 60 min.

Le Tableau 17 présente notamment le pourcentage d'élimination de la DCO_T mesuré pour chaque intensité de courant imposée.

Le maximum d'abattement de la matière organique (89.9%) est atteint en fixant une intensité de 0.4 A et 0.8 A. En revanche, le choix de l'intensité optimale doit tenir compte non seulement de l'efficacité d'élimination de la matière organique, mais aussi du coût de l'énergie consommée et de la quantité des ST et des MES présentes dans l'effluent traité. L'énergie consommée lors du traitement augmente lorsque l'intensité de courant augmente, elle passe de 1.30 kWh m⁻³ pour une intensité fixée de 0.2 A à 52.01 kWh m⁻³ pour une intensité de 1.5A. Avec une intensité de 0.4 A (essai E-2), des valeurs relativement faibles de turbidité (53NTU), de MES (125 mg L⁻¹) ainsi que des ST (717 mg L⁻¹) ont été enregistrées dans le surnageant issu de la décantation de la suspension électrolysée. Par comparaison, l'effluent non traité mais décanté (CONT-2) possède une turbidité de 186 NTU, une concentration en MES de 1 120 mg L⁻¹ et une concentration en ST de 1 685 mg L⁻¹. Au delà de l'intensité de 0.4 A, il y a un accroissement de la turbidité, de la quantité des ST et des MES dans les échantillons traités. D'une façon générale, la dissolution anodique d'une électrode consommable telle que l'aluminium augmente avec l'intensité de courant imposée. Au delà d'une certaine quantité des particules de Al(OH)₃ produite, une insuffisance de l'agrégation de particules est observée et les particules solides ne sont pas

efficacement séparées de la fraction liquides lors de la décantation. C'est la raison pour laquelle les concentrations résiduelles de solides (MES, turbidité et ST) augmentent dans le surnageant de décantation lorsque l'intensité de courant augmente. Par conséquent, une intensité de courant de 0.4 A (Essai E-2) a été retenue pour la suite des essais.

6.2.1.3 Effet du temps d'électrolyse sur l'efficacité du traitement

Les essais précédents ont été effectués en imposant le courant désiré pendant une période de 90 min. Afin de limiter les pertes inutiles en chaleur et de minimiser la production de boues métalliques, il est important de faire une étude cinétique sur l'essai retenu (essai E-2) afin d'imposer le courant électrique le moins longtemps possible. Ainsi, l'étude cinétique a été effectuée dans les conditions de l'essai E-2 en imposant des temps de traitement électrolytique de 20, 40, 60 et 90 min lors des essais E6, E7, E8 et E9, respectivement. Les informations relatives aux essais et les résultats obtenus sont présentés au Tableau 18. Un essai contrôle (effluent non traité mais ayant subi une décantation seulement) a été effectué et servait comme base de comparaison avec les échantillons électrolysés et décantés.

Tableau 17 Influence de l'intensité du courant lors du traitement des eaux usées de restaurant par le procédé hybride

EO-EC (configuration : MP-Gr/BP-Al, t = 90 min)

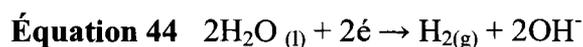
Paramètres	Effluent non traité		Effluent traité				
	Brut	CONT-2	E-1	E-2	E-3	E-4	E-5
Intensité imposée (A)			0.2	0.4	0.8	1.0	1.5
Tension moyenne (V)			7.4	11.8	18.5	23.6	39.3
Conductivité ($\mu\text{s cm}^{-1}$)	227	431	470	738	1971	1190	347
pH final	4.46	4.77	4.04	4.65	4.94	5.10	4.96
Énergie consommée (kWh m^{-3})			1.30	4.16	13.05	20.82	52.01
Masse résidus métal. (kg m^{-3})			1.65	2.19	3.35	4.67	5.24
Masse dissoute électrodes (kg m^{-3})			0.09	0.17	0.35	0.44	0.66
Coût en énergie ($\text{\$ m}^{-3}$)			0.07	0.24	0.78	1.24	3.12
Coût en électrodes ($\text{\$ m}^{-3}$)			0.18	0.36	0.73	0.91	1.37
Coût de disposition ($\text{\$ m}^{-3}$)			0.10	0.13	0.20	0.28	0.31
Coût total ($\text{\$ m}^{-3}$)			0.36	0.75	1.71	2.44	4.80
Surnageant issu de la décantation							
Turbidité (NTU)	3 210	186	117	53	132	386	381
MES (mg L^{-1})	2 347	1 120	360	125	345	570	840
ST (mg L^{-1})	3 817	1 685	1 536	717	875	1 098	1461
DCO _T (mg L^{-1})	8 341	5 664	1 543	842	843	1 184	1001
Abattement DCO _T (%)		32.1	81.5	89.9	89.9	85.8	88.0

Tableau 18 Influence du temps d'imposition du courant électrique lors du traitement des eaux usées de restaurant par le procédé hybride EO-EC (Configuration : MP-Gr/BP-Al)

Paramètres	Effluent non traité		Effluent traité			
	Brut	CONT-3	E-6	E-7	E-8	E-9
Intensité imposée (A)			0.4	0.4	0.4	0.4
Temps d'électrolyse (min)			20	40	60	90
Tension moyenne (V)			12.9	13.3	13.0	14.0
Conductivité ($\mu\text{s cm}^{-1}$)	425	623	776	752	736	636
pH final	4.03	4.33	4.96	4.92	4.83	4.75
Énergie consommée (kWh m^{-3})			1.01	2.08	3.05	4.94
Masse résidus métalliques (kg m^{-3})			1.16	1.22	1.61	2.73
Masse dissoute électrodes (kg m^{-3})			0.04	0.08	0.12	0.18
Coût en énergie ($\text{\$ m}^{-3}$)			0.06	0.12	0.18	0.29
Coût en électrodes ($\text{\$ m}^{-3}$)			0.08	0.16	0.24	0.36
Coût de disposition ($\text{\$ m}^{-3}$)			0.07	0.07	0.10	0.16
Coût total ($\text{\$ m}^{-3}$)			0.21	0.36	0.52	0.82
Surnageant issu de la décantation						
Turbidité (NTU)	4 891	124	120	181	73	194
MES (mg L^{-1})	5 045	340	260	250	195	435
ST (mg L^{-1})	6 031	958	942	1 302	771	1 575
DCO _T (mg L^{-1})	5 546	3 022	2 946	2 924	1 868	1 028
Abattement DCO _T (%)		45.5	46.8	47.2	66.3	81.4

La Figure 22 représente pour différents temps d'imposition du courant électrique, l'évolution de la concentration résiduelle de la DCO_T et de la quantité de résidus métalliques générés pour une intensité de courant fixée à 0.4 A et en utilisant une électrode d'aluminium en configuration BP. La quantité de résidus métalliques enregistrée entre 20 et 40 min est stable, puis évolue de façon linéaire entre 60 et 90 min. La quantité maximale mesurée après 90 min de traitement est de 2.73 kg m⁻³ par comparaison à une quantité initiale de 1.16 kg m⁻³ mesurée à 20 min d'électrolyse.

Les concentrations résiduelles de la DCO_T diminuent avec le temps de rétention. Selon les résultats obtenus, l'abattement maximum de la matière organique a été enregistré pour un temps d'électrolyse de 90 min (essai E-9). La DCO_T reste quasiment stable entre 20 et 40 min, puis décroît après 60 min d'électrolyse pour atteindre au bout de 90 min un rendement maximum de 81%. La DCO_T est passée d'une valeur initiale de 5 546 mg L⁻¹ à une valeur de 1 028 mg L⁻¹ au bout de 90 min d'électrolyse suivie de la décantation. En fait, un temps de traitement de 60 min est requis dans la cellule d'électrolyse pour produire une quantité suffisante d'agent coagulant (Al³⁺) nécessaire à l'élimination de la matière organique et des MES. 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 Al³⁺ 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 d'hydrogène (H₂) générées à la surface des électrodes cathodiques de graphite suivant la réaction :



C'est la raison pour laquelle on observe l'apparition d'une mousse à la surface du liquide au cours de l'électrolyse et l'effluent se clarifie de plus en plus (Figure 23). Aussi, la cellule d'électrolyse C1 est susceptible de produire simultanément un agent oxydant tel l'acide hypochloreux (HClO) en présence d'ions chlorures, lesquels ions sont souvent présents dans les EUR. Ceci a été précédemment démontré dans la section 6.1 lors de la caractérisation de la cellule d'électrolyse C1. L'acide hypochloreux peut réagir avec la matière organique dissoute. L'action de HClO peut se faire sur les composés organiques solubles liés aux matières colloïdales et empêchant la déstabilisation de ces dernières. Cette action sur les matières particulières hydrophiles est favorable à une meilleure agrégation des particules colloïdales, lesquelles sont par la suite efficacement éliminées de la suspension par séparation solide/liquide (décantation).

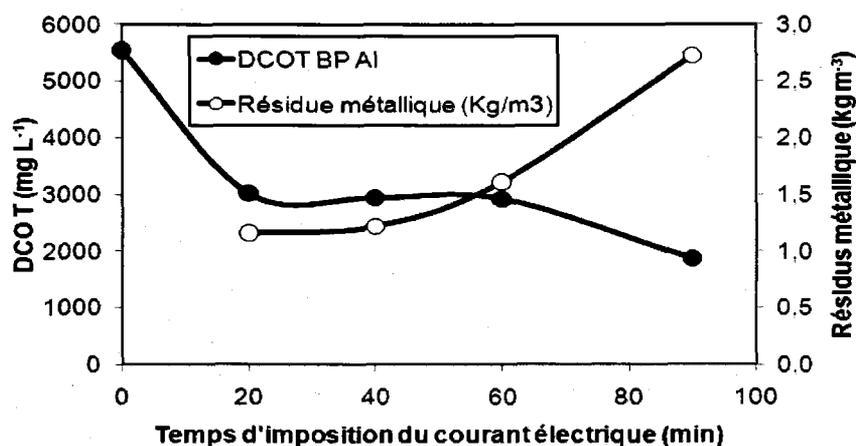


Figure 22 Évolution de la DCO_T et de la quantité de résidus métalliques en fonction du temps d'imposition du courant électrique lors de traitement des eaux usées de restaurant à une intensité fixe de 0.4 A

Le surnageant de l'échantillon non-traité soumis à la décantation (essai CONT-3) présente un abattement de 45% de la DCO_T (par rapport à l'effluent brut non-décanté). Il s'agit d'enlèvement non négligeable de la matière organique présente notamment sous forme insoluble. Il est à noter que les taux d'enlèvement de la DCO_T enregistrés sur les effluents traités ont été calculés en considérant la valeur initiale de l'EUR (essai Brut).



Figure 23 Effluent de restaurant au cours du traitement par EC/électro-oxydation

Lors de ces essais, la turbidité, les MES et la quantité de ST de la fraction liquide de la suspension ont été également mesurées. La turbidité de la fraction liquide de l'échantillon non-traité qui a subi juste une décantation d'une heure (essai CONT-3) est de 124 NTU. Par comparaison, une turbidité minimale de 73 NTU a été enregistrée lors de l'imposition d'un temps de traitement de 60 min (essai E-8) alors que pour 90 min de traitement, la turbidité qui a été notée est de 194 NTU (essai E-9). De même, des concentrations relativement faibles de MES

(195 mg L⁻¹) et des ST (771 mg L⁻¹) ont été enregistrées à un temps de traitement de 60 min. Au-delà de 60 min de traitement, il y a un accroissement de la turbidité, des MES et des ST dans l'échantillon traité (essai E-9). La production d'hydroxydes métalliques est d'autant plus importante que le temps d'électrolyse augmente ce qui est favorable à l'élimination de la matière organique (essai E-9). Finalement, pour le système étudié, un temps de traitement de 90 min sera le temps requis pour assurer un abattement maximal de la DCO_T.

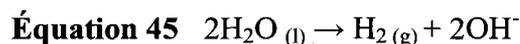
6.2.1.4 Influence du pH

Le pH initial de l'eau à traiter est considéré parmi les facteurs opérationnels qui peut avoir une grande influence sur la qualité du traitement, puisque celui-ci influence la stabilité des différentes espèces hydroxydes formées (Chen *et al.*, 2000; Adhoum *et al.*, 2004; Chen, 2004; Daneshvar *et al.*, 2004). Ainsi, il est possible, à travers cette étude, de prévoir si l'ajustement du pH initial permet d'augmenter l'abattement de la DCO_T. Dans le cas présent, le premier essai (essai E-10) a été effectué sans ajustement de pH, puis le pH initial a été ajusté à 6.0, 7.0 et 10.0 (essais E-11, E-12 et E-13). Cet ajustement a été fait à l'aide d'une solution d'hydroxyde de sodium (20 g L⁻¹). Les résultats obtenus lors de cette étape d'optimisation sont présentés au Tableau 19.

Tableau 19 Influence du pH initial lors du traitement des EUR par le procédé hybride EO-EC (Configuration : MP-Gr/BP-Al)

Paramètres	Effluent non traité		Effluent traité			
	Brut	CONT-4	E-10	E-11	E-12	E-13
Intensité imposée (A)			0.4	0.4	0.4	0.4
Temps d'électrolyse (min)			90	90	90	90
Tension moyenne (V)			15.9	10.7	10.4	12.5
Conductivité ($\mu\text{s cm}^{-1}$)	406	438	442	462	650	818
pH (initial)	5.25	5.22	5.45	6	7	10
pH (final)		6.22	6.28	6.91	7.01	8.15
Énergie consommée (kWh m^{-3})			5.61	3.77	3.67	4.41
Consom. NaOH (kg m^{-3})				1.15	1.23	1.50
Masse résidus métalliques (kg m^{-3})			2.43	2.29	2.75	2.40
Masse dissoute électrodes (kg m^{-3})			0.17	0.17	0.17	0.17
Coût en énergie ($\text{\$ m}^{-3}$)			0.33	0.23	0.22	0.26
Coût de NaOH ($\text{\$ m}^{-3}$)				0.69	0.74	0.90
Coût en électrodes ($\text{\$ m}^{-3}$)			0.36	0.36	0.36	0.36
Coût de disposition ($\text{\$ m}^{-3}$)			0.14	0.14	0.16	0.14
Coût total ($\text{\$ m}^{-3}$)			0.85	1.42	1.49	1.68
Surnageant issu de la décantation						
Turbidité (NTU)	3 337	196	186	29	13	26
MES (mg L^{-1})	5 225	790	1 925	205	50	120
ST (mg L^{-1})	6 712	4 071	2 897	1 136	814	1 205
DCO _T (mg L^{-1})	11 892	7 146	6 712	4 780	4 254	5 212
Abattement DCO _T (%)		39.9	43.5	59.8	64.2	56.1

La Figure 24 présente l'évolution du pH final des EUR en fonction du pH initial imposé en utilisant, lors des différents essais, la configuration MP-Gr/BP-Al. À l'exception du pH 10, le pH final de l'effluent traité augmente à la fin des essais (essai E-10, E-11 et E-12). Cette augmentation n'était pas aussi remarquable car les mesures des différents paramètres ont été effectuées sur la fraction liquide de l'échantillon traité soumis au préalable à une décantation pendant 60 min. L'effet du pH sur le traitement des EUR a été abordé par Chen *et al.* (2000) qui ont démontré dans leur étude que le procédé de traitement par EC assure une neutralisation de l'effluent traité, alors que Vick *et al.* (1984) attribue cette augmentation du pH à la production des bulles de gaz d'hydrogène (H₂) et d'ions hydroxydes (OH⁻) à la cathode selon la réaction (Équation 45) suivante :



La Figure 24 montre aussi l'évolution du pourcentage d'abattement de la DCO_T en fonction du pH initial imposé. Un rendement maximal de 64.2% d'abattement de la DCO_T est enregistré pour une valeur de pH initial imposée de 7.0. Cependant, pour un pH initial de 10.0, le taux d'abattement de la DCO_T diminue (56.1%). En effet, les ions Al³⁺ produits par dissolution précipitent sous forme d'hydroxydes d'aluminium de la forme Al(OH)₃ et réagissent par la suite avec les polluants organiques par des phénomènes de co-précipitation et d'adsorption. En outre, au cours d'un procédé EO-EC et dans un milieu initialement basique (pH=10), la baisse de la valeur finale du pH (8.15) peut être attribuée à la formation de Al(OH)₄⁻ suivant la réaction (Chen, 2004) :



À ce stade de l'étude de détermination des meilleures conditions opératoires, les conditions retenues jusqu'à maintenant et qui seront appliquées dans la suite des essais sont les suivantes: électrodes d'aluminium en configuration BP et de graphite en configuration MP, une intensité de courant imposée de 0.4 A pendant un temps d'électrolyse de 90 min et avec un ajustement de pH initial (pH=7.0).

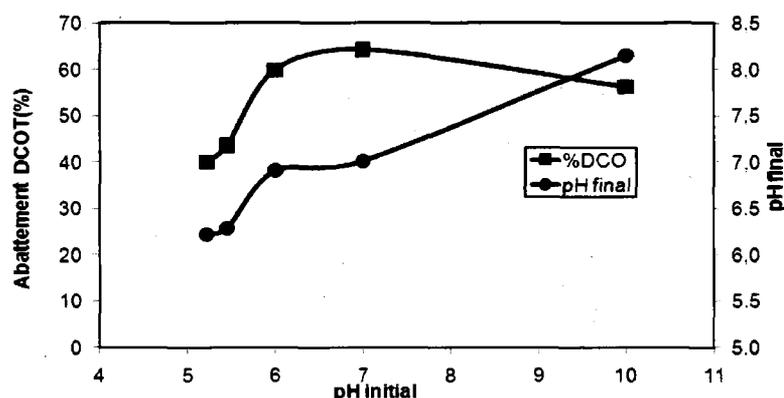


Figure 24 Évolution du pH final en fonction du pH initial imposé lors du traitement des EUR à une intensité de 0.4 A et pendant un temps d'électrolyse de 90 min

6.2.1.5 Influence de la conductivité électrique

La conductivité de l'eau à traiter est un facteur qui peut influencer la qualité du traitement puisqu'elle facilite le passage du courant dans la solution et, par conséquent, elle permet d'assurer un bon transfert ionique dans l'effluent à traiter. Selon Daneshvar *et al.* (2006), la conductivité de la solution influence l'efficacité du courant, la tension appliquée aux bornes des électrodes et la consommation de l'énergie électrique. Ainsi, il est important dans le cadre de cette étude, de vérifier si la conductivité des EUR permet d'améliorer l'abattement de la DCO_T. L'amélioration de la conductivité du milieu peut être assurée par l'ajout d'électrolyte. NaCl et Na₂SO₄ sont les électrolytes les plus utilisés dans le traitement électrolytiques des eaux. D'après

la littérature (Rubach et Saur, 1997; Cames *et al.*, 2001), la présence des ions chlorures dans le milieu permet d'éviter tout phénomène d'inhibition qui peut se produire suite à un dépôt de calcium et de magnésium à la surface de l'électrode. En effet, l'existence des ions carbonates ou sulfates dans le milieu peut conduire à la précipitation des ions Ca^{2+} ou Mg^{2+} et, par conséquent, à la formation d'une couche isolante à la surface de l'électrode qui est à l'origine d'une augmentation du potentiel et une diminution de l'efficacité du courant.

Pour ce faire, avant de commencer à fixer les différentes concentrations de NaCl et de Na_2SO_4 , une analyse par chromatographie ionique a été effectuée pour déterminer les différents anions présents dans l'échantillon brut et leurs concentrations, dont principalement les ions chlorures. Les résultats de cette analyse montrent que la teneur des ions chlorures dans les EUR est de 42.8 mg L^{-1} . Des concentrations respectives de 20, 50 et 100 mg L^{-1} de NaCl ont été ajoutées aux EUR, lesquelles ont été par la suite soumises au traitement. Une autre série d'essais a consisté à ajouter aux EUR des concentrations respectives de 20, 50 et 100 mg L^{-1} de Na_2SO_4 . Les résultats obtenus suite à l'ajout de NaCl et de Na_2SO_4 sont présentés respectivement aux Tableaux 20 et 21.

Tableau 20 Influence de la conductivité électrique (par ajout de NaCl) lors du traitement des eaux usées de restaurant par le procédé hybride EO-EC (Configuration : MP-Gr/BP-Al)

Paramètres	Effluent non traité		Effluent traité			
	Brut	CONT-5	E-14	E-15	E-16	E-17
Intensité imposée (A)			0.4	0.4	0.4	0.4
Temps d'électrolyse (min)			90	90	90	90
Tension moyenne (V)			12.7	12	9.7	8.9
Conductivité ($\mu\text{s cm}^{-1}$)	141	480	506	583	671	751
pH (initial)	4.61	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00
pH (final)		7.05	7.25	7.23	7.26	7.51
Énergie consommée (kWh m^{-3})			4.48	4.23	3.42	3.14
Consom. NaOH (kg m^{-3})			1.21	1.25	1.25	1.25
Consom. NaCl (kg m^{-3})			0.00	0.02	0.05	0.10
Masse résidus métalliques (kg m^{-3})			2.25	2.54	2.78	3.15
Masse dissoute électrodes (kg m^{-3})			0.17	0.17	0.17	0.17
Coût en énergie ($\text{\$ m}^{-3}$)			0.27	0.25	0.20	0.18
Coût de NaOH ($\text{\$ m}^{-3}$)			0.72	0.75	0.75	0.75
Coût en électrolyte ($\text{\$ m}^{-3}$)			0.000	0.001	0.003	0.006
Coût en électrodes ($\text{\$ m}^{-3}$)			0.36	0.36	0.36	0.36
Coût de disposition ($\text{\$ m}^{-3}$)			0.13	0.15	0.17	0.19
Coût total ($\text{\$ m}^{-3}$)			1.48	1.51	1.48	1.49
Surnageant issu de la décantation						
Turbidité (NTU)	2 627	253	28	26	27	19
MES (mg L^{-1})	4 185	525	130	110	120	115
DCO _T (mg L^{-1})	8 322	4 582	1 352	1 230	1 252	1 746
Abattement DCO _T (%)		44.9	83.7	85.2	84.9	79.0

Tableau 21 Influence de la conductivité électrique (par ajout de Na₂SO₄) lors du traitement des eaux usées de restaurant par le procédé hybride EO-EC (Configuration : MP-Gr/BP-Al)

Paramètres	Effluent non traité		Effluent traité			
	Brut	CONT-6	E-18	E-19	E-20	E-21
Intensité imposée (A)			0.4	0.4	0.4	0.4
Temps d'électrolyse (min)			90	90	90	90
Tension moyenne (V)			14.5	10.5	9.3	8.6
Conductivité ($\mu\text{s cm}^{-1}$)	141	172	408	508	660	875
pH (initial)	4.31	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00
pH (final)		7.01	7.25	7.18	7.58	7.23
Énergie consommée (kWh m^{-3})			5.11	3.70	3.28	3.03
Consom NaOH (Kg m^{-3})			1.28	1.21	1.28	1.23
Consom. Na ₂ SO ₄ (kg m^{-3})			0.00	0.02	0.05	0.10
Masse résidus métalliques (kg m^{-3})			1.93	2.31	2.58	2.89
Masse dissoute électrodes (kg m^{-3})			0.17	0.17	0.17	0.17
Coût en énergie ($\text{\$ m}^{-3}$)			0.31	0.22	0.20	0.18
Coût de NaOH ($\text{\$ m}^{-3}$)			0.77	0.73	0.77	0.74
Coût en électrolyte ($\text{\$ m}^{-3}$)			0.00	0.006	0.015	0.030
Coût en électrodes ($\text{\$ m}^{-3}$)			0.36	0.36	0.36	0.36
Coût de disposition ($\text{\$ m}^{-3}$)			0.11	0.14	0.15	0.17
Coût total ($\text{\$ m}^{-3}$)			1.55	1.46	1.50	1.48
Surnageant issu de la décantation						
Turbidité (NTU)	3 442	227	132	72	94	82
MES (mg L^{-1})	1 085	590	165	110	90	155
DCO _T (mg L^{-1})	11 168	5 168	858	836	868	866
Abattement DCO _T (%)		53.7	92.3	92.5	92.2	92.2

Les Tableaux 20 et 21 montrent que l'ajout d'un électrolyte (NaCl ou Na₂SO₄) ne change pas de façon remarquable les résultats d'abattement de la DCO_T, de la turbidité et des MES. Chen *et al.* (2000) ont prouvé aussi dans leur étude que la conductivité dans un procédé d'EC n'a aucun effet du point de vue de l'efficacité d'élimination de la matière organique. Par comparaison aux résultats obtenus en ajoutant différentes concentrations de NaCl (essai E-15, E-16 et E-17) ou de Na₂SO₄ (E-19, E-20 et E-21), le traitement sans électrolyte (essais E-14 et E-18) a prouvé aussi son efficacité du point de vue de l'abattement de la DCO_T. Il est nécessaire de signaler que lors de l'ajout d'un électrolyte, la demande énergétique diminue mais cette réduction de la consommation d'énergie n'était pas aussi importante que celles enregistrées lors des essais sans ajout d'électrolyte, les EUR étant suffisamment conductrices. Ainsi, dans ces conditions, il n'est donc pas souhaitable d'ajuster la conductivité initiale pour effectuer le traitement des EUR.

6.2.2 Flocculation et décantation de la suspension traitée

Jusqu'à cette étape de détermination des meilleures conditions opératoires de traitement électrolytique, l'abattement maximal de la DCO_T, qui se situe dans l'intervalle de 64.2% et 92.3%, a été obtenu dans les conditions suivantes: imposition de courant de 0.4 A pendant une période de 90 min avec un ajustement de pH autour de 7.0 sans ajout d'électrolyte, suivi d'une période de décantation de 60 min. Dans l'optique d'augmenter la compacité des boues métalliques et d'améliorer la clarification de la fraction liquide (le surnageant), deux effluents traités par un procédé EO-EC ont subi, tout d'abord, une étape de décantation pendant 60 min. Une fois l'étape de décantation terminée, le contenu a été versé dans un bécher de 4°L et l'ajout du polymère cationique LPM 3135 a été effectué. Afin d'assurer un bon mélange entre la suspension et le polymère, le contenu du bécher a été transvidé en alternance d'un bécher à un

autre, puis il a été soumis à une étape de décantation d'une heure. Pour ce faire, deux concentrations de polymères ont été testées suite au traitement électrochimique, soit 10 et 40 mg L⁻¹. Les résultats de cette série d'essais sont présentés au Tableau 22.

Il est clair, à partir des résultats présentés au Tableau 22, que l'utilisation d'un agent flocculant de type LPM 3135 joue un rôle important. En effet, l'ajout du polymère permet d'améliorer les performances du traitement (turbidité, abattement de la matière organique) et ceci, quelque soit la concentration de polymère ajoutée. En fait, le flocculant permet d'améliorer la stabilité des floes produits lors de l'électrolyse, il accélère aussi la décantation des boues et, par conséquent, permet d'assurer une bonne clarification du surnageant.

En outre, en faisant une comparaison entre les résultats obtenus selon la concentration du polymère ajoutée (10 et 40 mg L⁻¹), il apparaît qu'avec une concentration de 10 mg L⁻¹ de polymère cationique ajoutée (essai E-23), l'abattement de la DCO_T est maximale (82.3%) et la turbidité du surnageant enregistrée après 60 min de décantation est très faible (7.4 NTU).

Il est possible aussi de constater à partir du Tableau 22 qu'avec une concentration du polymère ajoutée de 0.01 g L⁻¹ (essai E-23), la concentration des MES (85 mg L⁻¹) est très faible. À travers ces différents résultats, il est recommandé d'utiliser une concentration de 0.01 g L⁻¹ de LPM 3135 pour permettre une bonne décantation de la boue (60 min) et une meilleure clarification du surnageant.

Tableau 22 Influence de la concentration de polymère sur la décantation lors du traitement des eaux usées de restaurant par le procédé hybride EO-EC (Configuration : MP-Gr/BP-AI)

Paramètres	Effluent non traité		Effluent traité			
	Brut	CONT-7	E-22	E-23	E-24	E-25
Intensité imposée (A)			0.4	0.4	0.4	0.4
Temps d'électrolyse (min)			90	90	90	90
Tension moyenne (V)			11.5	11.5	11	11
Conductivité ($\mu\text{s cm}^{-1}$)	599	694	859	925	843	983
pH (initial)	5.78	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00
pH (final)		7.38	7.50	7.51	7.56	7.61
Énergie consommée (kWh m^{-3})			4.05	4.05	3.88	3.88
Consom. NaOH (kg m^{-3})			1.21	1.21	1.27	1.21
Consom. polymère (kg m^{-3})			0.00	0.01	0.00	0.04
Masse résidus métalliques (kg m^{-3})			2.58	2.79	2.34	2.53
Masse dissoute électrodes (kg m^{-3})			0.17	0.17	0.17	0.17
Coût en énergie ($\text{\$ m}^{-3}$)			0.24	0.24	0.23	0.23
Coût de NaOH ($\text{\$ m}^{-3}$)			0.73	0.73	0.76	0.73
Coût polymère ($\text{\$ m}^{-3}$)			0.00	0.06	0.00	0.24
Coût en électrodes ($\text{\$ m}^{-3}$)			0.36	0.36	0.36	0.36
Coût de disposition ($\text{\$ m}^{-3}$)			0.15	0.17	0.14	0.15
Coût total ($\text{\$ m}^{-3}$)			1.49	1.56	1.50	1.72
Surnageant issu de la décantation						
Turbidité (NTU)	2 089	264	34	7	31	30
MES (mg L^{-1})	3 765	655	120	85	105	115
DCO _T (mg L^{-1})	4 920	3 344	1 544	870	1 468	990
Abattement DCO _T (%)		32.0	68.6	82.3	70.1	79.9

6.2.3 Étude de la déshydratation des boues

L'étude de la déshydratation de la boue est considérée comme une étape importante vue qu'elle permet de déterminer la quantité de boues humides générées après un traitement par électrolyse et une étape de décantation de 60 min. Dans notre cas, l'étude de la déshydratation de la boue métallique a été évaluée par la mesure de la siccité à l'aide d'une unité de filtration comprenant une pompe vacuum, un Buchner et une membrane Whatman (N°P8) ayant un diamètre égal à 18.5 cm. Au cours de cette étude, d'autres paramètres ont été mesurés, tels que l'indice de volume de boue (IVB) et la résistance spécifique à la filtration (SRF). La mesure de ces différents paramètres a été effectuée sur un EUR qui a subi un traitement par EO-EC et une décantation assistée à l'aide d'un polymère cationique de type LPM 3135 de concentration 10 mg L^{-1} . Les résultats de cette étude sont présentés au Tableau 23.

Tableau 23 Étude de la déshydratation de la boue métallique lors du traitement des EUR par le procédé EO-EC (Conf. MP-Gr/BP-Al) assisté par la floculation/décantation (60 min)

Paramètres	Effluent non traité		Effluent traité
	Brut	CONT-8	E-26
Intensité imposée (A)			0.4
Temps d'électrolyse (min)			90
Tension moyenne (V)			11.4
Conductivité ($\mu\text{s cm}^{-1}$)	91	114	409
pH (initial)	5.0	7.0	7.0
pH (final)		7.38	7.97
Énergie consommée (kWh m^{-3})			4.02
Consom NaOH (kg m^{-3})		1.23	1.23
Consom. polymère (kg m^{-3})		0.01	0.01
Masse résidus métalliques (kg m^{-3})			4.20
Masse dissoute électrodes (kg m^{-3})			0.17
Coût en énergie ($\text{\$ m}^{-3}$)			0.24
Coût de NaOH ($\text{\$ m}^{-3}$)		0.74	0.74
Coût polymère ($\text{\$ m}^{-3}$)		0.06	0.06
Coût en électrodes ($\text{\$ m}^{-3}$)			0.36
Coût de disposition ($\text{\$ m}^{-3}$)			0.25
Coût total ($\text{\$ m}^{-3}$)		0.80	1.65
Surnageant issu de la décantation			
Turbidité (NTU)	2 243	108	19
MES (mg L^{-1})	3 180	940	135
DCO _T (mg L^{-1})	8 962	2 698	938
Abattement DCO _T (%)		69.9	89.5
Siccité de la boue déshydratée (%)			7.0
SRF ($\text{x } 10^{12} \text{ m kg}^{-1}$)			6.75
IVB (mL g^{-1})		154	137

La mesure de la siccité de la boue déshydratée permet de déterminer la quantité de boue sèche obtenue par rapport à la quantité de boues humides générée après traitement par électrolyse et décantation. La valeur de la siccité qui a été mesurée, lors de l'essai E-26, est de 7%. L'indice de volume de boues qui a été mesuré pour un échantillon traité par électrolyse (Essai E-26) est de 137 mL g^{-1} . Il peut être intéressant dans le cadre de cette étude de comparer ces résultats obtenus avec ceux retrouvés dans la littérature. Olmez (2009) a appliqué la technique d'EC utilisant des électrodes de fer pour le traitement d'un effluent issu d'industrie de traitement de surface contaminé par le chrome (Cr(VI)). Il obtint une valeur d'IVB de 80 mL g^{-1} . La nature d'effluent à traiter et les conditions expérimentales pourraient expliquer cette différence de résultats. Par exemple, l'effluent traité par Olmez avait une concentration initiale en MES de 80 mg L^{-1} , alors que l'effluent utilisé dans le cadre de cette étude avait une concentration initiale en MES de 3180 mg L^{-1} , soit 39 fois plus importante que celle mesurée par Olmez.

L'étude de la déshydratation de la boue sera aussi caractérisée par la mesure de la SRF qui est influencée, selon Degremont (1989), par le pourcentage de la matière colloïdale présente dans la boue. Le calcul de la SRF fait appel à une mesure de la viscosité (1.3 mPa.s) et du volume du filtrat (640 mL) récupéré à la fin de la filtration sous vide. Elle a été calculée en utilisant l'Équation 35.

Dans le cas de l'essai E-26, la SRF qui a été notée est de $6.76 \times 10^{12} \text{ m kg}^{-1}$. Ce résultat obtenu est proche de la valeur de SRF obtenue par Olmez (2009) qui est de $7.80 \times 10^{12} \text{ m kg}^{-1}$. En se basant sur les résultats obtenus jusqu'à maintenant, le traitement des EUR par un procédé qui combine à la fois l'EC et l'EO dans des conditions bien déterminées, suivi d'une décantation assistée d'une heure, mène à des résultats intéressants du point de vue abattement maximum de

la DCO_T, clarification du surnageant et une meilleure décantation de la boue générée après traitement. Dans la prochaine section, une étude de la reproductibilité des résultats sera effectuée en gardant les mêmes conditions opératoires de traitement.

6.2.4 Reproductibilité des résultats lors de l'application d'un procédé complet sur des EUR

Les conditions opératoires de traitement ont été optimisées, mais il est important de vérifier si le procédé complet (traitement par EC-EO et décantation subséquente), donne des résultats reproductibles. Pour ce faire, une série d'essais en triplicata a été effectuée en gardant la même configuration (électrodes de graphites MP et électrodes d'aluminium BP) et en utilisant l'ensemble des conditions optimisées. Lors de ces différents essais, les effluents traités par EO-EC (E-27(a), E-27(b) et E-27(c)) et non-traités (CONT-9 et CONT-10) ont été floculés avec le polymère cationique LPM 3135 (10 mg L⁻¹) et soumis à la décantation pendant 60 min. Plusieurs paramètres ont été mesurés (MES, pH, conductivité, DCO et turbidité) et d'autres analyses supplémentaires ont été effectuées en triplicata (DBO₅, H&G, coliformes fécaux, nitrates et nitrites, COD, phosphore, etc.) afin d'obtenir une caractérisation plus complète de l'effluent traité versus l'effluent non-traité. Il est également nécessaire de signaler que la mesure des différents paramètres a été effectuée sur la fraction liquide de l'échantillon décanté.

Le Tableau 24 présente une caractérisation plus complète de l'EUR ainsi que les paramètres opératoires utilisés lors du traitement. Les résultats des différents essais effectués sur les EUR sont présentés aux Tableaux 25, 26 et 27.

6.2.4.1 Conditions opératoires et coûts lors du traitement

La valeur moyenne finale du pH mesurée lors des trois essais (E-27(a), E-27(b) et E-27(c)) est de 7.66. La conductivité moyenne mesurée lors des trois essais est de $747 \mu\text{s cm}^{-1}$ par comparaison à la conductivité du CONT-9 et CONT-10 qui est de $532 \mu\text{s cm}^{-1}$. Suite à l'application du traitement, il y a eu une libération des ions (des ions hydroxydes) dans le milieu et, par conséquent, une augmentation de la conductivité. Il faut noter aussi que la consommation de l'énergie électrique employée lors des trois essais se situe entre 3.63 et 4.37 kWh m^{-3} et la concentration du polymère ajoutée pour assurer la floculation de l'effluent traité et non-traité est de 0.01 g L^{-1} . Le coût total moyen du traitement par EO-EC incluant l'étape de décantation assistée est de $1.56 \text{ \$ m}^{-3}$. Les différents paramètres opératoires utilisés lors de l'application d'un traitement par EO-EC sont présentés avec plus de détails au Tableau 24.

Tableau 24 Valeurs moyennes des paramètres opératoires utilisés lors de l'application en triplicata des meilleures conditions opératoires du procédé hybride EO-EC (MP-Gr/BP-Al) pour le traitement des eaux usées de restaurant

Paramètres	Effluent non traité				Effluent traité		
	Brut-1	Brut-2	CONT-9	CONT-10	E-27(a)	E-27(b)	E27(c)
Intensité imposée (A)					0.4	0.4	0.4
Temps d'électrolyse (min)					90	90	90
Tension moyenne (V)					12.4	10.3	10.4
Conductivité ($\mu\text{s cm}^{-1}$)	136	112	537	526	773	734	735
pH (initial)	5.75	5.75	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00
pH (final)			7.39	7.45	7.69	7.62	7.68
Énergie consommée (kWh m^{-3})					4.37	3.63	3.67
Consom. polymère (kg m^{-3})			0.01	0.01	0.01	0.01	0.01
Consom. NaOH (kg m^{-3})			1.22	1.22	1.20	1.22	1.22
Masse résidus métal. (kg m^{-3})					2.69	3.10	2.87
Masse dis. électrodes (kg m^{-3})					0.17	0.17	0.17
Coût en énergie ($\text{\$ m}^{-3}$)					0.26	0.22	0.22
Coût polymère ($\text{\$ m}^{-3}$)			0.06	0.06	0.06	0.06	0.06
Coût NaOH ($\text{\$ m}^{-3}$)			0.73	0.73	0.72	0.73	0.73
Coût en électrodes ($\text{\$ m}^{-3}$)					0.36	0.36	0.36
Coût de disposition ($\text{\$ m}^{-3}$)					0.16	0.19	0.17
Coût total ($\text{\$ m}^{-3}$)			0.79	0.79	1.57	1.56	1.55

6.2.4.2 Matière organique et turbidité

Le Tableau 25 montre une comparaison entre l'effluent brut (non-traité), l'effluent traité-décanté et l'effluent brut ayant subi une simple floculation, suivie de la décantation (CONT-9 et CONT-10). Le traitement des EUR entraîne une réduction moyenne de 90.0% de la DCO_T comparée à une réduction de 54.0% de la DCO_T mesurée dans l'effluent brut non-électrolysé qui a subi une simple décantation de 60 min après une floculation préalable (CONT-9 et CONT-10). De plus, la turbidité résiduelle mesurée dans le CONT-9 et CONT-10 était respectivement de 720 NTU et 748 NTU (soit un taux d'enlèvement moyen de $68.6 \pm 0.9\%$ de la turbidité initiale), comparativement à la mesure de la turbidité effectuée en triplicata sur l'échantillon électrolysé (essais E-27(a), E27-(b) et E27-(c)), qui est en moyenne de 43 NTU et dont le rendement d'élimination est de $98.1\% \pm 0.23\%$. Il faut signaler aussi que l'effluent traité par électrolyse et décanté pendant 60 min est relativement plus limpide qu'un effluent brut qui a juste subi les étapes de floculation et de décantation. En effet, la limpidité de l'échantillon traité est obtenue suite à une agrégation des particules colloïdales induite suite à l'action des ions Al³⁺ produits lors de l'électrolyse par dissolution. En effet, l'agent coagulant Al(OH)₃ ainsi formé lors du traitement réagit sur les colloïdes chargés négativement par neutralisation et permet la formation des floes susceptibles de décanter plus facilement. Aussi, la production simultanée de HClO contribue également à la décoloration des eaux.

En considérant maintenant les deux paramètres DBO₅ et H&G, le rendement d'élimination moyen après traitement était respectivement de $86\% \pm 0.0\%$ et de $98\% \pm 0.4\%$. Chen *et al.*, (2000) ont donné la composition des H&G qui peut être présente dans différents types de restaurants. Ces H&G ainsi présents dans l'effluent ($1\ 300\ \text{mg L}^{-1} \pm 424\ \text{mg L}^{-1}$) possèdent un caractère hydrophobe et, par conséquent, elles sont facilement éliminées au cours du traitement

par EO-EC. Selon Cenkin et Belevstev (1985), les hydroxydes d'aluminium qui se forment au cours du traitement possèdent une capacité d'adsorber les H&G. En outre, lors du traitement, il y a formation des bulles de H₂ (générées à la cathode), qui s'attachent aux H&G, formant un complexe (H&G)-H₂ qui s'accumule à la surface du liquide sous forme d'une mousse, laquelle a été éliminée par raclage. La concentration résiduelle de DBO₅ enregistrée à la suite du traitement est 380 mg L⁻¹ par comparaison à celle obtenue dans l'effluent décanté (CONT-9 et CONT-10) qui est en moyenne de 1 110 mg L⁻¹ ± 269 mg L⁻¹. Ainsi, en termes de rendement d'élimination de la DBO₅, le traitement par EO-EC est capable d'assurer un taux d'élimination de 86% par rapport à un taux d'élimination qui varie entre 52% et 66% pour l'effluent décanté.

Afin de comparer nos résultats avec d'autres résultats, il est bon aussi de rappeler ce qui a été obtenu dans la littérature lors du traitement des EUR par un procédé d'EC. Le traitement effectué avec les électrodes d'aluminium par Chen *et al.*, (2000) a mené à l'élimination de 98% des H&G, 90% de la DCO_T et 89% de la DBO₅.

Les concentrations en COD ont également été mesurées en triplicata après un traitement complet. Les rendements d'enlèvement enregistrés dans les trois essais sont respectivement de 15%, 30% et 35%. Une faible quantité du COD est éliminée à la suite du traitement par comparaison aux autres paramètres analysés précédemment (DCO_T, DBO₅, H&G et turbidité).

L'analyse de la concentration de coliformes fécaux montre que notre EUR initial n'est pas aussi riche en microorganismes. La concentration de coliformes fécaux présents initialement dans l'effluent de restaurant était de 27 UFC 100 mL⁻¹ alors que la concentration qui a été détectée dans les effluents traités par le procédé EO-EC était inférieure à 10 UFC 100 mL⁻¹. Cet abattement est d'une part, attribué à une neutralisation de la charge bactérienne et à une co-

précipitation avec les hydroxydes métalliques, et d'autre part, à la production de HClO. En effet, les bactéries, qui sont généralement chargées négativement, peut être déstabilisées par neutralisation de sa charge en présence d'un agent coagulant $\text{Al}(\text{OH})_3$ et, par conséquent, former des floccs avec les hydroxydes métalliques.

Tableau 25 Concentrations et abatements moyens de paramètres permettant d'évaluer l'efficacité du traitement pour l'élimination de la matière organique lors de l'application en triplicata des meilleures conditions opératoires

Paramètres	Effluent non traité		Effluent traité				Enlèvement moyen (%)
	Brut-1	Brut-2	CONT-9	CONT-10	E-27(a)	E-27(b)	
Turbidité initial	2 340	2 340	2 340±0.0				
Turbidité final			720	748	45	48	36
Abattement turbidité (%)			69.2	68.0	98.0	98.0	98.4
DCO _T initial (mg L ⁻¹)	9 410	7 298	8 354± 1 493				
DCO _T final (mg L ⁻¹)			3 840	3 858	858	812	896
Abattement DCO _T (%)			54.0	54.0	90.0	90.2	90.0
H&G initial (mg L ⁻¹)	1 000	1 600	1 300± 424				
H&G final (mg L ⁻¹)			250	520	32	24	22
Abattement H&G (%)			81.0	60.0	97.5	98.1	98.3
DBO ₅ initial (mg L ⁻¹)	2 400	3 000	2 700± 424				
DBO ₅ final (mg L ⁻¹)			920	1 300	380	380	380
Abattement DBO ₅ (%)			66.0	52.0	86.0	86.0	86.0
COD initial (mg L ⁻¹)	238	302	270± 45				
COD final (mg L ⁻¹)			246	257	231	190	176
Abattement COD (%)			9.0	5.0	15.0	30.0	35.0

N.b. : XX ± écart-type

6.2.4.3 *Matière inorganique*

Le Tableau 26 présente la concentration des différents métaux, du phosphore, des nitrates et des nitrites mesuré en triplicata pour les effluents recueillis après électrolyse et décantation (Essais E-27(a), E-27(b) et E-27(c)) et en duplicata pour les effluents non-traités et décantés (CONT-9 et CONT-10).

Une baisse de la concentration initiale du phosphore (1.42 mg L^{-1} pour le CONT-9 et 2.95 mg L^{-1} pour le CONT-10) à des concentrations comprise entre 0.16 et 0.32 mg L^{-1} a été enregistrée suite à l'application de l'électrolyse suivie d'une décantation assistée. Une mesure en triplicata montre que le traitement est capable d'éliminer en moyenne $88\% \pm 0.08\%$ du phosphore initial. Cette concentration du phosphore obtenue après traitement est en dessous de la valeur limite (1 mg L^{-1}) permise par la ville du Québec lors du traitement des eaux usées issues des résidences isolées. En ce qui concerne les nitrates et les nitrites $\text{N}-(\text{NO}_3/\text{NO}_2)$, une légère augmentation de la concentration initiale de 0.25 mg L^{-1} à 0.88 mg L^{-1} en moyenne a été marquée. Cette hausse de la concentration des nitrates et nitrites est attribuée à un processus biologique de nitrification favorisé par une augmentation de la concentration de l'oxygène lors de l'électrolyse de l'effluent. En outre, au cours de l'électrolyse, la dissolution des électrodes d'aluminium favorise la production des ions Al^{3+} et, par conséquent, la concentration initiale de Al^{3+} passe de 1.02 mg L^{-1} et 1.87 mg L^{-1} à une concentration résiduelle moyenne de 7.95 mg L^{-1} (concentration obtenue après digestion partielle d'un échantillon liquide), soit une hausse de 81.8% . La quantité initiale du fer qui est déjà présente dans l'effluent brut diminue suite à un traitement par EO-EC suivie de la décantation assistée. Au cours du traitement, il y a production des ions hydroxydes (OH^-) qui réagissent non seulement avec les ions Al^{3+} produite par dissolution mais aussi avec les ions de fer déjà présents dans l'effluent. Le soufre qui est une source de mauvaise odeur dans

l'effluent est présent avec une concentration initiale moyenne de 9.1 mg L^{-1} . Le traitement par électrolyse suivie d'une décantation assistée permet de réduire cette quantité de soufre à 3.9 mg L^{-1} , soit un abattement de $59\% \pm 0.62$.

Il faut aussi signaler que suite au traitement par EO-EC, les concentrations de certains métaux, tels que le cobalt, le cadmium, le cuivre, le zinc et le plomb, ont été diminuées.

Tableau 26 Concentrations (mg L⁻¹) en éléments inorganiques mesurées lors de l'application en triplicata des meilleures conditions opératoires du procédé hybride EO-EC (MP-Gr/BP-Al) pour le traitement des EUR

Éléments	Effluent non traité	Effluent traité
	CONT-9 et CON-10	E-27 (a); E-27(b) et E27(c)
Al	1.44 ± 0.60	7.95 ± 4.44
As	0.01 ± 0.00	0.005 ± 0.00
Ba	0.02 ± 0.00	0.02 ± 0.00
Ca	27.4 ± 0.70	26.1 ± 1.81
Cd	0.00025 ± 0.00	< 0.0002
Co	0.02 ± 0.00	0.0010 ± 0.00
Cr	0.005 ± 0.002	0.001 ± 0.001
Cu	0.40 ± 0.06	0.084 ± 0.028
Fe	1.88 ± 0.67	0.69 ± 0.29
K	4.43 ± 0.06	4.83 ± 0.72
Li	0.25 ± 0.01	0.19 ± 0.015
Mg	3.97 ± 0.05	2.38 ± 0.21
Mn	0.12 ± 0.01	1.05 ± 0.33
Mo	< 0.002	< 0.002
Na	70.7 ± 1.48	63.5 ± 1.80
Ni	0.02 ± 0.00	0.02 ± 0.00
P	2.18 ± 1.08	0.25 ± 0.08
NO ₂ ⁻	0.00 ± 0.00	0.016 ± 0.005
NO ₃ ⁻	0.25 ± 0.00	0.88 ± 0.35
Pb	0.01 ± 0.00	0.002 ± 0.00
S	9.13 ± 0.80	3.92 ± 0.62
Sr	0.16 ± 0.00	0.14 ± 0.008
Ti	0.003 ± 0.004	0.0003 ± 0.0005
Zn	0.35 ± 0.005	0.12 ± 0.03

N.b. : XX ± écart-type

6.2.4.4 Solides

Les concentrations des solides (MES, ST et SV), présents dans l'effluent initial et l'effluent traité sont présentées au Tableau 27. Il faut aussi rappeler que toutes les concentrations de solides ont été mesurées sur la fraction liquide de l'échantillon. En se basant sur le pourcentage moyen d'abattement des MES des effluents traités et décantés (98%), on pouvait noter que la fraction liquide du surnageant était quasiment limpide. Ainsi, avec la méthode de traitement utilisée, il a été possible d'assurer la clarification des EUR et d'éliminer presque la totalité des MES initialement présentes dans les EUR. En se basant sur la littérature, le même pourcentage de MES éliminé a été obtenu avec Chen (2000) lors du traitement des EUR par EC utilisant des électrodes d'aluminium.

En outre, la concentration des ST qui a été obtenue après traitement reste toujours inférieure ($1\ 046\ \text{mg L}^{-1}$ en moyenne) à celle mesurée initialement ($4\ 460\ \text{mg L}^{-1}$ en moyenne). La légère fluctuation de la quantité des ST et des MES enregistrée dans les trois essais (E-27(a), E-27(b) et E-27(c)) peut être attribuée aux particules d'hydroxydes générées lors de l'électrolyse qui décantaient difficilement et flottaient à la surface du liquide. La clarification de l'effluent traité est principalement attribuée à une élimination des H&G, des déchets de légumes, et des viandes provenant du nettoyage qui sont principalement sous forme de MES.

Tableau 27 Concentrations de solides et paramètres de filtrabilité des résidus métalliques mesurés lors de l'application en triplicata des meilleures conditions opératoires du procédé hybride EO-EC (MP-Gr/BP-Al) pour le traitement des EUR

Paramètres	Effluent non traité				Effluent traité			Enlèvement moyen (%)
	Brut-1	Brut-2	CONT-9	CONT-10	E-27(a)	E-27(b)	E-27(c)	
Concentration en solides								
MES initial (mg L ⁻¹)	3 735	2 835	3 285 ± 636					
MES final (mg L ⁻¹)			235	290	50	65	70	
Abattement MES (%)			93.0	91.1	98.5	98.0	97.9	98.2 ± 0.1
ST initial (mg L ⁻¹)	5 005	3 915	4 460 ± 771					
ST final (mg L ⁻¹)			1 205	1 585	1 020	1 020	1 100	
Abattement ST (%)			73.0	64.5	77.2	77.2	75.4	76.6 ± 1.0
SV initial (mg L ⁻¹)	4 780	3 660	4 220 ± 792					
SV final (mg L ⁻¹)			765	655	655	600	1 120	
Abattement SV (%)			81.9	84.5	84.5	85.8	73.5	81.3 ± 6.8
Paramètres de filtrabilité des résidus métalliques								
Siccité (%)					9.3	9.1	9.4	
SRF (x 10 ¹² m kg ⁻¹)					6.80	9.52	6.80	
IVB (mL g ⁻¹)			162	129	68	70	74	

N.b. : XX ± écart-type

6.2.4.5 Siccité des boues métalliques déshydratées, SRF et IVB

La siccité des boues métalliques déshydratées ainsi que la SRF ont été mesurées en triplicata. De même, une comparaison a été effectuée en mesurant l'IVB pour les échantillons non-traités et décantés (CONT-9 et CONT-10) et les échantillons traités et décantés (E-27(a), E-27(b) et E-27(c)). Les résultats des différents paramètres (SRF, siccité et IVB) sont présentés au Tableau 27.

Avant de commencer la mesure des différents paramètres, une mesure de la fraction volumique des boues en fonction du temps a été effectuée suite à l'étape de décantation et ceci par simple observation dans le cylindre gradué de 2 L. La mesure de la hauteur de la boue (cm) en fonction du temps (min) a été effectuée en triplicata pour les échantillons traités (E-27(a), E-27(b) et E-27(c)) et en duplicata pour les échantillons non-traités (CONT-9 et CONT 10). Les résultats correspondant sont présentés à la Figure 25.

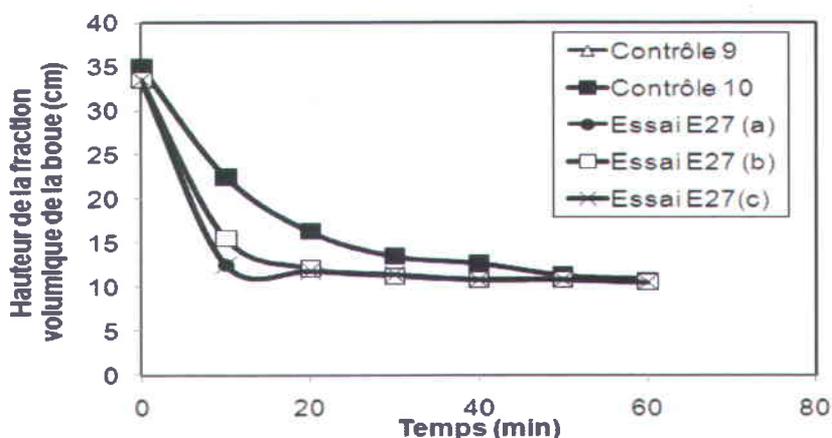


Figure 25 Suivi de la hauteur de la fraction volumique de la boue (cm) en fonction du temps (min) en triplicata pour les effluents traités et en duplicata pour les effluents non traités

La fraction volumique de la boue relative aux échantillons traités par électrolyse est capable de décanter beaucoup plus que la fraction volumique de l'échantillon non-traité. En effet, l'agent coagulant $Al(OH)_3$ permet d'assurer l'agglomération des polluants et favorise la formation de floes plus grands et, par conséquent, facilite la décantation. En outre, la mesure de l'IVB montre aussi l'importance du traitement par EO-EC. Les résultats correspondant à la détermination du IVB pour le CONT-9, le CONT-10 et pour les trois essais (E-27(a), E-27(b) et E-27(c)) sont présentés à la Figure 26.

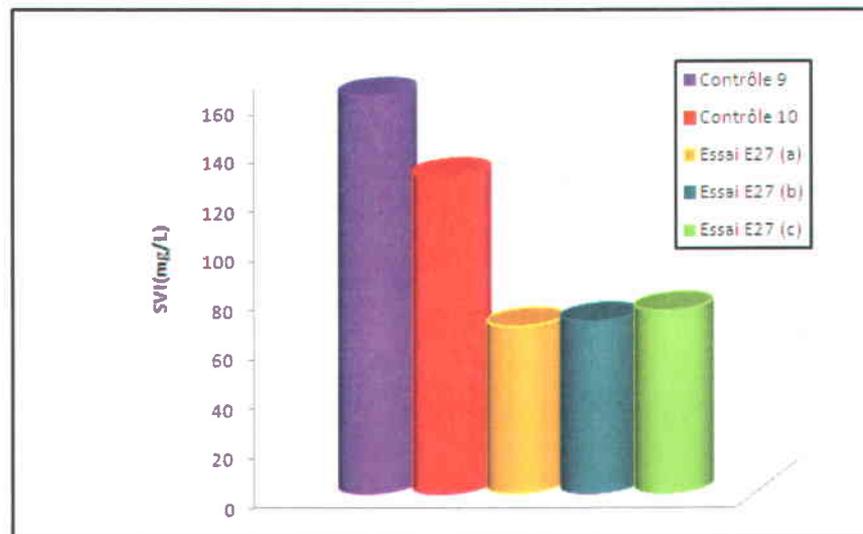


Figure26 Diagramme représentant l'indice de volume des boues pour des effluents traités et non traités

La filtrabilité des boues métalliques est évaluée par la mesure de la siccité à l'aide d'une unité de filtration sous vide comprenant une pompe vacuum, un buchner et une membrane Whatman (No.°P8) dont le diamètre est 18.5 cm. Le temps de filtration a été fixé à 30 min. La valeur moyenne de la siccité qui est de 9.3% représente la quantité de boue sèche obtenue par rapport à la quantité de boue humide générée suite à un traitement par électrolyse et décantation.

De plus, pour caractériser la déshydratation de la boue, une mesure de la SRF a été effectuée en triplicata dont les résultats obtenus sont respectivement $6.80 \times 10^{12} \text{ m kg}^{-1}$, $9.52 \times 10^{12} \text{ m kg}^{-1}$ et $6.80 \times 10^{12} \text{ m kg}^{-1}$. Le calcul de la SRF fait appel à une mesure du volume et de la viscosité (1.3 mPa.s) du filtrat récupéré à la fin de chaque filtration sous vide.

Dans la section suivante, une comparaison entre le procédé de traitement par EO-EC et le procédé de traitement par EC conventionnelle a été effectuée.

6.2.5 Étude comparative entre l'EC-EO et l'EC conventionnelle lors du traitement des EUR

Afin de comparer les performances du traitement par EO-EC à celle d'un traitement conventionnel par EC seule (EC), des essais complémentaires ont été effectués. Le traitement d'EC conventionnel a été effectué en utilisant au total sept électrodes d'aluminium dont quatre électrodes sont en configuration MP et les trois autres sont en configuration BP (connexion similaire à celle employée dans le cas du procédé EO-EC). La Figure 27 présente la configuration des électrodes d'aluminium qui a été testée.

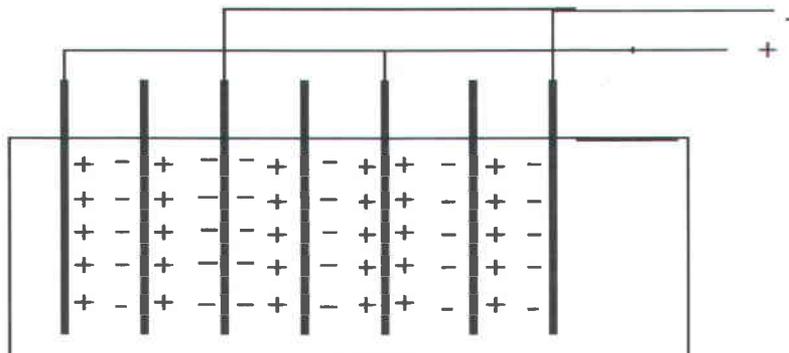


Figure 27 Électrodes d'aluminium branchées en configuration MP et BP

Le traitement électrochimique des EUR (par EC conventionnelle) a été effectué en appliquant une intensité de 0.4 A pendant 90 min avec un pH initial ajusté à 7. Il s'agit des meilleures conditions opératoires déterminées lors de l'application du procédé EO-EC. À la fin du traitement, une décantation assistée pendant 60 min a été effectuée par ajout d'une concentration de 10 mg L⁻¹ d'un polymère cationique de type LPM 3135. Il est à signaler aussi que le traitement électrochimique conventionnel des EUR a été effectué en duplicata. Les résultats sont présentés au Tableau 28.

Lors du traitement des EUR, la quantité de résidus métalliques et la masse d'électrode dissoute sont estimées à 4.0 kg m⁻³ et 0.30 kg m⁻³, respectivement. Par comparaison, des valeurs de moyenne de 2.9 kg m⁻³ et 0.17 kg m⁻³ ont respectivement été enregistrés lors de l'application du procédé EO-EC (Tableau 24). Cette différence s'explique par le fait que dans le cas du procédé

EC le nombre d'électrodes consommables d'Al (cinq électrodes consommables) est plus important que celui employé dans le procédé EO-EC (trois électrodes consommables). Les coûts de traitement dans le cas de l'application du procédé EC sont estimés en moyenne à $1.93 \text{ \$ m}^{-3}$ (incluant les coûts en énergie et en réactifs), alors qu'un coût moyen de $1.56 \text{ \$ m}^{-3}$ a été calculé lors de l'application du procédé EO-EC.

En ce qui concerne l'abattement de la DCO_T , on observe une diminution (autour de 90%) similaire à celle enregistrée lors de l'application du procédé EO-EC, la matière organique étant principalement sous forme insoluble comme en fait foi les résultats de l'essai CONT.

Tableau 28 Traitement des eaux usées de restaurant par EC conventionnelle (configuration : MP-AI/BP-AI)

Paramètres	Essais			
	Brut	CONT-11	E-28(a)	E-28(b)
Intensité imposée (A)			0.4	0.4
Temps d'électrolyse (min)			90	90
Tension moyenne (V)			9.5	9.7
Ajout de NaOH (g L ⁻¹)			20	20
pH initial	5.86	7.00	7.00	7.00
pH final		7.21	8.31	8.63
Conductivité (µs cm ⁻¹)	76	376	720	716
Énergie consommée (kWh m ⁻³)			3.35	3.42
Polymère ajouté (kg m ⁻³)			0.01	0.01
Consom. NaOH (kg m ⁻³)		1.40	1.32	1.38
Masse résidus métalliques (kg m ⁻³)			4.30	3.98
Masse dissoute électrodes (kg m ⁻³)			0.30	0.30
Coût en énergie (\$ m ⁻³)			0.20	0.20
Coût de polymère (\$ m ⁻³)			0.06	0.06
Coût de NaOH (\$ m ⁻³)		0.84	0.80	0.83
Coût en électrodes (\$ m ⁻³)			0.60	0.60
Coût de disposition (\$ m ⁻³)			0.26	0.24
Coût total (\$ m ⁻³)			1.92	1.94
Surnageant issu de la décantation				
MES (mg L ⁻¹)	2 400	1 605	100	85
ST (mg L ⁻¹)	4 085	2 125	840	820
Turbidité (mg L ⁻¹)	1 804	208	15	5
Abattement de la turbidité (%)		88.4	99.1	99.7
DCO _T (mg L ⁻¹)	8 382	1 702	928	764
Abattement de la DCO _T (%)		79.6	88.9	90.8

6.3 Traitement des EUD dans l'unité expérimentale U1

L'étude des EUD dans l'unité expérimentale U1 a été réalisée en se basant successivement sur une méthodologie d'un plan factoriel et un plan central composite.

Les différentes variables opérationnelles qui ont été exploitées dans cette étude sont: l'intensité de courant appliquée (X_1), le temps d'électrolyse imposé (X_2) et le type de l'anode (X_3). Trois réponses ont été étudiées : l'abattement de la matière organique (Y_1), l'abattement de la turbidité (Y_2) et la consommation d'énergie (Y_3). Les valeurs des variables de processus utilisés ont été sélectionnées sur la base des expériences préliminaires réalisées lors du traitement des EUR. Les données expérimentales obtenues ont été analysées à l'aide d'un plan d'expérience (Design-Expert 7, 2007, Stat-Ease Inc., Minneapolis) afin d'obtenir, d'une part, les effets d'interactions entre les différents variables du processus et, d'autre part, de déterminer les meilleurs conditions optimales de traitement de cet effluent.

6.3.1 Effet des paramètres expérimentaux sur les réponses en utilisant la méthodologie du plan factoriel

L'étude des EUD a commencé par l'évaluation de trois principaux paramètres: intensité de courant (U1); temps d'électrolyse (U2) et le type de l'anode (U3) sur l'efficacité d'élimination de la matière organique et de la turbidité, ainsi que sur la consommation énergétique. En s'appuyant sur la méthodologie du plan factoriel et par le biais d'une matrice factorielle (2^k) (Tableau 33), il est possible de calculer non seulement l'effet principal de chaque facteur, mais aussi l'effet d'interaction entre les facteurs. Les différents effets peuvent être calculés en utilisant la méthode de régression linéaire dite des moindres carrés en postulant le modèle mathématique suivant :

Équation 47 $Y = b_0 + b_1X_1 + b_2X_2 + b_3X_3 + b_{12}X_1X_2 + b_{13} X_1X_3 + b_{23}X_2X_3$

Dans cette équation, « b_0 » représente la moyenne de la réponse aux huit essais; il est égal à 54. Les coefficients « b_1 », « b_2 » et « b_3 » représentent les effets principaux des paramètres associés. Les coefficients « b_{12} », « b_{13} » et « b_{23} », représentent les effets d'interaction.

Les coefficients du modèle ont été calculés à l'aide de la demi-différence entre la moyenne arithmétique des valeurs de la réponse quand la variable associée est au niveau (+1) et la moyenne arithmétique des valeurs de la réponse quand la variable associée est au niveau (-1). Le plan expérimental et les résultats correspondant sont représentés au Tableau 29. Les coefficients du modèle polynomial ont été calculés en utilisant Design-Expert ® Program Software.

Équation 48 $\%DCO_{\text{élimié}} = 54.0 + 13.3X_1 + 8.52X_2 + 5.62X_3 + 2.80X_1X_2$

Équation 49 $\text{Cons.éner} = 2.80 + 1.78X_1 + 1.42X_2 + 0.28X_3 + 0.88X_1X_2$

Les coefficients d'interaction b_{13} et b_{23} étant négligeables.

Tableau 29 Plan factoriel, plan d'expérimentation et résultats expérimentaux enregistrés lors du traitement des eaux usées de type fosse septique à l'aide de l'unité expérimentale U₁ (Procédé EO-EC)

Essais	Matrice d'expérience factorielle			Plan d'expérimentation			Réponses		
	X ₁	X ₂	X ₃	U ₁	U ₂	U ₃	DCO éliminée (%)	Turbidité éliminée (%)	Énergie consommée (kWh m ⁻³)
1	-1	-1	-1	0.4 A	20 min	Fe	30.5	18.2	0.45
2	+1	-1	-1	1.0 A	20 min	Fe	51.5	35.1	2.07
3	-1	+1	-1	0.4 A	60 min	Fe	37.4	40.4	1.38
4	+1	+1	-1	1.0 A	60 min	Fe	73.4	66.2	6.17
5	-1	-1	+1	0.4 A	20 min	Al	39.2	44.8	0.52
6	+1	-1	+1	1.0 A	20 min	Al	59.2	61.7	2.47
7	-1	+1	+1	0.4 A	60 min	Al	56.0	60.8	1.73
8	+1	+1	+1	1.0 A	60 min	Al	83.3	87.5	7.58

L'importance des trois facteurs choisis ainsi que leurs interactions ont été mis en évidence en utilisant le graphique « Pareto ». D'après la littérature (Haaland, 1989; Myers and Montgomery, 2002), le graphique « Pareto » donne des informations significatives pour interpréter les résultats. Les Figures 28 et 29 représentent l'analyse du graphique « Pareto ». Il est clair que l'intensité de courant imposée (X_1) représente le facteur le plus déterminant qui a une influence significative sur l'élimination de la matière organique suivie par le temps d'électrolyse (X_2) et du type d'électrode (X_3) (Figure 28). La consommation énergétique a été significativement influencée par l'intensité de courant imposée (X_1) et du temps d'électrolyse (X_2) suivie par le type d'électrode (Figure 29). L'interaction X_1X_2 a une influence significative sur l'abattement de la matière organique et sur la consommation énergétique.

Design-Expert® Software
DCO éliminé

A: Intensité
B: temps
C: Type d'électrode
■ Positive Effects
■ Negative Effects

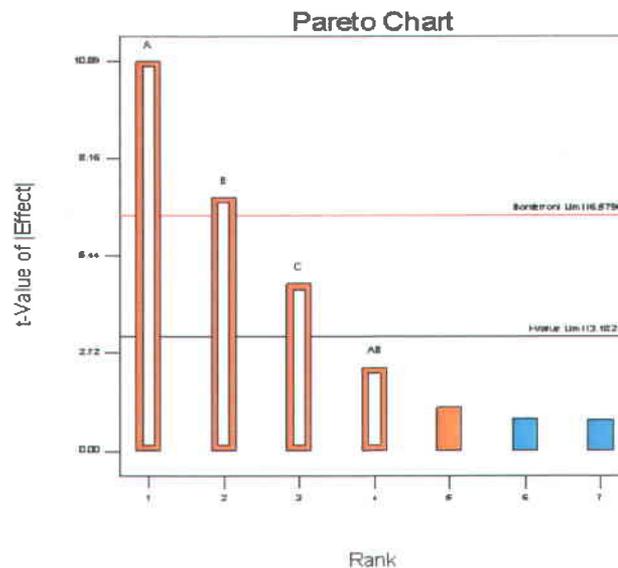


Figure 28 Analyse du graphique Pareto: l'effet de l'intensité de courant, le temps d'électrolyse et le type de l'électrode sur le pourcentage d'abattement de la matière organique

Design-Expert® Software
E. consom

A: Intensité
B: temps
C: Type d'électrode
■ Positive Effects
■ Negative Effects

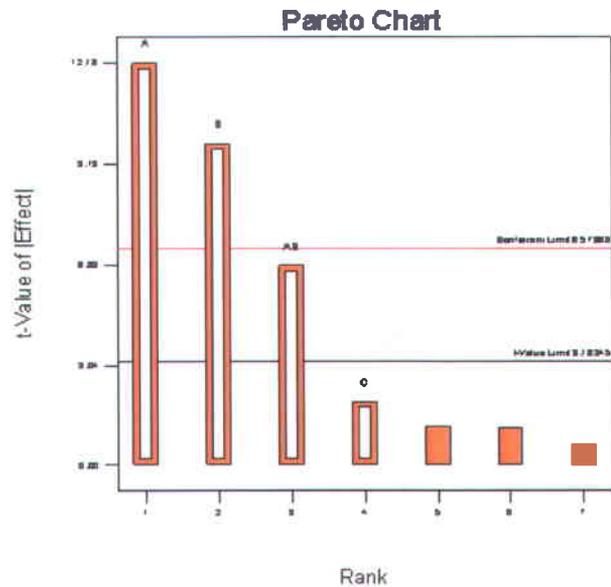


Figure 29 Analyse du graphique Pareto: l'effet de l'intensité de courant, le temps d'électrolyse et le type de l'électrode sur la consommation énergétique

En effet, en utilisant la relation mathématique ci dessous (Équation 50), il est possible de calculer la contribution des effets principaux et d'interactions sur la réponse.

Équation 50
$$P_i = \left(\frac{b_i^2}{\sum b_i^2} \right) \times 100 \quad (i \neq 0)$$

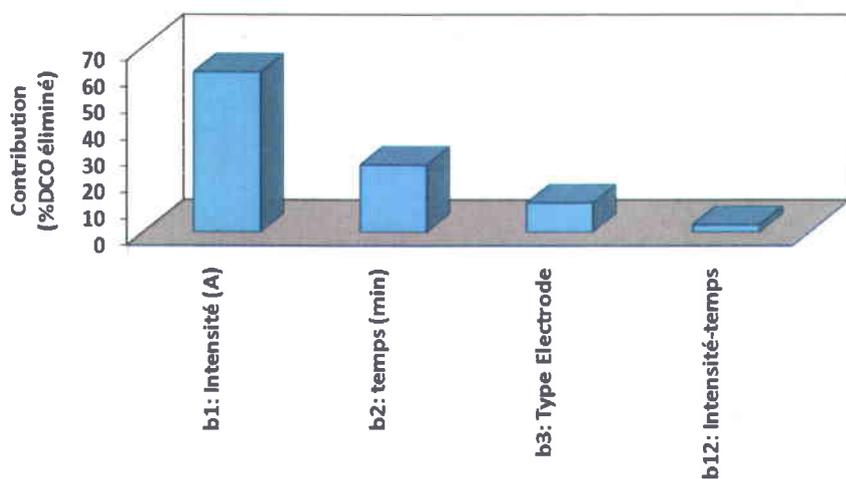


Figure 30 Contribution des différents facteurs sur l'abattement de la matière organique

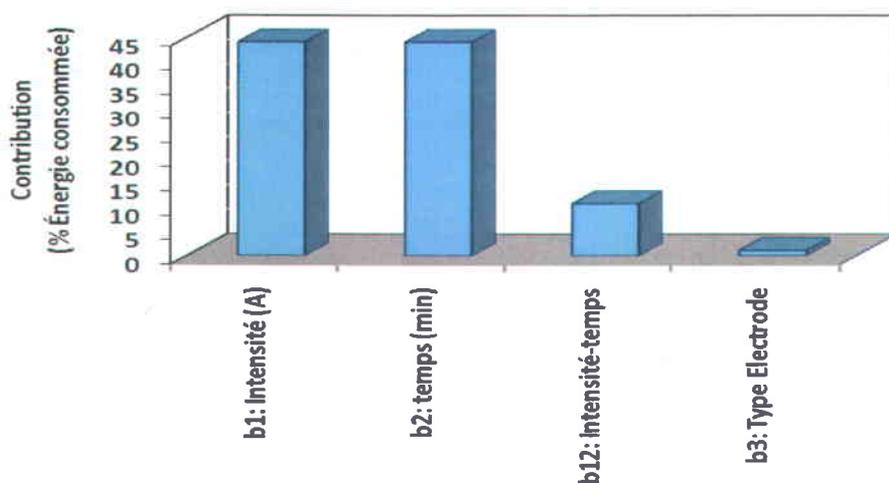


Figure 31 Contribution des différents facteurs sur la consommation énergétique

La contribution de l'intensité de courant et du temps d'électrolyse sur l'abattement de la matière organique était respectivement de 60.6% et 25.5% (Figure 30). En ce qui concerne la réponse relative à la consommation énergétique, une contribution identique de 44% a été enregistrée pour

l'intensité de courant et le temps d'électrolyse (Figure 31). L'effet du type d'électrode sur l'abattement de la matière organique était autour de 11%, alors que son effet sur l'énergie consommée n'était que de 1%. À l'exception de l'interaction X_1X_2 (intensité de courant et temps d'électrolyse), les autres interactions ont un effet négligeable. L'effet de l'interaction X_1X_2 sur l'abattement de la matière organique peut être illustré à la Figure 32. La Figure 32 a été obtenue comme suit : chaque sommet du carré représente une combinaison des niveaux des deux facteurs : intensité de courant et temps d'électrolyse. Par exemple, le coin en haut (à droite) correspond à une intensité de courant imposée de 1.0 A et un temps d'électrolyse de 60 min. La valeur de 78.4% représentée dans la cartouche arrondie est obtenue en calculant la moyenne des résultats expérimentaux issus des expériences effectuées avec une intensité de 1.0 A et un temps d'électrolyse de 60 min (Essais 4 et 8). Quand le temps d'électrolyse (variable X_2) est au niveau élevé (60 min), l'intensité du courant (X_1) a une influence importante, le taux moyen d'abattement de la DCO_T passant de 47% à 78% (soit un gain d'élimination de la DCO_T de 31 points). Si le temps d'électrolyse est faible (20 min), l'intensité du courant a toujours une influence, mais elle est relativement moins importante, le taux moyen d'abattement de la DCO_T passant de 35% à 55% (soit un gain d'élimination de la DCO_T de 20 points). En conséquence, on constate que l'effet de l'intensité du courant n'est pas constant, mais qu'au contraire il dépend du niveau d'un autre facteur, ici du temps d'électrolyse.

Finalement, le plan factoriel est un outil très important pour déterminer les interactions entre les différents facteurs qui affectent la réponse. Cependant, vu que le modèle ne peut pas être exploité pour prédire les conditions optimales de traitement des EUD, nous avons eu recours à l'élaboration d'un plan central composite.

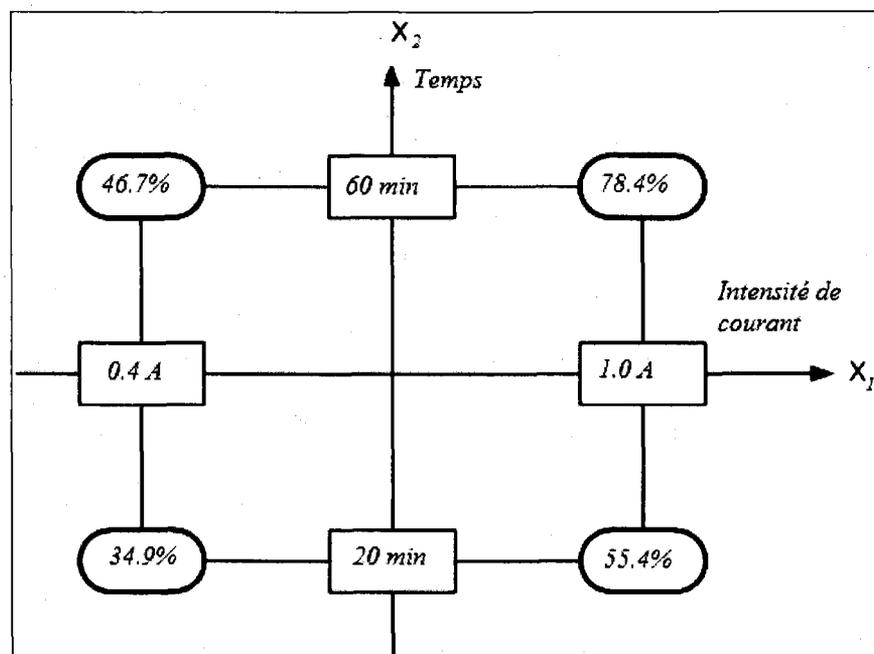


Figure 32 Interaction b_{12} entre l'intensité de courant et le temps de traitement

6.3.2 Application d'un plan central composite : plan de surface de réponse

La deuxième section de l'étude des EUD s'intéresse particulièrement à trouver les meilleures conditions optimales pour assurer le traitement. Le plan central composite offre la possibilité de déterminer les conditions optimales de traitement de l'effluent par simple modélisation et interpolation des résultats expérimentaux. D'une façon générale, le plan central composite est capable d'explorer l'ensemble du domaine expérimental en déterminant les coefficients d'une équation mathématique polynomiale du second ordre. Dans notre cas, le plan central composite est divisé en deux parties selon le type d'électrode testée. La première partie du plan central composite représente les extrémités du domaine expérimental, alors que la deuxième partie représente le centre du domaine. Un nombre total de 26 essais a été nécessaire pour le plan

surface de réponse. La réponse peut être décrite en s'appuyant sur l'équation polynomiale du second ordre (Équation 51) qui nous permet de prédire la réponse dans tout le domaine expérimental (Olmez, 2009).

$$\text{Équation 51 } Y = b_0 + \sum_{i=1}^k b_i X_i + \sum_{i=1}^k b_{ii} X_i^2 + \sum_j \sum_{i=2}^k b_{ij} X_i X_j + e_i$$

Dans cette équation, « Y » représente la réponse prédite utilisée comme variable dépendante, « X_i » (i=1, 2 et 3) sont les variables ou les facteurs indépendants et « b₀ », « b_i » (i=1, 2 et 3), « b_{ii} » et « b_{ij} » (i=1, 2 et 3; j=1, 2 et 3) sont les coefficients respectifs du modèle. Les coefficients de ce modèle sont calculés dans la région expérimentale (Tableau 30) en utilisant la méthode des moindres carrés (Myers et Montgomery, 2002).

$$\text{Équation 52 } B = (X^T X)^{-1} X^T Y$$

Dans cette équation, « B » représente le vecteur des estimations des coefficients, « X » est une matrice et « Y » est le vecteur des résultats tests. Les valeurs expérimentales de « U_i » ont été calculées à partir des variables « X_i » en utilisant l'Équation 53 ci-dessous.

$$\text{Équation 53 } X_i = \frac{U_i - U_{i0}}{\Delta U_i}$$

Avec:

$U_{i,0} = (U_{i,max} + U_{i,min}) / 2$, représente la valeur de U_i au centre du domaine expérimental.

$\Delta U_i = (U_{i,max} - U_{i,min}) / 2$, représente l'étape de la variation et dont U_{i,max} et U_{i,min} sont respectivement les valeurs maximales et minimales de la variable effective U_i.

Pour les deux variables (X_1 et X_2), un ensemble de neuf essais supplémentaires ont été exigés pour chaque électrode (fer et aluminium). Neuf essais supplémentaires ont été effectués pour chaque électrode (fer et aluminium) dont cinq sont au centre du domaine et quatre à l'extrémité du domaine (Tableau 31).

Tableau 30 Données pour les opérations d'optimisation: champ expérimental et variables indépendantes lors du traitement des eaux usées de type fosse septiques à l'aide de l'unité expérimentale U_1 . (Procédé EO-EC)

Variables codées (X_i)	Facteur (U_i)	Champ expérimental		$U_{i,0}$	ΔU_i
		Valeur min (-1)	Valeur max (+1)		
X_1	U_1 : Intensité de courant (A)	0.4	1.0	0.7	0.3
X_2	U_2 : Temps d'électrolyse (min)	20	60	40	20
X_3	U_4 : Type d'électrode	Fe	Al	-	-

Tableau 31 Plan central composite et résultats expérimentaux enregistrés lors du traitement des eaux usées de type fosse septique à l'aide de l'unité expérimentale U₁. (Procédé EO-EC)

Essais	Matrice expérimentale		Plan expérimental		Réponses		
	X ₁	X ₂	U ₁ (A)	U ₂ (min)	DCO éliminée (%)	Turbidité éliminée (%)	Énergie consommée (kWh m ⁻³)
Pour l'électrode de Fer (Fe), U ₃							
9	-1.41	0	0.28	40	30.8	28.0	0.54
10	1.41	0	1.12	40	72.3	39.0	5.05
11	0	-1.41	0.7	11.8	22.6	20.0	0.68
12	0	1.41	0.7	68.2	73.2	65.0	3.93
13	0	0	0.7	40	69.4	55.5	2.33
14	0	0	0.7	40	68.5	60.0	2.33
15	0	0	0.7	40	67.7	59.1	2.36
16	0	0	0.7	40	70.2	63.4	2.27
17	0	0	0.7	40	68.6	62.5	2.38
Pour l'électrode d'Aluminium (Al), U ₃							
18	-1.41	0	0.28	40	36.5	39.2	0.60
19	1.41	0	1.12	40	77.9	58.0	5.66
20	0	-1.41	0.7	11.8	55.6	43.0	0.76
21	0	1.41	0.7	68.2	80.3	86.6	4.68
22	0	0	0.7	40	81.1	82.2	2.63
23	0	0	0.7	40	78.0	74.2	2.63
24	0	0	0.7	40	73.4	84.8	2.66
25	0	0	0.7	40	77.1	84.0	2.60
26	0	0	0.7	40	71.0	78.6	2.74

En s'appuyant sur ces résultats, les coefficients du modèle polynomial (modèle quadratique) sont calculés en utilisant le logiciel Design-Expert ® Program.

Équation 54 $\%DCO = 73.15 + 13.89X_1 + 10.48 X_2 + 5.16X_3 + 2.80X_1X_2 - 10.08X_{12} - 7.68 X_2^2$

Équation 55 $\text{Éne.Con} = 2.51 + 1.73X_1 + 1.34X_2 + 0.21X_3 + 0.88X_1X_2 + 0.13X_1X_3 + 0.25 X_1X_2$

Le Tableau 32 montre l'analyse de la variance (ANOVA) des paramètres de régression de la réponse prédite du modèle quadratique pour l'élimination de la DCO suite à l'application du procédé EO-EC. Comme on peut le constater, la valeur F du modèle de 66.18 et une valeur faible de la probabilité (Prob > F=0.0001) indique que le modèle est significatif pour l'élimination de la DCO. Le coefficient de corrélation ($R^2 = 0.897$) indique que seulement 10.3% de la variation ne peut être expliquée par le modèle empirique. Selon Joglekar and May (1987) R^2 devrait être au moins 0.80 pour que le modèle soit acceptable. La valeur du R^2 ($R^2 = 0.897$) enregistrée dans la présente étude pour l'élimination de la DCO est plus élevée que 0.80, indiquant alors que le modèle de régression explique bien la réaction du procédé EO-EC.

La Tableau 32 présente également l'analyse de la variance des paramètres de régression de la réponse prédite du modèle quadratique pour la consommation d'énergie. Le modèle est significatif vu la valeur F du modèle et la faible valeur de la probabilité (Prob > F=0.0001). La valeur du R^2 ($R^2 = 0.988$) enregistrée pour la consommation d'énergie est plus élevée que 0.80 et indique que le modèle de régression correspond bien à la réaction liée à l'énergie consommée dans le procédé EO-EC.

Tableau 32 Résultats d'ANOVA pour le modèle quadratique de surface de réponse pour l'élimination de la DCO et pour la consommation d'énergie électrique

Source	Analyse de la variance				
	d.d.l. ^a	Somme des carrés	Carrée moyen	Valeur de F	Prob > F
<i>Analyse du modèle pour l'élimination de la DCO</i>					
Modèle	6	7584.90	1264.15	66.18	< 0.0001
Résidus	19	362.92	19.10	-	-
Manque d'ajustement	11	328.90	29.90	7.03	< 0.0052
Erreur pure	8	34.02	4.25	-	-
<i>Analyse du modèle pour la consommation d'énergie</i>					
Modèle	7	85.74	12.25	670.19	< 0.0001
Résidus	18	0.33	0.018	-	-
Manque d'ajustement	10	0.31	0.031	13.50	< 0.0006
Erreur pure	8	86.07	0.0023	-	-

^a Degré de liberté ; $R^2 = 0.897$ (l'élimination de la DCO); $R^2 = 0.988$ (pour la consommation d'énergie); F (coefficient de Fisher)

En se basant sur l'Équation 54, l'intensité de courant imposée et le temps d'électrolyse sont les deux facteurs qui ont une influence significative sur l'abattement de la matière organique. Une augmentation de l'intensité de courant et du temps d'électrolyse augmente l'abattement de la matière organique. Cependant, le type d'électrode a un faible effet sur l'abattement de la matière organique dans notre domaine expérimental. En ce qui concerne la réponse relative à la consommation énergétique, un effet significatif de l'intensité de courant et du temps d'électrolyse a été enregistré (Équation 55). L'accroissement simultané de l'intensité du courant et du temps d'électrolyse augmente la consommation énergétique (Figures 35 et 36) alors que

l'abattement de la DCO_T atteint une limite maximale (Figures 33 et 34) dans le domaine expérimental choisi. Le pourcentage maximal d'abattement de la DCO_T a été obtenu avec des électrodes de fer et d'aluminium pour des intensités de courant se situant entre 0.85 et 1.0 A en appliquant un temps d'électrolyse compris entre 50 et 60 min.

Design-Expert® Software

% DCO éliminé

● Design points above predicted value

○ Design points below predicted value

83.4

27.6

X1 = A: Intensité

X2 = B: temps

Actual Factor

C: type électrode = Fe

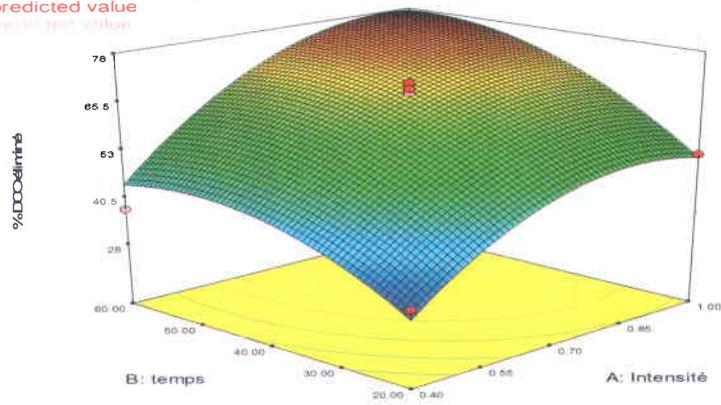


Figure 33 Pourcentage d'abattement de la matière organique en fonction de l'intensité de courant imposée et du temps de traitement (type d'électrode : Fer)

Design-Expert® Software

% DCO éliminé

● Design points above predicted value

○ Design points below predicted value

83.4

27.6

X1 = A: Intensité

X2 = B: temps

Actual Factor

C: type électrode = Al

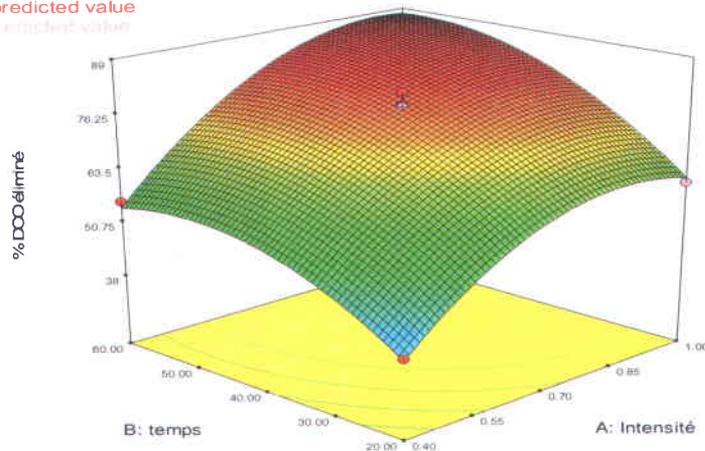


Figure 34 Pourcentage d'abattement de la matière organique en fonction de l'intensité de courant imposée et du temps de traitement (type d'électrode : Aluminium)

Design-Expert® Software

coms. énergétique

● Design points above predicted value

○

7.58

0.45

X1 = A: Intensité

X2 = B: temps

Actual Factor

C: type électrode = Fe

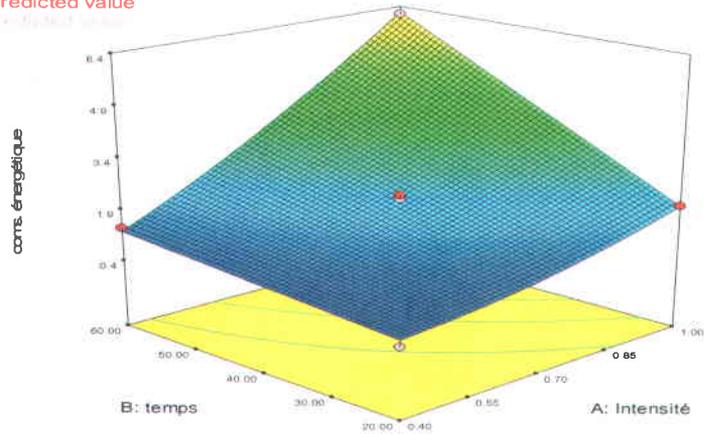


Figure 35 Quantité d'énergie consommée en fonction de l'intensité de courant imposée et du temps d'électrolyse (type d'électrode : Fer)

Design-Expert® Software

coms. énergétique

● Design points above predicted value

○

7.58

0.45

X1 = A: Intensité

X2 = B: temps

Actual Factor

C: type électrode = Al

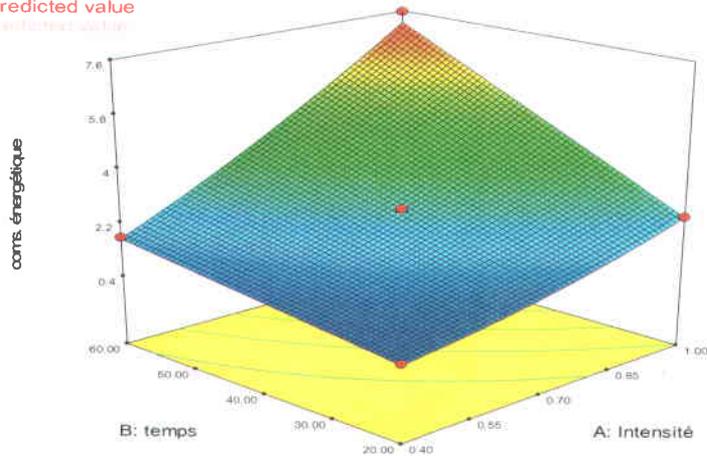


Figure 36 Quantité d'énergie consommée en fonction de l'intensité de courant imposée et du temps d'électrolyse (type d'électrode : Aluminium)

La comparaison entre les valeurs actuelles d'abattement de la DCO_T et celles prédites par le modèle est présentée à la Figure 37. La droite en noir à 45 degrés représente le cas idéal où les valeurs prédites par le modèle seraient identiques aux valeurs expérimentales. On s'aperçoit dans notre cas, que les valeurs prédites sont tout de même assez proches des valeurs mesurées, justifiant ainsi le choix de ce modèle quadratique dans le cas de l'abattement de la DCO_T . Les mêmes remarques peuvent être faites en ce qui concerne le modèle relatif à la consommation d'énergie lors de l'électrolyse (Figure 38).

Design-Expert® Software
% DCO éliminé

Color points by value of
% DCO éliminé:

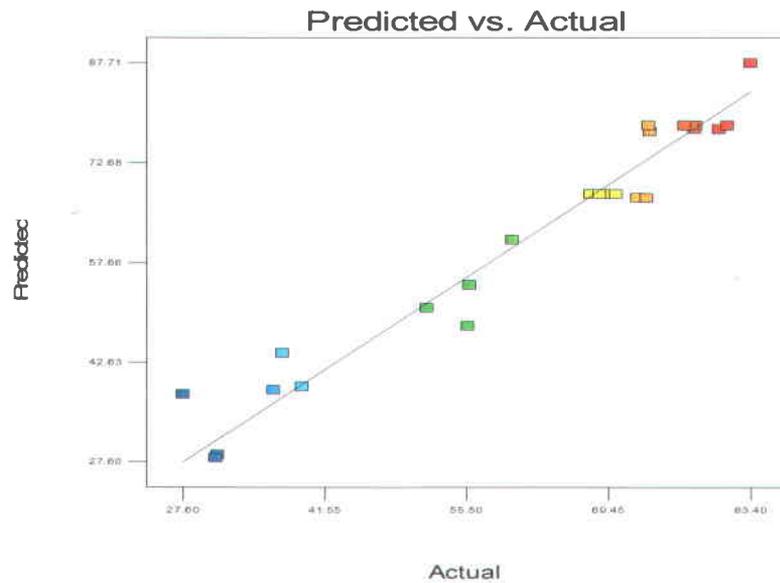


Figure 37 Comparaison entre les valeurs actuelles et les valeurs prédites du point de vue abattement de la matière organique

Design-Expert® Software
cons. énergétique

Color points by value of
cons. énergétique:

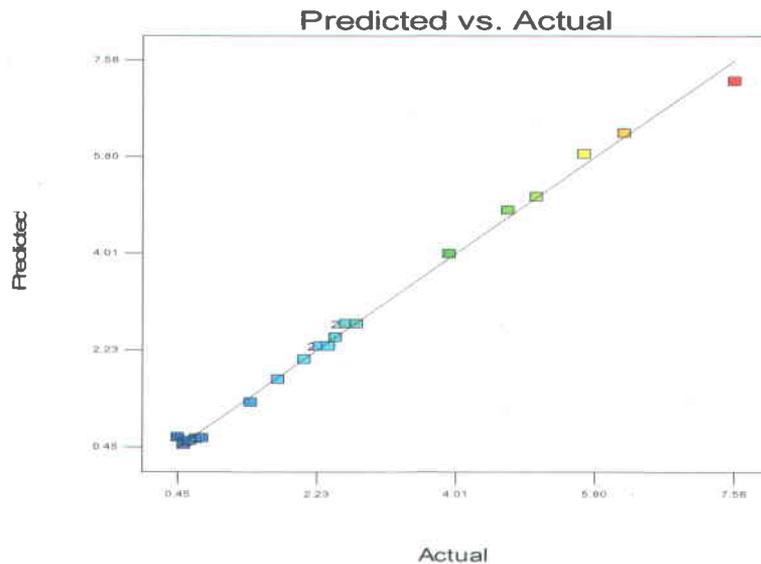


Figure38 Comparaison entre les valeurs actuelles et les valeurs prédites du point de vue consommation énergétique

6.3.3 Optimisation des conditions expérimentales

Dans l'optique de déterminer rigoureusement les conditions optimales de dégradation de la matière organique en termes de coût et d'efficacité, la consommation de l'énergie électrique lors de l'électrolyse doit être prise en compte. Les critères qui ont été retenus pour assurer une optimisation des conditions de traitement de l'effluent sont les suivants : i) minimiser autant que possible le temps de traitement et l'intensité de courant afin de réduire le coût du traitement; ii) maximiser le rendement d'élimination de la DCO_T .

En se basant sur ces critères exigés, le logiciel Design-Expert version7 propose deux solutions intéressantes (essais 27 et 28), l'une en utilisant l'électrode de fer et l'autre en utilisant l'électrode d'aluminium. Les deux solutions sont présentées au Tableau 33 qui compare également les réponses expérimentales et les réponses prédites par le modèle dans les conditions optimales. Un abattement de DCO_T (78%) a été prédit par le modèle comparativement à une valeur de 75% mesurée expérimentalement lorsque des électrodes d'aluminium sont utilisées, soit une déviation relative de 3.0 points. Par comparaison, lorsque des électrodes de fer sont utilisées, le modèle prévoit un abattement de DCO_T de 71%, alors qu'une valeur expérimentale de 70% a été enregistrée expérimentalement, soit une déviation relative de seulement 1 point.

Design-Expert® Software

% DCO éliminé

● Design Points

83.4

27.6

X1 = A: Intensité

X2 = B: temps

Actual Factor

C: type électrode = Al

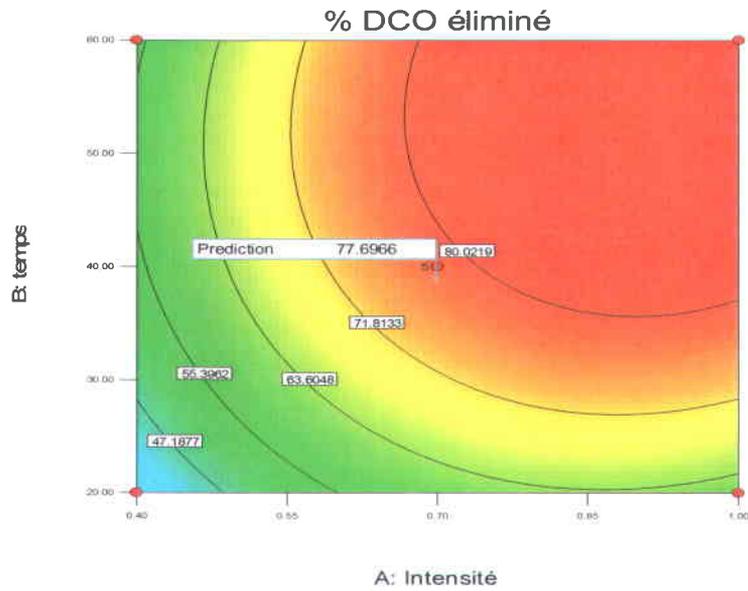


Figure 39 Abattement de la DCO_T dans les conditions optimales de traitement avec l'électrode d'aluminium

Design-Expert® Software

% DCO éliminé

● Design Points

83.4

27.6

X1 = A: Intensité

X2 = B: temps

Actual Factor

C: type électrode = Fe

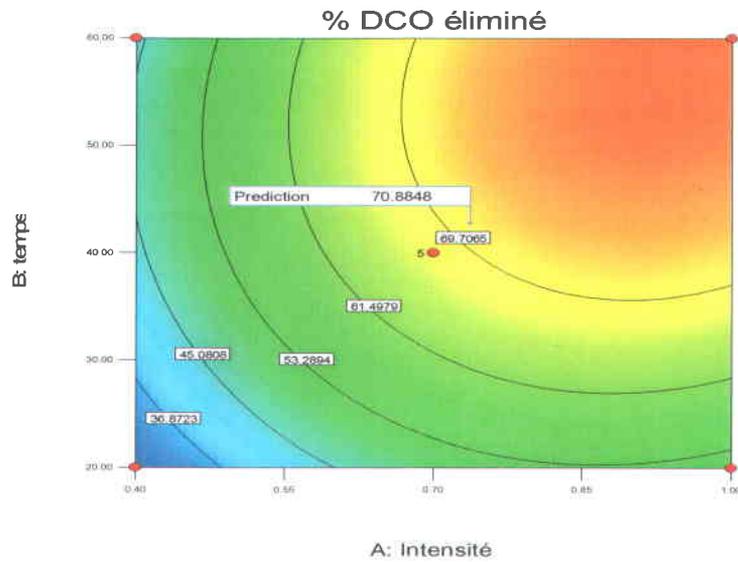


Figure 40 Abattement de la DCO_T dans les conditions optimales de traitement avec l'électrode de fer.

Le modèle est donc bien ajusté et adapté au traitement d'EUD. Les Figures 39 et 40 donnent une idée sur la localisation des conditions optimales de traitement (près du centre du domaine) ainsi que le pourcentage d'abattement de la DCO_T obtenu avec l'électrode d'aluminium et avec l'électrode de fer dans ces conditions optimales. L'électrode d'aluminium a prouvé son efficacité du point de vue d'abattement de la matière organique (près de 7% de gain supplémentaire par rapport à l'électrode de fer). La solution no.º1 (Essai 27) utilisant l'électrode d'aluminium prévoit un coût de traitement de 0.78 \$ m⁻³, alors que la solution no.º2 (Essai 28) utilisant l'électrode de fer prévoit un coût beaucoup élevé de 2.18 \$ m⁻³. Ce coût de traitement inclut seulement le coût de l'énergie consommée, le coût des électrodes et le coût de disposition des boues métalliques.

Tableau 33 Comparaison des réponses théoriques et expérimentales enregistrées lors de l'application des conditions optimales à l'aide de l'unité expérimentale U₁ (procédé EO-EC)

Essais	Facteurs			Réponses théoriques		Réponses expérimentales			
	U ₁	U ₂	U ₃	DCO éliminée (%)	Énergie consommée (kWh m ⁻³)	DCO éliminée (%)	Énergie consommée (kWh m ⁻³)	Turbidité éliminée (%)	Masse de résidus métalliques (kg m ⁻³)
27	0.7 A	39 min	Al	77.7	2.63	75	2.68	89	1.06
28	0.74 A	43 min	Fe	70.9	2.68	69	2.73	65	1.16

6.3.4 Variation du taux d'enlèvement de la DCO_T au cours du temps

En se basant sur les conditions optimales qui ont été élaborées par le biais d'un plan central composite, une étude cinétique d'évolution de l'abattement de la matière organique au cours du temps a été effectuée. Un suivi de la variation de la consommation énergétique au cours du temps de traitement a été également effectué. L'étude cinétique a été réalisée avec l'électrode

d'aluminium en imposant une intensité de 0.7 A et avec l'électrode de fer en imposant une intensité de 0.74 A. La durée du traitement était de 60 min. Le Tableau 34 résume les différents essais qui ont été exécutés ainsi que les résultats correspondants. Le maximum d'abattement de la matière organique (80.2%) a été enregistré après 60 min d'électrolyse en utilisant l'électrode d'aluminium. L'étude cinétique effectuée avec deux électrodes différentes (fer et aluminium) montre une légère différence d'un point de vue de l'abattement de la matière organique (Figure 41). La consommation énergétique est légèrement plus élevée avec l'électrode d'aluminium.

Tableau 34 Étude cinétique enregistrée lors du traitement des eaux usées de type fosse septique à l'aide de l'unité expérimentale U₁ (procédé EO-EC)

Essais	Facteurs			Réponses expérimentales	
	U1	U2	U3	DCO éliminée (%)	Énergie consommée (kWh m ⁻³)
29	0.74 A	10 min	Fe	30.8	0.71
30	0.74 A	20min	Fe	48.0	1.46
31	0.74 A	30 min	Fe	59.2	2.22
32	0.47 A	40 min	Fe	73.3	3.04
33	0.74 A	60 min	Fe	75.3	4.52
34	0.7 A	10 min	Al	24.9	0.83
35	0.7 A	20 min	Al	38.1	1.63
36	0.7 A	30 min	Al	61.4	2.49
37	0.7 A	40 min	Al	75.3	3.37
38	0.7 A	60 min	Al	80.2	5.02

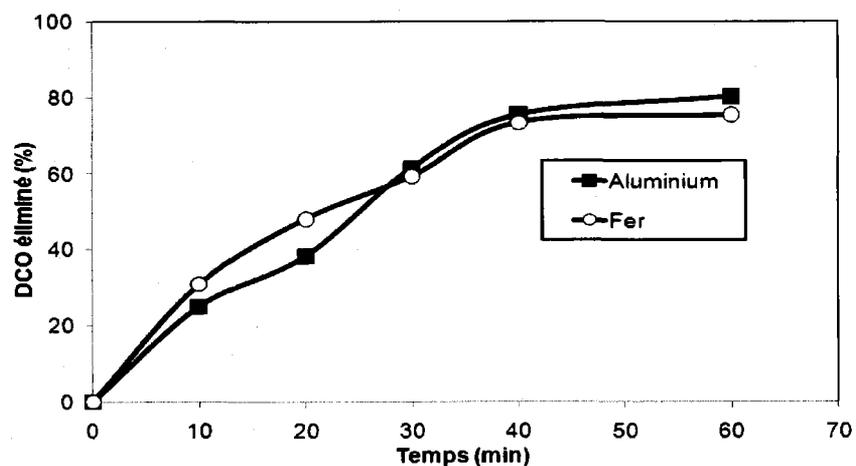


Figure 41 Évolution de l'abattement de la matière organique au cours du temps en utilisant une électrode de fer ou une électrode d'aluminium

6.4 Traitement des EUD dans l'unité expérimentale U2

6.4.1 Traitement en mode batch

Le traitement des EUD a été effectué à l'aide de l'unité expérimentale U₂ fonctionnant avec recirculation à travers un bac d'alimentation agité mécaniquement. Pour ce faire, l'unité expérimentale U₂ (précédemment décrite dans la section 5.4.2) a été modifiée comme suit (Figure 42):

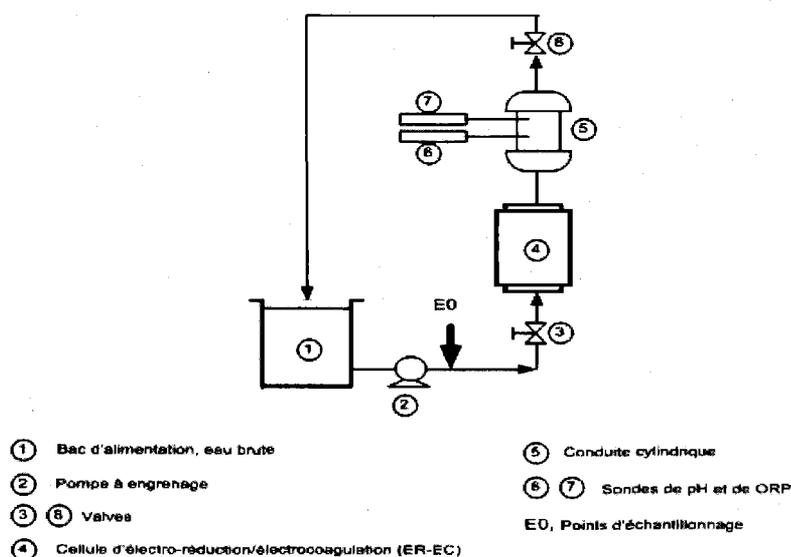


Figure 42 Structure schématique de l'unité expérimentale U₂ pour l'application du procédé ER-EC en mode batch

Les essais ont été effectués en utilisant la cellule cylindrique C₂ comprenant une électrode cylindrique de fer à l'anode et une électrode cylindrique de carbone vitreux à la cathode. Au début de chaque essai, l'effluent brut est d'abord recirculé dans l'unité expérimentale pendant une période de 5 min sans imposition du courant électrique, puis un échantillon est prélevé et soumis à la décantation pendant 60 min. Le surnageant est analysé pour déterminer la concentration initiale (DCO_T et turbidité) de l'effluent. En maintenant toujours l'intensité de

courant nul, l'échantillon brut est par la suite recirculé dans l'unité expérimentale pendant 60 min, période au cours de laquelle des échantillons ont été prélevés toutes les 10 min et soumis à la décantation avant analyses. L'analyse de ces différents échantillons (essais contrôle, CONT) servait comme base de comparaison avec les échantillons traités par imposition du courant électrique (0.5; 1.0; 1.5 et 2 A). Les concentrations de DCO_T et de turbidité résiduelles ont été analysées. Il est important de noter qu'une concentration moyenne initiale de DCO_T de $617 \pm 148 \text{ mg L}^{-1}$ a été mesurée dans l'effluent brut non-recirculé dans l'unité expérimentale (et non décanté), alors qu'une valeur moyenne de $244 \pm 98 \text{ mg L}^{-1}$ a été mesurée dans le surnageant de l'effluent brut, lequel a été recirculé pendant 5 min (sans imposition du courant) puis décanté. Un tel résultat signifie que plus de 50% de la DCO_T de l'effluent brut est sous forme particulaire ou colloïdale.

Les Figures 43 et 44 présentent respectivement l'évolution de la DCO_T et de la turbidité mesurée dans le surnageant de décantation suite à l'application du traitement électrolytique. L'abattement de la DCO_T est d'autant plus important que l'intensité de courant imposée augmente. Lors de l'essai CONT, la DCO_T est passée d'une valeur initiale de 244 mg L^{-1} à une concentration de 210 mg L^{-1} , soit un abattement de $14\% \pm 0.5\%$. Cet abattement de DCO_T de l'effluent non électrolysé (mais décanté) peut être attribué à plusieurs raisons : premièrement, la matière organique présente sous forme particulaire décante naturellement et la charge organique diminue; deuxièmement, une fraction de la matière organique peut s'adsorber sur les conduites et les parois de l'électrolyseur et; troisièmement, des particules de fer initialement adsorbées sur l'électrode cylindrique de fer passent en solution lors de la recirculation de l'effluent et contribuent à la déstabilisation des particules organiques colloïdales ou particulaires.

L'application du traitement électrolytique permet d'accélérer et de majorer le taux d'abattement de la matière organique. La concentration de la DCO_T décroît rapidement au cours des 20 ou 30 premières minutes d'électrolyse, suivi d'une décroissance lente ou quasi stationnaire jusqu'à 60 min. Par exemple, au bout des 20 min, une concentration de DCO_T se situant entre 184 mg L⁻¹ et 137 mg L⁻¹ est enregistrée dépendamment de l'intensité de courant imposée, alors qu'une concentration se situant entre 139 mg L⁻¹ et 122 mg L⁻¹ a été enregistrée au bout de 60 min d'électrolyse.

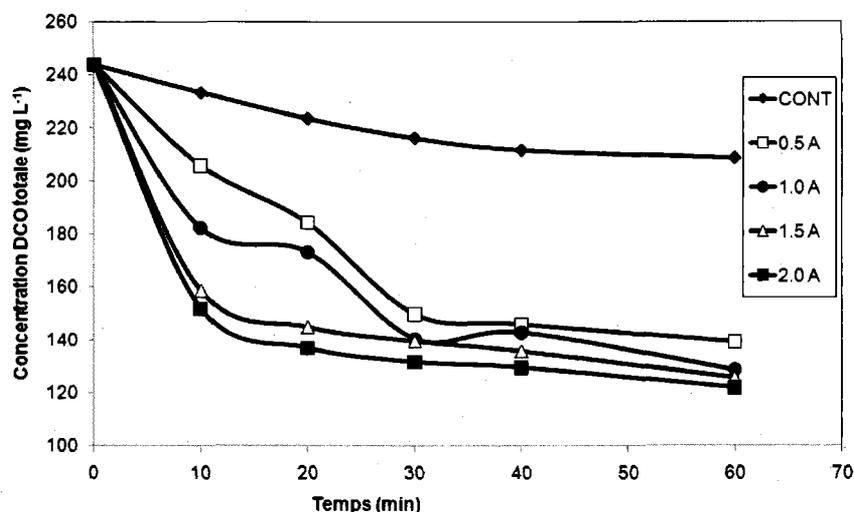


Figure 43 Diminution de la DCO_T lors du traitement des eaux usées issues d'une fosse septique en mode batch à différentes intensités imposées.

L'application du traitement électrolytique permet également d'accélérer le taux d'abattement de la turbidité. La turbidité décroît rapidement au cours des 20 ou 30 premières minutes d'électrolyse, suivi d'une décroissance lente ou quasi stationnaire jusqu'à 60 min. Par exemple, au bout des 20 min, une turbidité se situant entre 124 mg L⁻¹ et 53 mg L⁻¹ est enregistrée dépendamment de l'intensité de courant imposée, alors qu'une concentration se situant entre 73 et 21mg L⁻¹ a été enregistrée au bout de 60 min d'électrolyse.

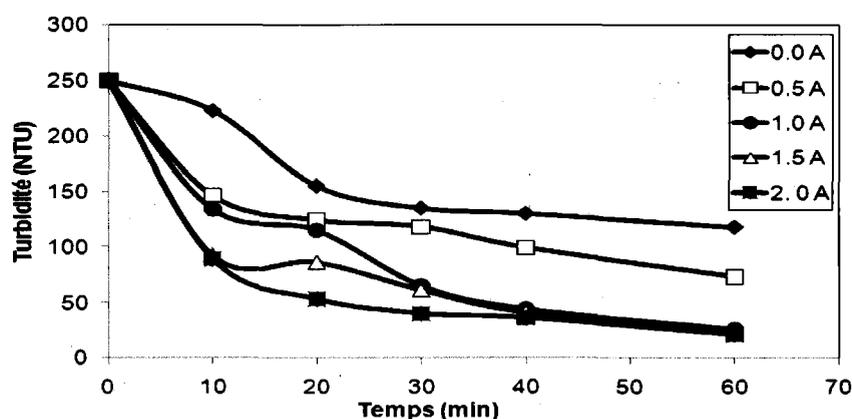


Figure 44 Diminution de la turbidité lors du traitement des eaux usées issues d'une fosse septique en mode batch à différentes intensités imposées

6.4.2 Traitement des EUD en mode d'opération continue

Une série d'essais en mode continu a été effectuée dans l'unité expérimentale U2 en utilisant une cellule cylindrique C2 (anode: fer; cathode: graphite), un clarificateur cylindrique pour assurer la décantation et une unité de filtre à sable. Ces essais sont réalisés à partir d'un échantillon frais d'EUD qui a été conservé pendant 4 jours à 4°C. Le but principal de ces différents essais est de tester une chaîne complète de traitement en mode d'opération continue, incluant électrolyse (application du procédé ER-EC), décantation et filtration sur sable suivant la figure qui a déjà été présentée dans la section *Matériels et Méthode* (section 5.4.2). Différents échantillons ont été

prélevés à l'entrée de la cellule électrolytique (échantillonnage au point **E0**), à la sortie du décanteur (échantillonnage au point **E1**) et à la sortie du filtre à sable (échantillonnage au point **E2**) pour les analyses de concentrations résiduelles de DCO_T, turbidité, DBO₅, COT, P_T, MES, NH₄ et coliformes fécaux.

6.4.2.1 Conditions opératoires et coûts de traitement

Le Tableau 35 présente les conditions expérimentales utilisant deux scénarios caractérisés respectivement par des TRH de 5 min (scénario 1) et 2.5 min (scénario 2) à l'intérieur de la cellule électrolytique. Des débits de 0.4 et 0.8 L min⁻¹ ont été respectivement imposés. Ces débits ont été imposés compte tenu de la capacité de la pompe d'alimentation. Un débit minimum de 0.4 L min⁻¹ pouvait être fourni par la pompe. Pour un débit de 0.4 L min⁻¹, les temps de rétention dans le décanteur et dans le filtre à sable était respectivement de 12.5 min et 7.5 min. Pour un débit de 0.8 L min⁻¹, les temps de rétention dans le décanteur et dans le filtre à sable était respectivement de 6.25 et 3.25 min. Lors de ces essais, une densité de courant anodique identique de 0.35 A dm⁻² (soit une intensité de courant de 1.5 A) a été imposée. Cette densité de courant a été imposée en tenant compte des résultats précédents enregistrés en mode batch.

La consommation d'énergie électrique dans le scénario 1 et le scénario 2 est respectivement de 1.25 kWh m⁻³ et 0.75 kWh m⁻³. Il peut être intéressant dans le cadre de cette étude d'estimer la quantité d'électrode consommée lors de l'électrolyse. Il est possible à partir de la loi de Faraday (Équation 56) d'estimer théoriquement la quantité d'électrode consommée au cours de l'électrolyse.

Équation 56
$$m_{\text{électrode}} = \frac{I t M}{F n}$$

Cette loi stipule que la masse de métal ($m_{\text{électrode}}$) qui passe en solution dépend du courant imposé (I), du temps d'imposition (t), de la masse molaire du métal (M), du nombre d'électrons (n) qui sont transférés par mole de métal dissous et de la constante de Faraday (F). Ainsi, en considérant un temps de rétention hydraulique de cinq minutes et un débit d'alimentation de 0.4 L/min, la quantité théorique d'électrode consommée est de 0.132 g. Cette donnée correspond à une concentration respective de 0.066 kg de fer consommée par mètre cube d'eau traitée. À partir des données relatives à la consommation d'électrodes (ci-dessus discutées), il est possible d'estimer la durée de vie des électrodes. Sachant qu'on estime à 1.50 kg la masse de l'électrode cylindrique de fer, une période de 40 jours est théoriquement requise pour une consommation totale de celles-ci. En revanche, il est important de souligner que dans la pratique, les électrodes sont remplacées après une perte de 80% de leur masse initiale. En considérant cet aspect, les électrodes devraient être théoriquement remplacées après un temps de fonctionnement d'environ 32 jours (soit après environ 1 mois de fonctionnement) dans les conditions expérimentales du scénario 1. Dans le scénario 2, les électrodes devraient être également remplacées après un temps de fonctionnement d'environ 32 jours.

Le coût total du traitement, dans le scénario 1 et le scénario 2, était respectivement de 0.21 et 0.11 \$ m⁻³. Il est également possible de présenter les coûts totaux du traitement en \$ jr⁻¹. Dans une résidence isolée, le débit total minimal quotidien varie entre 0.54 m³ jr⁻¹ et 2.16 m³ jr⁻¹ (la norme NQ 3680-910). Dans ces conditions, le coût total du traitement dans le scénario 1 est de 0.11 et 0.45 \$ jr⁻¹ pour une capacité de traitement respective de 0.54 et 2.16 m³ jr⁻¹. Le coût total du traitement dans le scénario 2 est de 0.06 et 0.24 \$ jr⁻¹ pour une capacité de traitement variant entre 0.54 et 2.16 m³ jr⁻¹.

6.4.2.2 *Matière organique*

La Figure 45 présente l'évolution de la concentration résiduelle de la DCO_T au cours du temps à différentes étapes du traitement. Une période de traitement en mode continu de 2 h a été observée. Au cours des essais, la concentration initiale de la DCO_T mesurée dans l'effluent brut se situait entre 1 200 et 800 mg L⁻¹. Après électrolyse et décantation, une concentration résiduelle variant entre 200 et 100 mg L⁻¹ a été mesurée à la sortie du décanteur, soit un abattement de DCO_T se situant entre 75 et 84%. Ces taux d'abattement sont restés quasiment identiques à la sortie de l'unité de filtration sur sable. Le filtre à sable n'a pratiquement aucun effet sur la matière organique résiduelle présente dans l'effluent électrolysé-décanté. La matière organique présente majoritairement sous forme colloïdale ou particulaire a été éliminée par électrolyse suivie de la décantation.

Tableau 35 Tableau récapitulatif indiquant les conditions d'opération et les caractéristiques de la cellule du procédé hybride ER-EC

Paramètres	Essais en mode continu	
	Scénario 1	Scénario 2
Électrodes et cellule électrolytique		
Matériau d'électrode anodique	Fe	Fe
Matériau d'électrode cathodique	Gr	Gr
Forme géométrique	Cylindrique	Cylindrique
Configuration	Mono-polaire	Mono-polaire
Masse molaire fer	55.85	55.85
Masse de l'électrode de fer (Kg)	1.50	1.50
Hauteur électrode anodique (dm)	1.4	1.4
Diamètre électrode (dm)	1.0	1.0
Nombre d'électrode anodique	1	1
Nombre d'électrode cathodique	1	1
Surface électrode anodique active (dm ²)	4.40	4.40
Distance inter-électrode (dm)	0.3	0.3
Nombre d'électrons échangés	2	2
Conditions d'opération		
Débit d'alimentation (L min ⁻¹)	0.4	0.8
Temps de rétention hydraulique (min)	5.0	2.5
pH initial effluent	7.10	7.09
pH final effluent électrolysé	8.78	7.82
Conductivité (µS cm ⁻¹)	1783	1064
Intensité de courant imposée (A)	1.5	1.5
Densité de courant anodique (A dm ⁻²)	0.346	0.346
Tension imposée (V)	19.7	23.8
Consommation théorique d'électrode (g)	0.132	0.066
Consommation théorique d'électrode (kg m ⁻³)	0.066	0.033
Énergie consommée (kWh m ⁻³)	1.25	0.75
La durée de vie des électrodes (J)	40	40
Coût de traitement		
Électrode consommée (\$ m ⁻³)	0.132	0.066
Énergie consommée (\$ m ⁻³)	0.075	0.045
Disposition résidus métallique (\$ m ⁻³)	0.004	0.002
Coût total de traitement (\$ m ⁻³)	0.21	0.11

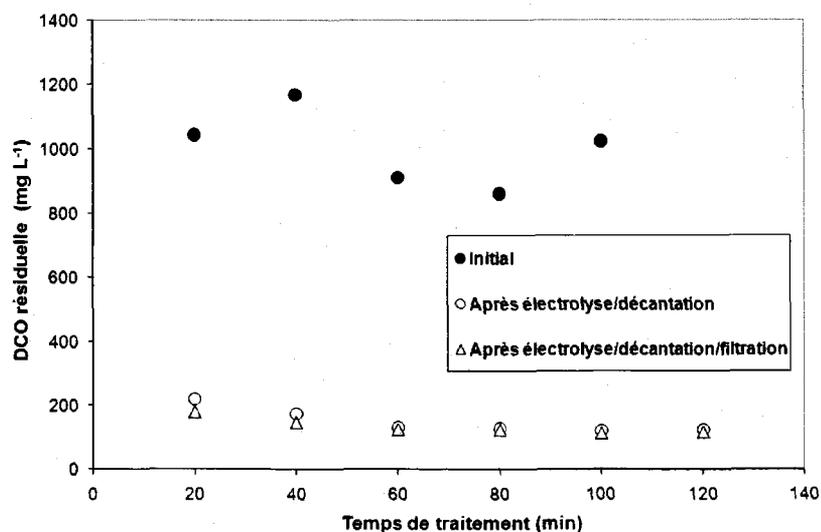


Figure 45 Diminution de la DCO_T résiduelle lors du traitement des eaux usées de type fosse septique en mode continu à 0.4 L min⁻¹

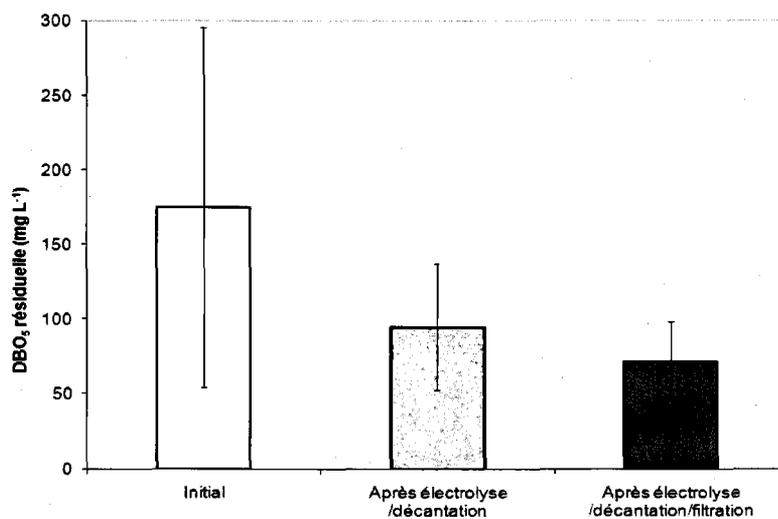


Figure 46 Évolution du taux d'abattement moyen de la DBO₅ lors du traitement en continu des eaux usées type fosse septique à 0.4 L min⁻¹

Les concentrations résiduelles de la DBO_5 ont également été mesurées. La Figure 46 donne les valeurs moyennes de la DBO_5 résiduelle mesurées respectivement à l'entrée du système (eau brute), à la sortie du décanteur (effluent électrolysé-décanté) et à la sortie du filtre à sable (effluent électrolysé-décanté et filtré). La quantité de matière organique biodégradable présente dans l'effluent initial n'était pas aussi élevée, elle est en moyenne de $175 \pm 45 \text{ mg L}^{-1}$. Par comparaison, une concentration résiduelle de $95 \pm 29 \text{ mg L}^{-1}$ a été enregistrée après électrolyse et décantation, alors qu'à la sortie du filtre à sable, une concentration résiduelle de $75 \pm 28 \text{ mg L}^{-1}$ a été enregistrée. D'un point de vue statistique, ces concentrations résiduelles de DBO_5 mesurées à l'entrée du système, à la sortie du décanteur et à la sortie du filtre à sable ne peuvent pas être considérées comme étant constantes avec des pourcentages d'erreurs respectifs de 26 %, 37% et 31%. Compte tenu de ces pourcentages d'erreur, les taux d'abattement de DBO_5 mesurés à la sortie du décanteur et du filtre à sable ne sont pas significativement différents, l'unité de filtre à sable ayant très peu d'influence sur l'enlèvement de la DBO_5 .

Les concentrations en COT ont également été mesurées. Le rendement d'enlèvement moyen enregistré suite à un traitement par électrolyse et décantation n'était que 28.1%. Après le passage au travers le filtre à sable, le taux d'abattement moyen du COT enregistré passe à 34.3% (Figure 47).

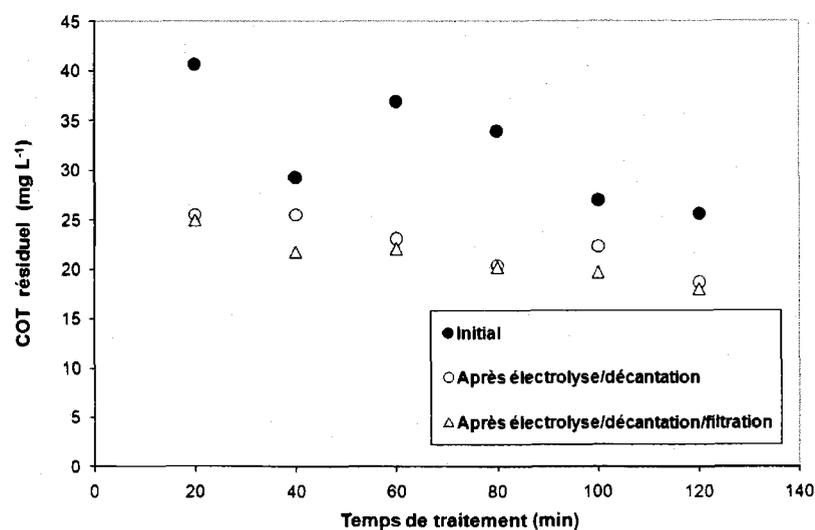


Figure 47 Diminution du COT résiduel lors du traitement des eaux usées de type fosse septique en mode continu à 0.4 L min^{-1}

5.4.2.3 Turbidité et MES

Lors du traitement, la turbidité initiale de l'effluent brut était comprise entre 250 et 450 NTU. Suite à l'application du procédé ER-EC suivi de la décantation, une turbidité résiduelle quasi stationnaire autour de 50 NTU a été mesurée à la sortie du décanteur. À la sortie du filtre à sable (effluent électrolysé, décanté et filtré), une turbidité résiduelle autours de 10 et 20 NTU a été mesurée (Figure 48). Le filtre à sable permet d'affiner le traitement et d'obtenir ainsi un effluent quasi limpide.

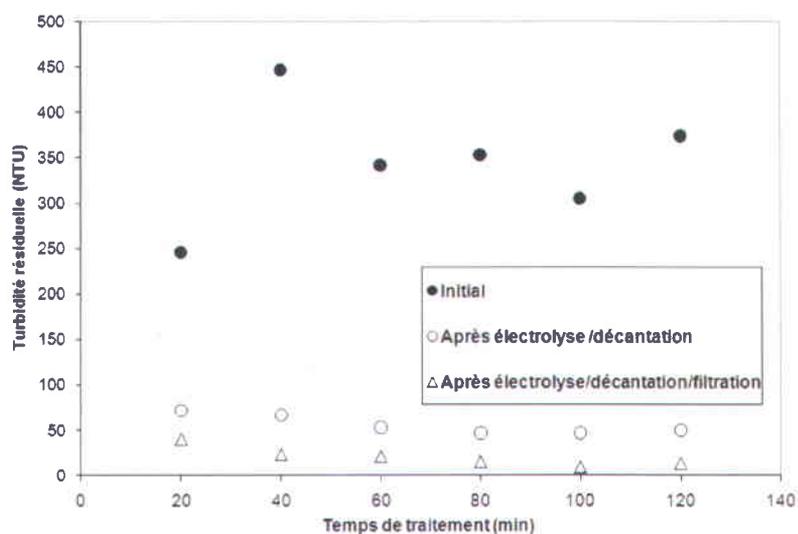


Figure 48 Diminution de la turbidité résiduelle lors du traitement des eaux usées de type fosse septique en mode continu à 0.4 L min^{-1}

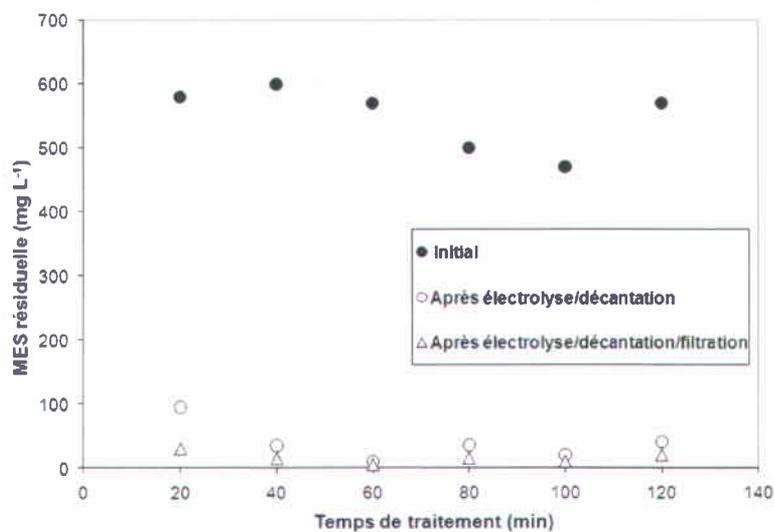


Figure 49 Évolution de la concentration des MES en fonction du temps lors du traitement en continu des eaux usées type fosse septique à 0.4 L min^{-1}

La Figure 49 présente l'évolution de la concentration de MES au cours du temps. La concentration en MES de l'eau brute était comprise entre 500 et 600 mg L⁻¹. L'application de l'électrolyse suivie de la décantation permet d'enregistrer une concentration en MES inférieure à 50 mg L⁻¹ (de l'ordre de 39 mg L⁻¹). À la sortie de l'unité de filtration sur sable, une concentration en MES inférieure à 20 mg L⁻¹ a été enregistrée. Le filtre à sable permet d'améliorer le traitement et éliminer les impuretés insolubles. La Figure 50 montre des photographies d'échantillons prélevés à différentes étapes du traitement. L'eau brute passe d'une coloration brune-noire à une eau quasiment limpide.

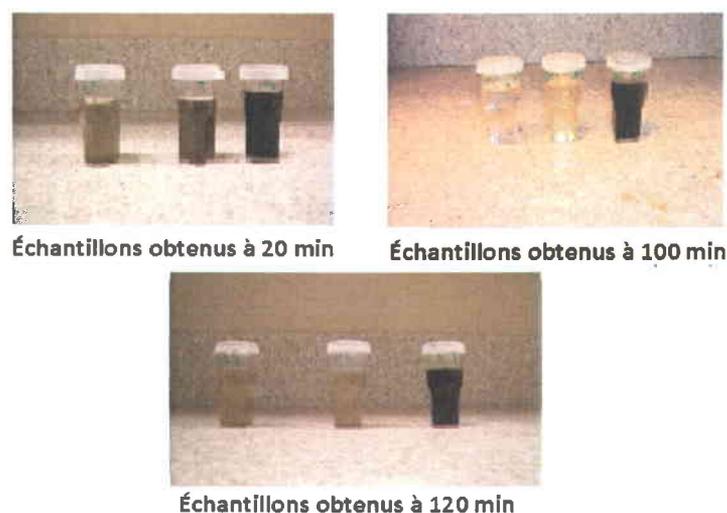


Figure 50 Échantillons de EUD prélevés à différentes étapes de traitement; de droite à gauche : échantillon non-traité; échantillon après électrolyse et décantation; échantillon après électrolyse, décantation et filtration sur sable.

6.4.2.4 Matière inorganique

Le Tableau 36 présente les concentrations initiales et les concentrations finales de quelques éléments inorganiques (N-NH₄ et P-PO₄) obtenues après chaque étape de traitement. Une baisse de la concentration initiale de P-PO₄ de 7.2 mg L⁻¹ à 2.1 mg L⁻¹ est enregistrée après électrolyse

et décantation. Le passage subséquent au travers le filtre à sable permet d'affiner le traitement en termes d'élimination de P-PO₄, une concentration résiduelle de $0.95 \pm 0.87 \text{ mg L}^{-1}$ de P-PO₄ a été mesurée à la sortie de l'unité de filtration sur sable. Le phosphore piégé dans les particules colloïdales déstabilisées par électrolyse et qui ont échappés à la décantation sont retenues par le filtre à sable.

En ce qui concerne l'azote ammoniacal (N-NH₄), des concentrations résiduelles de $55 \pm 1 \text{ mg L}^{-1}$ et $53 \pm 1 \text{ mg L}^{-1}$ ont été respectivement mesurées à la sortie du décanteur et de l'unité de filtration sur sable, comparativement à une valeur moyenne de $49 \pm 2 \text{ mg L}^{-1}$ enregistrée dans l'eau brute. On note donc une concentration en azote ammoniacale quasiment identique dans l'effluent non-traité et traité, indiquant que le traitement n'a aucun impact sur l'azote ammoniacal.

Tableau 36 Concentrations moyennes en éléments inorganiques mesurées lors du traitement en continu des eaux usées type fosse septique à 0.4 L min^{-1}

Paramètres	Moyenne (mg L^{-1})
P-PO ₄ initial	7.2 ± 1.03
P-PO ₄ après électrolyse et décantation	2.13 ± 1.04
P-PO ₄ après électrolyse, décantation et filtration	0.95 ± 0.87
N-NH ₄ initial	49 ± 2
N-NH ₄ après électrolyse et décantation	55 ± 1
N-NH ₄ après électrolyse, décantation et filtration	53 ± 1

N.b. : XX ± écart-type

6.4.2.5 Indicateurs de pathogènes

Les concentrations initiales et finales (UFC mL⁻¹) de coliformes fécaux mesurées dans l'effluent avant traitement sont présentées à la Figure 51. L'application du procédé permet une élimination des coliformes fécaux. Ainsi, des concentrations se situant entre 9 000 et 14 000 UFC mL⁻¹ ont été mesurées dans les eaux non-traitées, alors que les mesures effectuées sur les eaux traitées (à la sortie du décanteur et du filtre à sable) indiquaient des concentrations variant entre 500 et 7 000 UFC mL⁻¹, soit une réduction moyenne de plus de 80% de coliformes fécaux. Cet abattement enregistré après électrolyse est du à une neutralisation de la charge bactérienne et à une co-précipitation suite à la production des hydroxydes métalliques. Aussi, le peroxyde d'hydrogène (agent bactéricide) contribue également à l'éradication bactérienne.

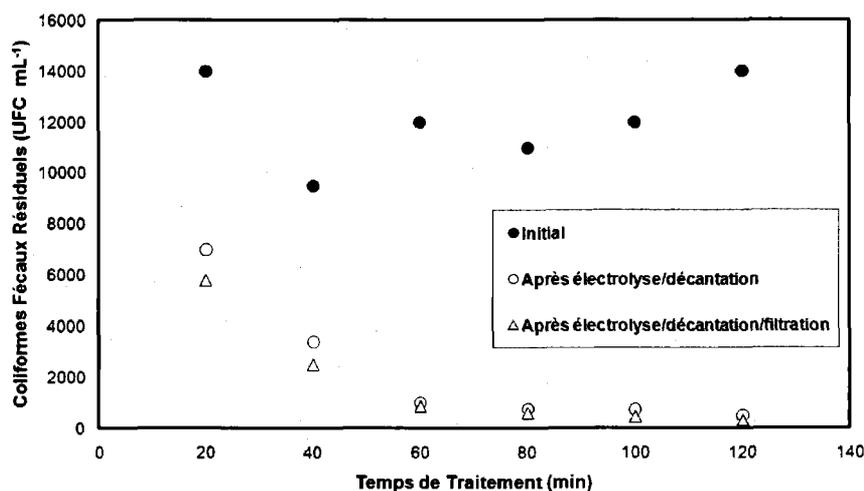


Figure 51 Abattement des coliformes fécaux lors du traitement des eaux usées de type fosse septique en mode continu à 0.4 L min⁻¹

6.4.2.6 *Effet du temps de rétention sur l'efficacité du système*

L'efficacité de la chaîne complète de traitement a été évaluée en majorant le débit d'alimentation à 0.8 L min^{-1} et les résultats ont été comparés à ceux précédemment obtenus lorsqu'un débit de 0.4 L min^{-1} a été fixé. Les résultats sont présentés aux Tableaux 37, 38 et 39. Lors des essais pour lesquels un débit de 0.8 L min^{-1} a été imposé (série d'essais G à L), une concentration moyenne de DCO_T de $305 \pm 23 \text{ mg L}^{-1}$ a été mesurée dans l'effluent brut comparativement à une valeur moyenne initiale de $1\ 002 \pm 121 \text{ mg L}^{-1}$ déterminée lorsqu'un débit de 0.4 L min^{-1} a été imposé (série d'essais A à F). Cette différence de concentration initiale de DCO_T résulte du fait que les eaux brutes prélevées dans la fosse septique et destinés aux essais n'ont pas été échantillonnées à la même période. Suite à l'application du traitement, des abattements moyens de $21 \pm 19\%$ et $44 \pm 11\%$ ont respectivement été enregistrés à la sortie du décanteur et du filtre à sable. Ces abattements sont très inférieurs à ceux mesurés (84 et 86%) lorsqu'un temps de rétention de 5 min a été imposé (débit d'alimentation 0.4 L min^{-1}). En fait, lorsque le débit d'alimentation augmente, l'effluent ne reste pas suffisamment en contact avec les électrodes et les réactions à l'intérieur de la cellule sont moins favorisées.

Une concentration moyenne de turbidité de $106 \pm 15 \text{ NTU}$ a été mesurée dans l'effluent brut pour un débit imposé de 0.8 L min^{-1} . Par comparaison, une valeur moyenne initiale de $345 \pm 67 \text{ NTU}$ a été enregistrée lorsqu'un débit de 0.4 L min^{-1} est imposé. Comme il a été indiqué précédemment, cette différence de concentration initiale de turbidité résulte du fait que les EUD n'ont pas été échantillonnées à la même période. Suite à l'application du traitement, des abattements moyens de turbidité de $41 \pm 15\%$ et $55 \pm 5\%$ ont respectivement été enregistrés à la sortie du décanteur et du filtre à sable. Par comparaison, lorsqu'un temps de rétention de 5 min a été imposé (débit d'alimentation 0.4 L min^{-1}), des meilleurs abattements ont été obtenus (84 et

94%). Par l'augmentation du débit d'alimentation, le contact entre l'effluent et les électrodes est insuffisant et, par conséquent, les réactions à l'intérieur de la cellule cylindrique sont moins complètes.

Les concentrations des coliformes fécaux (UFC mL⁻¹) ont également été mesurées à un débit fixé à 0.8 L min⁻¹. Suite à l'application du traitement, des abattements moyens de coliformes fécaux de 42 ± 19% et 63 ± 10% ont été respectivement établis à la sortie du décanteur et à la sortie du filtre à sable. Ces abattements sont très inférieurs à ceux mesurés (81 et 85%) lorsqu'un débit d'alimentation est fixé à 0.4 L min⁻¹ (soit un temps de rétention de 5 min). Par l'augmentation du débit d'alimentation, le contact entre l'effluent et les électrodes est insuffisant et, par conséquent, la neutralisation de la charge bactérienne en présence à la fois d'un agent coagulant et un agent oxydant est moins favorisée.

Tableau 37 Étude comparative de l'abattement de la DCO_T à différentes étapes du traitement lors de l'application du procédé ER-EC sur les EUD

Essais	Débit (L min ⁻¹)	Temps de rétention (min)	Durée de traitement (min)	DCO _T (mg L ⁻¹) au point E ₀	DCO _T (mg L ⁻¹) au point E ₁	DCO _T (mg L ⁻¹) au point E ₂	Enlèvement (%) de la DCO _T au point E ₁	Enlèvement (%) de la DCO _T au point E ₂
A	0.4	5	20	1 044	221	178	78.9	82.9
B	0.4	5	40	1 169	175	146	85.0	87.5
C	0.4	5	60	910	130	125	85.7	86.3
D	0.4	5	80	861	127	123	85.0	85.7
E	0.4	5	100	1 024	120	112	88.2	89.0
F	0.4	5	120	1 075	122	115	88.6	89.3
Moyenne	0.4	5	-	1 002±121	155±42	137±26	85±4	86.8±2.4
G	0.8	2.5	20	322	306	231	4.8	28.1
H	0.8	2.5	40	321	297	180	7.4	44.0
I	0.8	2.5	60	261	234	164	10.3	37.4
J	0.8	2.5	80	313	231	164	26.3	47.4
K	0.8	2.5	100	299	225	155	24.5	48.2
L	0.8	2.5	120	313	143	122	54.2	60.9
Moyenne	0.8	2.5	-	305±23	259±39	179±31	21.3±18.5	44.3±11

N.b. : XX ± écart-type

E0 : Point d'échantillonnage à l'entrée du système (effluent brut non traité) (unité U2)

E1 : Point d'échantillonnage après électrolyse et décantation (unité U2)

E2 : Point d'échantillonnage après électrolyse, décantation et filtration sur sable (unité U2)

Tableau 38 Étude comparative de l'abattement de la turbidité à différentes étapes du traitement lors de l'application du procédé ER-EC sur les EUD

Essais	Débit (L min ⁻¹)	Temps de rétention (min)	Durée de traitement (min)	Turbidité (NTU) au point E ₀	Turbidité (NTU) au point E ₁	Turbidité (NTU) au point E ₂	Enlèvement (%) de la turbidité au point E ₁	Enlèvement (%) de la turbidité au point E ₂
A	0.4	5	20	246	72	40	70.7	83.7
B	0.4	5	40	447	67	23	85.0	94.8
C	0.4	5	60	342	53	21	84.5	93.8
D	0.4	5	80	353	47	15	86.7	95.7
E	0.4	5	100	305	47	9	84.6	97.0
F	0.4	5	120	374	50	13	85.6	96.2
Moyenne	0.4	5	-	345±67	56±11	20±11	83±6	94±5
G	0.8	2.5	20	135	106	63	21.5	53.3
H	0.8	2.5	40	97	73	50	24.7	48.4
I	0.8	2.5	60	108	60	50	44.4	53.7
J	0.8	2.5	80	93	57	45	63.1	51.6
K	0.8	2.5	100	96	55	40	42.7	58.3
L	0.8	2.5	120	104	53	39	49.0	62.5
Moyenne	0.8	2.5	-	106±15	67±20	48±9	41.0±15.0	54.7±5.0

N.b. : XX ± écart-type

E0 : Point d'échantillonnage à l'entrée du système (effluent brut non traité) (unité U2)

E1 : Point d'échantillonnage après électrolyse et décantation (unité U2)

E2 : Point d'échantillonnage après électrolyse, décantation et filtration sur sable (unité U2)

Tableau 39 Étude comparative de l'abattement des coliformes fécaux à différentes étapes du traitement lors de l'application du procédé ER-EC sur les EUD

Essais	Débit (L min ⁻¹)	Temps de rétention (min)	Durée de traitement (min)	CF (UFC mL ⁻¹) au point E ₀	CF (UFC mL ⁻¹) au point E ₁	CF (UFC mL ⁻¹) au point E ₂	Enlèvement (%) des CF au point E ₁	Enlèvement (%) des CF au point E ₂
A	0.4	5	20	14 000	7 000	5 800	50.0	58.6
B	0.4	5	40	9 500	3 400	2 500	64.2	73.7
C	0.4	5	60	12 000	1 000	860	91.7	92.8
D	0.4	5	80	11 000	760	590	93.1	94.6
E	0.4	5	100	12 000	740	450	93.8	96.2
F	0.4	5	120	14 000	500	300	96.4	97.8
Moyenne	0.4	5	-	12 083±1 744	2 233±2 569	1750±2140	81.5±19.5	85.6±15.9
G	0.8	2.5	20	5 000	3 400	1 900	32.0	62.0
H	0.8	2.5	40	3 200	2 500	1 700	21.9	46.9
I	0.8	2.5	60	4 500	2 800	1 650	37.8	63.3
J	0.8	2.5	80	4 000	2 550	1 600	36.2	60.0
K	0.8	2.5	100	4 500	2 400	1 400	46.7	68.9
L	0.8	2.5	120	4 800	1 100	1 110	77.1	76.9
Moyenne	0.8	2.5	-	4 333±650	2 458±757	1 560±273	42.0±19.0	63.0±10.0

N.b. : XX ± écart-type

E₀ : Point d'échantillonnage à l'entrée du système (effluent brut non traité) (unité U2)

E₁ : Point d'échantillonnage après électrolyse et décantation (unité U2)

E₂ : Point d'échantillonnage après électrolyse, décantation et filtration sur sable (unité U2)



7 CONCLUSION

Cette recherche a permis de mettre au point et de tester l'efficacité d'un procédé hybride capable de produire simultanément un agent coagulant et un agent oxydant pour le traitement des EUD et des EUR provenant des régions isolées et souvent chargées en H&G et en matières organiques et inorganiques.

Deux unités hybrides de traitement, l'une combinant l'ER-EC et l'autre mettant en synergie l'EO-EC ont été conçues et testées. Ces unités de traitement mettant respectivement en jeu des cellules cylindrique et parallélépipédique ont été caractérisées en termes de leur capacité de production *in situ* et simultanée d'agents coagulant ($\text{Fe}^{2+}/\text{Fe}^{3+}$ ou Al^{3+}) et oxydant (HClO et H_2O_2). Le procédé EO-EC a ainsi permis de produire $9.6 \text{ mg min}^{-1} \text{ A}^{-1}$ de chlore actif, alors que des concentrations d'aluminium allant de 20 à 40 mg Al L^{-1} et de fer se situant entre 40 et 60 mg Fe L^{-1} ont été mesurées. Le procédé ER-EC permet de produire du peroxyde d'hydrogène (H_2O_2) avec des concentrations se situant entre 1.1 et 4.0 mg L^{-1} .

L'étude menée sur les EUR a fait ressortir les points suivants :

- L'application du traitement électrochimique (EO-EC) utilisant des électrodes planes rectangulaires de graphite (configuration MP) et d'aluminium (configuration BP) fonctionnant à une intensité de courant de 0.4 A pendant un temps d'électrolyse de 90 min et avec un ajustement du pH initial à 7, suivi d'une décantation de la suspension a permis d'obtenir un taux moyen d'enlèvement de la DCO_T de $90.0 \pm 0.5\%$ et un taux d'abattement moyen de la DBO_5 de $86.0 \pm 0.0\%$. En outre, un taux d'élimination moyen des H&G de $98.1 \pm 0.4\%$ a été également enregistré. La décoloration de l'échantillon traité et décanté a été aussi vérifiée par la mesure de la turbidité résiduelle.

Des rendements moyens d'élimination de la turbidité allant jusqu'à $98.1 \pm 0.2\%$ ont été obtenus. En comparaison, des rendements se situant entre 68.0% et 69.2% ont été mesurés lors d'une simple décantation de l'effluent non-traité.

- De plus, une déphosphatation (88.5%) de l'effluent traité a été enregistrée. La valeur moyenne initiale mesurée (Essai CONT-9 et CONT-10) était de $2.2 \pm 1.0 \text{ mg P-PO}_4 \text{ L}^{-1}$, alors que la valeur moyenne obtenue à la fin du traitement est de $0.25 \pm 0.08 \text{ mg P-PO}_4 \text{ L}^{-1}$ (Essai E27(a), E27(b) et E27(c)).
- Les coûts totaux de traitement EO-EC (incluant les coûts d'énergie, de polymère, de NaOH, de consommation d'électrodes et de disposition des résidus) était en moyenne de $1.56 \pm 0.01 \text{ \$ m}^{-3}$.

L'étude menée sur le traitement des EUD a fait ressortir les points suivants :

- Un plan factoriel (2^3) a permis de montrer que l'intensité de courant et le temps de traitement sont les deux facteurs qui influencent le pourcentage d'enlèvement de la matière organique lors de l'application du procédé EO-EC sur les EUD. La contribution de l'intensité de courant appliquée et du temps de traitement pour l'élimination de la DCO_T est respectivement de 60.6% et 25.5% . L'effet du type d'électrode sur l'abattement de la matière organique était autour de 11% . La meilleure performance d'abattement de la matière organique (83.3% de la DCO_T éliminé) en utilisant ce plan factoriel a été obtenu en utilisant l'électrode d'aluminium et en imposant une intensité de courant de 1.0 A pendant un temps de traitement de 60 min .
- Subséquemment, un plan central composite a été employé pour déterminer les

conditions optimales de traitement des EUD en utilisant le procédé EO-EC. L'intensité de courant et le temps de traitement ont simultanément un effet significatif sur l'enlèvement de la matière organique quelque soit le type d'électrode utilisé (fer ou aluminium). Ces deux facteurs ont un effet positif sur la réponse (abattement de la DCO_T et consommation de l'énergie). L'utilisation d'une électrode d'aluminium fonctionnant à une intensité de courant de 0.7 A pendant 39 min ou l'utilisation d'une électrode de fer opérée à une intensité de courant de 0.74 A et pendant 43 min sont considérées comme étant deux conditions optimales de traitement des EUD déterminées par le plan de surface de réponse. Ces conditions optimales ont été obtenues en minimisant autant que possible le coût du traitement et en maximisant l'efficacité épuratoire du système.

- D'autre part, l'application du procédé ER-EC sur les EUD suivie de la décantation de la suspension permet d'obtenir un taux d'enlèvement de la DCO_T de 50% en imposant une intensité de courant de 1.5 A pendant 60 min. Un rendement d'élimination de la turbidité allant jusqu'à 92% a été obtenu dans ces mêmes conditions.
- L'application d'une chaîne complète de traitement du procédé ER-EC (incluant électrolyse, décantation et filtration sur sable) en mode d'opération continu sur les EUD a permis d'obtenir un taux d'enlèvement de DCO_T allant jusqu'à 84%, alors qu'un abattement de DBO_5 se situant entre 45 et 57% a été enregistré. De plus, des rendements d'élimination de la turbidité se situant entre 10 et 20 NTU et un abattement de plus de 80% des coliformes fécaux ont également été mesurés à la sortie du système. La chaîne complète de traitement du procédé ER-EC opéré en mode d'opération

continu impliquait des coûts de traitement se situant entre 0.11 et 0.21 \$ par mètre cube d'effluent traité.

En somme, ce travail constitue une première étape dans l'élaboration et le développement de procédés hybrides combinant l'électrooxydation (ou électroréduction) et l'électrocoagulation pour le traitement des eaux résiduaires à la fois contaminées par des polluants organiques, inorganiques et microbiens, tels que les effluents de type fosse septique et de restaurant.

RECOMMANDATIONS

Cette étude a mis en évidence l'efficacité du procédé EO-EC et ER-EC pour le traitement des EUD et des EUR. Cependant, un travail expérimental très important doit être poursuivi afin d'améliorer les deux procédés de traitement.

- Des essais complémentaires dans l'unité expérimentale U2 en mode continu devraient être effectués. Il serait très intéressant d'évaluer l'effet du peroxyde d'hydrogène produit à partir d'une électrode de carbone vitreux.
- Les essais en mode continu permettraient également de recueillir les paramètres nécessaires à la conception d'une unité de plus grande capacité. Ce type d'unité permettrait de tester les deux procédés ER-EC et EO-EC à l'échelle pré-industrielle.
- L'analyse des boues métalliques pourrait également être poussée plus loin en effectuant une caractérisation plus complète des résidus obtenus à la fin du traitement. Il serait ainsi possible de déterminer le potentiel de réutilisation de ces boues, notamment dans l'industrie des cimenteries.



BIBLIOGRAPHIE

- Adhoum N. et L. Monser (2004) Decolourization and removal of phenolic compounds from olive mill wastewater by electrocoagulation. *Chemical Engineering and Processing*, 43, 1281-1287.
- Agladze G.R., G.S. Tsurtsunia, B.I. Jung, J.S. Kim et G. Gorelishvili (2007) Comparative study of chemical and electrochemical Fenton treatment of organic pollutants in wastewater. *Journal of Applied Electrochemistry*, 37(9), 985-990.
- Alinsafi A., M. Khemis, M.N. Pons, J.P. Leclerc, A. Yaacoubi, A. Benhammou et A. Nejmeddine (2005) Electrocoagulation of reactive textile dyes and textile wastewater. *Chemical Engineering Processes*, 44, 461-470.
- APHA (1999) *Standard Methods for Examination of Water and Wastewater*. 19th Edition. American Public Health Association, Washington, DC.
- Asselin M. (2007) *Utilisation de l'EC dans le traitement des eaux usées industrielles chargées en matière organiques*. Mémoire de Maîtrise, INRS-ETE, Université du Québec, Québec, QC, Canada.
- Bayramoglu M., M. Eyvaz et M. Kobya (2007) Treatment of the textile wastewater by electrocoagulation economical evaluation. *Chemical Engineering Journal*, 128, 155-161.
- Beauchesne I., N. Meunier, P. Drogui, R. Hausler, G. Mercier et J.F. Blais (2005) Electrolytic recovery of lead in used lime leachate from municipal waste incinerator. *Journal of Hazardous Materials*, 120(1-3), 201-211.
- Bektas N., H. Akbulut, H. Inan et A. Dimoglo (2004) Removal of phosphate from aqueous solutions by electro-coagulation. *Journal of Hazardous Materials*, 106B, 101-105.
- Bitton G. (2005) *Wastewater Microbiology*. Third Edition. Department of Environmental Engineering Sciences, University of Florida, Willey, Gainesville, FL, 768 p.
- Blst'akova A., I. Bodík, L. Dancova et Z. Jakubcov (2009) Domestic wastewater treatment with membrane filtration - two years experience. *Desalination*, 240, 160-169.
- Brillas E., J.C. Calpe et J. Casado (2000) mineralization of 2, 4-D by advanced electrochemical oxidation processes. *Water Research*, 34(8), 2253-2262.
- Brillas E., J. Casado (2002) Aniline degradation by Electro-Fenton and peroxi-coagulation processes using a flow reactor for wastewater treatment. *Chemosphere*, 47(3), 241-248
- 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.

- Casado J., J. Fornaguera, M.I. Galan (2005) Mineralization of aromatics in water by sunlight-assisted electro-Fenton technology in a pilot reactor, *Environmental Science and Technology*, 39(6), 1843-1847.
- Cenkin V.E. et A.N. Belevstev (1985) Electrochemical treatment of industrial wastewater. *Effluent & Water Treatment Journal*, 25, 243-247.
- Chairungsi N., K. Jumpatong, P. Suebsakwong, W. Sengpracha, W. Phutdawong et D. Buddhasukh (2006) Electrocoagulation of quinone pigments. *Molecules*, 11, 514-522.
- Chen C.K. et S.L. Lo (2006) Treating restaurant wastewater using a combined activated sludge-contact aeration system. *Journal of Environmental Biology*, 27(2), 167-183.
- Chen G. (2004) Electrochemical technologies in wastewater treatment. *Separation and Purification Technology*, 38, 11-41.
- Chen X., G. Chen et P.L. Yue (2002) A novel electrode system for electroflotation of wastewater. *Environmental Science & Technology* 36, 778-783.
- Chen X., G. Chen et P.L. Yue (2000) Separation of pollutants from restaurant wastewater by electrocoagulation. *Separation and Purification Technology*, 19, 65-76.
- Chen X., G. Chen et P.L. Yue (2000) Electrocoagulation and electroflotation of restaurant wastewater. *Journal of Environmental Engineering*, 126, 858-863.
- Cho Y.M., G.W. Ji, P.J. Yoo, C.W. Kim et K.B. Han (2008) Comparison of electrocoagulation and chemical coagulation with fiber filters for water treatment. *Korean Journal of Chemical Engineering*, 25(6), 1326-1330.
- Contreras J., M. Villarroel, R. Navia et T. Margarita (2009) Treating landfill leachate by electrocoagulation. *Waste Management & Research*, 27, 534-541.
- Crini G. et P.M. Badot (2007) *Traitement et Épuration des Eaux Industrielles Polluées: Procédés Membranaires, Bioadsorption et Oxydation Chimique*. Presses Universitaires de Franche-Comté, Besançon, France, 353 p.
- Daneshvar N., A. Oladegaragoze et N. Djafarzadeh (2006) Decolorization of basic dye solutions by electrocoagulation: An investigation of the effect of operational parameters. *Journal of Hazardous Materials*, B129, 116-122.
- Daneshvar N., H. Ashassi Sorkhabi et M.B. Kasiri (2004) Decolorization of dye solution containing Acid Red 14 by electrocoagulation with a comparative investigation of different electrode connections. *Journal of Hazardous Materials*, 112, 55-62.

- Daneshvar N., H. Ashassi-Sorkhabi et A. Tizpar (2003) Decolorization of orange II by electrocoagulation method. *Separation and Purification Technology*, 21, 153-162.
- Deborde M. et U.V. Gunten (2008) Reactions of chlorine with inorganic and organic compounds during water treatment-Kinetics and mechanisms: A critical review. *Water Research*, 42, 13-51.
- Devi R. et R.P. Dahiya (2006) Chemical oxygen demand (COD) Reduction in domestic wastewater by fly ash and brick kiln ash. *Water Air and Soil Pollution*, 174, 33-46.
- Desjardins R. (1990) *Le Traitement des Eaux. 1^{ère} Édition*. École Polytechnique de Montréal, Montréal, QC, Canada.
- Do J.S. et I.Y. Chao (1999) Effect of gas flow rate on the poxygened oxidative degradation of formaldehyde in a CSTER. *Journal of the Chinese Institute of Chemical Engineering*, 30, 329-338.
- Do J.S. et W.C. Yeh (1996) Paired electrooxidative degradation of phenol with in situ electrogenerated hydrogen peroxide and hypochlorite. *Journal of Applied Electrochemistry*, 26(6), 673-678.
- Do J.S. et M.L. Chen (1994) Decolorization of dye-containing solution by electrocoagulation. *Journal of Applied Electrochemistry*, 24, 785-790.
- Duncan M. (2004) *Domestic Wastewater Treatment in Developing Countries*. Earthscan, Londres, Royaume-Uni, 293 p.
- Drogui P., S. Elmaleh, M. Rumeau, C. Bernard et A. Rambaud (2001) Oxidising and disinfecting by hydrogen peroxide produced in a two-electrode cell. *Water Research*, 35(13), 3235-3241.
- Drogui P., J.F. Blais et G. Mercier (2007) Review of electrochemical technologies for environmental applications. *Recent Patents on Engineering*, 1(3), 257-272.
- Drogui P., S. Elmaleh, M. Rumeau, C. Bernard et A. Rambaud (2001) Hydrogen peroxide production by water electrolysis application to disinfection. *Journal of Applied Electrochemistry*, 31, 877-882.
- Duesterberg C.K. et T.D Waite (2006) Process optimization of Fenton oxidation using kinetic modeling. *Environmental Science & Technology*, 40(13), 4189-4195.
- Durán Moreno A., B.A. Frontana-Urbe et R.M. Ramirez Zamora (2004) Electro-Fenton as a feasible advanced treatment process to produce reclaimed water. *Water Science & Technology*, 50(2), 83-90.

- El-Bestawy E., H. Hussein, H. Baghdadi et M.F. El-Saka (2005) Comparison between biological and chemical treatment of wastewater containing nitrogen and phosphorus. *Journal of Industrial Microbiology and Biotechnology*, 32(5), 195-203.
- Feng C., N. Sugiura, S. Shimada et T. Maekawa (2003) Development of a high performance electrochemical wastewater treatment system. *Journal of Hazardous Materials*, B103, 65-78.
- 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.
- Folkes L.L., L.P. Candeias et P. Wardman (1995) Kinetics and mechanisms of hypochlorous acid reactions. *Archives of Biochemistry and Biophysics*, 323, 120-126.
- Ge J., J. Qu, P. Lei et H. Liu (2004) New bipolar electrocoagulation-electroflotation process for the treatment of laundry wastewater. *Separation and Purification Technology*, 36, 33-39.
- Guide de conception (2008) Système Ecoflo. *Premier Tech Environnement*, 3-20.
- Henze M., P. Harremoës, 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.
- Huang C., C. Dong et Z. Tang (1993) Advanced chemical oxidation: Its present role and potential future in hazardous waste treatment. *Waste Management*, 13, 361-377.
- Inan H., A. Dimoglo, H. Simisek et M. Karpuzcu (2004) Olive oil mill wastewater treatment by means of electrocoagulation. *Separation and Purification Technology*, 36, 23-31.
- Jiang C.C et J.F. Zhang (2007) Progress and prospect in electro-Fenton process for wastewater treatment. *Journal of Zhejiang University: Science A*, 8(7), 1118-1125.
- Jiang J.Q., N. Graham, C. André, G.H. Kelsall et N. Brandon, (2002) Laboratory study of electro-coagulation-flotation for water treatment. *Water Research*, 36, 4064-4078.
- Joglekar A.M. and A.T. May, (1987) Product excellence through design of experiments, *Cereal Foods World*, 32, 857-868.
- Johnson I. et S.E. Jorgensen (1981) *Principles of Environmental Science and Technology, Studies in Environmental Science 14*. Elsevier, Amsterdam, Pays-Bas, 561 p.
- Johnson D.W. et D.W. Margerum (1991) Non-metal redox kinetics: a reexamination of the mechanism of the reaction between hypochlorite and nitrite ions. *Inorganic Chemistry*, 30, 4845-4851.

- Johnson P.N. et A. Amirtharajah (1983) Research and technology. *Journal of the American Water Works Association*, 75(5), 232-239.
- Kabata-Pendias A. (2001) *Trace Elements in Soils and Plants. Third Edition*. Dans : Kabata-Pendias A. et H. Pendias (Éditeurs), CRC Press LLC, Boca Raton, FL, 413 p.
- Kang Y.W. et K. Hwang (2000) Effects of reaction conditions on the oxidation efficiency in the Fenton process. *Water Research*, 34, 2786-2790.
- Kolyagin G.A. et V.L Kornienko (2003) Kinetics of hydrogen peroxide accumulation in electrosynthesis from oxygen in gas-diffusion electrode in acidic and alkaline solutions. *Russian Journal of Applied Chemistry*, 76(7), 1070-1075.
- Kobyas M., E. Senturk, M. Bayromoglu (2006) Treatment of poultry slaughterhouse wastewaters by electrocoagulation. *Journal of Hazardous Materials*, B133, 172-176.
- Kraft A., M. Stadelmann, M. Blaschke, D. Kreysig, B. Sandt, F. Schroder et J. Rennau (1999) Electrochemical water disinfection Part I: Hypochlorite production from very dilute chloride solutions. *Journal of Applied Electrochemistry*, 29, 861-868.
- Krasnobrodsko I.G. (1988) *Destruction Treatment of Wastewater from Dyes (in Russian)*. Chimia, Leningrad, Russie, pp. 142-144.
- Laridi R., P. Drogui, H. Benmoussa, J.F. Blais et J.C. Auclair (2005) Removal of refractory organic compounds in liquid swine manure provided from a biofiltration process using electrochemical treatment. *Journal of Environmental Engineering*, 131, 1302-1310.
- Lin S.H. et C.F Peng (1996) Continuous treatment of textile wastewater by combined coagulation, electrochemical oxidation and activated sludge. *Water Research*, 30, 587-592.
- Lippmann M. (2000) *Environmental Toxicants, Human Exposures and their Health Effects*. John Wiley & Sons Inc. New York, NY, 987 p.
- Manka J., M. Rebhun, A. Mandelbaum et A. Bortinger (1974) Characterization of organics in secondary effluents. *Environmental Science & Technology*, 8, 1017-1020.
- Massé D.I. et L. Masse (2000) Characterization of wastewater from hog slaughterhouses in Eastern Canada and evaluation of their in-plant wastewater treatment systems. *Canadian Agricultural Engineering*, 42(3), 139-146.
- McLaughlin M.J., B.A. Zarcinas, D.P. Stevens et N. Cook (2000) Soils testing for heavy metals. *Communications in Soil Science and Plant Analysis*, 31, 1661-1700.
- Metcalf & Eddy Inc. (2003) *Wastewater Engineering, Treatment and Reuse. Fourth Edition*. McGraw-Hill, New York, NY, 1819 p.

- Metcalf & Eddy Inc. (1991) *Wastewater Engineering Treatment, Disposal and Reuse, Third Edition*. The McGraw-Hill Companies Inc. New York, NY, 1334 p.
- Mollah M.Y.A., P. Morkovsky, J.A.G. Gomes, M. Kesmez, J. Parga et D.L. Cocke (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.
- Morão A., A. Lopes, M.T. Pessoa de Amorim et I.C. Gonçalves (2004) Degradation of mixtures of phenols using boron doped diamond electrodes for wastewater treatment. *Electrochimica Acta*, 49, 1587-1595.
- Moreno-Casillas H.A., D.L. Cocke, J.A.G. Gomes, P. Morkovsky, J.R. Parga et E. Peterson (2007) Electrocoagulation mechanism for COD removal. *Separation and Purification Technology*, 56, 204-211.
- Murthy Z.V.P., C. Nancy et A. Kant (2007) Separation of pollutants from restaurant wastewater by electrocoagulation. *Separation Science and Technology*, 42(4), 819-833.
- Myers R.H. et D.C. Montgomery (2002) *Response Surface Methodology: Process and Product Optimization using Designed Experiments, Second Edition*. John Wiley and Sons, New York, NY, 798 p.
- Ng H.Y. et S.W. Hermanowicz (2005) Specific resistance to filtration of biomass from membrane bioreactor reactor and activated sludge: effects of exocellular polymeric substances and dispersed microorganisms. *Water Environmental Research*, 77(2), 187-192.
- Nisola G.M., E.S. Cho., H.K. Shon., D. Tian., D.J. Chun., E.M. Gwon. et W.J. Chung (2009) Cell immobilized FOG-trap system for fat, oil and grease removal from restaurant wastewater. *Journal of Environmental Engineering*, 135(9), 876-884.
- Olmez T. (2009) The optimization of Cr(VI) reduction and removal by electrocoagulation using response surface methodology. *Journal of Hazardous Materials*, 162, 1371-1378.
- Oturan M.A. et J. Pinson (1995) Hydroxylation by electrochemically generated OH[°] radicals. Mono-and polyhydroxylation of benzoic acid: products and isomers' distribution. *Journal of Physical Chemistry*, 99(38), 13948-13954.
- Oturan M.A. (2000) An ecologically effective water treatment technique using electrochemically generated hydroxyl radicals for in situ destruction of organic pollutants: Application to herbicide 2, 4-D. *Journal of Applied Electrochemistry*, 30, 475- 482.
- Park J.W. (2000) *Surimi and Surimi Seafood*. Marcel Dekker, Taylor and Francis, New York, NY, 500 p.

- Pazenko T.Y., T.I. Khalturina, A.F. Kolova et I.S. Rubailo (1985) Electrocoagulation treatment of oil-containing wastewaters. *Journal of Applied Chemistry of the USSR*, 58(11/2), 2383-2387.
- Persin F. et M. Rumeau (1989) Le traitement électrochimique des eaux. *Tribune de l'eau*, 82(3), 45-56.
- Pignatello J.J. (1992) Dark and photoassisted Fe³⁺-catalyzed degradation of chlorophenoxy herbicides by hydrogen peroxide. *Environmental Science & Technology*, 26(5), 944-951.
- Phutdhawong W., S. Chowwanapoonpohn et D. Buddhasukh (2000) Electrocoagulation and subsequent recovery of phenolic compounds. *Analytical Science*, 16, 1083-1084.
- Pouet M.F. et A. Grasmick (1995) Urban wastewater treatment by electrocoagulation and flotation. *Water Science & Technology*, 31, 275-283.
- Pujol P., M. Hamon et X. Kandel (1994) Biofilters: flexible, reliable biological reactors. *Water Science & Technology*, 29(10/11), 33-38.
- Qasim S.R. (1998) *Wastewater Treatment Plants: Planning, Design and Operation, Second Edition*. CRC Press, Boca Raton, FL, 1107 p.
- Qiang Z., J.H. Chang et C.P. Huang (2003) Electrochemical regeneration of Fe²⁺ in Fenton oxidation processes. *Water Research*, 37, 1308-1319.
- Qiang Z.M. (2002) *Removal of Selected Hazardous Organic Compounds by Electro-Fenton Oxydation Process*. Thèse de Doctorat, University of Delaware, Proquest Information and Learning Company, Newark, The United States, pp. 10-20.
- Qiu M. et L.A. Kul'skii (1988) *Water Purification by Electrocoagulation*. Dans: P.P Stokach, V.A. Slipchenko et E.I.Saigak (Éditeurs), Shanghai Jiaotong University Press, Chinese Translation from Russian of the book, Kiev, Budivel'nik, 1978.
- Rana S.V.S. (2006) *Environment Pollution: Health and Toxicity Toxicology*. Alpha Science International Ltd, Oxford, Royaume-Uni, 269 p.
- Rajkumar D. et J.G. Kim (2006) Oxidation of various reactive dyes with in situ electro-generated active chlorine for textile dyeing industry wastewater treatment. *Journal of Hazardous Materials*, B136, 203-212.
- Rajeshwar K., J.G. Ibanez et G.M. Swain (1994) Electrochemistry and the environment. *Journal of Applied Electrochemistry*, 24, 1077-1091.
- Rajeshwar K. et J. Ibanez (1997) *Environmental Electrochemistry - Fundamental and Applications in Pollution Abatement*. Academic Press Inc, San Diego, CA.

- Rebhun M. et M. Lurie (1993) Control of organic matter by coagulation and floc separation. *Water Science & Technology*, 27(11), 1-20.
- Rebhun M. et J. Manka (1971) Classification of organics in secondary effluents. *Environmental Science & Technology*, 5, 606-609.
- Rodier J., C. Bazin et J.P. Broutin (1996) *L'analyse de l'eau, eaux naturelles eaux résiduaires, eau de mer*. 8^{ème} Édition. Dunod, Paris, France, 1383 p.
- Ruiz I., J.A. Álvarez, M.A. Diaz, L. Serrano et M. Soto (2008) Municipal wastewater treatment in an anaerobic digester-constructed wetland system. *Environmental Technology*, 29, 1249-1256.
- Sanchez -Calvo L., J.P. Leclerc, G. Tanguy, M.C. Cames, G. Paternotte, G. Valentin, A. Rostan et F. Lopicquea (2003) An electrocoagulation unit for the purification of soluble oil wastes of high COD. *Environmental Progress*, 22(1), 57-65.
- Sawyer D. (1997) Metal [Fe (II), Cu (II), Co(II)]/H₂O₂ induced activation of dioxygen for the ketonization of hydrocarbons: oxygenated Fenton Chemistry. *Coordination Chem. Rev.*, 165, 297-313.
- Sigler P.B. et B.J. Masters (1957) The hydrogen peroxide-induced Ce(III)-Ce(IV) exchange system. *Journal of the American Chemical Society*, 79, 6353-6357.
- Sincero A.P. et G. Sincero (2002) *Physical-Chemical Treatment of Waste and Wastewater*. CRC Press, Boca Raton, FL, 832 p.
- Spellman F.R. (1999) *Spellman's Standard Handbook for Wastewater Operators, volume 1 Fundamental Level*. CRC Press, Boca Raton, FL, 273 p.
- Szpyrkowicz L., S.N. Kaul. et R.N. Neti (2005) Tannery wastewater treatment by electro-oxidation coupled with a biological process. *Journal of Applied Electrochemistry*, 35(4), 381-390.
- Tchobanoglous G., F.L. Burton et Metcalf et Eddy Inc. (1991) *Wastewater Engineering : Treatment, Disposal, and Reuse, Third Edition*. McGraw-Hill Book Co. Inc., New York, NY, 1334 p.
- 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.
- Verstraete W. (2004) *European Symposium on Environmental Biotechnology, ESEB*, CRC Press, Boca Raton, FL, 928 p.
- Vesilind P.A. (1996) *Introduction to environmental engineering*. PWS Publishing Company, Boston, MA, 468 p.

- Vigne E., J.M. Choubert, J.P. Canler, A. Héduit et P. Lessard (2007) Toward an operational dynamic model for tertiary nitrification by submerged biofiltration. *Water Science & Technology*, 55(8-9): 301-308.
- Vijayaraghavan K., A. Desa. et T.S. Bin Fadzlin (2008) In situ hypochlorous acid generation for the treatment of brackish shrimp aquaculture wastewater. *Aquaculture Research*, 39, 449-456.
- Vijayaraghavan K., T.K. Ramanujam. et N. Balasubramanian (1999) In situ hypochlorous acid generation for the treatment of distillery spentwash. *Industrial Engineering and Chemical Research*, 38, 2264-2267.
- 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*, B95, 215-226.
- Wang C.T., J.L Hu, W.L Chou et Y.M Kuo (2008) Removal of color from real dyeing wastewater by electro-Fenton technology using a three-dimensional graphite cathode. *Journal of Hazardous Materials*, 152, 601-606.
- 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 A., J. Qu, J. Ru, H. Liu et J. Ge (2005) mineralization of an azo dye acid Red 14 by electro-Fenton's reagent using an activated carbon fiber cathode. *Dyes and Pigments*, 65(3), 227-233.
- Wang X., P. Jin, H. Zhao et L. Meng (2007) Classification of contaminants and treatability evaluation of domestic wastewater. *Frontiers of Environmental Science and Engineering in China*, 1(1), 57-62.
- Wang L.K., Y.T. Hung, H.H. Lo et C. Yapijakis (2005) *Waste treatment in the process industries*. Taylor & Francis, New York, NY, 638 p.
- Wendt H. et G. Kreysa (2001) *Génie électrochimique-principes et procédés*. Dunod, Paris, France, 386 p.
- Yu M.J., J.S. Koo, G.N. Myung, Y.K. Cho et Y.M Cho (2005) Evaluation of bipolar electrocoagulation applied to biofiltration for phosphorus removal. *Water Science & Technology*, 51(10), 231-239.

Zhang S., Y. Qu, Y. Liu, F. Yang, X. Zhang, K. Furukawa et Y. Yamada (2005) Experimental study of domestic sewage treatment with a metal membrane bioreactor. *Desalination*, 177, 83-93.

Zhu B., D.A. Clifford et S. Chellam (2005) Comparison of electrocoagulation and chemical coagulation pretreatment. *Water Research*, 39, 3098-3108.