

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

**Utilisation de l'électrocoagulation dans le traitement
des eaux usées industrielles chargées en matière organique**

par
Mélanie Asselin
B. Sc. Chimie, B. Ing. Métallurgie

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

Jury d'évaluation

| | |
|---------------------------|--|
| Examineur Externe | Monsieur Frédéric Monette École de Technologie Supérieure |
| Examineur Interne | Monsieur Guy Mercier INRS-ETE Université du Québec |
| Directeur de recherche | Monsieur Jean-François Blais INRS-ETE Université du Québec |
| Co-directeur de recherche | Monsieur Patrick Drogui INRS-ETE Université du Québec |
| Co-directeur de recherche | Monsieur Hamel Benmoussa Centre de Recherche Industrielle du Québec |

Février 2007

REMERCIEMENTS

Je tiens à remercier très sincèrement M. Jean-François Blais pour m'avoir permis de faire partie de son équipe et aussi pour m'avoir soutenue et orientée pendant toute la durée des travaux. Je tiens aussi à remercier M. Patrick Drogui pour l'encadrement apporté, autant théorique que technique, pendant les essais au laboratoire. Il a su me faire partager son intérêt pour l'électrochimie, domaine rempli de possibilités mais bien peu connu et trop rarement exploité. Je remercie également M. Hamel Benmoussa pour avoir présenté autant d'intérêt pour le projet et je tiens à dire merci à l'INRS-ETE et au CRIQ pour leur soutien financier.

Ensuite, merci à toute l'équipe d'assistants de recherche et en particulier à Myriam Chartier qui m'a été d'une aide très précieuse dans la préparation et l'analyse des échantillons malgré son horaire très chargé. C'est toujours un plaisir de les côtoyer, tout comme les nombreux amis et collègues qui font que les heures de travail s'écoulent dans la bonne humeur et dans un univers musical varié!

Finalement, je tiens à remercier tout particulièrement mon copain Mathieu pour son grand support moral, sa compréhension et ses encouragements, ainsi que toute ma famille et mes amis pour leur appui constant pendant mes nombreuses années d'étude. Mille fois merci à vous tous!!

RÉSUMÉ

Les eaux usées industrielles contiennent des composés organiques de nature différente et de concentrations variables. Le rejet de tels effluents dans l'environnement est indésirable et est à l'origine de nombreuses contaminations des eaux de surface et souterraine. Les recherches actuelles visent donc à limiter cette contamination d'origine industrielle en proposant des technologies simples et moins coûteuses. De ce point de vue, les techniques électrolytiques sont particulièrement intéressantes. L'intérêt de celles-ci réside surtout dans leur aspect non polluant et leur facilité d'automatisation.

L'objectif de ce projet est d'évaluer l'efficacité du procédé d'électrocoagulation dans le traitement d'effluents issus de différentes industries œuvrant dans divers secteurs d'activités (agroalimentaires, abattoir, transport naval, site d'enfouissement, etc.), lesquels sont principalement chargés en matière organique. La production *in situ* d'agent coagulant ($\text{Fe}^{2+}/\text{Fe}^{3+}$ ou Al^{3+}) obtenue par dissolution anodique lors de l'électrocoagulation devrait permettre d'éliminer principalement la pollution organique (soluble et insoluble), ainsi que les polluants inorganiques et bactériens, tout en favorisant la clarification des eaux usées industrielles. Pour ce faire, différentes unités électrolytiques (configuration monopolaire et bipolaire) comprenant des électrodes solubles de fer (Fe) ou d'aluminium (Al) sont testées. Les travaux consistent premièrement à évaluer le potentiel du procédé d'électrocoagulation pour le traitement de six effluents industriels (eaux usées de scierie, de transformation de viandes, de production de jus de fruits, de production de biscuits, d'abattage de volailles et des effluents issus de lavage de cales de bateaux). À l'issue de ces essais exploratoires, les deux effluents démontrant le plus d'intérêt économique et environnemental (effluent d'abattoir et effluent issu de lavage de cales de bateaux) sont retenus pour les essais d'optimisation du traitement en imposant différentes conditions expérimentales (intensité de courant, temps de rétention, pH, concentration en électrolyte, conductivité, etc.).

L'application du procédé d'électrocoagulation sur les effluents d'abattoir permet d'atteindre des taux d'abattement de DCO totale variant de 80 à 88% et des taux d'enlèvement de la turbidité se situant entre 90 et 97% avec des coûts de traitement variant entre 0.58 et 1.33 \$/m³. En comparaison, l'application du procédé sur les eaux huileuses issues de lavage de cales de bateaux permet d'enregistrer des abattements de DCO totale variant entre 69 et 78% et des taux d'enlèvement de la turbidité se situant entre 86 et 98% pour des coûts d'environ 0.52 à 1.04 \$/m³.

TABLE DES MATIÈRES

| | |
|--|------|
| REMERCIEMENTS | III |
| RÉSUMÉ | V |
| TABLE DES MATIÈRES | VII |
| LISTE DES TABLEAUX | XIII |
| LISTE DES FIGURES | XXI |
| LISTE DES ABRÉVIATIONS | XXV |
| INTRODUCTION | 1 |
| 1 DESCRIPTION DE QUELQUES EFFLUENTS INDUSTRIELS CHARGÉS EN MATIÈRE ORGANIQUE..... | 5 |
| 1.1 Eaux usées issues d'industries agroalimentaires | 5 |
| 1.1.1 Eaux usées issues d'industries d'abattage d'animaux | 5 |
| 1.1.2 Eaux usées issues d'industries de production de boissons | 6 |
| 1.2 Eaux usées issues d'industries pétrolières | 7 |
| 1.3 Eaux usées issues d'industries du textile..... | 9 |
| 1.4 Eaux usées issues de sites d'enfouissement de résidus de bois..... | 10 |
| 2 TRAITEMENT DES EAUX USÉES INDUSTRIELLES CHARGÉES EN MATIÈRE ORGANIQUE | 13 |
| 2.1 Législation en vigueur | 13 |
| 2.2 Traitements physiques et chimiques des eaux usées | 14 |
| 2.2.1 Coagulation et floculation chimique..... | 14 |
| 2.2.2 Flottation à air dissous..... | 17 |
| 2.2.3 Filtration | 18 |
| 2.2.4 Séparation membranaire | 19 |

| | | |
|--------|---|----|
| 2.2.5 | Adsorption sur charbon activé (en poudre et en grains)..... | 20 |
| 2.3 | Traitements biologiques des eaux usées..... | 21 |
| 2.3.1 | Traitements aérobies..... | 22 |
| 2.3.2 | Traitements anaérobies..... | 25 |
| 3 | TRAITEMENTS ÉLECTROCHIMIQUES DES EAUX USÉES..... | 27 |
| 3.1 | Traitements par électro-oxydation..... | 27 |
| 3.2 | Traitement par électroflottation..... | 29 |
| 3.3 | Traitement par électroadsorption..... | 31 |
| 3.4 | Traitement par électrocoagulation-électrofloculation..... | 34 |
| 3.4.1 | Principe..... | 34 |
| 3.4.2 | Types d'électrodes..... | 35 |
| 3.4.3 | Mécanismes de formation des hydroxydes..... | 36 |
| 3.4.4 | Configuration des électrodes..... | 39 |
| 3.4.5 | Source de courant..... | 40 |
| 3.4.6 | Intensité de courant imposée..... | 41 |
| 3.4.7 | Conductivité de l'eau brute..... | 41 |
| 3.4.8 | pH de l'eau brute..... | 42 |
| 3.4.9 | Température initiale de l'eau brute..... | 43 |
| 3.4.10 | Autres facteurs influençant l'électrocoagulation..... | 44 |
| 3.4.11 | Avantages de l'électrocoagulation dans le traitement des eaux usées..... | 44 |
| 3.4.12 | Inconvénients de l'électrocoagulation dans le traitement des eaux usées..... | 46 |
| 3.4.13 | Applications de l'électrocoagulation à l'échelle industrielle..... | 47 |
| 4 | HYPOTHÈSE DE RECHERCHE, OBJECTIFS SPÉCIFIQUES ET DÉMARCHE EXPÉRIMENTALE..... | 53 |

| | | |
|-------|---|----|
| 4.1 | Hypothèse de recherche..... | 53 |
| 4.2 | Objectifs de recherche | 53 |
| 4.3 | Démarche expérimentale | 54 |
| 5 | MÉTHODOLOGIE | 55 |
| 5.1 | Échantillonnage et caractéristiques des effluents | 55 |
| 5.1.1 | Effluent issu de résidus de scierie..... | 55 |
| 5.1.2 | Effluent issu d'une usine de fabrication de jus de fruits..... | 55 |
| 5.1.3 | Effluent issu d'une usine de fabrication de biscuits et de céréales..... | 55 |
| 5.1.4 | Effluent issu d'une usine de transformation de viandes | 56 |
| 5.1.5 | Effluent huileux issu de lavage des cales de bateaux | 56 |
| 5.1.6 | Effluent issu d'un abattoir de volailles..... | 56 |
| 5.2 | Techniques expérimentales..... | 57 |
| 5.2.1 | Unité expérimentale..... | 57 |
| 5.2.2 | Traitement par électrocoagulation | 61 |
| 5.2.3 | Étape de floculation-décantation | 62 |
| 5.2.4 | Traitement par coagulation chimique..... | 63 |
| 5.3 | Méthodes analytiques | 64 |
| 5.3.1 | Mesures des paramètres opératoires..... | 64 |
| 5.3.2 | Mesures des contaminants organiques et inorganiques..... | 64 |
| 5.3.3 | Mesures des indicateurs de pathogènes | 66 |
| 5.3.4 | Réactifs et évaluation des coûts..... | 66 |
| 6 | RÉSULTATS ET DISCUSSION..... | 67 |
| 6.1 | Potential de l'électrocoagulation pour le traitement d'effluents chargés en matière organique | 67 |

| | | |
|-------|---|-----|
| 6.2 | Optimisation du procédé d'électrocoagulation pour le traitement des eaux usées d'abattoir de volailles | 71 |
| 6.2.1 | Réacteur électrolytique en configuration bipolaire (BP)..... | 71 |
| 6.2.2 | Réacteur électrolytique en configuration monopolaire (MP)..... | 77 |
| 6.2.3 | Influence du temps de rétention..... | 82 |
| 6.2.4 | Influence du pH | 92 |
| 6.2.5 | Influence de la conductivité électrique..... | 98 |
| 6.2.6 | Floculation et décantation de la suspension traitée | 100 |
| 6.3 | Reproductibilité des résultats lors de l'application du procédé complet pour le traitement des eaux usées d'abattoir..... | 111 |
| 6.3.1 | Conditions opératoires et coûts de traitement..... | 112 |
| 6.3.2 | Matière organique et turbidité | 114 |
| 6.3.3 | Concentrations en solides | 120 |
| 6.3.4 | Concentration en éléments inorganiques..... | 121 |
| 6.3.5 | Siccité des boues métalliques déshydratées, fraction volumique, et teneurs en éléments inorganiques | 123 |
| 6.3.6 | Indicateur de pathogènes | 124 |
| 6.3.7 | Résultats récapitulatifs obtenus lors du traitement des eaux usées d'abattoir..... | 125 |
| 6.4 | Étude comparative entre l'électrocoagulation et la coagulation chimique lors du traitement des eaux usées d'abattoir..... | 127 |
| 6.4.1 | Traitement chimique des eaux usées d'abattoir utilisant des sels d'aluminium ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$)..... | 127 |
| 6.4.2 | Traitement chimique des eaux usées d'abattoir utilisant des sels de fer (FeCl_3) ... | 132 |
| 6.5 | Optimisation du procédé d'électrocoagulation pour le traitement d'effluents issus de lavage de cales de bateaux..... | 136 |

| | | |
|-------|--|-----|
| 6.5.1 | Traitement des eaux usées issues de lavage de cales de bateaux à l'aide du réacteur électrolytique en configuration bipolaire (BP) | 136 |
| 6.5.2 | Traitement des eaux huileuses à l'aide du réacteur électrolytique en configuration monopolaire (MP)..... | 141 |
| 6.5.3 | Influence du temps de rétention..... | 146 |
| 6.5.4 | Influence du pH | 156 |
| 6.5.5 | Influence de la conductivité électrique..... | 159 |
| 6.5.6 | Floculation et décantation de la suspension traitée | 159 |
| 6.6 | Reproductibilité des résultats lors de l'application du procédé complet pour le traitement des eaux huileuses issues de lavage de cales de bateaux | 170 |
| 6.6.1 | Conditions opératoires et coûts de traitement..... | 170 |
| 6.6.2 | Matière organique et turbidité | 172 |
| 6.6.3 | Concentrations en solides | 177 |
| 6.6.4 | Concentration en éléments inorganiques..... | 178 |
| 6.6.5 | Siccité des boues métalliques déshydratées, fraction volumique, et teneurs en éléments inorganiques | 180 |
| 6.6.6 | Résultats récapitulatifs obtenus lors du traitement des eaux huileuses | 181 |
| 6.7 | Étude comparative entre l'électrocoagulation et la coagulation chimique lors du traitement des eaux huileuses | 183 |
| 6.7.1 | Traitement chimique des eaux usées d'abattoir utilisant des sels d'aluminium ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$)..... | 183 |
| 6.7.2 | Traitement chimique des eaux usées d'abattoir utilisant des sels de fer (FeCl_3) ... | 187 |
| 6.8 | Aspect économique..... | 191 |
| 6.8.1 | Estimation des coûts de traitement par électrocoagulation | 191 |
| 6.8.2 | Estimation des coûts de traitement par coagulation chimique | 196 |
| | CONCLUSION | 205 |

| | |
|---|-----|
| RECOMMANDATIONS | 209 |
| RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES | 211 |
| ANNEXE A : CARACTÉRISATION DES EFFLUENTS..... | 223 |
| ANNEXE B : ESSAIS DE BASE | 231 |
| ANNEXE C : DÉTAILS DES ESSAIS DE FLOCCULATION EFFECTUÉS SUR LES EAUX D'ABATTOIR ET LES EAUX HUILEUSES..... | 237 |
| ANNEXE D : DÉTAILS DES ESSAIS EN TRIPLICATA EFFECTUÉS SUR LES EAUX D'ABATTOIR ET LES EAUX HUILEUSES..... | 243 |
| ANNEXE E : ANALYSE ÉCONOMIQUE DÉTAILLÉE..... | 249 |

LISTE DES TABLEAUX

| | | |
|------------|---|-----|
| Tableau 1 | Normes de rejet des eaux usées dans le réseau d'égout sanitaire ou unitaire de la Ville de Québec (Ville de Québec, 2001)..... | 14 |
| Tableau 2 | Résultats obtenus lors de l'utilisation de la cellule Powell (N.E.A.T. Environment™ Inc., 2006)..... | 49 |
| Tableau 3 | Résultats obtenus lors de l'utilisation de la cellule de Kaselco (Kaspar Corporation, 2006)..... | 51 |
| Tableau 4 | Principales caractéristiques initiales des eaux usées industrielles testées* | 57 |
| Tableau 5 | Synthèse des essais d'électrocoagulation avec les électrodes en configuration monopolaire | 68 |
| Tableau 6 | Influence de l'intensité du courant et du type d'électrodes lors du traitement des eaux usées d'abattoir en configuration bipolaire | 72 |
| Tableau 7 | Influence de l'intensité du courant et du type d'électrodes lors du traitement des eaux usées d'abattoir en configuration monopolaire | 78 |
| Tableau 8 | Influence du temps d'imposition du courant électrique lors du traitement des eaux usées d'abattoir | 83 |
| Tableau 9 | Influence du pH initial sur le traitement des eaux usées d'abattoir..... | 93 |
| Tableau 10 | Influence de la conductivité électrique de l'effluent lors du traitement des eaux usées d'abattoir | 99 |
| Tableau 11 | Influence du type et de la concentration de polymère sur la floculation des eaux usées d'abattoir (MP-Al (1.5A))..... | 103 |
| Tableau 12 | Influence du type et de la concentration de polymère sur la floculation des eaux usées d'abattoir (BP-Fe (0.3A))..... | 104 |
| Tableau 13 | Valeurs moyennes des paramètres opératoires utilisés lors de l'application en triplicata des conditions optimales de traitement des eaux usées d'abattoir par électrocoagulation..... | 113 |

| | | |
|------------|--|-----|
| Tableau 14 | 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 conditions optimales sur les eaux d'abattoir | 115 |
| Tableau 15 | Concentrations moyennes de solides mesurées lors de l'application en triplicata des conditions optimales de traitement des eaux d'abattoir | 121 |
| Tableau 16 | Concentrations moyennes en éléments inorganiques mesurées lors de l'application en triplicata des conditions optimales de traitement des eaux usées d'abattoir..... | 122 |
| Tableau 17 | Siccités moyennes des boues métalliques déshydratées, teneurs en carbone et en éléments inorganiques mesurées lors de l'application en triplicata des conditions optimales de traitement des eaux d'abattoir..... | 124 |
| Tableau 18 | Dénombrement des bactéries E. coli et BHAA lors de l'application en triplicata des conditions optimales de traitement des eaux d'abattoir | 125 |
| Tableau 19 | Traitement des eaux usées d'abattoir par coagulation chimique en présence d'alun ($Al_2(SO_4)_3$)..... | 129 |
| Tableau 20 | Concentrations en éléments inorganiques dissous lors du traitement des eaux usées d'abattoir par coagulation chimique en présence d'alun ($Al_2(SO_4)_3$)..... | 130 |
| Tableau 21 | Concentrations en éléments inorganiques totaux lors du traitement des eaux usées d'abattoir par coagulation chimique en présence d'alun ($Al_2(SO_4)_3$)..... | 130 |
| Tableau 22 | Traitement des eaux usées d'abattoir par coagulation chimique en présence de chlorure ferrique ($FeCl_3$)..... | 134 |
| Tableau 23 | Concentrations en éléments inorganiques dissous lors du traitement des eaux usées d'abattoir par coagulation chimique en présence de chlorure ferrique ($FeCl_3$) | 135 |
| Tableau 24 | Concentrations en éléments inorganiques totaux lors du traitement des eaux usées d'abattoir par coagulation chimique en présence de chlorure ferrique ($FeCl_3$) | 135 |

| | | |
|------------|--|-----|
| Tableau 25 | Influence de l'intensité du courant et du type d'électrodes lors du traitement des eaux huileuses en configuration bipolaire | 137 |
| Tableau 26 | Influence de l'intensité du courant et du type d'électrodes lors du traitement des eaux huileuses en configuration monopolaire | 142 |
| Tableau 27 | Influence du temps d'imposition du courant électrique lors du traitement des eaux huileuses..... | 148 |
| Tableau 28 | Influence du pH initial lors du traitement des eaux huileuses..... | 157 |
| Tableau 29 | Influence du type et de la concentration de polymère sur la floculation des eaux huileuses (MP-Fe (1.5A))..... | 162 |
| Tableau 30 | Influence du type et de la concentration de polymère sur la floculation des eaux huileuses (BP-Al (0.3A))..... | 163 |
| Tableau 31 | Valeurs moyennes des paramètres opératoires utilisés lors de l'application en triplicata des conditions optimales de traitement des eaux huileuses par électrocoagulation..... | 171 |
| Tableau 32 | Concentrations et taux d'abattelements moyens de paramètres permettant d'évaluer l'efficacité de l'électrocoagulation pour l'élimination de la matière organique lors de l'application en triplicata des conditions optimales de traitement des eaux huileuses | 176 |
| Tableau 33 | Concentrations moyennes de solides mesurées lors de l'application en triplicata des conditions optimales de traitement des eaux huileuses..... | 178 |
| Tableau 34 | Concentrations moyennes en éléments inorganiques mesurées lors de l'application en triplicata des conditions optimales de traitement des eaux huileuses | 179 |
| Tableau 35 | Siccités moyennes des boues métalliques déshydratées, teneurs en carbone et en éléments inorganiques mesurées lors de l'application en triplicata des conditions optimales de traitement des eaux huileuses | 181 |
| Tableau 36 | Traitement des eaux huileuses par coagulation chimique en présence d'alun ($Al_2(SO_4)_3$)..... | 186 |

| | | |
|------------|---|-----|
| Tableau 37 | Concentrations en éléments inorganiques totaux lors du traitement des eaux huileuses par coagulation chimique en présence d'alun ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) | 186 |
| Tableau 38 | Traitement des eaux huileuses par coagulation chimique en présence de chlorure ferrique (FeCl_3) | 189 |
| Tableau 39 | Concentrations en éléments inorganiques totaux lors du traitement des eaux huileuses par coagulation chimique en présence de chlorure ferrique (FeCl_3) | 190 |
| Tableau 40 | Caractéristiques permettant le calcul du montant total d'investissement (MTI) pour l'installation d'une unité d'électrocoagulation selon Lin et al. (2005) | 192 |
| Tableau 41 | Indices M&S (Marshall and Swift Equipment Cost Index tirés du Chemical Engineering Journal, octobre 2006)..... | 193 |
| Tableau 42 | Montants d'investissement dans l'équipement du traitement par électrocoagulation selon le débit d'eau brute à traiter (indexés) | 193 |
| Tableau 43 | Estimation des caractéristiques permettant le calcul du montant total d'investissement (MTI) pour l'installation d'une unité d'électrocoagulation..... | 195 |
| Tableau 44 | Estimation des coûts journaliers encourus par le traitement par électrocoagulation des eaux issues d'une usine d'abattage de volailles pour de petits ($50 \text{ m}^3/\text{jr}$) et de plus grands systèmes ($1\ 000 \text{ m}^3/\text{jr}$)..... | 195 |
| Tableau 45 | Estimation des coûts journaliers encourus par le traitement par électrocoagulation des eaux huileuses pour de petits ($50 \text{ m}^3/\text{jr}$) et de plus grands systèmes ($1\ 000 \text{ m}^3/\text{jr}$) | 196 |
| Tableau 46 | Coûts en capital pour une unité conventionnelle de traitement par coagulation/filtration | 197 |
| Tableau 47 | Coûts en capital (coûts reliés au procédé) pour une unité conventionnelle de traitement par coagulation/filtration | 198 |
| Tableau 48 | Estimation de l'aire de l'unité de filtration associée au traitement par coagulation chimique pour de petits ($50 \text{ m}^3/\text{jr}$) et de plus grands systèmes ($1\ 000 \text{ m}^3/\text{jr}$)..... | 199 |

| | | |
|------------|---|-----|
| Tableau 49 | Estimation des coûts journaliers encourus par le traitement par coagulation chimique des eaux issues d'une usine d'abattage de volailles pour de petits (50 m ³ /jr) et de plus grands systèmes (1 000 m ³ /jr) | 200 |
| Tableau 50 | Estimation des coûts journaliers encourus par le traitement par coagulation chimique des eaux huileuses pour de petits (50 m ³ /jr) et de plus grands systèmes (1 000 m ³ /jr) | 201 |
| Tableau 51 | Caractéristiques des eaux de scierie | 225 |
| Tableau 52 | Analyse des éléments (mg/L) contenus dans les eaux de scierie | 225 |
| Tableau 53 | Caractéristiques des eaux d'usine de jus de fruits | 226 |
| Tableau 54 | Analyse des éléments (mg/L) contenus dans les eaux d'usine de jus de fruits | 226 |
| Tableau 55 | Caractéristiques des eaux d'usine de biscuits et céréales | 227 |
| Tableau 56 | Analyse des éléments (mg/L) contenus dans les eaux d'usine de biscuits et céréales | 227 |
| Tableau 57 | Caractéristiques des eaux d'usine de transformation des viandes | 228 |
| Tableau 58 | Analyse des éléments (mg/L) contenus dans les eaux d'usine de transformation des viandes | 228 |
| Tableau 59 | Caractéristiques des eaux huileuses issues du lavage de cales de bateaux | 229 |
| Tableau 60 | Analyse des éléments (mg/L) contenus dans les eaux huileuses | 229 |
| Tableau 61 | Caractéristiques des eaux d'abattoir | 230 |
| Tableau 62 | Analyse des éléments (mg/L) contenus dans les eaux d'abattoir | 230 |
| Tableau 63 | Concentration en éléments inorganiques en solution lors de l'évaluation du potentiel de l'électrocoagulation : utilisation des électrodes en configuration monopolaire | 233 |
| Tableau 64 | Évaluation du potentiel de l'électrocoagulation : utilisation des électrodes en configuration bipolaire | 234 |

| | | |
|------------|---|-----|
| Tableau 65 | Concentration en éléments inorganiques en solution lors de l'évaluation du potentiel de l'électrocoagulation : utilisation des électrodes en configuration bipolaire..... | 235 |
| Tableau 66 | Essais détaillés effectués lors de l'étude de floculation sur les eaux d'abattoir (MP-Al (1.5A))..... | 239 |
| Tableau 67 | Essais détaillés effectués lors de l'étude de floculation sur les eaux d'abattoir (BP-Fe (0.3A))..... | 240 |
| Tableau 68 | Essais détaillés effectués lors de l'étude de floculation sur les eaux huileuses (BP-Al (0.3A))..... | 241 |
| Tableau 69 | Essais détaillés effectués lors de l'étude de floculation sur les eaux huileuses (MP-Fe (1.5A))..... | 242 |
| Tableau 70 | Essais effectués lors de l'étude en triplicata sur les eaux d'abattoir (série 2005) .. | 245 |
| Tableau 71 | Essais effectués lors de l'étude en triplicata sur les eaux d'abattoir (série 2006) .. | 246 |
| Tableau 72 | Essais effectués lors de l'étude en triplicata sur les eaux huileuses | 247 |
| Tableau 73 | Caractéristiques permettant le calcul du montant total d'investissement (MTI) pour l'installation d'une unité d'électrocoagulation selon Lin et al. (2003) | 251 |
| Tableau 74 | Caractéristiques permettant le calcul du montant total d'investissement (MTI) pour l'installation d'une unité d'électrocoagulation pour le traitement des eaux d'abattoir et des eaux huileuses | 253 |
| Tableau 75 | Coûts en capital pour une unité conventionnelle de traitement par coagulation/filtration | 253 |
| Tableau 76 | Comparaison des coûts journaliers encourus par le traitement par électrocoagulation (Al-MP (1.5A)) et par coagulation chimique (Alun, 0.30 g/L) des eaux d'abattoir pour de petits (50 m ³ /jr) et de plus grands systèmes (1 000 m ³ /jr)..... | 254 |
| Tableau 77 | Comparaison des coûts journaliers encourus par le traitement par électrocoagulation (Fe-BP (0.3A)) et par coagulation chimique (FeCl ₃ , 0.26 | |

| | | |
|------------|--|-----|
| | g/L) des eaux d'abattoir pour de petits (50 m ³ /jr) et de plus grands systèmes (1 000 m ³ /jr)..... | 254 |
| Tableau 78 | Comparaison des coûts journaliers encourus par le traitement par électrocoagulation (Al-BP (0.3A)) et par coagulation chimique (Alun, 0.41 g/L) des eaux huileuses pour de petits (50 m ³ /jr) et de plus grands systèmes (1 000 m ³ /jr)..... | 255 |
| Tableau 79 | Comparaison des coûts journaliers encourus par le traitement par électrocoagulation (Fe-MP (1.5A)) et par coagulation chimique (FeCl ₃ , 0.49 g/L) des eaux huileuses pour de petits (50 m ³ /jr) et de plus grands systèmes (1 000 m ³ /jr)..... | 255 |

LISTE DES FIGURES

| | | |
|-----------|---|----|
| Figure 1 | Double couche autour d'une particule en suspension (Blais, 2004)..... | 15 |
| Figure 2 | Filière de traitement d'eau usée par coagulation-floculation chimique (Académie des biotechnologies de Grenoble, 2006)..... | 16 |
| Figure 3 | Cellule conventionnelle d'électroflottation (Chen, 2004)..... | 30 |
| Figure 4 | Arrangement des électrodes au fond d'une cellule d'électroflottation (Chen, 2004)..... | 30 |
| Figure 5 | Réacteur à lit fluidisé pour le traitement des eaux usées selon Kaminari et al. (2005)..... | 32 |
| Figure 6 | Réacteur à lit fluidisé pour le traitement des eaux usées selon Chen (2004) | 33 |
| Figure 7 | Exemples de réacteurs d'électrocoagulation (Chen, 2004) | 39 |
| Figure 8 | Configurations des électrodes..... | 40 |
| Figure 9 | Cellule Powell Water Systems Inc. (Powell Water Systems Inc., 2006) | 48 |
| Figure 10 | Cellule Kaselco (Kaspar Corporation, 2006) | 50 |
| Figure 11 | Structure schématique de la cuve d'électrocoagulation | 58 |
| Figure 12 | Électrodes branchées en configuration bipolaire..... | 59 |
| Figure 13 | Électrodes branchées en configuration monopolaire..... | 60 |
| Figure 14 | Jar test utilisé pour les essais de coagulation chimique..... | 64 |
| Figure 15 | Diminution de la DCO _s lors du traitement des eaux d'abattoir en configuration bipolaire | 74 |
| Figure 16 | Diminution de la DCO _s lors du traitement des eaux d'abattoir en configuration monopolaire | 81 |
| Figure 17 | Évolution de la DCO _s et de la quantité de résidus métalliques en fonction du temps d'imposition du courant électrique lors de l'optimisation du traitement des eaux d'abattoir en configuration MP-Al (1.5A)..... | 85 |

| | | |
|-----------|---|-----|
| Figure 18 | Évolution de la DCO _s et de la quantité de résidus métalliques en fonction du temps d'imposition du courant électrique lors de l'optimisation du traitement des eaux d'abattoir en configuration bipolaire BP-Fe (0.3A) | 86 |
| Figure 19 | Évolution de la concentration résiduelle de Al ³⁺ et du pH final en fonction du temps d'imposition du courant électrique lors de l'optimisation du traitement des eaux d'abattoir en configuration monopolaire MP-Al (1.5A) sans ajustement initial du pH..... | 89 |
| Figure 20 | Évolution de la concentration résiduelle de Fe ²⁺ /Fe ³⁺ et du pH final en fonction du temps d'imposition du courant électrique lors de l'optimisation du traitement des eaux d'abattoir en configuration bipolaire BP-Fe (0.3A) sans ajustement initial du pH..... | 90 |
| Figure 21 | Évolution du pH final en fonction du pH initial imposé lors de l'optimisation du traitement des eaux d'abattoir en configuration BP-Fe (0.3A) et MP-Al (1.5A) pour un temps de traitement de 60 min..... | 94 |
| Figure 22 | Évolution du taux d'abattement de la DCO _s et de la concentration résiduelle de Al en solution en fonction du pH final enregistré lors des essais d'optimisation du traitement des eaux d'abattoir en configuration MP-Al (1.5A) pour 60 min de traitement | 95 |
| Figure 23 | Évolution du taux d'abattement de la DCO _s et de la concentration de fer en solution en fonction du pH final enregistré lors des essais d'optimisation du traitement des eaux d'abattoir en configuration BP-Fe (0.3A) pour 60 min de traitement | 96 |
| Figure 24 | Effluent d'abattoir avant traitement..... | 101 |
| Figure 25 | Effluent d'abattoir après 60 min de traitement..... | 101 |
| Figure 26 | Évolution de la compaction des boues flocculées avec le Percol 351 suite au traitement des eaux d'abattoir (configuration MP-Al (1.5A))..... | 107 |
| Figure 27 | Évolution de la compaction des boues flocculées avec le Percol E10 suite au traitement des eaux d'abattoir (configuration MP-Al (1.5A))..... | 108 |

| | | |
|-----------|--|-----|
| Figure 28 | Évolution de la compaction des boues floculées avec le LPM 3135 suite au traitement des eaux d'abattoir (configuration MP-Al (1.5A))..... | 109 |
| Figure 29 | Essai floculé (ajout de 0.010 g/L de LPM 3135) effectué sur les eaux d'abattoir à l'aide de la configuration MP-Al (1.5A) avant la récupération des boues..... | 110 |
| Figure 30 | Diagramme présentant les concentrations avant et après traitement de certains paramètres analysés (eaux d'abattoir)..... | 126 |
| Figure 31 | Essais de coagulation chimique avec l'alun (1 ^{ère} série d'essais, en ordre croissant de concentration en agent coagulant) suite à la floculation à l'aide du LPM 3135..... | 132 |
| Figure 32 | Diminution de la DCO _s lors du traitement des eaux huileuses en configuration bipolaire..... | 139 |
| Figure 33 | Diminution de la DCO _s lors du traitement des eaux huileuses en configuration monopolaire..... | 145 |
| Figure 34 | Évolution de la DCO _s et de la quantité de résidus métalliques générés en fonction du temps d'imposition du courant électrique lors de l'optimisation du traitement des eaux huileuses en configuration MP-Fe (1.5A)..... | 150 |
| Figure 35 | Évolution de la DCO _s et de la quantité de résidus métalliques générés en fonction du temps d'imposition du courant électrique lors de l'optimisation du traitement des eaux huileuses en configuration BP-Al (0.3A)..... | 151 |
| Figure 36 | Évolution de la concentration résiduelle de Fe ²⁺ et du pH final en fonction du temps d'imposition du courant électrique lors de l'optimisation du traitement des eaux huileuses en configuration MP-Fe (1.5A) sans ajustement initial du pH..... | 153 |
| Figure 37 | Évolution de la concentration résiduelle de Al ³⁺ et du pH final en fonction du temps d'imposition du courant électrique lors de l'optimisation du traitement des eaux huileuses en configuration BP-Al (0.3A) sans ajustement initial du pH..... | 155 |

| | | |
|-----------|--|-----|
| Figure 41 | Eau huileuse de cales de bateaux avant traitement..... | 160 |
| Figure 42 | Eau huileuse de cales de bateaux après 60 min de traitement..... | 160 |
| Figure 43 | Évolution de la compaction des boues flocculées avec le Percol 351 suite au traitement des eaux huileuses (configuration MP-Fe (1.5A)) | 166 |
| Figure 44 | Évolution de la compaction des boues flocculées avec le Percol E10 suite au traitement des eaux huileuses (configuration MP-Fe (1.5A)) | 167 |
| Figure 45 | Évolution de la compaction des boues flocculées avec le LPM 3135 suite au traitement des eaux huileuses (configuration MP-Fe (1.5A)) | 168 |
| Figure 46 | Essai flocculé (ajout de 0.010 g/L de LPM 3135) effectué sur les eaux huileuses à l'aide de la configuration MP-Fe (1.5A) avant la récupération des boues..... | 169 |
| Figure 47 | Concentrations de certains paramètres avant et après traitement des eaux huileuses de cales de bateaux | 182 |
| Figure 48 | Évaluation des coûts en capital en fonction de la capacité de traitement..... | 194 |
| Figure 49 | Évaluation des coûts en capital en fonction de l'aire de l'unité de filtration | 198 |
| Figure 50 | Distribution des coûts de traitement des eaux d'abattoir pour une unité d'une capacité de 50 m ³ /jr | 201 |
| Figure 51 | Distribution des coûts de traitement des eaux d'abattoir pour une unité d'une capacité de 1 000 m ³ /jr | 202 |

LISTE DES ABRÉVIATIONS

| | |
|------------------------------------|--|
| BP | Configuration bipolaire |
| C ₁₀ -C ₅₀ | Chaînes carbonées de 10 à 50 carbones |
| COD | Carbone organique dissous |
| COT | Carbone organique total |
| DBO ₅ | Demande biochimique en oxygène (5 jrs) |
| DCO | Demande chimique en oxygène |
| DCO _s | Demande chimique en oxygène soluble |
| DCO _t | Demande chimique en oxygène totale |
| H&G totales | Huiles et graisses totales |
| MES | Matières en suspension |
| MVES | Matières volatiles en suspension |
| MP | Configuration monopolaire |
| N-NH ₄ | Azote ammoniacal |
| N-NO ₂ /NO ₃ | Nitrites et nitrates |
| N-NTK | Azote kjeldahl |
| P-PO ₄ | Phosphates (P dissous) |
| P _t | Phosphore total (soluble et non soluble) |
| ST | Solides totaux |
| SV | Solides volatils |
| t.m. | Tonne métrique |

INTRODUCTION

Depuis le début de l'industrialisation, le volume d'eaux usées industrielles à traiter a considérablement augmenté, tout comme la demande en eaux provenant des besoins de la population. Plusieurs procédés ont été mis en place afin de décontaminer les eaux usées avant leur rejet dans le milieu récepteur ou dans les réseaux d'égouts municipaux. Ces eaux usées peuvent contenir une gamme variée de polluants selon le type d'industrie visé. Par exemple, les eaux usées issues d'industries agroalimentaires peuvent contenir des protéines, des sucres, des huiles et des graisses, alors que les effluents issus d'industries de transport naval, en l'occurrence les eaux issues de cales de bateaux, contiennent pour la plupart des hydrocarbures (pétrole, huiles de moteurs, etc.). Les eaux issues de sites d'enfouissement de résidus de bois sont, quant à elles, chargées en composés phénoliques. Le rejet de tels effluents dans l'environnement est à l'origine de nombreuses contaminations des eaux de surface et souterraine : augmentation de la demande chimique en oxygène, eutrophisation, perturbation de l'écosystème aquatique et risque pour la santé humaine (Ahmed et Ram, 1992; Bektaş *et al.*, 2004; Golder *et al.*, 2005). 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 industriels chargés en matière organique. Les procédés biologiques (système aérobie ou 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 souvent l'implantation de ces technologies à l'échelle industrielle. En comparaison, les traitements physico-chimiques requièrent pour la plupart des temps de rétention relativement courts (0.5 à 2 h). Au nombre des procédés physico-chimiques, se trouve la coagulation-floculation, ce procédé étant largement utilisé pour la clarification des eaux et l'élimination de composés organiques et inorganiques (Massé et Masse, 2000). Généralement, ces procédés utilisent des concentrations importantes de réactifs entraînant ainsi une augmentation de la salinité des effluents et du volume de solides générés (Baltpurvins *et al.*, 1997; Persin et Rumeau, 1989).

Afin de pallier à ces inconvénients, une nouvelle catégorie de traitements physico-chimiques a vu le jour et ce, dès le 19^{ème} siècle : les électrotechnologies. En effet, le développement de l'électricité comme nouvelle source d'énergie, l'aspect non polluant et les facilités

d'automatisation qu'elle apporte ont permis, ces dernières années, un développement important des techniques électrochimiques dans le domaine du traitement des eaux. L'électrocoagulation est une technique électrolytique dérivée de la coagulation chimique classique. Elle permet d'éliminer la pollution dissoute et les particules colloïdales grâce à la production *in situ* de floes d'hydroxydes obtenus par dissolution anodique d'électrodes solubles d'aluminium ou de fer (Chen *et al.*, 2000a; Ibanez *et al.*, 1998; Lin *et al.* 2005; Yang et Kravets, 2002). L'électrocoagulation requiert moins de réactifs et permet de réduire le volume de boues généré comparativement à la coagulation chimique conventionnelle (Mollah *et al.*, 2001). En outre, les électrotechnologies, sont caractérisées par l'utilisation d'équipements simples, moins volumineux et des temps de rétentions relativement courts (Do et Chen, 1994; Rumeau, 1989). Plusieurs études font état de l'utilisation du procédé d'électrocoagulation pour l'élimination des composés organiques issus des eaux usées d'industries textiles (Daneshvar *et al.*, 2003; Lin et Peng, 1996), des eaux usées municipales (Pouet et Grasmick, 1995) et des eaux usées de restaurants (Chen *et al.*, 2000a). L'électrocoagulation a également été testée pour l'élimination de la matière en suspension (Holt *et al.*, 2002), des huiles (Calvo *et al.*, 2003), des nitrates (Savas Koparal et Ögütveren, 2002) et des métaux (Meunier *et al.*, 2004) issus d'effluents industriels.

Ainsi, l'électrocoagulation est maintenant testée à l'échelle de banc d'essais en laboratoire pour le traitement de différents types d'eaux industrielles (eaux usées issues d'industrie de scierie, de transformation de viandes, de production de jus de fruits, de production de biscuits, d'abattage de volailles et des effluents issus de lavage de cales de bateaux), lesquelles sont principalement chargés en matière organique. *La présente recherche vise à étudier spécifiquement l'effet du type de cellule électrolytique (configuration monopolaire et bipolaire), du type d'électrodes (fer ou aluminium), de l'intensité de courant, du pH et de la conductivité électrique lors de l'application du procédé d'électrocoagulation dans l'élimination de la matière organique soluble et insoluble.*

Le premier chapitre de ce mémoire décrit quelques effluents industriels chargés en matière organique, alors que le deuxième chapitre porte sur les divers procédés conventionnels de traitements de ces effluents. Le troisième chapitre fait le point des connaissances relatives à l'élimination des polluants organiques par voie électrolytique, tandis que le quatrième chapitre présente les hypothèses et les objectifs spécifiques de l'étude. Le cinquième chapitre expose la méthodologie de recherche et le sixième chapitre englobe les résultats obtenus et les discussions relatives à ceux-ci, ainsi qu'une étude technico-économique pour une implantation éventuelle du

procédé à l'échelle industrielle. Les points saillants de l'étude et les recommandations sont présentés à la toute fin de ce mémoire.

1 DESCRIPTION DE QUELQUES EFFLUENTS INDUSTRIELS CHARGÉS EN MATIÈRE ORGANIQUE

Cette section décrit quelques effluents industriels contenant divers types de polluants organiques : phénol, H&G, sucres, pétrole, etc. Les principaux polluants associés à chacun de ces effluents sont présentés, ainsi qu'une brève description des méthodes de traitement qui sont utilisées pour assainir ces eaux usées à l'échelle industrielle. Les types d'eaux retenus peuvent être séparés en quatre grandes catégories, soit les eaux usées issues d'industries agroalimentaires, les eaux usées issues d'industries pétrolières, les eaux usées issues d'industries textiles et finalement, les eaux usées issues des sites d'enfouissement de résidus de bois.

1.1 EAUX USÉES ISSUES D'INDUSTRIES AGROALIMENTAIRES

1.1.1 Eaux usées issues d'industries d'abattage d'animaux

Le Québec fait partie des provinces canadiennes ayant de fortes productions porcines, avicoles, bovines et ovines. En fait, l'ensemble de l'industrie animale du Québec génère des recettes de 32% supérieures à celles de l'industrie laitière québécoise qui représente tout de même 37% du marché canadien (MEQ, 1999). Ces abattoirs consomment une grande quantité d'eau lors de leurs opérations (ex. : lavage) et une étude du Ministère de l'Environnement estime qu'en 1995, l'ensemble de l'industrie québécoise utilisait plus de 5 millions de mètres cubes d'eau par année. La charge polluante des eaux usées ainsi produites était d'environ 8 000 t.m. de DBO₅, soit l'équivalent d'une pollution annuelle causée par une population de 400 000 personnes au Québec (MEQ, 1999). Tout dépendant du degré de traitement appliqué sur le site même de l'usine, ces eaux usées d'abattoir contiennent toutes sortes de matières organiques comme des graisses, des chairs mais également des poils et de la nourriture non digérée. En fait, la composition des eaux usées d'abattoir (chargées en DBO₅, en matières en suspension (MES) et en graisses animales) explique bien comment la décharge de ces effluents dans l'environnement peut causer la désoxygénation des rivières (Quinn et Farlane, 1989) et la contamination des eaux souterraines (Sangodoyin et Agbawhe, 1992). Plusieurs techniques peuvent être utilisées pour le traitement de ces effluents, celles-ci devant surtout permettre l'élimination des MES, du phosphore, de l'azote

total et d'une partie de la matière organique soluble. Certains abattoirs de petites tailles qui sont situés près d'une station municipale de traitement des eaux peuvent se permettre de déverser leurs effluents en effectuant seulement un prétraitement (ex. : dégrillage). Dans ce cas, les effluents d'abattoir initialement chargés en polluants, sont mélangés avec les eaux usées municipales et se retrouvent ainsi dilués. Ce type d'intervention ne permet pas d'assainir complètement l'eau usée, mais il peut diminuer suffisamment les concentrations en polluants (surtout les MES, les graisses et les colloïdes) afin de permettre le rejet dans le réseau municipal. C'est l'usine de traitement des eaux municipales recueillant ces effluents qui se doit, quant à elle, de respecter les normes générales de la ville où elle est située. Les techniques de prétraitements les plus utilisées sont le dégrillage, le tamisage et le dégraissage. Ce dernier permet d'éliminer les polluants hydrophobes et certaines particules fines puisqu'il s'appuie habituellement sur une flottation à l'air dissous (DAF : *dissolved air flotation*). La présence importante de graisses dans les eaux d'abattoir (également dans les eaux de restaurants, les usines d'équarrissage, etc.) entraîne généralement le colmatage des tuyaux et de mauvaises odeurs lorsque celles-ci se dégradent. Ainsi, il devient très important de les éliminer dès les premières étapes du traitement, surtout si celui-ci se limite à un prétraitement. Les caractéristiques hydrophobes des H&G animales permettent un bon accrochage aux bulles d'air qui proviennent généralement d'un aérateur déposé au fond du bassin. Les graisses et les particules fines (légères) ayant été entraînées par les bulles peuvent ainsi être récupérées à la surface par simple raclage de la mousse formée. Par contre, dans le cas où un prétraitement n'est pas suffisant pour le rejet des eaux usées, plusieurs types de traitements peuvent être retenus. D'abord, c'est surtout la coagulation (et la floculation) chimique qui est retenue. Ensuite, les principaux traitements biologiques aérobies qui sont utilisés dans l'assainissement des eaux d'abattoirs sont ceux qui utilisent les boues activées, la biofiltration ou le lagunage.

1.1.2 Eaux usées issues d'industries de production de boissons

La production des jus de fruits n'est pas un type d'industrie très connu au Québec et il est difficile d'obtenir les informations relatives à la production annuelle de ces usines et dans quelle mesure elles ont un impact sur l'environnement. Par contre, selon la littérature, il est possible d'avancer que les eaux issues d'usine de production de jus de fruits peuvent contenir des

concentrations variables de matières organiques (DCO), celles-ci variant généralement de 2 000 à 5 000 mg/L (Austermann-Haun *et al.*, 1997; Blöcher *et al.*, 2003). La concentration en DBO₅ est d'environ 1 670 à 3 330 mg/L et le pH varie de 4 à 12 (Austermann-Haun *et al.*, 1997). D'autres auteurs précisent que la concentration en MES varie de 1.0 à 7.3 g/L, que l'azote peut présenter des concentrations variant de 10 à 64 mg/L et que le P_t varie entre 3.0 et 10 mg/L. Il s'agit donc d'un effluent relativement peu chargé en éléments nutritifs et dont la conductivité est très faible (Blöcher *et al.*, 2003). En effet, ces eaux contiennent des sucres (de grosses molécules organiques non polaires) et de fines particules colloïdales dont la charge est très variable dans le temps puisque le volume d'eau à traiter peut passer du simple au double selon la période de production (Austermann-Haun *et al.*, 1997). Ce type d'effluent est généralement traité par la voie biologique malgré ses concentrations en éléments nutritifs relativement limitées en ce qui concerne la dégradation de la matière organique. Par exemple, des essais sont effectués pour tester le traitement de ces eaux à l'aide d'un bioréacteur à membranes immergées, ce qui permet d'éliminer plus de 95% de la DCO initiale (Blöcher *et al.*, 2003). Un autre type de traitement biologique est également évalué pour l'assainissement des eaux issues d'usine de production de jus de fruits, soit un traitement anaérobie. Ce traitement permet l'élimination de près de 82 à 88% de la DCO lorsque la charge de l'effluent est élevée (3.5 kg DCO/m³ par jr) et de près de 87 à 90% lorsque l'effluent est peu chargé (0.4 à 1.3 kg DCO/ m³ par jr) (Austermann-Haun *et al.*, 1997).

1.2 EAUX USÉES ISSUES D'INDUSTRIES PÉTROLIÈRES

Les eaux provenant d'industries pétrolières sont souvent contaminées en pétrole et en huiles lourdes, ces polluants étant surtout des hydrocarbures aliphatiques, alicycliques et des composés aromatiques (Rincon, 2002). Plus spécifiquement, ces eaux usées peuvent contenir des huiles émulsifiées, des phénols, des sulfures, des mercaptans, de l'ammoniaque, des cyanures et d'autres micropolluants (Coelho *et al.*, 2006). Les volumes d'eaux usées produits suite au traitement utilisé par les industries pétrolières peuvent représenter 0.4 à 1.6 fois le volume d'huile traitée (Coelho *et al.*, 2006). D'autres eaux usées contenant des huiles lourdes et du pétrole peuvent nécessiter un traitement avant leur rejet comme les eaux provenant des cales des bateaux. En effet, l'accumulation d'eau dans les cales suite au transport mais également au

lavage de celles-ci entraîne un volume d'effluent contaminé en H&G et en contaminants variés (isolants, peintures, sels, etc.) qui doit être traité avant d'être rejeté dans les eaux courantes. Ce type d'eaux usées est plutôt difficile à traiter par voie biologique puisqu'il contient des composés réfractaires et toxiques pour les microorganismes. Ainsi, la plupart des eaux huileuses sont traitées par voie physico-chimique.

Les informations concernant les eaux huileuses ne sont pas très détaillées et il n'est pas possible de connaître la charge annuelle que représentent ces eaux pour le Canada ou le Québec. Par contre, selon Tomaszewska et al. (2005), les eaux issues des cales de bateaux sont accumulées à un rythme d'environ 0.5 à 50 m³ par jr par bateau et représentent même 20% des millions de tonnes d'eaux huileuses qui sont déversées chaque année dans les océans du monde entier. Selon la réglementation de 1973, énoncée lors de la conférence sur la protection de l'environnement marin (MARPOL, 1973), la concentration en huiles des eaux rejetées dans les océans ne doit pas dépasser les 15 mg/L. De plus, tout résidu dont la concentration en huiles est plus élevée doit être retenu à bord jusqu'au port pour être transporté vers une usine de traitement (MARPOL, 1973). Dans certains cas, la concentration en huiles permise n'est que de 5 mg/L tandis que dans d'autres cas, comme par exemple dans l'océan arctique, les rejets ne doivent contenir aucune trace d'huiles ou de graisses, ce qui rend la gestion des déchets encore plus difficile (Tremblay et al., 2002). Plusieurs techniques utilisées dans le traitement des eaux usées peuvent être appliquées dans le cas spécifique des eaux huileuses. Les méthodes conventionnelles de traitement des eaux huileuses sont la coagulation, l'adsorption et la séparation par gravité. Dans une grande majorité des cas, c'est la séparation par gravité combinée à la présence de plaques favorisant la coalescence des gouttes d'huile (gouttes dispersées et huile libre) qui est choisie lors du traitement des eaux huileuses. Ainsi, les particules solides décantent et les huiles s'accumulent sous la forme d'un film à la surface de l'eau. À la fin du processus, les huiles sont récupérées par une goulotte située à la surface (Pushkarev et al., 1983). Par contre, une fois le traitement effectué, il reste une certaine concentration résiduelle finale en huiles (de moins de 20 mg/L) (Karakulski et al., 1998).

La biorémédiation est également l'un des domaines de restauration environnementale où le développement se fait de façon très rapide (Dua et al., 2002). La biorémédiation est un procédé naturel de dégradation des composés organiques en CO₂ et en composantes cellulaires par les microorganismes (Caplan et al., 2000). Malgré une composition variable, certains

microorganismes ont démontré qu'ils étaient capables de dégrader les hydrocarbures présents dans les eaux (Olivera et al., 2000, 2003; Verma et al., 2006).

1.3 EAUX USÉES ISSUES D'INDUSTRIES DU TEXTILE

Les données concernant la production d'eaux provenant d'industries du textile au Québec ou au Canada ne sont pas réellement connues, mais certaines industries dans le monde peuvent avoir une production suffisamment importante pour rejeter 950 m³/jr (Findlay et al., 2006) à 1 000 m³/jr d'eaux usées (Can et al., 2006). Le volume d'eau rejeté est important, mais le plus gros problème associé à ces effluents est surtout leur toxicité et le fait que la plupart des polluants ne sont pas biodégradables. En effet, les teintures se transforment chimiquement et biologiquement avec le temps et ce faisant, elles utilisent ainsi une bonne partie de l'oxygène dissous dans les eaux de surface. De plus, la toxicité des composés rejetés entraîne une destruction potentielle de la vie aquatique (Ahmed et Ram, 1992; Golder et al., 2005). Les usines oeuvrant dans le domaine du textile rejettent des eaux usées contenant des fibres et des particules colloïdales de toutes sortes, mais les principaux polluants organiques contenus dans ces eaux sont les colorants et les teintures. Ces composés colorés peuvent être difficiles à traiter puisqu'il s'agit souvent de molécules synthétiques faites à base de complexes aromatiques. En fait, seuls 47% des 87 teintures principalement utilisées dans ce domaine sont biodégradables (Pagga et Brown, 1986). C'est justement la structure aromatique des colorants et des teintures qui donne à ces composés une bonne résistance face à l'oxydation naturelle, ce qui les rend si peu biodégradables (Banat et al., 1996). Selon Al-Kdasi et al. (2004), les eaux usées des usines de textiles ont un pH variant de 7.0 à 9.0, la DBO varie de 80 à 6 000 mg/L et la DCO oscille entre 150 et 12 000 mg/L. Toujours selon Al-Kdasi et al. (2004), la concentration en MES varie de 15 à 8 000 mg/L et l'azote (Kjeldahl) est d'environ 70 à 80 mg/L. Il est donc possible de constater que la composition de ces eaux usées est variable selon la production et sûrement selon le type de composés utilisés dans le traitement du textile (incluant les teintures mais également les produits chimiques nécessaires à la fixation des couleurs sur le tissu).

Les méthodes les plus utilisées dans le traitement des eaux usées provenant des industries du textile sont l'oxydation biologique, la coagulation chimique et l'adsorption sur charbon activé (Can et al., 2006). Par contre, selon les polluants retrouvés dans les effluents rejetés, les

traitements biologiques peuvent parfois être inutilisables puisqu'il peut y avoir une toxicité trop importante pour les microorganismes. Ainsi, plusieurs études sont effectuées en laboratoire pour évaluer le potentiel d'autres traitements dans l'assainissement de ce type d'eau. Certaines études présentent des résultats obtenus lors d'un traitement électrochimique (Kupferle et al., 2004) qui montrent que certains composés sont dégradés, ce qui permet de diminuer la coloration finale de l'effluent. De plus, comme les méthodes classiques d'oxydation ne permettent pas d'assainir de façon efficace ce type d'effluent (la dégradation étant trop difficile), Al-Kdasi et al. (2004) ont étudié plutôt le potentiel de traitement d'une méthode d'oxydation avancée qui permet de diminuer la coloration de l'effluent final, sans pour autant éliminer complètement la DCO. Cette méthode utilise le pouvoir combiné de l'ozone, du peroxyde d'hydrogène et de l'irradiation UV pour dégrader les composés réfractaires. L'utilisation d'un seul de ces réactifs ou l'action combinée de deux réactifs (O_3 seul, O_3/H_2O_2 , O_3/UV , ou UV/H_2O_2) permet de réduire jusqu'à 13% l'effet inhibiteur de l'effluent sur l'activité biologique de dégradation de la matière organique. La technique d'oxydation avancée permet d'une part, d'augmenter la biodégradabilité de l'effluent de 1.6 à 80%, et d'autre part, de diminuer de 4 à 8 fois la DCO tout dépendant des composés organiques présents dans l'effluent (Al-Kdasi et al., 2004).

1.4 EAUX USÉES ISSUES DE SITES D'ENFOUISSEMENT DE RÉSIDUS DE BOIS

Les sites d'enfouissement des résidus de bois (copeaux, écorces, etc.) sont assez présents dans la province de Québec puisqu'un grand nombre de scieries se trouve sur le territoire. En fait, la production de résidus d'écorce à elle seule est d'environ 1 200 t.m. par jour au Québec (Kantardjieff et Jones, 2000). Généralement, ces résidus sont disposés en tas sur des sites précis où il y a récupération des eaux de percolation (eaux de pluie). Suite à la lixiviation des résidus, l'eau recueillie contient des tannins polymériques (30 à 55%), des hydrates de carbone (30 à 40%), des composés phénoliques (10 à 20%) ainsi que différents acides organiques, des composés résineux et des terpènes volatiles (Frigon et al., 2003). La concentration en DCO est de l'ordre 20 900 mg/L dont 20 500 mg/L sont solubles, la concentration en phénol oscille autour de 9.1 mg/L et le pH varie de 3.4 à 4.3 (Frigon et al., 2003). Ces eaux sont donc passablement chargées et contiennent des composés toxiques en concentrations non négligeables. Dans les grandes scieries, le traitement des eaux usées passe fréquemment par un procédé anaérobie qui

permet de dégrader la plus grande partie des composés organiques. Ce traitement est suivi par un post-traitement aérobie permettant de dégrader les composés organiques non-biodégradables par le procédé anaérobie et d'éliminer la toxicité résiduelle suite à cette étape de traitement (Rintala et Puhakka, 1994). En effet, le traitement anaérobie ne permet généralement pas d'éliminer suffisamment le phénol, celui-ci devant respecter la norme de rejet dans l'environnement de 20 ppb (20 µg/L). C'est donc pour éliminer la concentration en phénol ainsi que les tannins que le traitement aérobie est nécessaire suite au traitement anaérobie. Finalement, lors de l'utilisation d'un système combinant un traitement anaérobie et un traitement aérobie, il est possible d'obtenir une diminution de la concentration en DCO de 96 à 98% sur une période de 4 jrs, ainsi qu'une diminution de la concentration en phénol sous la limite de détection (Frigon et al., 2003).

2 TRAITEMENT DES EAUX USÉES INDUSTRIELLES CHARGÉES EN MATIÈRE ORGANIQUE

Plusieurs méthodes sont utilisées pour traiter les eaux usées industrielles et l'unité de traitement est choisie en fonction du type d'eau à traiter, du lieu, des installations en place, des coûts, etc. Les méthodes les plus utilisées sont classées en deux grandes catégories : les méthodes physico-chimiques et les méthodes biologiques. La section qui suit présente brièvement les normes à respecter lors du traitement des eaux usées industrielles, ainsi que les principales méthodes utilisées à ce jour.

2.1 LÉGISLATION EN VIGUEUR

À ce jour, plusieurs lois sur la protection de l'environnement et sur les normes à respecter lors de l'opération d'industries existent, que ce soit au niveau fédéral ou provincial. Par contre, certains secteurs sont moins réglementés (ex. : abattoir) par rapport à certains autres (ex. : usine de pâtes et papiers) et il est impossible d'énoncer ici l'ensemble des lois en vigueur. Il est tout de même bon de spécifier que dans les cas où il n'y a pas de règlements stricts, une norme technologique peut être établie au cas par cas selon les restrictions de la ville où se situe l'industrie et dans un tel cas, celle-ci doit s'engager à respecter cette norme.

Dans les cas où il n'y a pas d'entente spécifique entre la ville et la compagnie, les normes générales du rejet à l'égout de la ville doivent tout de même être respectées. Dans le cadre de cette étude, ce sont les normes de la Ville de Québec qui ont été retenues pour l'évaluation de la qualité de l'eau traitée (Tableau 1). Les paramètres considérés sont ceux qui concernent les caractéristiques physico-chimiques de l'eau rejetée, les matières organiques et les MES. La contamination en métaux n'étant pas ici le point principal de l'étude, les règlements concernant ce paramètre ne sont pas présentés.

Tableau 1 Normes de rejet des eaux usées dans le réseau d'égout sanitaire ou unitaire de la Ville de Québec (Ville de Québec, 2001)

| Paramètres | Normes de la Ville de Québec |
|----------------------------------|--|
| Température de l'eau | < 65°C |
| pH | 6.0 < pH < 9.5 |
| C ₁₀ -C ₅₀ | < 20 mg/L |
| H&G | < 100 mg/L d'huiles et graisses totales |
| DBO ₅ | < 500 mg O ₂ /L |
| MES | < 600 mg/L |
| Couleur | Ne doit pas nuire aux performances des équipements de désinfection de l'usine municipale |

2.2 TRAITEMENTS PHYSIQUES ET CHIMIQUES DES EAUX USÉES

Les traitements physiques et chimiques peuvent être utilisés seuls dans une unité de traitement des eaux usées, mais il est généralement observé que ces types de traitements sont placés au début du procédé, suite au dégrossissage (étape de traitement primaire). En effet, les étapes de traitements physiques et chimiques permettent d'éliminer la plupart des particules en suspension et effectuent une première élimination des matières dissoutes qui se trouvent dans l'eau. Ainsi, l'eau traitée par ces méthodes est moins chargée lorsqu'elle se rend aux installations secondaires de traitement (qui sont souvent des unités biologiques). Dans les lignes qui suivent, il est présenté un bref résumé des différentes techniques de traitements physiques et chimiques mises en place.

2.2.1 Coagulation et floculation chimique

La coagulation est un processus simple de neutralisation du potentiel répulsif de la double couche électronique qui englobe les fines particules solides. En effet, une fois les particules colloïdales de solides immergées dans une solution aqueuse, une couche fixe de charge négative englobe la particule (Figure 1). Autour de cette particule maintenant chargée, une deuxième couche se crée, plus diffuse, dont l'épaisseur dépend de la valence de l'ion et de la concentration des particules dans la solution.

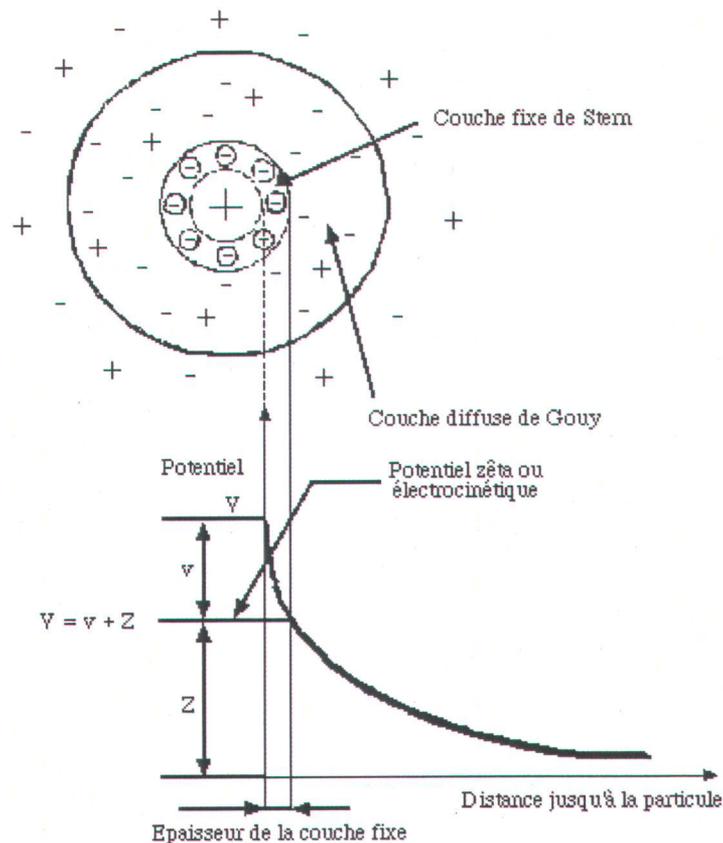


Figure 1 Double couche autour d'une particule en suspension (Blais, 2004)

L'ajout d'un agent coagulant (un électrolyte de charge opposée) permet de diminuer le potentiel répulsif de cette couche, donc de l'amincir suffisamment jusqu'à la faire presque disparaître. Ainsi, une fois les charges neutralisées, c'est la force naturelle d'attraction qui existe entre deux ou plusieurs particules (forces de van der Waals) qui permet la formation de microflocs.

En comparaison, la floculation est également un attachement entre les particules fines de solide (minéral ou autre). Par contre, dans ce cas, l'agglomération doit se faire à l'aide d'agents pontants comme des chaînes polymériques puisqu'il n'y a pas neutralisation de la charge des particules. Dans ce cas, il y a formation directe de floccs.

La coagulation peut être utilisée seule, tout comme la floculation, mais ces deux techniques sont souvent utilisées conjointement (coagulation suivie de floculation) dans le traitement des eaux afin de former des floccs plus stables et plus denses, ce qui facilite leur récupération lors de la décantation ou de la filtration.

Lors de la coagulation chimique, le coagulant provient d'un ajout de réactif chimique. Ce composé peut être un coagulant organique, mais la plupart du temps ce sont des sels métalliques qui sont préférentiellement utilisés (ex. : FeCl_3 , FeSO_4 , alun, etc.). L'ajout du coagulant se fait dans un bassin fortement agité afin de favoriser les contacts entre les particules de polluants et le coagulant ajouté. Par contre, la floculation doit s'effectuer dans un bassin faiblement agité afin de ne pas détruire, par cisaillement, les floccs déjà formés. Un exemple de filière de traitement est représenté à la Figure 2.

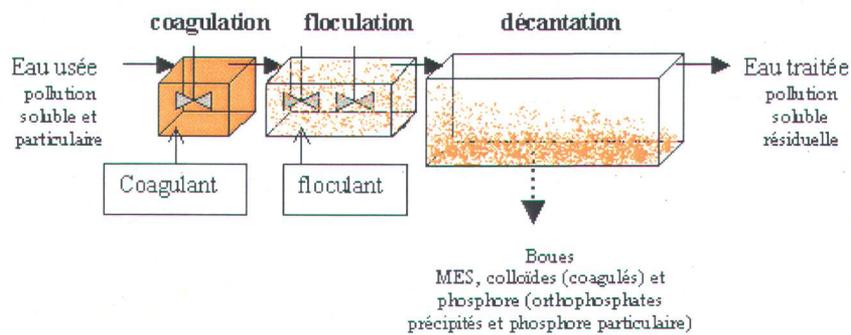


Figure 2 Filière de traitement d'eau usée par coagulation-floculation chimique (Académie des biotechnologies de Grenoble, 2006)

La coagulation chimique permet l'élimination des MES, de la DBO, des composés organiques réfractaires, des nutriments (surtout le phosphore), des métaux lourds et des sels inorganiques (Blais, 2004). D'autres exemples d'utilisation de la coagulation chimique dans le traitement des eaux usées sont présentés dans le livre de Liu et Lipták (1997).

Afin de déterminer le choix et le dosage du coagulant à utiliser, des tests en laboratoire peuvent être effectués. Ces tests se font notamment avec l'appareil appelé le Jar-Test qui permet de tester simultanément plusieurs concentrations différentes d'un coagulant choisi. Par contre, malgré le fait que cette expérience permette de sauver un temps précieux et donne des informations pertinentes sur la réaction de coagulation, il est parfois difficile d'appliquer les résultats à l'échelle industrielle, puisque plusieurs paramètres doivent être contrôlés (température, pH, temps de brassage, concentration en coagulant, etc.).

La coagulation chimique est largement utilisée en industrie puisqu'il s'agit d'une technique relativement simple lorsque les concentrations en coagulants et en flocculants sont bien connues. Par contre, un des désavantages de cette méthode est la nécessité d'ajouter des produits chimiques qu'il faut transporter et entreposer, ce qui augmente les coûts d'opération. De plus, le produit chimique ajouté induit également l'ajout d'anions indésirables (ex.: sulfates) et la production de boues métalliques n'est pas non plus désirable.

2.2.2 Flottation à air dissous

La flottation à air dissous est un procédé qui permet d'éliminer les particules (ou les flocs) particules dont la masse volumique est inférieure, égale ou très légèrement supérieure à celle du liquide qui les contient. Différents types de flottation peuvent être rencontrés selon le type de particules éliminées et leurs propriétés chimiques de surface.

Le premier type est la flottation naturelle qui se produit lorsque la différence entre la masse volumique de la particule et celle du liquide est naturellement suffisante pour permettre une séparation solide/liquide. Cette flottation naturelle peut être utilisée dans les procédés de déshuilage ou d'élimination des hydrocarbures.

Le deuxième type de flottation rencontré est la flottation assistée puisqu'elle utilise des moyens extérieurs pour améliorer la séparation des particules naturellement flottables. Dans ce cas, les particules, qui ont une tendance naturelle à flotter, sont aidées par l'insufflation de bulles d'air au sein du liquide. L'air est insufflé par des diffuseurs (diamètre des bulles variant de 2 à 4 mm), ce qui provoque une turbulence de façon à récupérer également les particules organiques et minérales plus lourdes agglomérées avec des graisses.

Finalement, le dernier type de flottation rencontré est la flottation provoquée comme dans le cas de la flottation à air dissous. Dans le cas de la flottation provoquée, la masse volumique de la particule, à l'origine supérieure à celle du liquide, est artificiellement réduite par l'attachement des particules à des bulles de gaz peu denses. Contrairement à la flottation assistée, les bulles formées sont beaucoup plus fines (20 à 80 μm de diamètre) (Blais, 2004) et c'est surtout l'hydrophobicité des particules qui est retenu comme facteur déterminant des résultats de séparation obtenus. La formation des bulles peut se faire selon trois schémas d'écoulement soit la

pressurisation totale de l'effluent, la pressurisation partielle de l'affluent et la pressurisation partielle de l'effluent recirculé (Blais, 2004). Cette pressurisation se fait entre 200 et 500 kPa et le choix du schéma d'écoulement est effectué en fonction du type d'effluent à traiter (Blais, 2004).

Comme il a été dit plus tôt dans le cas des eaux usées d'usine d'abattage d'animaux, la flottation à air dissous est majoritairement utilisée lors de la séparation des graisses dans un liquide chargé.

2.2.3 Filtration

La filtration est un procédé physique qui permet de clarifier les eaux usées en éliminant les MES par le passage de l'eau à travers un médium poreux. Il est assez rare qu'une eau usée ne soit traitée que par une filtration. En effet, habituellement, l'eau passe préalablement par les étapes de coagulation, de floculation et de décantation afin de diminuer le colmatage du médium filtrant. Par contre, les eaux peu chargées peuvent être directement filtrées, sans étapes préalables.

Plusieurs types de supports sont utilisés dans le domaine de la filtration des eaux: le sable, l'antracite, l'ilménite, les pierres poreuses et la terre de diatomées (Blais, 2004). Les plus connus dans le traitement des eaux usées sont le sable et l'antracite qui peuvent être utilisés séparément ou dans des filtres multicouches (l'antracite composant la couche supérieure et le sable, la couche inférieure). Ces types de matériaux composent les filtres à granules libres, c'est-à-dire que les particules du milieu filtrant ne sont pas attachées les unes aux autres. Ces particules sont insolubles et ne doivent pas être attaquées par l'eau à filtrer. 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). D'autres types de matériaux (qui ne sont pas des granules libres) sont également retenus pour leurs propriétés filtrantes comme les tissus ou les matières agglomérées (ex. : papiers plissés, films de polycarbonates ou de nylon, textiles thermosoudés).

La filtration peut être séparée en deux grandes catégories par le type de matériaux utilisés, mais elle peut également se définir par le type de filtration effectuée. En effet, celle-ci peut se faire de façon gravitaire ou sous pression, de manière ascendante ou descendante selon les besoins. La combinaison de ces deux facteurs permet généralement d'avoir une bonne efficacité dans

l'enlèvement des polluants en suspension. En fait, le type de filtration retenu dépend de plusieurs facteurs dont la concentration et la nature des MES, la nature du matériau filtrant et des adjuvants de filtration. Dans tous les cas de filtration, les phénomènes d'écoulement sont régis par la loi de Darcy (Degrémont, 1972).

Le contrôle de la qualité du traitement se fait et ce, peu importe le type de filtration utilisé, par le suivi de la turbidité de l'eau traitée et par la variation de la perte de charge dans le filtre (Degrémont, 1989). Ces deux paramètres permettent de savoir à quel moment le colmatage devient trop important et nuit au traitement. La vitesse de colmatage dépend des particules qui sont présentes dans l'eau à traiter (la charge, la cohésion des particules), de la vitesse de filtration et des caractéristiques du milieu filtrant (dimension des pores, forme, etc.) (Degrémont, 1972). Lorsque le colmatage est important, il faut laver le filtre (système à l'eau, à l'air ou simultanément).

Les principaux avantages de la filtration dans le traitement des eaux usées sont la possibilité de remplacer complètement l'unité de coagulation et son contrôle qui demeure simple. Les inconvénients qui sont reliés à ce type de traitement sont la grande superficie nécessaire à l'installation, le manque d'efficacité lors du traitement des eaux qui ont une turbidité de plus de 30 NTU et le manque de souplesse dû aux lavages fréquents.

2.2.4 Séparation membranaire

Ce qui distingue la séparation membranaire de la filtration standard est l'épaisseur du milieu filtrant utilisé. En effet, une membrane est composée d'un matériau qui se présente sous la forme de parois minces (0.04 mm à 2 mm) et qui a la propriété d'opposer une résistance sélective au transfert des différents constituants de l'eau usée à traiter. Cette caractéristique permet la séparation spécifique de certains éléments composant le fluide à traiter (Degrémont, 1989).

Plusieurs types de techniques de séparation font partie de la séparation membranaire, tout dépendant de la taille des polluants à éliminer. C'est le cas de la microfiltration (MF), de l'ultrafiltration (UF), de la nanofiltration (NF) et de l'osmose inverse (OI). Chacune de ces filtrations a son propre domaine de séparation. Dans le cas de la microfiltration, il est possible d'éliminer des particules de l'ordre de 0.05 à 50 μm , l'ultrafiltration présente de son côté un seuil

de coupure de 1 à 100 nm, celui de la nanofiltration est de 0.8 à 9 nm, tandis que l'osmose inverse retient les particules de 0.1 à 6 nm.

Quelques autres différences peuvent être notées entre la séparation membranaire et la filtration standard. En effet, dans la filtration sur membrane, l'eau est la phase transférée préférentiellement (comme dans le cas de la filtration), mais sous l'effet de l'application d'une certaine pression. De plus, le liquide à traiter circule de façon tangentielle par rapport à la membrane et non perpendiculairement comme dans plusieurs cas de filtration standard.

Les membranes utilisées lors de la séparation membranaire peuvent être soit organiques (ex. : polymères) ou minérales (ex. : alumine frittée) et leur structure peut être homogène (propriétés structurelles constantes sur toute leur épaisseur), asymétrique (propriétés structurelles variables de la surface vers le centre) ou composite (matériau sélectif déposé sur un support poreux quelconque).

Chacune des membranes possède ses propres avantages et inconvénients et le choix à faire repose surtout sur les caractéristiques de l'eau à traiter et sur les limitations de l'implantation physique du système. Par exemple, l'utilisation d'une membrane spiralée présente l'avantage de pouvoir travailler à haute pression, mais le risque de colmatage est plus important (Blais, 2004).

2.2.5 Adsorption sur charbon activé (en poudre et en grains)

Le traitement sur charbon actif est une autre technique de traitement qui s'applique surtout à des eaux usées qui sont chargées en composés organiques dissous. En effet, c'est majoritairement par adsorption chimique que le charbon agit sur les molécules, ce qui implique que ce ne sont pas les MES qui sont visées lors de ce traitement.

Afin d'effectuer un assainissement sur des eaux usées, le charbon peut se présenter sous deux formes, soit le charbon actif en poudre (CAP) ou le charbon actif en grains (CAG). Le CAP se présente sous la forme de particules de 8 à 50 µm de diamètre (Blais, 2004) et il est ajouté directement à l'entrée de l'effluent brut pour permettre la réaction d'adsorption pendant l'agitation de l'eau usée. Une fois le charbon chargé en polluants, il est séparé de l'eau traitée par décantation ou par filtration. L'utilisation du CAP est simple et pratique, mais il est impossible de régénérer le charbon ce qui entraîne des coûts supplémentaires pour l'achat continu de

charbon frais. Pour cette raison, il est habituellement plus économique de n'utiliser le CAP que lorsqu'il y a des pointes de concentration importante en polluants et non comme faisant partie intégrante d'un traitement permanent. Dans un tel cas, il est plus avantageux d'utiliser le CAG. En effet, le CAG se présente sous la forme de grains de 0.25 à 3 mm de diamètre (Blais, 2004) et vu la grosseur des granules utilisées, il est possible d'en former des filtres fixes à la surface desquels l'eau à traiter est déversée. Par percolation, l'eau circule dans le filtre et le phénomène d'adsorption peut se produire entre les polluants et le charbon actif. Un avantage important du CAG est la possibilité, dans le cas où le filtre est saturé, de le régénérer par une méthode chimique (lavage à la soude et à la vapeur) ou une méthode thermique (combustion du charbon à 650-800°C). Dans tous les cas, les polluants sont éliminés du charbon et celui-ci peut être réutilisé de nouveau pour traiter de nouvelles eaux usées.

2.3 TRAITEMENTS BIOLOGIQUES DES EAUX USÉES

Les procédés biologiques sont habituellement retenus pour le traitement secondaire des eaux usées. Par contre, certains types de biotraitements peuvent plus rarement être utilisés comme prétraitements comme dans le cas d'utilisation de champignons (Coulibaly et al., 2003). Lorsque les procédés biologiques sont utilisés comme traitement secondaire, c'est surtout afin de réduire la concentration de matières organiques colloïdales et dissoutes dans les eaux. Lorsque l'eau est introduite dans une installation biologique, elle est habituellement déjà passée par une étape de dégrossissage et de prétraitement (physique et/ou chimique).

Les traitements biologiques se séparent en deux catégories distinctes, soit les traitements sur pellicules fixes (lits bactériens, disques biologiques) et les procédés en boues (boues activées, lagunage). Ces deux catégories peuvent également être séparées en deux types de traitements soit les traitements aérobies et les traitements anaérobies. Les procédés aérobies (en présence d'oxygène) permettent le développement de microorganismes qui décomposent les composés biodégradables. De leur côté, les procédés anaérobies (sans oxygène) permettent plutôt le développement de microorganismes qui stabilisent (minéralisent) les substances biodégradables en les transformant en biogaz (méthane et gaz carbonique).

D'une façon générale, la voie aérobie de traitement des eaux permet une stabilisation plus rapide des polluants (Roques, 1979) puisque la croissance de la biomasse est plus rapide dans ces conditions pour une même quantité d'énergie fournie au système. Par contre, quelque soit le choix du type de procédé, la microflore sera habituellement une population mixte de nombreuses espèces.

En fait, l'efficacité du traitement dépend de l'activité biologique qui est elle-même intimement reliée à la biodégradabilité des polluants, à la présence ou à l'absence de composés toxiques ou inhibiteurs, à la présence de nutriments, au pH de l'effluent ainsi qu'à sa température (Blais, 2004). Par contre, il est important de noter que le processus biologique n'est pas le seul paramètre jouant un rôle important sur l'efficacité du procédé. En effet, la séparation du floc biologique et de l'eau interstitielle, qui assure ainsi une bonne clarification, doit également être de bonne qualité (Degremont, 1972).

Finalement, selon Roques (1979), pour une quantité égale de polluants détruits, l'épuration biologique produit moins de boues que la plupart des traitements chimiques. Par contre, les systèmes biologiques sont plutôt difficiles à gérer puisqu'ils sont très sensibles aux fluctuations de leur environnement.

2.3.1 Traitements aérobies

2.3.1.1 *Traitement par biomasse en suspension (boues activées)*

Le principe du traitement par boues activées est assez simple en soi puisqu'il s'agit de mélanger directement, dans un réacteur, la biomasse avec l'eau usée en s'assurant de suffisamment alimenter le réacteur en eau usée pour garder une croissance bactérienne optimale. Dans un tel système, le brassage permet le contact entre la biomasse et les polluants, mais il permet également d'incorporer de l'oxygène dans le système, ce qui est également nécessaire à la croissance bactérienne.

Ce procédé est souvent retenu pour traiter des matières dissoutes ou particulières qui ne sont pas décantables (colloïdales) par voie chimique. Dans le cas des boues activées, il y a, lors de la réaction, une formation de floes biologiques (boues) par l'agglomération naturelle des bactéries avec des MES. Les floes formés sont donc plus faciles à récupérer par décantation.

Le traitement par boues activées est dépendant de la charge (organique) à traiter et de l'âge des boues qui sont à l'intérieur du réacteur, mais outre ces paramètres, l'organisation hydraulique du réacteur peut être très variable. On rencontre différents types de réacteurs (ex. : conventionnel, mélange intégral, réacteur biologique séquentiel (RBS), etc.) et chacun de ceux-ci a ses propres paramètres de fonctionnement et ses propres performances.

2.3.1.2 Traitement par biomasse fixée (biofiltration)

Les traitements à biomasse fixée ressemblent grandement aux traitements à biomasse libre sauf que dans ce cas, les microorganismes sont fixés sur des supports solides et l'eau percole à travers ces biofiltres afin d'être traitée.

Selon Metcalf et Eddy (2003), les traitements à biomasse fixée ont la capacité de surmonter les lacunes des traitements à biomasse libre. Il est effectivement démontré que la formation du biofilm, noyau des procédés biologiques, est plus représentative de ce qui se passe réellement dans les lacs et les rivières où il y a dépôt de ce biofilm sur les roches du fond du cours d'eau. En effet, l'ensemble de ces unités de traitement s'appuie sur la formation d'un biofilm à la surface du support fixe. Ce biofilm est un consortium complexe de microorganismes attachés à une surface comportant une ou plusieurs espèces (Costerton et al., 1995). La formation de ce biofilm est, bien entendu, dépendante de facteurs environnementaux comme l'apport en éléments nutritifs, la température et le pH du milieu. Lors du contact de l'eau à traiter avec le biofilm, trois zones distinctes sont rencontrées (surface aérobie, centre anoxique et couche intérieure anaérobie) et ces couches sont toutes trois nécessaires à une bonne dégradation de la matière organique complexe en molécules plus simples et en biomasse.

Les systèmes conventionnels de biofiltration (biomasse fixée) les plus connus sont les lits de percolation et les biodisques. De plus en plus, des systèmes plus avancés sont également mis en marché comme les lits fluidisés, les microencapsulations, les bioréacteurs à membranes, etc. Par contre, comme il ne s'agit pas du sujet principal de ce mémoire, il ne sera question ici que des lits de percolation et des biodisques.

En fait, les lits de percolation permettent l'enlèvement des polluants en permettant à l'eau de s'écouler sur le biofilm qui est fixé sur un milieu granulaire (pierres ou pièces de plastique de

formes variées). Il s'agit en effet d'un filtre à granules libres qui permet la formation d'un biofilm à la surface des granules afin de favoriser l'oxydation bactérienne des matières organiques qui sont présentes dans l'eau à traiter. Il est à noter qu'un tel procédé est grandement affecté par la charge hydraulique, la configuration du milieu filtrant et la profondeur du lit.

Les principaux inconvénients d'une telle technique sont les besoins en espace, les odeurs et la présence d'insectes. De plus, l'encrassement d'un tel filtre est très important dû à une production abondante de microorganismes.

Les biodisques sont plutôt des disques de grand diamètre, partiellement submergés dans des bassins contenant l'eau à traiter et sur lesquels le biofilm est fixé. La rotation lente de ces disques dans l'effluent, permet le transport d'un film d'eau à l'air libre. Ainsi, le contact de l'eau avec l'air permet au film biologique d'absorber de l'oxygène, ce qui est nécessaire au travail des microorganismes qui peuvent ainsi dégrader la matière organique transportée par l'eau.

Les principaux avantages de cette technique sont : une construction facile, un entretien et une opération simples et une faible consommation d'énergie. Par contre, cette méthode n'a pas que des avantages puisque les biodisques peuvent être fortement touchés par l'usure (ils sont toujours en mouvement), par une fatigue par corrosion ou par une fatigue microbienne (Mba et al., 1999).

2.3.1.3 *Traitement par lagunage*

Le lagunage ressemble fortement au traitement par boues activées sauf que dans ce cas, l'effluent à traiter est habituellement moins concentré en polluants. En fait, le lagunage est une méthode couramment utilisée en Amérique du Nord puisqu'elle a pour avantages d'être souple et peu coûteuse. On retrouve deux classes distinctes de traitement par lagunage : les étangs de stabilisation et les étangs aérés.

Les bassins de stabilisation peuvent être séparés en deux catégories soit les bassins de stockage et d'infiltration ou les lagunes à écoulement. Dans les bassins de stockage, les eaux à traiter ne s'écoulent pas vers l'extérieur du bassin, mais elles s'infiltrent plutôt dans le sol ou elles s'évaporent. Dans le cas des lagunes à écoulement, il est également possible de définir trois différents types de lagunes : étangs aérobies à algues (peu profond, contaminants dégradés par bactéries aérobies et facultatives, oxygène transporté par algues photosynthétiques), étangs

facultatifs (dégradation anaérobie au fond du bassin, oxydation du méthane et autres composés réduits en surface) et étangs anaérobies (dégradation en deux phases anaérobies).

Dans le cas des étangs aérés, l'oxygénation se fait de façon naturelle ou mécanique (à l'aide d'aérateurs ou de diffuseurs). Comme dans le cas des bassins de stabilisation, il est possible de rencontrer deux types de lagunes aérées : l'étang aérobie aéré dans lequel l'oxygène et les MES sont répartis de façon uniforme dans le bassin et l'étang aérobie facultatif dans lequel il y a une certaine décantation des MES qui s'effectue, ce qui permet une phase de dégradation anaérobie.

2.3.2 Traitements anaérobies

Contrairement aux phénomènes rencontrés dans la majorité des traitements précédents, le traitement anaérobie consiste en la dégradation de la matière organique à l'aide des microorganismes mais sans la présence d'oxygène. Une telle dégradation anaérobie se sépare en deux phases. La première est une phase d'acidogénèse où les microorganismes transforment la matière organique en acides gras volatils (acide acétique, propionique, etc.). La deuxième phase, la méthanogénèse, permet aux microorganismes de transformer ces acides gras en biogaz (70% méthane et 30% de dioxyde de carbone). C'est cette dernière étape qui est limitante dans le procédé puisque la vitesse de croissance des bactéries qui effectuent la réaction de méthanogénèse est plus lente que celle des bactéries effectuant l'acidogénèse.

Le traitement anaérobie d'une eau usée est plus difficile à contrôler que le traitement aérobie et les coûts d'immobilisation sont plus importants. Par contre, ce type de procédé est très utile dans le traitement des effluents fortement chargés ($DCO > 3\ 000\ \text{mg/L}$) et lorsque la production de biogaz est suffisante pour en faire la récupération (Blais, 2004). D'ailleurs, la production de biogaz est un facteur qui explique l'intérêt de l'utilisation des traitements anaérobies par rapport aux traitements aérobies. Ces gaz permettent en effet de fournir la chaleur nécessaire à d'autres étapes du traitement à peu de frais.

D'autres avantages sont également associés à ce type de procédé comme le fait que la production de boues est de 2 à 5 fois moins importante que dans le cas des traitements aérobies. De plus, comme la biomasse s'acclimate bien, le système peut rester sans alimentation pendant une plus longue période et redevenir active lorsque l'alimentation est de nouveau fournie. Finalement, le

procédé est moins coûteux qu'un procédé aérobie puisqu'il n'est pas nécessaire d'introduire de l'oxygène dans le système.

Par contre, ce type de procédé anaérobie a tout de même des désavantages : activité bactérienne plus faible à basse température, prétraitement nécessaire pour éliminer les éléments nutritifs résiduels, acclimatation initiale plus longue (8 à 12 semaines), systèmes plus sensibles au pH et aux composés toxiques.

Les trois types de réacteurs qui sont habituellement utilisés dans ce type de procédé sont les bioréacteurs à biomasse libre (biomasse agitée dans l'eau à traiter), les bioréacteurs à biomasse fixée (biomasse fixée sur un médium solide (ex. : disques) où l'eau usée est mise en contact par écoulement ou par rotation) et les bioréacteurs hybrides (qui utilisent la biomasse libre et la biomasse fixée).

3 TRAITEMENTS ÉLECTROCHIMIQUES DES EAUX USÉES

Comme il a été dit précédemment, les traitements électrochimiques prennent de plus en plus leur place dans le traitement des eaux usées chargées en matières organiques puisqu'ils sont considérés comme ayant un bon potentiel d'assainissement et l'aspect moins polluant de l'électricité est encore plus intéressant. De plus, la facilité d'automatisation et la possibilité de coupler ce type de technologie avec d'autres méthodes de traitement (ex. : membranes) encouragent sa percée. En fait, les techniques électrochimiques prennent de l'intérêt parce que les techniques biologiques sont parfois limitées pour traiter différents composés plus réfractaires ou bio-résistants (Cenkin et Belevstev, 1985).

Dans les lignes qui suivent, il est présenté un bref résumé de différentes techniques de traitements électrochimiques qui sont utilisées lors du traitement des eaux usées chargées en matières organiques.

3.1 TRAITEMENTS PAR ÉLECTRO-OXYDATION

L'électro-oxydation est une application des propriétés électrochimiques pouvant être utilisées pour éliminer les composés organiques toxiques présents dans les eaux résiduaires et industrielles. L'intérêt de ce type de traitement réside dans sa capacité d'action à deux niveaux sur les polluants organiques, cette capacité lui conférant un net avantage par rapport aux procédés conventionnels d'oxydation chimique. En effet, l'oxydation électrochimique (électro-oxydation) de composés organiques peut s'effectuer soit exclusivement sur l'électrode (effet direct) et/ou par génération *in situ* d'un oxydant en solution (effet indirect). L'action directe, obtenue par décharge anodique de la molécule d'eau, conduit à la génération de radicaux libres (OH°) sur l'électrode. Ces radicaux sont capables d'oxyder plusieurs molécules organiques complexes non oxydables chimiquement ou difficilement oxydables (Pulgarin et al., 1994). L'oxydation anodique peut également conduire à l'oxydation totale des polluants organiques (dégagement de CO_2 et formation de H_2O) ou à la formation de composés plus simples, moins toxiques ou non toxiques et biodégradables (Comninellis et al., 1992). L'effet direct a plus d'impact sur les impuretés de faibles dimensions (ions, petites molécules, colloïdes et virus) (Persin et Rumeau, 1989). Selon Chen (2004), l'oxydation directe peut se traduire par la

production anodique d'oxygène actif ou par la formation d'oxydes de métaux (MO) (oxygène actif chemisorbé). L'oxygène actif adsorbé permet la combustion complète de la matière organique (R) tandis que l'oxygène actif chemisorbé permet la production de composés organiques oxydés (RO) comme par exemple :



Des électrodes insolubles dites à forte surtension d'oxygène (Pt, Ti/IrO₂, Ti/RuO₂, Ti/SnO₂, PbO₂, Gr, etc.) sont couramment utilisées (Gandini et al., 1998; Rajkumar et al., 2005) pour effectuer une oxydation directe. L'efficacité de l'oxydation anodique dépend surtout du type de matériau utilisé dans la fabrication de l'anode. Comme il est montré plus haut, plusieurs types d'électrodes sont présentement disponibles sur le marché et pour plus de détails, de nombreux articles peuvent être utilisés comme référence, dont celui de Chen (2004). L'utilisation de l'oxydation anodique directe est une technique intéressante puisqu'elle ne forme pas de composés indésirables et qu'il n'est pas nécessaire d'ajouter une grande quantité de produits chimiques.

Lorsque l'effet direct n'est pas suffisant (trop lent ou inefficace) pour permettre une bonne élimination des polluants, il peut être nécessaire de générer électrochimiquement un oxydant dont l'action pourra se prolonger, même après la sortie de l'eau du réacteur (Persin et Rumeau, 1989). Dans un tel cas, l'oxydation des halogénures est souvent utilisée (Cl⁻, Br⁻), cette technique permettant de former à l'anode des oxydants relativement puissants : l'acide hypochloreux (HClO) et l'acide hypobromeux (HBrO). C'est ce qu'on appelle l'électrochloration ou l'électrobromation, selon l'halogénure oxydé. Il est également possible, en présence d'ions sulfates, de générer à l'anode un oxydant puissant, soit l'acide persulfurique (H₂S₂O₈). Cette technique indirecte est efficace dans l'oxydation de nombreux composés organiques et inorganiques, surtout lorsque la concentration en agent oxydant dépasse les 3 g/L (Abuzaid et al., 1999). De plus, l'effet indirect permet d'agir sur une variété de polluants plus grande que dans le cas de l'oxydation directe. En effet, il est possible de traiter des eaux chargées en grosses molécules, en MES et en bactéries (Persin et Rumeau, 1989). Par contre, la formation possible de

composés halogénés indésirables limite l'utilisation de cette technique. Ainsi, dans le cas où l'eau traitée ne contient pas d'halogénures ou lorsqu'il n'est pas souhaitable d'en ajouter (afin de limiter la salinisation de l'eau brute, par exemple), il est également possible de réduire l'oxygène dissous (en choisissant judicieusement les électrodes) ce qui permet de former des peroxydes (ex. : H_2O_2). Ce type d'oxydation électrochimique à effet indirect s'appelle l'électroperoxydation. Dans ce cas, la cathode est fabriquée à partir de PTFE (Teflon) poreux tandis que l'anode est composée de Pb/PbO₂ ou Pt.

3.2 TRAITEMENT PAR ÉLECTROFLOTTATION

L'électroflottation est un procédé électrochimique qui consiste à créer, lors de l'imposition du courant, un dégagement gazeux sous forme de petites bulles d'oxygène et/ou d'hydrogène par électrolyse de l'eau. L'électroflottation s'effectue avec des électrodes insolubles. Les réactions qui sont associées à ce phénomène sont les suivantes :

Réaction anodique :



Réaction cathodique :



La production du gaz se fait généralement au fond de la cellule (Figures 3 et 4) et c'est donc lors du passage des bulles vers la surface que les particules de polluants (MES hydrophobes, huiles, graisses) s'accrochent à elles. Il y a ainsi formation à la surface d'une couche de mousse chargée en polluants qui est facilement récupérable par simple raclage. L'électroflottation n'est pas une

technique qui permet d'éliminer les matières dissoutes qui se trouvent dans les eaux à traiter, mais elle permet un bon abattement des MES.

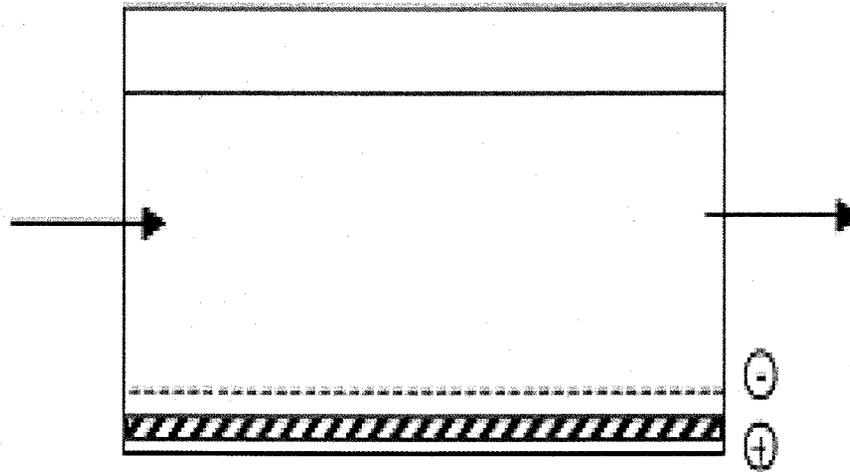


Figure 3 Cellule conventionnelle d'électroflottation (Chen, 2004)

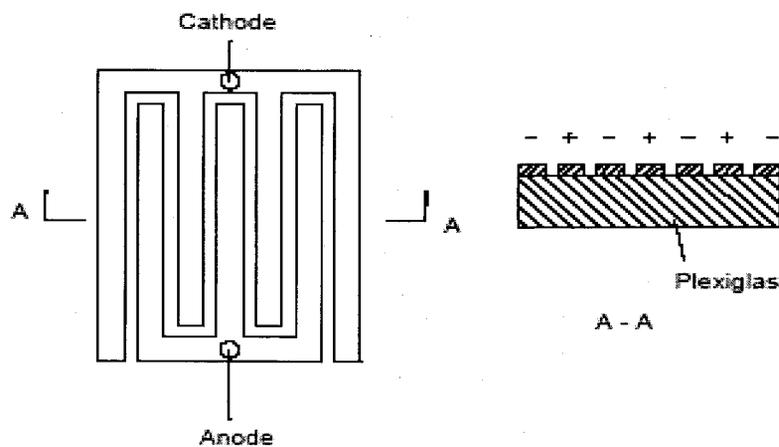


Figure 4 Arrangement des électrodes au fond d'une cellule d'électroflottation (Chen, 2004)

Pour avoir un bon rendement, il est nécessaire de tenir compte de plusieurs facteurs. En effet, la production des bulles de gaz est intimement liée à l'intensité de courant imposée au système puisque c'est ce paramètre qui contrôle la quantité et la taille des bulles formées. En effet, même la taille des bulles produites peut faire la différence dans l'efficacité du traitement. Habituellement, il est préférable de rechercher une production importante de petites bulles,

celles-ci ayant une plus grande surface active. D'après une étude réalisée par Inan et al. (2004), le diamètre moyen des bulles d'hydrogène est de l'ordre de 15 à 30 μm lorsque la densité de courant varie de 10 à 40 mA/cm^2 , tandis que celui des bulles d'oxygène varie de 45 à 60 μm .

De plus, la qualité de l'enlèvement des polluants particulaires dépend de la rencontre entre les particules et les bulles de gaz, ce qui implique encore une fois qu'il est préférable d'avoir le plus grand nombre possible de bulles dans le système pour favoriser les rencontres bulle-particule. Plusieurs autres facteurs peuvent également entrer en ligne de compte comme la vitesse de remontée des bulles ainsi que la taille des particules à éliminer. Par exemple, si les particules sont trop fines, elles peuvent être seulement repoussées par la traînée de la bulle et aucun accrochement n'est possible.

La variation de taille des bulles de gaz formées dépend aussi du pH de la solution traitée (Glembotskii et al., 1975; Inan et al., 2004). En effet, les bulles d'hydrogène sont plus petites à des pH près de la neutralité et dans le cas des bulles d'oxygène, elles grossissent lorsque le pH augmente. Par contre, il n'y a pas que le pH qui fait varier la taille des bulles. En effet, le matériau utilisé dans la fabrication des électrodes influence également ce paramètre. Les surfaces très polies de l'acier inoxydable permettent la formation de minuscules bulles (Chen, 2004), ce qui n'est pas obtenu avec tous les matériaux.

Ainsi, l'électroflottation est une technique permettant d'éliminer la plupart des polluants particulaires. L'électroflottation est caractérisée par l'utilisation d'équipements simples, moins encombrants et nécessite des temps de rétentions relativement courts. De plus, l'électroflottation est 10 à 100 fois plus rapide que la séparation gravimétrique qui est utilisée pour la récupération de fines particules dispersées (Karpuzcu et al., 2002).

3.3 TRAITEMENT PAR ÉLECTROADSORPTION

L'électroadsorption est une technique électrochimique qui rappelle l'adsorption sur charbon activé conventionnel. Cette méthode utilise également le passage d'un courant pour faciliter la réaction entre les polluants chargés et le milieu poreux choisi, ce qui lui permet de profiter, par la même occasion, de la création d'une surface active beaucoup plus importante que lors d'un traitement électrochimique standard. Cette très grande surface active vient de la présence d'une

grande quantité de pores de petites tailles à la surface des électrodes (cathodes ou anodes selon la charge du polluant à éliminer et la charge imposée). Ce type de traitement peut se faire en utilisant un lit fluidisé généralement composé de particules de carbone (voir Figures 5 et 6) ou en utilisant des plaques poreuses qui servent d'électrodes mobiles ou fixées selon le cas. Les plaques, formées de fibres de carbone tissées entre elles possèdent une structure poreuse du même type que les granules de carbone utilisées dans les procédés standards d'adsorption, mais leur surface spécifique est de $2500 \text{ m}^2/\text{g}$, ce qui est environ 2.5 fois celle obtenue lors de l'utilisation du charbon activé sous forme de granules (Niu et Conway, 2003). Le fait d'avoir une très grande surface d'électrodes active implique que la densité de courant à la surface de celle-ci est très peu élevée. Si cet avantage est ajouté à l'importante agitation créée par la fluidisation des particules, cela permet, d'une part, d'améliorer le coefficient de transfert de matière et, d'autre part, de réduire la couche de diffusion (« écrasement ») du profil de concentration près de l'électrode), entraînant ainsi une augmentation de l'efficacité du courant électrique (Kaminari et al., 2005).

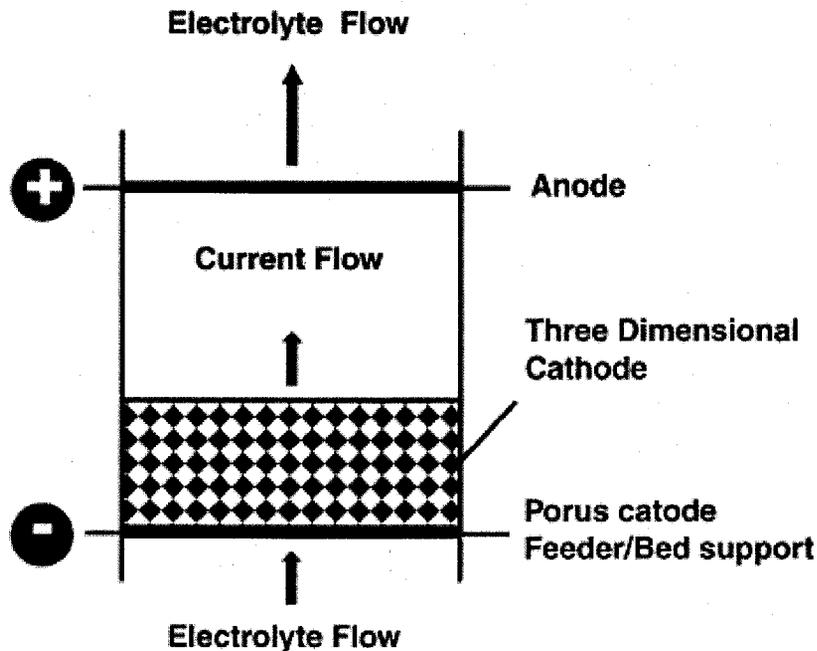


Figure 5 Réacteur à lit fluidisé pour le traitement des eaux usées selon Kaminari et al. (2005)

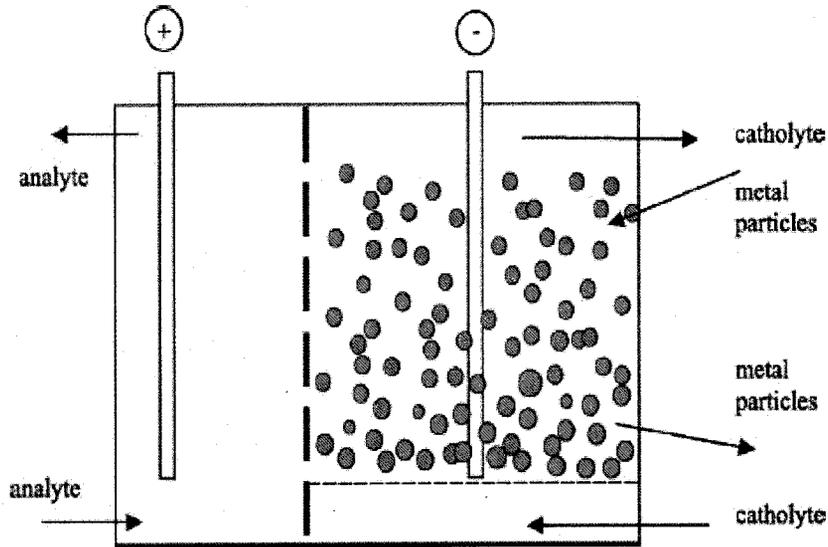


Figure 6 Réacteur à lit fluidisé pour le traitement des eaux usées selon Chen (2004)

Dans le cas de l'utilisation d'un lit fluidisé, les particules sont habituellement chargées négativement (électrode cathodique), ce qui permet aux métaux mais également aux composés organiques de venir s'adsorber à leur surface. Comme il a été dit précédemment, le carbone sous forme de granules est généralement choisi, mais des billes d'acier peuvent également être utilisées pour jouer le rôle de la cathode (Kaminari et al., 2005). Dans tous les cas, le lit de particules est rendu cathodique par l'insertion d'une électrode (barre ou support plat) qui joue le rôle d'alimentateur en courant électrique au sein du lit. L'anode, de son côté, est également une barre (ou une électrode plane) mais celle-ci est trempée uniquement dans l'électrolyte. Peu importe le montage utilisé, c'est l'application d'un léger voltage sur les particules de carbone en mouvement qui permet d'obtenir l'électrosorption. Ce phénomène se fonde sur des interactions électrostatiques et des liaisons de van der Waals entre les polluants et le carbone (Koparal et al., 2002). Parfois, la fluidisation du lit ne permet pas le maintien d'un contact électrique stable entre la barre et les particules de carbone, ce qui crée une chute ohmique importante. Ainsi, pour pallier à ce problème, plusieurs barres peuvent être ajoutées au système (au sein du lit) pour permettre un contact plus constant. Il est également possible d'utiliser un système de particules similaire au lit fluidisé, mais en gardant ces particules dans un lit fixe (« *packed bed cell* ») (Chen, 2004). Dans tous les cas, lorsqu'il y a un dépôt (métallique ou de matière organique) suffisamment important à la surface des granules, celles-ci sont entraînées vers le fond par leur

poinds et sont retirées du système pour être remplacées par des granules neuves (Grimm et al., 1998). Ces granules chargées peuvent également être récupérées et transférées dans un deuxième système où les espèces électrosorbées sont relâchées en inversant la polarité des granules de carbone (Niu et Conway, 2002b), ce qui permet de concentrer les polluants pour les éliminer subséquemment ou pour les récupérer, selon leur valeur. Dans tous les cas, ce type de régénération *in situ* du charbon activé sans avoir besoin d'ajouter une étape de grillage comme dans le cas de l'utilisation du charbon activé conventionnel représente un grand avantage, surtout au niveau des coûts (Bán et al., 1998). En effet, l'inversion de polarité de la cathode est une méthode simple et nécessitant peu de manipulations qui permet d'obtenir un carbone libéré de ses polluants et ainsi, réutilisable. Que le procédé soit un lit fluidisé, un lit fixe ou qu'il utilise plutôt des électrodes poreuses, le principe de fonctionnement reste à peu près le même : l'eau est introduite dans le réacteur par le fond avec une certaine pression et la force du courant permet de soulever les granules pour les mettre en suspension, ou du moins permet le contact direct entre le charbon chargé et les polluants se trouvant dans l'électrolyte par le brassage (voir Figures 5 et 6). À l'échelle industrielle, le réacteur utilisé dans le cas du traitement par électroadsorption ne dépasse pas les 2 m de hauteur (pour des raisons hydrauliques), ce qui limite la concentration en polluants qui peut être éliminée dans l'eau brute à traiter. Par contre, le mode de traitement en continu permet de réduire les désagréments liés à cette technique (Grimm et al., 1998). Cette méthode de traitement des eaux usées est surtout efficace en métallurgie extractive mais plusieurs essais en laboratoire ont été effectués sur différents composés organiques (phénol, pyridine, etc.), afin de déterminer le potentiel de traitement. L'impact de certaines conditions opératoires est également évalué (ex. : pH, effet de matrice (électrolytes), etc.) pour ces cas précis (Bán et al., 1998; Niu et Conway, 2002a).

3.4 TRAITEMENT PAR ÉLECTROCOAGULATION-ÉLECTROFLOCCULATION

3.4.1 Principe

L'électrocoagulation est une technique électrochimique dérivée de la coagulation chimique standard. Dans le cas de l'électrocoagulation, aucun ajout de produit chimique n'est effectué puisque les ions métalliques actifs proviennent directement de la dissolution des anodes. Cette

situation permet donc de diminuer le coût d'utilisation de produits chimiques et diminue par le fait même la production finale de boues dont il faut disposer. De plus, les hydroxydes métalliques qui sont formés lors de l'électrocoagulation ont une très grande habilité pour l'adsorption des polluants (Inan et al., 2004). Il est important de noter que les termes « *coagulation* » et « *floculation* » sont parfois utilisés sans discernement par certains auteurs. Selon Degremont (1972), la coagulation décrit le phénomène de déstabilisation des particules présentes dans l'eau, tandis que la floculation est l'agglomération de ces particules. Cette même distinction sera faite dans ce document et c'est pourquoi la technique est présentée sous le nom d'électrocoagulation-électrofloculation et non seulement sous la formulation électrocoagulation. Ainsi, dans les sections qui suivent, il sera question tout d'abord des principaux paramètres reliés au fonctionnement de l'électrocoagulation. Par la suite, les avantages et les inconvénients de la méthode seront présentés et finalement quelques unités électrolytiques de type industriel seront décrites.

3.4.2 Types d'électrodes

Deux types d'électrodes peuvent être utilisés dans le traitement des eaux par électrocoagulation : des électrodes de fer (acier doux) et des électrodes d'aluminium. Dans les deux cas, les matériaux utilisés peuvent être de qualité secondaire, ce qui diminue les coûts d'achat d'équipement. Ces matériaux sont choisis parce qu'ils permettent la production importante d'hydroxydes lors de l'imposition du courant, ce qui favorise la coagulation. L'anode soluble est donc composée d'un métal qui se dissout facilement sous le passage du courant, comme c'est le cas du fer ou de l'aluminium. De son côté, la cathode peut être également constituée de fer ou d'aluminium ou encore d'un autre métal. Lors de l'électrolyse, il n'y a pas de décomposition de la cathode induite par le courant électrique puisque le potentiel appliqué n'est pas excessif. Cependant, il y a un dégagement gazeux (H_2) provenant de l'électrolyse de l'eau. D'ailleurs, cette production de gaz contribue à la flottation des floes d'hydroxydes métalliques (phénomène d'électroflottation), ce qui en facilite leur récupération à la surface du liquide. Les mécanismes de formation des hydroxydes métalliques lors de l'électrocoagulation sont présentés à la section suivante.

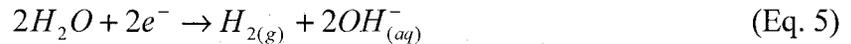
3.4.3 Mécanismes de formation des hydroxydes

La dissolution électrolytique des anodes d'aluminium produit des espèces cationiques comme Al^{3+} et $Al(OH)_2^+$ à un pH relativement bas. Lorsque le pH augmente, ces espèces sont transformées en $Al(OH)_3$, lesquels composés peuvent se condenser pour former des dimères tels que $Al_2(O)(OH)_4$ et $Al_2(OH)_2^{4+}$ ou encore former d'autres composés polymériques plus complexes. Les réactions chimiques rencontrées lors de la production d'hydroxydes sont les suivantes (Mollah et al., 2001) :

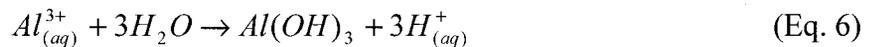
Réaction anodique :



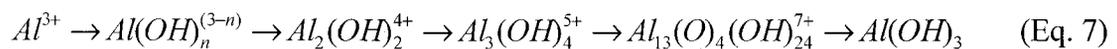
Réaction cathodique :



Réaction au sein de la solution :



Il est important de souligner que la formation de l'hydroxyde d'aluminium sous forme solide (ou amorphe) résulte d'une succession de réactions (germination ou condensation) en solution qui entraîne l'apparition de monomères ($Al(OH)^{2+}$, $Al(OH)_2^+$, $Al(OH)_3$, et $Al(OH)_4^-$) et de polymères ($Al_2(OH)_2^{4+}$, $Al_3(OH)_4^{5+}$ et $Al_{13}O_4(OH)_{24}^{7+}$) suivant l'équation Eq. 7 (Amirtharajah et Mill, 1982; Exall et Vanloon, 2000; Jolivet, 1994):



Dans cette équation, « n » représente le nombre d'ions d'hydroxydes entourant le métal Al dans la sphère de coordination. Les complexes polymériques sont d'autant plus importants en solution que la concentration de Al^{3+} augmente. Ainsi, les polluants solubles et insolubles peuvent coaguler avec les hydrates d'aluminium ou les hydroxydes d'aluminium et être ensuite éliminés de l'effluent. Ces complexes solides formés sont gélatineux et de couleur blanchâtre et les polluants peuvent être adsorbés à la surface de ceux-ci. Selon la littérature, les électrodes d'aluminium sont surtout utilisées lors du traitement de l'eau potable (Chen, 2004). Il est important de noter que l'hydrate d'alumine n'est efficace (pour la coagulation) que lorsque le pH de la solution se situe entre 5.8 et 7.4 (Degremont, 1972; Edeline, 1996). Lorsque le pH ne se trouve pas dans cette marge, il y a un danger de persistance de l'ion Al^{3+} dans la solution sous forme soluble. Un tel surplus d'ions Al^{3+} n'est pas désirable dans l'eau traitée et ne contribue pas à la réaction de coagulation-floculation.

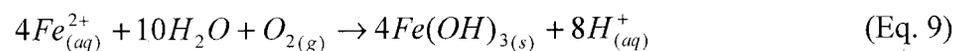
Dans le cas de l'utilisation des électrodes de fer, les ions Fe^{2+} et/ou Fe^{3+} sont produits à l'anode lors de l'imposition du courant, suivi de la formation d'hydroxydes de fer en solution. Deux mécanismes sont retenus pour expliquer la formation de ces deux formes d'hydroxydes (Mollah et al., 2001) :

Mécanisme 1 :

Réaction anodique :



Réaction au sein de la solution :

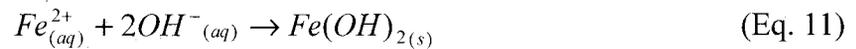


Mécanisme 2 :

Réaction anodique :



Réaction au sein de la solution :



À l'instar des électrodes d'aluminium, il y a également formation d'ions OH^- et dégagement de H_2 à la cathode dans les deux cas (mécanismes 1 et 2). Dans le cas de l'utilisation des électrodes de fer, les hydroxydes forment une suspension gélatineuse verte foncée qui retire les polluants de l'eau par complexation ou par attraction électrostatique (Ibanez et al., 1998; Rajeshwar et Ibanez, 1997). Contrairement aux électrodes d'aluminium, les électrodes de fer ne sont que peu utilisées dans le traitement des eaux potables. On les retrouve surtout dans les usines de traitement des eaux usées (Chen, 2004). Les hydrates de fer sont efficaces pour la coagulation pour des pH supérieurs à 5.5 (Degrémont, 1972). Les ions métalliques libérés anodiquement dans l'effluent réagissent selon deux mécanismes distincts lors de leur contact avec les polluants. En premier lieu, ils réagissent directement avec ceux-ci (ex. : PO_4) pour former des précipités insolubles qui seront récupérables par sédimentation. En deuxième lieu, ils réagissent avec les ions OH^- qui sont produits à la cathode lors de la décomposition de l'eau (production simultanée de H_2), pour former des hydroxydes insolubles. Ces hydroxydes ($Al(OH)_3$ et $Fe(OH)_2$ ou $Fe(OH)_3$) peuvent par la suite adsorber des polluants à leur surface (floculation) et les entraîner par flottation ou par sédimentation, selon leurs propriétés de surface (Blais, 2004). Il est également important de noter que, tout dépendant du type de suspension à traiter, il est possible qu'il y ait une période de latence dans l'abattement des polluants. En effet, des essais d'électrocoagulation effectués démontrent que l'abattement de la DCO ne se produit que lorsqu'il y a suffisamment d'agent coagulant (Khemis et al., 2006). C'est pourquoi l'application de modèle mathématique peut être difficile pour expliquer ce qui se produit lors de ce type de traitement. Par ces mécanismes, l'électrocoagulation permet d'assainir les eaux usées industrielles ou municipales en enlevant la quasi totalité des MES, en diminuant la DBO et la DCO et en éliminant une partie des nutriments comme l'azote et le phosphore. De plus, l'électrocoagulation est utile pour éliminer les H&G (Chen, 2004) ainsi que la turbidité, les composés colorés, les algues, les microorganismes, les silicates, l'oxygène dissous, etc. Deux exemples de réacteurs (entrée d'eau horizontale, entrée d'eau verticale) sont représentés à la Figure 7.

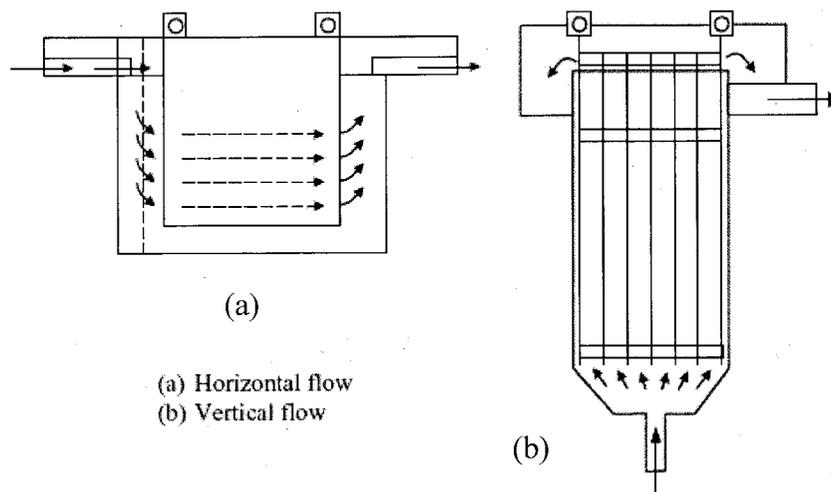


Figure 7 Exemples de réacteurs d'électrocoagulation (Chen, 2004)

3.4.4 Configuration des électrodes

Les électrodes utilisées dans le traitement par électrocoagulation peuvent être de formes variées, tout dépendant de l'effluent à traiter et des installations déjà en place. Il est possible de rencontrer des électrodes cylindriques, des lits fluidisés, des électrodes de métal déployé et des électrodes planes. Dans certains cas, les anodes sont même placées dans un réacteur qui sert directement de cathode (Beck et al., 1974). Par contre, dans la majorité des cas en recherche et même dans les applications industrielles, les électrodes planes sont les plus utilisées. Cette section ne touchera donc que ce type d'électrodes. Il est également important de noter que le nombre d'électrodes utilisées est très variable. Certains auteurs utilisent seulement une paire d'électrodes (El-Masry et al., 2004; Kumar et al., 2004; Phutdhawong et al., 2000), tandis que d'autres utilisent jusqu'à huit électrodes (Beauchesne et al., 2005; Meunier et al., 2004). En fait, tout dépendant du nombre d'électrodes utilisées, la configuration des électrodes planes peut être de deux types : monopolaire ou bipolaire. Dans les deux cas, les électrodes sont placées sur le support de façon à avoir un espacement constant. La configuration choisie dépend seulement de la façon dont elles sont branchées au générateur de courant. Dans le cas de la configuration monopolaire, chacune des électrodes est branchée au générateur en alternant les anodes et les cathodes (voir Figure 8A).

Dans le cas de la configuration bipolaire, seules les deux électrodes placées aux extrémités du réacteur sont branchées au générateur de courant (une connectée à la borne positive et l'autre à la borne négative) (voir Figure 8B). Toutes les électrodes intermédiaires servent à la fois d'anode et de cathode (dipôles), sans être toutefois directement branchées. En fait, le passage du courant se fait par déplacement ionique au sein de la solution.

Le choix de l'une ou l'autre des configurations doit être fait en fonction de l'eau à traiter, de ses caractéristiques propres et du nombre d'électrodes disponibles.

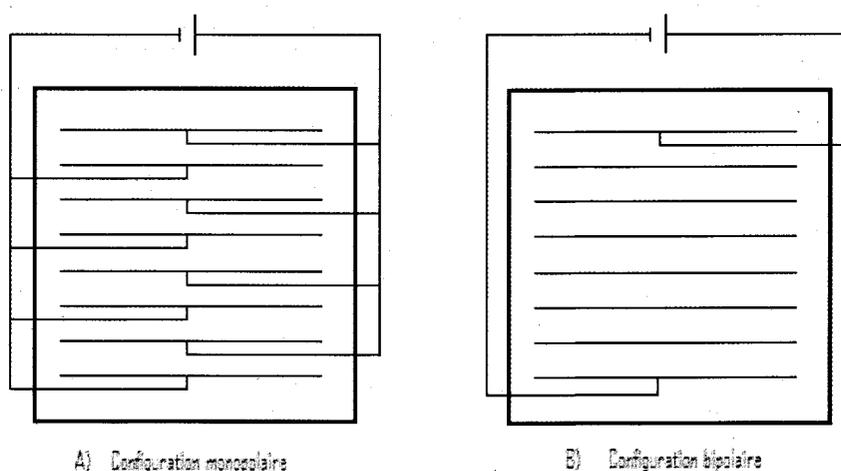


Figure 8 Configurations des électrodes

3.4.5 Source de courant

Habituellement, le générateur de courant utilisé est une source de courant continu, mais il est également possible d'utiliser le courant alternatif pour alimenter le système (Mollah et al., 2001; Ryan et al., 1989). En effet, l'utilisation du courant continu peut provoquer la formation d'un film passif (imperméable) sur les électrodes si le système fonctionne sur une longue période ce qui diminue l'efficacité du réacteur en diminuant le passage du courant. Certaines études tendent donc à démontrer que l'utilisation du courant alternatif retarde ce phénomène et permet d'allonger la vie des électrodes (Parekh, 1979).

3.4.6 Intensité de courant imposée

L'intensité de courant imposée au système est un paramètre important puisqu'il 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 les électrodes cathodiques. En effet, si le courant est trop faible, une faible quantité d'hydroxydes sera produite, une faible quantité d'hydrogène sera dégagée à la cathode et le temps de résidence de l'effluent dans le réacteur devra être plus long afin d'obtenir une bonne qualité de l'eau traitée. Dans le cas contraire, un courant plus élevé provoquera une augmentation de la vitesse de la réaction, mais dans ce cas, les électrodes seront attaquées plus rapidement, entraînant une consommation plus rapide des électrodes et une dépense énergétique plus importante. De plus, quand le courant utilisé est trop élevé, il y a des risques de perdre une grande partie de l'énergie en chaleur dans le système (Chen, 2004). Il est donc primordial de faire un compromis entre la dépense énergétique la plus efficace et les coûts d'opération les plus bas. De plus, une trop grande densité de courant provoque habituellement la coalescence des bulles de gaz, ce qui réduit l'efficacité de l'électrocoagulation (Anon, 1996). En effet, en diminuant le pouvoir de la flottation, la récupération des floccs formés est plus difficile et moins efficace.

Ainsi, la densité de courant à utiliser pour les différents types d'eau est très variable. Selon la littérature, la densité de courant proposée est d'environ 20-25 A/m² (Chen, 2004) si les électrodes doivent être utilisées pendant une longue période sans effectuer de trop nombreux nettoyages. Bien entendu, cette densité de courant peut varier dans le cas où un système de nettoyage plus fréquent est déjà en place. D'un autre côté, d'autres auteurs déterminent une gamme plus large de densité de courant, soit de 10 A/m² (Pouet et al., 1991) à 3 000 A/m² (Donini et al., 1993).

3.4.7 Conductivité de l'eau brute

C'est la conductivité du milieu qui permet un bon transfert ionique dans l'effluent, ce qui signifie qu'elle doit être assez élevée selon le courant qui est imposé. En effet, dans le cas où la conductivité est trop faible, la résistance du milieu est très forte, ce qui oblige l'application d'une

tension très élevée pour faire passer le courant. Une tension très élevée implique une grande dépense énergétique, ce qui n'est pas désirable sur le plan monétaire.

Dans le cas où un effluent n'est pas suffisamment conducteur, l'utilisation d'un électrolyte indifférent peut améliorer la conductivité électrique. En effet, un tel électrolyte (ex. : Na_2SO_4) ne réagit pas avec les ions en solution mais aide au passage du courant entre les électrodes. Ainsi, la réaction peut se produire malgré la résistance initiale de l'effluent. Un autre sel est aussi souvent utilisé conjointement avec l'électrocoagulation : le chlorure de sodium. Ce sel (NaCl) est utilisé parce qu'il est non toxique et que son coût est modéré (Calvo et al., 2003). En effet, l'ajout de chlorure de sodium permet d'augmenter la conductivité du milieu, ce qui diminue la demande énergétique. De plus, les ions chlorures peuvent être utiles en empêchant la déposition du calcium et du magnésium sur les électrodes dans le cas où l'eau traitée contient beaucoup de carbonates et de sulfates. Ces composés entraînent en effet la formation d'un film passif qui diminue de façon importante le rendement de courant. La littérature (Chen, 2004) propose même une proportion de 20% d'ions Cl^- (par rapport à l'ensemble des ions présents) afin d'assurer une bonne réaction d'électrocoagulation et par la même occasion permettre la production de chlore qui effectue une partie de la désinfection des eaux. Par contre, une trop grande quantité de sel provoque une consommation excessive des électrodes anodiques et une dissolution irrégulière de celles-ci. Il est également important de noter qu'un ajout de composé chimique, même de NaCl , entraîne souvent la nécessité de traiter à nouveau l'effluent final, que ce soit pour diminuer la salinité, ajuster le pH ou récupérer une partie des produits de réactions créés. Il faut donc privilégier les solutions naturellement conductrices pour un traitement par électrocoagulation.

3.4.8 pH de l'eau brute

Le pH de l'eau brute peut avoir un impact sur la formation des bulles de gaz et sur la solubilité des différents hydroxydes générés lors de l'électrolyse (Chen, 2004). De plus, dans le cas où la solution à traiter possède une conductivité importante, l'effet du pH n'a pas autant d'impact sur la qualité du traitement. Par contre, à des pH neutres, la conductivité est souvent plus variable ce qui entraîne une plus grande demande énergétique. D'après Chen (2004), l'enlèvement des polluants est justement plus efficace lorsque le pH est près de la neutralité. Pendant l'électrocoagulation, une hausse de pH est souvent remarquée lorsque l'effluent est acide, tandis

que l'inverse est également observé lorsque l'effluent est basique (Chen, 2004). La hausse du pH des solutions initialement acides est due à la formation d'ions hydroxydes (OH^-) lors de la réduction de l'eau à la cathode (Vik et al., 1984). Cette hausse de pH permet la précipitation des hydroxydes métalliques (Rajeshwar et Ibanez, 1997). En revanche, la production de protons H^+ obtenus, d'une part, lors de la formation des hydroxydes métalliques ($\text{Al}(\text{OH})_3$ ou $\text{Fe}(\text{OH})_2$), et d'autre part, lors de l'oxydation de l'eau en l'oxygène, peut contribuer à diminuer le pH de l'eau traitée (Chen, 2004). Ainsi, l'augmentation ou la diminution du pH de l'effluent électrolysé dépend de la cinétique de production des ions hydroxydes (OH^-) et de celle des protons (H^+). Par exemple, lors de l'électrocoagulation utilisant des électrode d'aluminium, Chen (2004) indique que la baisse du pH des solutions initialement basiques résulterait de la réaction entre $\text{Al}(\text{OH})_3$ et des ion OH^- entraînant la formation de $\text{Al}(\text{OH})_4^-$ selon la réaction :



Ainsi, pour obtenir un bon rendement épuratoire, il est préférable de travailler à un pH qui permet la formation optimale d'hydroxydes métalliques d'aluminium solides, c'est-à-dire, à des pH variant entre 5.8 et 7.4. Dans le cas des hydroxydes de fer, il est souhaitable de travailler à des pH supérieurs à 5.5.

3.4.9 Température initiale de l'eau brute

L'effet de la température sur le traitement de l'eau usée par électrocoagulation n'a pas été réellement étudié de façon précise depuis sa découverte. Par contre, selon Chen (2004), le traitement par électrocoagulation s'améliore en haussant la température jusqu'à environ 65°C. Selon Koren et Syversen (1995), la température ne doit pas être trop élevée puisque dans ce cas, il y a un changement dans l'interface gaz-liquide qui n'est pas souhaitable pour l'enlèvement des polluants. De plus, une température plus élevée implique une production de bulles d'hydrogène de taille plus importante (expansion du gaz à haute température), ce qui augmente la vitesse de remontée et une diminution de l'accrochage des particules en suspension. Ainsi, le traitement s'effectue habituellement à la température ambiante.

3.4.10 Autres facteurs influençant l'électrocoagulation

Plusieurs autres facteurs peuvent influencer la qualité du traitement des eaux par électrocoagulation. Le premier est naturellement la composition chimique de l'effluent à traiter. En effet, les différents composés organiques ne réagissent pas tous de la même façon au passage du courant et peuvent entraîner de grandes variations dans les résultats obtenus. Le meilleur exemple est celui des composés chimiques de type phénolique dont l'élimination dépend de l'emplacement des groupements phénoliques sur la molécule de base (Chairungsi et al., 2006). Cette même observation peut se faire concernant d'autres composés, huiles ou pigments et ce phénomène doit être pris en compte dans l'analyse des résultats obtenus.

La distance inter-électrode peut également influencer la qualité du traitement. Cette distance peut varier selon le type d'eau à traiter et surtout selon sa conductivité. De plus, la distance entre les électrodes doit également tenir compte de l'encrassement possible et de la facilité à nettoyer le système. Ce facteur est important lors de la mise à l'échelle industrielle d'une unité de traitement par électrocoagulation. La chute ohmique (liée à la résistance électrique) dans la solution électrolytique est directement liée à la distance qui sépare les électrodes et à la conductivité de la solution. Elle est en grande partie responsable de la baisse de rendement énergétique des procédés électrolytiques. Il est possible de la diminuer en augmentant la concentration en électrolyte ou en rapprochant les électrodes.

Il en est de même pour d'autres facteurs tels que l'état de surface des électrodes (lisse ou rugueuse) et le degré du mélange dans le réacteur d'électrolyse (agitation suffisante ou non) qui peuvent influencer la surtension de transfert ou d'activation. La surtension de transfert est un facteur déterminant dans l'appréciation des performances d'une électrode. Elle correspond en fait au travail nécessaire pour extraire (ou fixer) les électrons de la surface des électrodes.

3.4.11 Avantages de l'électrocoagulation dans le traitement des eaux usées

Les avantages de l'électrocoagulation sont nombreux. En effet, parmi les plus importants, il est possible de noter que cette technique permet une production *in situ* de l'agent coagulant, ce qui implique qu'il n'y a pas de coûts engendrés par le transport et l'entreposage de réactifs chimiques. Ainsi, il y a moins de risques d'accidents mettant en danger les installations et les

travailleurs. De plus, comme il n'y a pas d'ajout de produit chimique, il n'y a pas d'augmentation de la concentration en anions indésirables ou en sels, comparativement à l'utilisation de la précipitation chimique standard (Cenkin et Belevstev, 1985).

Concernant l'efficacité épuratoire du traitement, il est à noter qu'il est possible d'éliminer 60 à 80% de la charge polluante (Rumeau, 1989). Les odeurs et la couleur de l'effluent peuvent également être éliminées (Mollah et al., 2001), ce qui diminue énormément les besoins de traitements biologiques subséquents qui sont plus lents et coûteux (Blais, 2004). L'électrocoagulation permet également d'augmenter la biodégradabilité de l'effluent, ce qui permet aussi de faciliter un traitement biologique subséquent (Alinsafi et al., 2005; Persin et Rumeau, 1989) et le temps de résidence de l'eau à traiter est plus court que dans le cas d'autres types de traitements (Phutdhawong et al., 2000). En fait, selon Szpyrkowicz (2005), la capacité d'enlèvement de la matière organique dépend de la vitesse d'hydrolyse de l'agent coagulant, de la vitesse de déstabilisation des colloïdes et de la vitesse de transport des ions et des particules dans le système.

Contrairement à la coagulation chimique, l'électrocoagulation élimine plus facilement les plus petites particules (particules fines ou colloïdales). En fait, la présence du champ électrique induit par la différence de potentiel existant entre les électrodes entraîne la mise en mouvement des particules colloïdales et contribue ainsi à la coagulation de celles-ci (Persin et Rumeau, 1989). Ce champ électrique peut également avoir la capacité de diminuer le nombre de microorganismes dans l'effluent à traiter. En effet, de part et d'autre de la fine membrane bactérienne, il existe un champ électrique qui est de l'ordre de quelques centaines de volts par centimètre. Lorsqu'une solution contaminée est soumise à un champ électrique supérieur au champ existant au niveau de la membrane bactérienne, un effet bactéricide est observé (Eynard et al., 1999; Vernhes et al., 1999; Vyglazova et al., 1975). Aussi, lors de l'électrocoagulation, un effet bactéricide peut être observé par neutralisation des charges bactériennes. En fait, les bactéries sont des espèces généralement chargées négativement et elles peuvent se présenter sous forme d'une suspension colloïdale. À l'instar des particules colloïdales, cette suspension bactérienne peut être déstabilisée par la neutralisation des charges négatives en présence d'agents coagulants ($\text{Fe}^{2+}/\text{Fe}^{3+}$ ou Al^{3+}).

Par ailleurs, lors de l'électrocoagulation il y a flottation des particules (électroflottation) induite par la génération des bulles de gaz d'hydrogène (H_2) générées à la cathode. Les bulles de gaz s'accrochent aux particules ou aux floccs d'hydroxydes métalliques et les entraînent vers la surface du liquide où ils peuvent être éliminés par simple écumage (Yang and Kravets, 2002).

Un dernier avantage est attribué à cette technique : la facilité d'opération et d'automatisation d'un tel système (Rumeau, 1989). En effet, la demande en composés chimiques est négligeable, le contrôle de la cellule est essentiellement électrique et aucune partie mobile n'est nécessaire. Ainsi, l'entretien est mineur et la quantité de boues métalliques formées est moins importante que celle générée par la coagulation chimique conventionnelle (Meunier et al., 2004; Rajeshwar et Ibanez, 1997; Vik et al., 1984; Wendt et Kreysa, 2001). En effet, les boues obtenues sont moins hydrophiles, elles décantent plus vite et contiennent moins d'eau (Persin et Rumeau, 1989). Les coûts en disposition des boues peuvent donc être ainsi diminués.

3.4.12 Inconvénients de l'électrocoagulation dans le traitement des eaux usées

Quelques inconvénients de l'électrocoagulation peuvent également être énoncés. En effet, pour permettre un passage du courant suffisant, l'effluent à traiter doit être suffisamment conducteur et il y a toujours une probabilité d'avoir la formation d'un film d'oxyde passivant la surface des électrodes, ce qui peut diminuer de façon importante l'efficacité du système (Mollah et al., 2001).

Un autre inconvénient de cette méthode de traitement qui peut être cité mais qui dépend toujours de la situation géographique, est son coût d'opération et celui de l'entreposage des boues. Contrairement à d'autres, certains auteurs semblent tout de même penser que les coûts d'opération sont concurrentiels (Chen, 2004). Par contre, il est important de noter que l'électrocoagulation est une technique qui peut traiter efficacement plusieurs types d'effluents mais l'efficacité et les coûts qui y sont reliés ne peuvent être prédits par des modèles (Calvo et al., 2003). Selon Lai et Lin (2006), les boues formées lors du traitement des eaux de polissage contiennent près de 80% d'eau. La disposition de ces boues très humides entraîne des coûts importants et différentes étapes de traitements doivent être utilisées pour en augmenter la siccité comme la filtration ou le conditionnement par congélation (Blais, 2004; Lai et Lin, 2006). En

effet, cette dernière technique permet de réduire la quantité d'eau interstitielle entre les particules de matière (donc, de les regrouper) par la solidification complète des boues. Ainsi, peu importe la méthode utilisée, les coûts associés à ces manipulations restent élevés et les effets de plusieurs facteurs sur le système doivent être étudiés afin de déterminer les conditions optimales de traitement de l'effluent choisi.

3.4.13 Applications de l'électrocoagulation à l'échelle industrielle

L'électrocoagulation a été testée sur de nombreux types d'effluents et la littérature montre les résultats obtenus dans le traitement des eaux contenant des H&G réfractaires (Chen, 2004; Xu et Zhu, 2004), des eaux chargées en métaux (Beauchesne et al., 2005; Djedidi et al., 2005; Kumar et al., 2004), des eaux chargées en composés organiques réfractaires (Laridi et al., 2005), des eaux issues de l'industrie du textile (Alinsafi et al., 2005; Edwards et al., 2006; Kashefialasl et al., 2006; Lin et Chen, 1997; Şengil et al., 2004; Zaroual et al., 2006), des eaux de buanderies commerciales pour l'enlèvement des phosphates (Bektaş et al., 2004; Ge et al., 2004), des eaux issues des usines d'huile d'olive (Adhoum et Monser, 2004; Calvo et al., 2003; Inan et al., 2004), des eaux de restaurants (Chen et al., 2000a, b), des eaux provenant d'usine de cigarettes (Bejankiwar, 2002), des eaux chargées en composés phénoliques (Chairungsi et al., 2006; Chowwanapoonpohn et al., 2003; Phutdhawong et al., 2000) et finalement, des eaux de surface et des eaux grises (El-Masry et al., 2004; Jiang et al., 2002; Lin et al., 2005). De plus, quelques études montrent l'intérêt d'une telle technologie dans le contrôle et le traitement des eaux destinées à la consommation humaine, comme par exemple la défluoruration (Emamjomeh et Sivakumar, 2006). La majorité de ces investigations démontrent un bon abattement des polluants principaux et un intérêt certain pour la mise à l'échelle industrielle. Par contre, lorsqu'on recherche de réelles applications à l'échelle industrielle, on constate tout d'abord que bien peu de compagnies fournissent des appareils de taille suffisamment grande pour être utilisés à grande échelle. Par contre, il y a tout de même quelques compagnies qui vantent les résultats obtenus à l'aide de cette technologie. C'est le cas entre autre de la compagnie Eco-Via® LLC (compagnie issue de la fusion de QI Quantum Ionics Inc. et Vantage Technologies, LLC et utilisant les cellules de Powell Water Systems Inc..) qui a développé une série d'appareils d'électrocoagulation pouvant traiter de 1.5 à 2500 gallons par minute (gpm) (de 0.34 à 568 m³/h)

et pouvant ainsi s'adapter aux besoins précis des compagnies (Eco-Via® LLC, 2006; N.E.A.T. Environment™ Inc., 2006; Powell Water Systems Inc., 2006). La Figure 9 montre d'ailleurs un exemple de cellule d'une capacité de traitement d'eau usée de 30 gpm (6.8 m³/h).



Figure 9 Cellule Powell Water Systems Inc. (Powell Water Systems Inc., 2006)

Les électrodes utilisées dans ces cellules peuvent être composées d'aluminium ou de fer et selon le manuel technique en ligne (N.E.A.T. Environment™ Inc., 2006) celles-ci sont distantes de 1/8 de pouce (0.32 cm) afin d'empêcher le colmatage tout en permettant d'imposer une tension raisonnable. Les valeurs énergétiques indiquées dans la description des appareils sont d'environ 3 V et de 0.375 A par pouce carré (équivalent à 0.47 V/cm² et 0.06 A/cm²) afin de garder une demande en énergie qui n'est pas surévaluée. De plus, afin de profiter au maximum de l'électroflottation qui se produit en même temps que l'électrocoagulation, l'entrée de l'eau brute se fait dans le même sens que le dégagement gazeux afin de ne pas former une couche isolante

(gazeuse) sur la paroi active des électrodes. Pour ce qui est de la source de courant nécessaire, les cellules sont construites de manière à passer directement du courant AC au courant DC ce qui diminue l'espace nécessaire lors de l'installation (aucun transformateur nécessaire).

Toujours selon le manuel technique (N.E.A.T. Environment™ Inc., 2006), ce type de cellule a déjà été utilisé pour le traitement de plusieurs types d'eaux (ex. : eaux issues des usines de textiles, de placage de métaux, d'abattoirs, de buanderies, d'eaux municipales, etc.) et certains résultats sont présentés au Tableau 2. L'abattement de la plupart des polluants est assez intéressant et le traitement semble efficace.

Tableau 2 Résultats obtenus lors de l'utilisation de la cellule Powell (N.E.A.T. Environment™ Inc., 2006)

| Contaminant | Source | Raw (mg/L) | Treated (mg/L) | Removal (%) |
|----------------|----------------|------------|----------------|-------------|
| Aluminium | Can Mfg. | 224 | 0.693 | 99.7 |
| Arsenic | Steam Cleaner | 0.30 | <0.01 | 96.7 + |
| Barium | Steam Cleaner | 8.0 | <0.10 | 98.7 + |
| Calcium | Cooling Tower | 1 321 | 21.4 | 98.4 |
| Cadmium | Electroplating | 31 | 0.338 | 98.9 |
| Chromium total | Condenser wash | 139 | <0.1 | 99.9 |
| Cobalt | Steam Cleaner | 0.13 | <0.05 | 62 + |
| Copper | Electroplating | 287 | 0.484 | 99.8 |
| Iron | Acid Mine | 151 | 0.57 | 99.6 |
| Lead | Manufacturing | 8.21 | 0.23 | 97.2 |
| Magnesium | Ammunition Plt | 6.7 | <0.1 | 98.5 |
| Manganese | Ammunition Plt | 0.28 | 0.047 | 83.2 |
| Mercury | Steam Cleaner | 0.006 | <0.002 | 66.6 + |
| Molybdenum | Steam Cleaner | 0.18 | 0.035 | 80.6 |
| Nickel | Manufacturing | 185 | 0.2 | 99.9 |
| Silicon | Acid Mine | 21.7 | 0.1 | 99.5 |
| Vanadium | Steam Cleaner | 0.23 | <0.01 | 95.6 + |
| Zinc | Plating | 221 | 0.14 | 99.9 |
| BOD | Fish Process | 40 500 | 750 | 98.1 |
| TSS | Municipal POTW | 5 620 | 25 | 99.6 |
| Fog | Food Process | 18 165 | 28 | 99.9 + |
| Bacteria | Municipal POTW | 110 MM | 2 200 | 99.999 + |

Les coûts encourus par l'électrocoagulation sont également comparés à ceux associés à la coagulation chimique. Selon les résultats obtenus, les coûts en installation et en opération avec l'électrocoagulation semblent moins élevés. Comme il est impossible d'avoir le détail de l'analyse économique, les résultats ne sont pas présentés ici. De plus, il est important de noter que les performances enregistrées dépendent du type d'eau traitée et que les paramètres sont ajustés en fonction des caractéristiques de celui-ci. Les exemples ainsi présentés ne sont pas nécessairement reproductibles pour une eau de différente composition.

Kaselco est une compagnie qui compte de nombreuses années à son actif dans le traitement des eaux usées et elle propose également l'électrocoagulation depuis peu. Selon les informations provenant de son site Internet (Kaspar Corporation, 2006), Kaselco précise que le procédé permet de traiter des eaux chargées en métaux lourds, en émulsions huileuses, en solides dissous, en DBO, en DCO et autres polluants. Les électrodes qui peuvent être utilisées sont en acier ou en aluminium selon les besoins. La Figure 10 présente un exemple de cellule de cette compagnie.

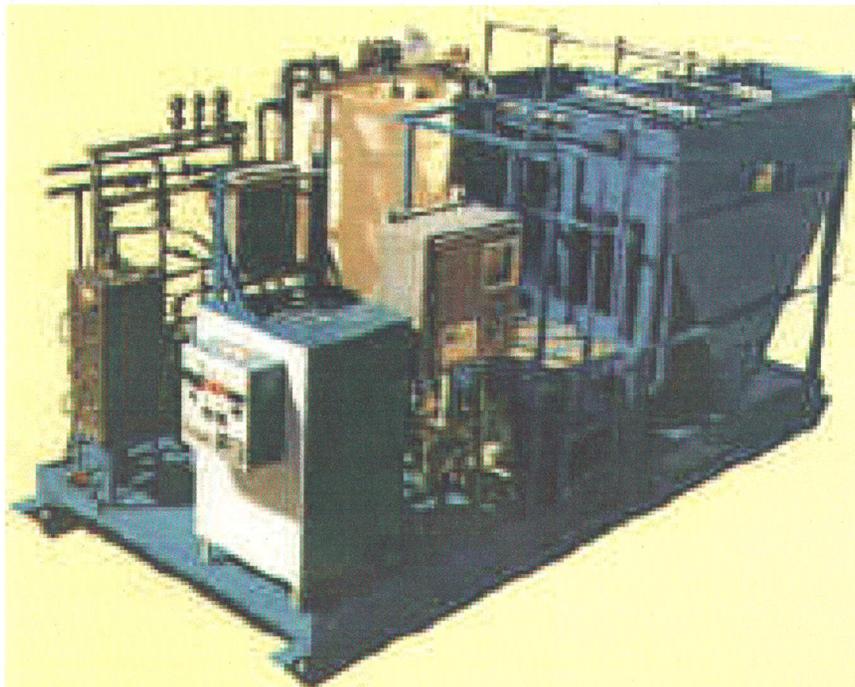


Figure 10 Cellule Kaselco (Kaspar Corporation, 2006)

Kaselco, tout comme la compagnie Eco-Via® LLC, indique que le matériau choisi pour la fabrication des électrodes (planes) est spécifique pour un type d'application et que les besoins doivent être bien évalués en laboratoire avant d'installer la cellule. Il n'est pas possible d'installer ce type d'appareil sans une étude approfondie des paramètres opératoires. Par contre, les performances attendues par ce type de traitement sont présentées au Tableau 3.

Tableau 3 Résultats obtenus lors de l'utilisation de la cellule de Kaselco (Kaspar Corporation, 2006)

| Contaminants | Conc. initiale (mg/L) | Conc. finale (mg/L) |
|-------------------|-----------------------|---------------------|
| Chrome hexavalent | 77.5 | 0.016 |
| Chrome total | 105.0 | 0.022 |
| Cuivre | 79.0 | 0.05 |
| Dureté, magnésium | 10.0 | 0.0 |
| Nickel | 37.5 | 0.05 |
| Phosphate | 24.0 | 0.70 |
| Phosphate | 175.5 | 0.40* |
| Zinc | 59.2 | 0.13 |
| Zinc | 175.5 | 0.40* |
| DBO | 39 900 | 5 080* |
| DCO | 53 300 | 7 320* |
| H&G | 9 958 | 45.6* |

* *Résultats obtenus après traitement sur des réacteurs séquentiels*

Kaselco indique que les performances de l'électrocoagulation sur certaines eaux sont meilleures que dans le cas du traitement par coagulation chimique. De plus, les coûts associés au traitement par électrocoagulation semblent également moins élevés que dans le cas du traitement chimique. Par contre, encore une fois, un manque d'information ne permet pas d'énoncer des chiffres précis.

Plusieurs compagnies de placage et des bases militaires utilisent des cellules d'électrocoagulation Kaselco aux Etats-Unis de façon permanente comme par exemple : Gull Industries, Houston, Texas (nickel, chrome), Randolph Air Force Base (alodine, chrome, eaux de rinçage des avions), San Antonio, Texas, Synergistic Environmental Systems, San Antonio, Texas (huiles et graisses). Les performances enregistrées ne sont malheureusement pas indiquées dans ces cas précis (Kaspar Corporation, 2006).

À la lumière des informations présentées précédemment, il s'avère que les performances énoncées par les vendeurs de systèmes de traitement des eaux par électrocoagulation semblent très intéressantes. Par contre, certaines institutions comme le Waste Management and Research Center (WMRC) ont effectué des tests sur des eaux provenant d'une usine de placage de métaux afin de vérifier la performance du procédé d'électrocoagulation. Les résultats obtenus lors de tests effectués sur ces eaux à l'aide de systèmes d'électrocoagulation de deux vendeurs distincts n'ont pas montré les résultats escomptés. La récupération était faible et l'électrocoagulation n'a pas démontré de performances supérieures à la coagulation chimique (IWMRC, 2006). Ainsi, il est clair que l'efficacité de l'électrocoagulation dans le traitement des eaux usées est extrêmement dépendante des caractéristiques de l'eau. Certains effluents seront toujours plus aptes à ce genre de traitements que d'autres. Il faut donc tenir compte de plusieurs paramètres et faire des tests spécifiques en laboratoire pour chacun des cas étudiés pour déterminer les meilleures conditions de traitement.

4 HYPOTHÈSE DE RECHERCHE, OBJECTIFS SPÉCIFIQUES ET DÉMARCHE EXPÉRIMENTALE

4.1 HYPOTHÈSE DE RECHERCHE

À l'heure actuelle, il existe très peu de procédés, opérés en une seule étape, capables d'éliminer simultanément les polluants (organiques et inorganiques, solubles ou insolubles) et les particules (en suspension ou colloïdales) responsables de la turbidité des eaux usées industrielles. L'électrocoagulation est une technique dérivée de la coagulation chimique classique au cours de laquelle plusieurs processus physico-chimiques et électrochimiques (réduction cathodique, dissolution anodique, électrophorèse, flottation, adsorption, précipitation et co-précipitation) peuvent être mis à profit pour le traitement de ces effluents industriels. L'ensemble de ces processus confère à l'électrocoagulation 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 (huiles, graisses, hydrocarbures, etc.)

4.2 OBJECTIFS DE RECHERCHE

Le but de cette étude est d'évaluer l'efficacité de l'électrocoagulation pour le traitement de différents types d'effluents industriels chargés en matière organique. La production *in situ* d'agent coagulant ($\text{Fe}^{2+}/\text{Fe}^{3+}$ ou Al^{3+}) obtenue par dissolution anodique lors de l'électrolyse devrait permettre d'éliminer principalement la pollution organique (soluble et insoluble), ainsi que les polluants inorganiques et bactériens et ce, tout en favorisant la clarification des eaux usées industrielles testées.

4.3 DÉMARCHE EXPÉRIMENTALE

La première partie de cette étude porte sur l'évaluation du potentiel de l'électrocoagulation dans le traitement de six effluents principalement chargés en matière organique et issus d'industries œuvrant dans des secteurs variés (agroalimentaire, transport naval, site d'enfouissement etc.). À l'issue de ces essais exploratoires, les deux effluents démontrant le plus d'intérêt environnemental sont choisis pour des essais d'optimisation. Lors de ces essais, l'impact de différents paramètres expérimentaux sur le système sont évalués (intensité de courant, temps de rétention, pH, concentration en électrolyte, conductivité, etc.). Une fois, les conditions optimales déterminées, des essais sont effectués en triplicata afin de démontrer la reproductibilité du traitement dans ces conditions. Par la suite, une étude est effectuée afin de comparer les résultats obtenus lors du traitement par électrocoagulation à ceux obtenus lors de la coagulation chimique conventionnelle. Finalement, une étude technico-économique est réalisée afin d'estimer les montants d'investissement nécessaires à l'implantation d'une unité de traitement par électrocoagulation.

5 MÉTHODOLOGIE

5.1 ÉCHANTILLONNAGE ET CARACTÉRISTIQUES DES EFFLUENTS

5.1.1 Effluent issu de résidus de scierie

Les eaux usées de scierie proviennent d'un site récent d'entassement de résidus de bois dans la région de l'Abitibi, dans la province de Québec. L'effluent a été prélevé suite à un dégrillage grossier permettant d'éliminer les plus grosses particules. Les échantillons ont été prélevés une seule fois sur le site d'entassement pendant la période d'essais et les principales caractéristiques de cet effluent sont les suivantes : 24 900 à 31 100 mg DCO₅/L, < 5 mg N-NTK/L, 205 à 225 mg MES/L et 13 800 à 14 400 mg ST/L.

5.1.2 Effluent issu d'une usine de fabrication de jus de fruits

Les eaux usées issues de procédés de production de jus de fruits proviennent d'une usine de la région de Manseau, dans la province de Québec. L'effluent comprend les eaux de procédés et de lavage de l'usine. Les échantillons ont été prélevés une seule fois à l'usine et les principales caractéristiques relatives à cet effluent sont les suivantes : 2 960 à 3 460 mg DCO₅/L, < 5 mg N-NTK/L, 105 à 125 mgMES/L et 980 à 1 090 mg ST/L.

5.1.3 Effluent issu d'une usine de fabrication de biscuits et de céréales

Les eaux usées issues de procédés de fabrication de biscuits et de céréales proviennent d'une usine sise à Hawkesbury, dans la province de l'Ontario. L'effluent prélevé comprend les eaux de procédés et de lavage de l'usine. Les échantillons ont été prélevés une seule fois sur le site et les principales caractéristiques de cet effluent sont les suivantes : 351 à 369 mg DCO₅/L, < 5 mg N-NTK/L, 105 à 130 mg MES/L et 247 à 387 mg ST/L.

5.1.4 Effluent issu d'une usine de transformation de viandes

Les eaux usées d'usine de transformation de viandes proviennent d'une compagnie de production de bacon située à Princeville, dans la province de Québec. L'effluent prélevé comprend les eaux de procédés et de lavage de l'usine. L'effluent a été échantillonné une seule fois sur le site et les principales caractéristiques de l'effluent sont les suivantes : 2 270 à 3 480 mg DCO₅/L, 138 mg N-NTK/L, 720 à 770 mg MES/L et 12 800 à 13 000 mg ST/L.

5.1.5 Effluent huileux issu de lavage des cales de bateaux

Les eaux usées issues du lavage des cales de bateaux proviennent d'une compagnie qui possède des réservoirs d'entreposage à Lévis, dans la province de Québec. L'échantillonnage a été directement effectué au niveau des réservoirs et contient essentiellement des eaux de lavage. L'effluent a été échantillonné une seule fois aux réservoirs et les principales caractéristiques de cet effluent sont les suivantes : 2 600 à 3 910 mg DCO₅/L, 130 mg N-NTK/L, 550 à 720 mg MES/L et 2 860 à 3 260 mg ST/L.

5.1.6 Effluent issu d'un abattoir de volailles

Les eaux usées issues d'un abattoir de volailles utilisées dans cette étude proviennent d'une usine d'abattage de Saint-Cuthbert dans la province de Québec. L'effluent a été prélevé suite à une étape de dégrillage permettant d'éliminer les particules les plus grossières. L'effluent a été échantillonné quatre fois durant la période de cette étude et, pour chacun de ces prélèvements, une caractérisation a été effectuée. Les caractéristiques physiques et chimiques de l'effluent varient quelque peu selon l'échantillon prélevé (voir annexe A au besoin) mais, en général, l'ordre de grandeur des paramètres étudiés reste relativement stable. Les principales caractéristiques de cet effluent sont les suivantes : 1 280 à 1 670 mg DCO₅/L, 197 à 293 mg N-NTK/L, 640 à 710 mg MES/L et 1 930 à 2 250 mg ST/L.

Finalement, il est à noter que ces effluents ont tous été prélevés dans des chaudières en polypropylène et conservés dans une chambre froide à 4°C dès leur réception. La caractérisation

physico-chimique des effluents a été effectuée dans les trois jours suivant leur réception à l'INRS-ETE et les principales informations qui en ressortent sont présentées au Tableau 4.

Tableau 4 Principales caractéristiques initiales des eaux usées industrielles testées*

| Paramètres | Effluents industriels | | | | | |
|-------------------------|-----------------------|---------------|----------------------|-----------------------|------------------|-----------------------|
| | Résidus de scierie | Jus de fruits | Biscuits et céréales | Transform. de viandes | Cales de bateaux | Abattoir de volailles |
| pH | 3.41 ± 0.03 | 5.83 ± 0.07 | 5.63 ± 0.09 | 5.80 ± 1.21 | 7.09 ± 0.10 | 6.33 ± 0.12 |
| Conduct. (µS/cm) | 818 ± 6 | 131 ± 5 | 112 ± 6 | 11 700 ± 1320 | 668 ± 13 | 393 ± 73 |
| Turbidité (NTU) | - | - | 35.5 | - | - | - |
| DCO _s (mg/L) | 28 000 ± 2 710 | 3 210 ± 210 | 366 ± 8 | 2 760 ± 387 | 2 960 ± 406 | 1 410 ± 97 |
| DCO _t (mg/L) | - | - | 409 ± 3 | - | - | - |
| COD (mg/L) | 9 490 | 734 | - | 205 | 396 | 107 |
| COT (mg/L) | 9 160 | 733 | - | 373 | 468 | 253 |
| NTK (mg/L) | < LD | < LD | < LD | 155 ± 10 | 125 ± 2 | 310 ± 5 |
| MES (mg/L) | 213 ± 11 | 112 ± 12 | 117 ± 13 | 739 ± 27 | 573 ± 18 | 675 ± 50 |
| MVES (mg/L) | 183 ± 6 | 90 ± 9 | 117 ± 13 | 650 ± 10 | 380 ± 18 | 630 ± 57 |
| ST (mg/L) | 14 000 ± 330 | 1 020 ± 58 | 324 ± 71 | 12 900 ± 134 | 3 090 ± 195 | 2 090 ± 158 |
| SV (mg/L) | 11 700 ± 310 | 779 ± 77 | 92.2 ± 35.3 | 1 800 ± 118 | 1 410 ± 129 | 1 440 ± 180 |

* La caractérisation complète des différents échantillonnages est présentée à l'annexe A

5.2 TECHNIQUES EXPÉRIMENTALES

5.2.1 Unité expérimentale

Le traitement électrochimique a été effectué dans un réacteur de plexiglas de 12 cm (largeur) x 12 cm (profondeur) x 19 cm (hauteur). Les électrodes (anodes et cathodes) sont des plaques métalliques de 10 cm (largeur) x 11 cm (hauteur) x 0.1 cm (épaisseur) placées parallèlement les unes aux autres. Les électrodes, au nombre de huit, ont une surface active de 110 cm² et l'espace entre chacune d'elles est de 1.5 cm. Elles ont été maintenues en place dans la cuve par un support perforé également en plexiglas situé à 2 cm du fond du réacteur et elles ont été presque entièrement submergées par l'eau à traiter. La Figure 11 présente le montage utilisé lors des essais.

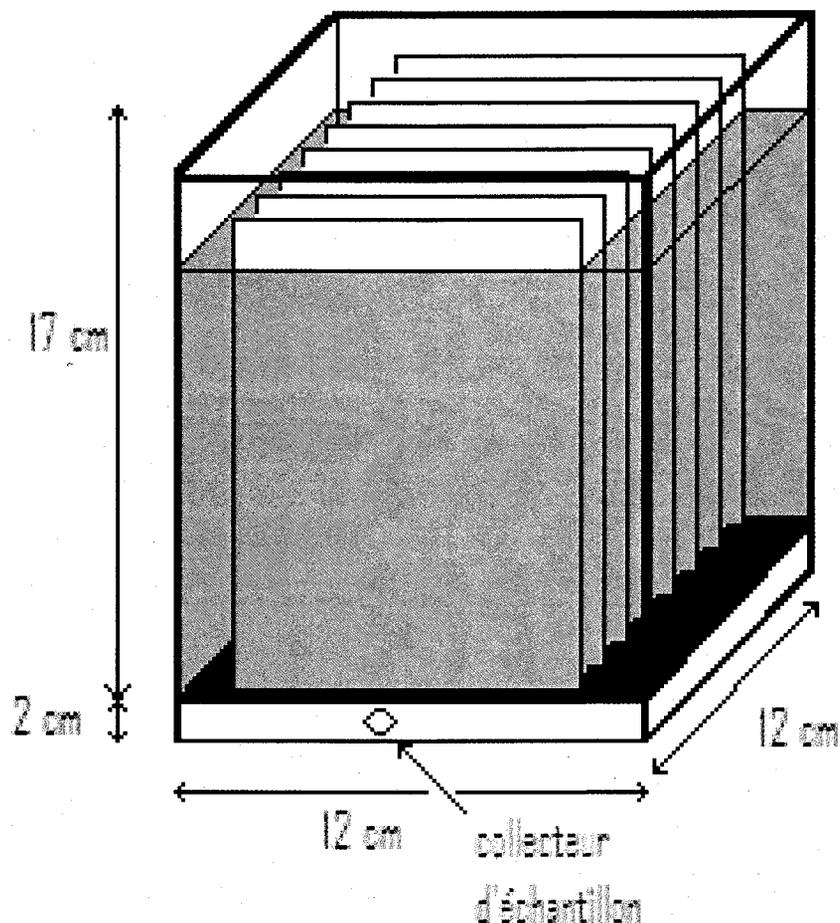


Figure 11 Structure schématique de la cuve d'électrocoagulation

L'intensité de courant a été imposée par un générateur de courant continu Xantrex XFR40-70 (Aca Tmetrix, Mississauga, Canada) capable d'imposer une tension maximale de 40 V et une intensité maximale de 70 A. Suivant l'arrangement et la connexion des électrodes au générateur de courant, deux configurations de réacteur électrolytique ont été testées : réacteur à électrodes en configuration bipolaire et réacteur à électrodes en configuration monopolaire.

Configuration bipolaire (BP) : Dans cette configuration, seules les deux électrodes situées aux extrémités de la série sont branchées au générateur de courant, les six autres jouant à la fois le rôle d'anode et de cathode (Figure 12). En effet, les six électrodes intermédiaires qui ne sont pas connectées au générateur de courant deviennent électriquement actives grâce au déplacement des ions en solution sous l'effet du champ électrique (migration) et de l'agitation mécanique (convection). Chaque ion transporte une fraction du courant électrique et c'est ce transport

ionique seulement qui assure l'activation des électrodes intermédiaires. Ainsi, sept électrodes sur huit sont graduellement consommées lors de l'électrolyse (sur leur face anodique seulement).

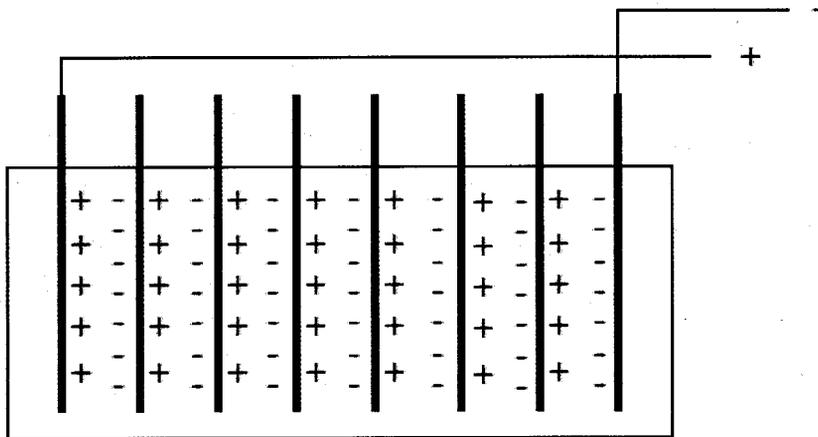


Figure 12 Électrodes branchées en configuration bipolaire

L'unité électrolytique de configuration bipolaire est composée de sept cellules électrolytiques montées en série, chaque cellule étant constituée d'une anode (+) et d'une cathode (-). Dans ce type de configuration, la même intensité de courant imposée par le générateur de courant traverse chacune des cellules.

Configuration monopolaire (MP) : Dans cette configuration, les huit électrodes utilisées sont individuellement branchées en alternance entre les bornes positive et négative du générateur de courant (Figure 13). Ainsi, quatre électrodes jouent le rôle d'anodes et les quatre autres servent de cathodes. Les quatre anodes se consomment graduellement sur les deux faces lors de l'imposition du courant tandis que les quatre cathodes demeurent intactes.

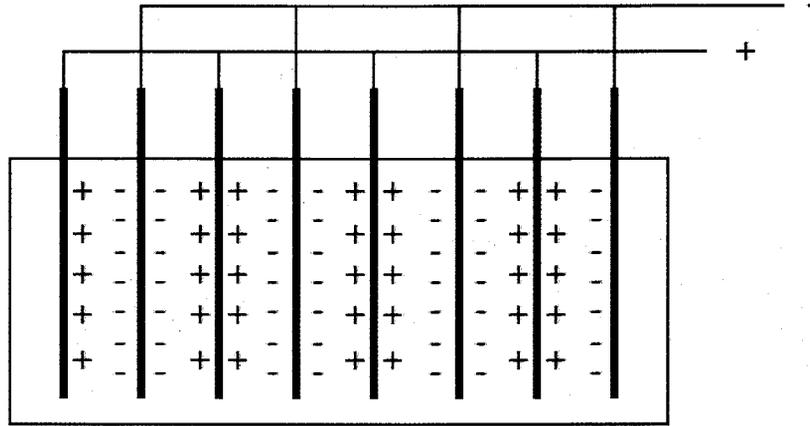


Figure 13 Électrodes branchées en configuration monopolaire

Cette unité expérimentale (en configuration monopolaire) est constituée de quatre cellules électrolytiques individuellement connectées au générateur de courant et montées en parallèles. Lors de l'électrolyse, il se crée trois autres cellules électrolytiques supplémentaires provenant de la polarisation simultanée des deux faces des électrodes, excluant les électrodes placées aux extrémités de la cuve pour lesquelles une seule face est polarisée. Ainsi, au total, l'unité expérimentale de type monopolaire est constituée de sept cellules électrolytiques. Dans ce type de configuration, le courant électrique reçu individuellement par les cellules est égal au courant total divisé par le nombre de cellules directement connectées au générateur de courant.

Pour chacune des configurations décrites ci-dessus, il est possible, à partir de la loi de Faraday, d'estimer la consommation en électrodes. Cette loi stipule que la masse de métal qui passe en solution dépend du courant imposé, du temps d'imposition, de la masse molaire du métal en question, du nombre d'électrons qui sont transférés par mole de métal dissous et de la constante de Faraday.

$$m_c = \frac{M * N * I * t}{n * F} \quad (\text{Eq. 13})$$

Dans cette équation, m_c (g) représente la masse théorique d'électrodes consommée, I (A), l'intensité de courant individuellement reçue par les cellules électrolytiques, M (g/mol), la masse

molaire, N , le nombre de cellules électrolytiques individuelles, t (sec), le temps d'électrolyse, n , le nombre d'électrons transférés lors du passage du courant et F (96 500 C/mol), la constante de Faraday.

5.2.2 Traitement par électrocoagulation

Avant leur utilisation, les effluents initialement stockés dans des chaudières d'une capacité de 20 L, ont été mélangés à l'aide d'une hélice à trois palmes de 13 cm de diamètre fixée à un agitateur mécanique de type CAFRAMO. Lors des essais, des volumes de 1.7 L d'effluent ont été introduits dans le réacteur électrolytique et l'agitation dans le réacteur a été assurée par un barreau magnétique placé au fond de la cuve (sous le support permettant de fixer les électrodes en position stable). Des intensités de courant variant entre 0.2 et 3.0 A ont été imposées pendant une période de temps variant entre 10 et 90 min. L'ajustement préalable du pH (pH variant entre 3 et 10) a été effectué à l'aide d'une solution d'acide sulfurique (H_2SO_4 , 10N) ou d'hydroxyde de sodium (NaOH, 1N). Un apport en électrolyte Na_2SO_4 (Laboratoire MAT, Beauport, QC, Canada) dans des concentrations variant entre 0 à 3.0 g/L a également été testé.

Avant l'imposition du courant électrique, un échantillon d'eau brute a été filtré et conservé pour des mesures analytiques de matières organiques dissoutes dans l'effluent initial. Au cours du traitement électrochimique, des échantillons de 10 mL ont également été prélevés dans le réacteur (par le tube collecteur présenté à la Figure 11) et filtrés (membrane Whatman 934AH) pour suivre l'abattement de la DCO₅ en fonction du temps. Pour ce faire, des échantillons ont été prélevés après 10, 20, 30, 40, 50, 60 et 90 min de traitement. À la fin de chaque essai, le pH et la conductivité ont été mesurés et le contenu du réacteur a été soigneusement versé dans un béccher d'une capacité de 4 L pour être soumis à une période de décantation d'environ 18 h (le solide décante ou flotte, selon le cas). Les électrodes ont également été retirées du support et la boue qui s'y trouvait a été récupérée et déposée dans le même béccher. Une fois cette période de 18 h terminée, la solution et le solide ont été filtrés sous vide sur membrane Whatman No. 4. Le résidu solide a ensuite été séché à 105°C pendant 24 h, puis pesé. Il est important de noter que, entre deux essais, les électrodes ont été nettoyées par trempage dans un bain d'acide nitrique à 5% (v/v) pendant environ 15 min. Une fois la période de trempage terminée, elles ont été rincées

à l'eau et frottées avec une brosse douce pour éliminer les résidus organiques et inorganiques déposés sur les électrodes et la cuve a également été lavée à l'eau savonneuse.

5.2.3 Étape de floculation-décantation

Les tests de floculation-décantation ont été effectués sur des effluents traités et non traités. Ces essais visaient d'une part à clarifier davantage la fraction liquide de la suspension et d'autre part, à accélérer la décantation qui a initialement été fixée à 18 h. Pour ce faire, trois types de polymères ont été testés, soit le Percol 351 (Allied Colloids, Brampton, ON, Canada), le Percol E10 (Ciba Specialty Chemicals Canada, Mississauga, ON, Canada) et le LPM 3135 (Ciba Specialty Chemicals Canada). Le premier est un polymère non-ionique, le deuxième est anionique et le dernier est cationique. Une fois l'essai électrochimique terminé, le contenu de la cuve a été versé dans un bécher de 4 L et l'ajout du flocculant a été effectué. La floculation a été réalisée en ajoutant les polymères préparés en solution de 1 g/L à des volumes d'environ 1.7 L de suspension et ce, pour des concentrations variant entre 0.005 à 0.050 g/L. La suspension et le polymère ont par la suite été mélangés en transvidant le contenu du bécher en alternance, d'un bécher à un autre (quatre à cinq fois). Par la suite, la suspension floculée a été transférée dans un cylindre gradué d'une capacité de 2 L ayant 49.5 cm de hauteur et un diamètre de 8 cm. Différentes périodes de décantation de 1, 2, 4, 6 et 18 heures ont été testées pendant lesquelles la hauteur de l'interface boue métallique-liquide a été notée afin d'évaluer la compacité du solide accumulé. À partir des observations effectuées, le temps minimum de décantation nécessaire à une bonne compaction a été déterminé. Des mesures de turbidité, de DCO_s et de DCO_t ont également été effectuées sur la fraction liquide. Par la suite, la solution et le solide ont été filtrés sous vide sur membrane Whatman No. 4. Le résidu solide a été pesé, séché à 105°C pendant 24 h et repesé. La fraction volumique de boues a été notée et la siccité des boues a été mesurée par différence de masse.

5.2.4 Traitement par coagulation chimique

Parallèlement au traitement par électrocoagulation, des essais de coagulation chimique utilisant des sels de fer et d'aluminium ont été réalisés. Ces essais visaient à comparer l'efficacité de l'électrocoagulation à celle de la coagulation chimique conventionnelle. Pour ce faire, deux coagulants commerciaux ont été utilisés : le chlorure ferrique à 33% en FeCl_3 (11% p/p en fer) et l'alun à 47% en sulfate d'aluminium (4.3% p/p en aluminium). Ces coagulants chimiques ont été fournis par la compagnie Eaglebrook (Varenes, QC, Canada). Les essais ont été effectués à l'aide d'un système d'agitation Jar-Test (modèle PB-700, Phipps \propto Bird, Virginia Co.), permettant le traitement simultané de six échantillons dans des réacteurs d'une capacité de 2 L. La Figure 14 présente d'ailleurs un appareillage en fonction. Des concentrations de Fe^{3+} (variant entre 0 et 0.70 g/L) et de Al^{3+} (variant entre 0 et 0.56 g/L) ont été utilisées, les concentrations maximales utilisées étant comparables à celles produites lors de l'application du procédé d'électrocoagulation. Des volumes de 1 L d'effluent brut ont été placés dans les différents réacteurs et le mélange a été réalisé par un agitateur mécanique à vitesse variable. L'introduction du coagulant se faisait sous agitation rapide (100 rotations par minute (RPM)) pendant environ 2 min, alors que l'ajout subséquent du polymère (floculant) se faisait sous agitation relativement lente (50 RPM) pendant environ 1 min. Les solutions résultantes ont été transférées dans des cylindres gradués d'une capacité de 1 L ayant 44.5 cm de hauteur et un diamètre de 6 cm. Des périodes de décantation d'une heure ont été observées et une fois le temps de décantation écoulé, un échantillon de la fraction liquide (surnageant) a été prélevé pour des mesures de pH, de conductivité, de turbidité, de DCO_s et de DCO_t . La fraction solide a été séchée à 105°C pendant 24 h et ensuite pesée.



Figure 14 Jar test utilisé pour les essais de coagulation chimique

5.3 MÉTHODES ANALYTIQUES

5.3.1 Mesures des paramètres opératoires

Un pH-mètre (Fisher Acumet modèle 915) 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 a été utilisé lors de cette étude. Un conductimètre (Oakton modèle 510) est également utilisé afin de déterminer la conductivité électrique initiale et finale de l'effluent. Une mesure de la température de l'effluent a également été prise à l'aide du conductimètre.

5.3.2 Mesures des contaminants organiques et inorganiques

Pour déterminer la concentration en DCO_s, les échantillons prélevés du système ont été filtrés sous vide sur membrane Whatman 934AH (diamètre de pores de 1.5 µm), immédiatement acidifiés à 0.2% avec de l'acide sulfurique concentré et conservés à 4°C jusqu'au moment des analyses. Les filtres choisis empêchent le passage des MES comme il est proposé par APHA et al. (1999). En fait, la méthode standard propose d'utiliser des filtres de diamètre de pores de

0.45 µm afin de déterminer les concentrations en espèces solubles. Dans le cas présent, les filtres 934AH permettent d'obtenir de très bons résultats tout en limitant le colmatage induit par la grande quantité de MES présentes dans les échantillons (surtout au début du traitement). Ainsi, afin de faciliter le travail au laboratoire, ce sont des filtres d'un diamètre de pores de 1.5 µm qui sont utilisés tout au long des essais effectués. Dans le cas de l'analyse de la DCO_t, les échantillons ne sont pas filtrés mais seulement acidifiés et conservés tel qu'indiqué. L'analyse de la DCO_s et la DCO_t a été effectuée selon la méthode standardisée du Ministère de l'Environnement du Québec codée MA. 315-DCO 1.0 à l'aide d'un digesteur HACH (1995).

La qualité de l'effluent traité par électrocoagulation a aussi été déterminée en évaluant la turbidité, les concentrations en MES et MVES et celles en ST et SV. La turbidité (en unités néphélométriques, NTU) a été mesurée à l'aide d'un turbidimètre Hach 2100AN. Les MES et les ST ont été mesurés à l'aide des méthodes standardisées de l'APHA et al. (1999), tout comme l'analyse de l'azote total (N-NTK).

L'analyse des métaux a été effectuée à l'aide d'un appareil ICP-AES (marque Varian, modèle Vista AX) et la préparation des échantillons dépendait du paramètre étudié. En effet, l'analyse des métaux dissous se faisait en filtrant l'échantillon sur membrane Whatman 934AH, en l'acidifiant avec de l'acide nitrique à 5% et en le conservant à 4°C jusqu'au moment de l'analyse. Dans le cas des métaux totaux dans les eaux, des digestions partielles (HNO₃/H₂O₂) ont été effectuées tandis que dans le cas des solides, ce sont plutôt des digestions totales utilisant successivement trois acides concentrés (HNO₃/HClO₄/HF) qui ont été préconisées. Dans tous les cas d'analyses de métaux, la préparation des échantillons a été menée selon les directives de l'APHA et al. (1999).

Les analyses de DBO₅, des H&G totales et des C₁₀-C₅₀ ont été effectuées en triplicata par le laboratoire Bodycote (Québec, QC, Canada), lequel est accrédité par le Ministère de l'Environnement du Québec (méthodes standards : QC004-92, QC061-97 et QC083-97).

5.3.3 Mesures des indicateurs de pathogènes

Des échantillons d'effluents traités et non traités ont aussi été envoyés au laboratoire Bodycote pour des mesures de *Escherichia coli* (méthode QM005-02) et des mesures de bactéries hétérotrophes aérobies et anaérobies facultatives (BHAA) (méthode QM004-02).

5.3.4 Réactifs et évaluation des coûts

Le coût en énergie électrique a été estimé en se basant sur un coût unitaire de 0.06 \$/kWh. Un coût unitaire de 5.00 \$/kg a été considéré pour chacun des polymères testés (Percol 351, Percol E10 et LPM 3135), tandis qu'une valeur de 0.30 \$/kg a été utilisé pour le coût de l'électrolyte (Na_2SO_4 , grade industriel). L'acide utilisé pour ajuster le pH de l'effluent avant le traitement était une solution d'acide sulfurique 10 N, dont le coût a été fixé à 0.04 \$/L (basé sur un coût de 80 \$ par tonne métrique (t.m.) d'acide concentré (H_2SO_4 93%)). Dans le cas de la base utilisée pour ajuster le pH de l'effluent final, il s'agissait d'une solution de NaOH 50 g/L dont le coût a été établi à 0.03 \$/L (basé sur un coût de NaOH solide de 600 \$/t.m.). Le coût en chlorure ferrique a été estimé à 1.50 \$/kg de fer et celui de l'alun a été considéré à 3.20 \$/kg d'aluminium.

Selon le taux de change du mois de mars 2006 (1.14 \$CAN/\$US), le coût en acier doux (entrant dans la fabrication des électrodes) a été évalué à 228 \$/t.m., tandis qu'un coût de 1 596 \$/t.m. a été considéré pour les électrodes d'aluminium. Le prix des métaux peut naturellement varier selon la provenance et la qualité du matériel utilisé. Dans le cas présent, les coûts estimés sont du même ordre de grandeur que ceux utilisés dans d'autres publications. En effet, Daneshvar et al. (2006) propose un coût de 342 \$ la tonne d'acier doux entrant dans la confection des électrodes utilisées pour son étude, tandis que Kobya et al. (2006) propose des coûts de 2 052 \$ par tonne d'aluminium (si on utilise le même taux de change que celui présenté dans cette section).

La disposition des boues, incluant le transport, a été évalué à 60 \$/t.m. de résidus secs en assumant que ces résidus ne sont pas considérés comme des matières dangereuses. Par contre, ce coût en disposition des boues ne tient pas compte des coûts en énergie nécessaire au séchage de celles-ci. Les coûts d'opération totaux sont présentés dans les tableaux en termes de dollars canadiens par mètre cube d'eau brute à traiter (\$/m³).

6 RÉSULTATS ET DISCUSSION

La section concernant les résultats est séparée en trois grandes parties : la première partie traite des essais ayant permis d'évaluer le potentiel du procédé d'électrocoagulation sur les six effluents proposés, alors que la deuxième et la troisième partie indiquent les résultats obtenus lors des essais d'optimisation effectués sur deux effluents pour lesquels le procédé d'électrocoagulation présente une meilleure efficacité.

6.1 POTENTIEL DE L'ÉLECTROCOAGULATION POUR LE TRAITEMENT D'EFFLUENTS CHARGÉS EN MATIÈRE ORGANIQUE

Le but de ces premières séries d'essais est d'étudier de façon exploratoire l'utilisation de l'électrocoagulation dans le traitement de différents types d'effluents chargés en matière organique. Pour ce faire, un réacteur électrolytique constitué d'électrodes de fer ou d'aluminium en configuration monopolaire est utilisé et une intensité de 2.0 A est imposée pendant les 90 min du traitement. Le Tableau 5 présente les conditions initiales et finales de chacun des essais ainsi que les résultats d'abattement de la DCO₅ obtenus lors du traitement des eaux usées de scierie, de transformation de viandes, de production de jus de fruits, de production de biscuits, des eaux usées d'abattoir de volailles et des effluents issus de lavage de cales de bateaux. Des essais sont également effectués en configuration bipolaire où une intensité de 0.3 ou 0.5 A est imposée, également pendant une période de 90 min (les résultats sont présentés à l'annexe B, tout comme les analyses des métaux dissous pour les deux configurations).

Tableau 5 Synthèse des essais d'électrocoagulation avec les électrodes en configuration monopolaire

| Paramètres | Eaux usées industrielles | | | | | | | | | | | |
|--|--------------------------|--------|---------------|-------|----------------------|------|---------------------------|--------|-----------------------|-------|------------------|-------|
| | Résidus de scierie | | Jus de fruits | | Biscuits et céréales | | Transformation de viandes | | Abattage de volailles | | Cales de bateaux | |
| | Fe | Al | Fe | Al | Fe | Al | Fe | Al | Fe | Al | Fe | Al |
| Type d'électrodes | Fe | Al | Fe | Al | Fe | Al | Fe | Al | Fe | Al | Fe | Al |
| Intensité imposée (A) | 2.0 | 2.0 | 2.0 | 2.0 | 2.0 | 2.0 | 2.0 | 2.0 | 2.0 | 2.0 | 2.0 | 2.0 |
| Temps (min) | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 |
| Tension moyenne (V) | 2.0 | 2.2 | 10.5 | 9.6 | 26.4 | 29.3 | 1.3 | 1.2 | 6.1 | 6.4 | 4.6 | 4.3 |
| Conductivité initiale ($\mu\text{S}/\text{cm}$) | 820 | 823 | 137 | 131 | 108 | - | 12 400 | 12 800 | 334 | 340 | 673 | 685 |
| pH initial | 3.42 | 3.44 | 5.81 | 5.79 | 5.71 | 5.53 | 8.56 | 8.71 | 6.32 | 6.32 | 7.00 | 7.00 |
| pH final | 4.14 | 3.80 | 11.0 | 6.86 | 8.43 | 7.95 | 11.8 | 9.91 | 9.37 | 8.70 | 11.4 | 9.80 |
| Énergie électrique cons. (kWh/m^3) | 3.53 | 3.88 | 18.5 | 16.9 | 46.6 | 51.6 | 2.29 | 2.03 | 10.7 | 11.3 | 8.12 | 7.50 |
| Masse résidus métal. (kg/m^3) | 0.00 | 0.00 | 1.18 | 3.53 | 1.31 | 3.01 | 1.88 | 6.12 | 3.18 | 4.12 | 2.00 | 4.94 |
| Masse dissoute électrodes (kg/m^3) | 3.22 | 1.04 | 3.22 | 1.04 | 3.22 | 1.04 | 3.22 | 1.04 | 3.22 | 1.04 | 3.22 | 1.04 |
| Coût en énergie ($\$/\text{m}^3$) | 0.21 | 0.23 | 1.11 | 1.02 | 2.80 | 3.10 | 0.14 | 0.12 | 0.64 | 0.68 | 0.49 | 0.45 |
| Coût de disposition ($\$/\text{m}^3$) | 0.00 | 0.00 | 0.07 | 0.21 | 0.08 | 0.18 | 0.11 | 0.37 | 0.19 | 0.25 | 0.12 | 0.30 |
| Coût en électrodes ($\$/\text{m}^3$) | 0.73 | 1.65 | 0.73 | 1.65 | 0.73 | 1.65 | 0.73 | 1.65 | 0.73 | 1.65 | 0.73 | 1.65 |
| Coût total ($\$/\text{m}^3$) | 0.95 | 1.89 | 1.92 | 2.88 | 3.61 | 4.93 | 0.98 | 2.14 | 1.56 | 2.58 | 1.34 | 2.40 |
| DCO ₅ initiale (mg/L) | 24 900 | 26 900 | 3 460 | 3 160 | 369 | 369 | 3 010 | 3 310 | 1 410 | 1 480 | 3 910 | 2 770 |
| DCO ₅ finale (mg/L) | 27 800 | 23 200 | 2 070 | 2 530 | 283 | 285 | 2 400 | 2 200 | 210 | 203 | 963 | 702 |
| Abattement DCO ₅ (%) | - | 13.6 | 40.2 | 19.9 | 23.3 | 22.8 | 20.3 | 33.5 | 85.1 | 86.3 | 75.4 | 74.7 |

Les pH initiaux des effluents varient entre 3.42 et 8.71 alors que les pH finaux se situent entre 3.80 et 11.8 selon le type d'effluent traité. La consommation énergétique varie entre 2.03 et 51.6 kWh/m³, les plus fortes consommations d'énergie étant enregistrées lors du traitement des eaux usées issues de l'usine de fabrication de biscuits et de céréales (46.6 et 52.0 kWh/m³). Ceci est principalement dû à la conductivité électrique très faible de cet effluent (environ 108 µS/cm) comparativement à celle enregistrée dans le cas des autres effluents dont les valeurs varient entre 300 et 12 800 µS/cm. En ce qui concerne la quantité de résidus métalliques, elle varie de 0 à 6.12 kg/m³. A l'exception des eaux de scierie pour lesquelles aucun résidu métallique n'est mesuré, il est important de noter que les plus fortes quantités de résidus métalliques sont enregistrées en présence d'électrodes d'aluminium avec des valeurs comprises entre 3.53 et 6.12 kg/m³, comparativement à des valeurs comprises entre 1.20 et 2.00 kg/m³ lors de l'utilisation des électrodes de fer. Un tel résultat signifie que les électrodes d'aluminium semblent plus aptes à la dissolution anodique que les électrodes de fer et ce, quel que soit le type d'effluent traité. Les coûts en énergie, toujours pour un traitement de 90 min, varient entre 0.21 et 3.10 \$/m³ et ceux-ci sont directement reliés à la conductivité électrique des eaux brutes traitées : plus la conductivité de l'effluent est faible, plus les coûts en énergie sont importants. Les coûts de disposition des résidus varient entre 0 et 0.37 \$/m³ et les coûts de consommation théorique d'électrodes (calculés d'après la loi de Faraday) sont de 0.73 \$/m³ lorsque des électrodes de fer sont utilisées, alors que des coûts de 1.65 \$/m³ sont requis lorsque ce sont les électrodes d'aluminium qui sont choisies. En fait, les électrodes d'aluminium produisent plus d'hydroxydes métalliques puisque qu'elles sont à posteriori plus conductrices que les électrodes de fer. À cela s'ajoute le fait que, sur le marché, le coût de l'aluminium (entrant dans la fabrication des électrodes) est environ sept fois plus élevé que celui de l'acier doux utilisé dans la confection des électrodes de fer. En somme, le coût total du traitement (incluant l'énergie électrique utilisée, la disposition et la consommation en électrodes) varie entre 0.95 et 4.93 \$/m³ selon l'effluent testé. Les coûts les plus élevés sont enregistrés dans le cas des eaux usées issues de fabrication de biscuits (3.61 \$/m³ et 4.93 \$/m³), cet effluent étant le moins conducteur et dont les coûts en énergie électrique représentent plus de 60% du coût total de traitement.

En ce qui concerne l'efficacité épuratoire du réacteur électrolytique en configuration monopolaire, il est à noter que les plus forts taux d'abattement de la DCO_s sont enregistrés lors du traitement des eaux usées d'abattoirs (85 à 86% d'abattement) et des effluents huileux (75%

d'abattement), viennent ensuite les effluents issus de transformation de jus de fruits (20 et 40% d'abattement), les effluents issus de transformation de viandes (20 et 34% d'abattement) et les eaux usées issues de fabrication de biscuits et de céréales (23% d'abattement). Le taux d'enlèvement le plus faible (0 et 14% d'abattement) est enregistré lors du traitement des eaux de scierie, effluent pour lequel une faible variation de pH est observée et aucun résidu métallique n'est récupéré. Ce rendement relativement faible est principalement attribué à un phénomène de passivation des électrodes induit par des composés phénoliques tels que le phénol, le cathécol et le guaïacol, présents en concentrations importantes (respectivement 920 µg/L, 10 000 µg/L et 780 µg/L) dans les eaux de scierie (communication personnelle de H. Benmoussa, 2005). En comparaison, les eaux d'abattoir, majoritairement constituées de protéines, de sang et de graisses animales sont efficacement traitées, tout comme les eaux huileuses issues de lavage de cales de bateaux contenant des hydrocarbures (efficacité épuratoire supérieure à 70% dans les deux cas). Les effluents issus de la fabrication de biscuits (et céréales) contenant des graisses végétales, du beurre et du sucre, ainsi que ceux issus de la production de jus de fruits contenant majoritairement des sucres (glucose, fructose), ont des rendements épuratoires inférieurs à 50%. Les eaux issues de transformation de viandes contenant des protéines et sûrement des agents de conservation d'aliments présentent des taux d'enlèvement de DCO_s inférieurs à 40%. La nature et le type de composés organiques présents dans l'effluent à traiter semblent donc influencer l'efficacité épuratoire du procédé d'électrocoagulation.

A l'issue de ces tests exploratoires, il est possible de choisir deux effluents pour lesquels le traitement par électrocoagulation présente davantage d'intérêts économique et environnemental et de les étudier de façon plus approfondie. Ainsi, compte tenu des forts taux d'enlèvement de DCO_s et des coûts d'opération raisonnables, les eaux usées d'abattoir et les effluents issus de lavage de cales de bateaux sont sélectionnés. Dans l'optique d'optimiser (en terme de coûts et d'efficacité) le traitement de ces deux effluents par électrocoagulation, plusieurs paramètres sont successivement étudiés : type d'électrodes (Fe et Al), configuration du réacteur (monopolaire et bipolaire), intensité de courant, temps de rétention, pH initial et conductivité électrique.

6.2 OPTIMISATION DU PROCÉDÉ D'ÉLECTROCOAGULATION POUR LE TRAITEMENT DES EAUX USÉES D'ABATTOIR DE VOLAILLES

6.2.1 Réacteur électrolytique en configuration bipolaire (BP)

Le Tableau 6 présente le pourcentage d'élimination de la DCO_s mesuré lorsque différentes intensités de courant (0.3, 0.5, 1.0 et 1.5 A) sont imposées pendant 90 min en présence d'électrodes de fer ou d'aluminium en configuration bipolaire. Les taux d'enlèvement de la DCO_s varient entre 49 et 81% en utilisant des électrodes fer, alors que 46 à 86% d'enlèvement sont enregistrés en utilisant des électrodes d'aluminium. Il est à noter que, pour une intensité de courant donnée, l'efficacité du réacteur électrolytique est similaire et ce, peu importe si des électrodes de fer ou des électrodes d'aluminium sont utilisées. Dans tous les cas (lors de l'utilisation des électrodes de fer ou d'aluminium), le pourcentage d'élimination de la DCO_s est maximal lorsqu'une intensité de 0.3 A est imposée.

Tableau 6 Influence de l'intensité du courant et du type d'électrodes lors du traitement des eaux usées d'abattoir en configuration bipolaire

| Paramètres | Essais | | | | | | | |
|---|--------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| | BP-1 | BP-2 | BP-3 | BP-4 | BP-5 | BP-6 | BP-7 | BP-8 |
| Type d'électrodes | Fe | Fe | Fe | Fe | Al | Al | Al | Al |
| pH initial | 6.24 | 6.37 | 6.36 | 6.50 | 6.18 | 6.11 | 6.40 | 6.48 |
| pH final | 9.60 | 9.85 | 11.3 | 9.62 | 8.93 | 9.62 | 10.0 | 9.69 |
| Intensité imposée (A) | 0.3 | 0.5 | 1.0 | 1.5 | 0.3 | 0.5 | 1.0 | 1.5 |
| Tension moyenne (V) | 29.0 | 25.1 | 37.1 | 38.2 | 31.2 | 35.5 | 31.2 | 40.0 |
| Temps (min) | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 |
| Ajout de Na ₂ SO ₄ (g/L) | 0.00 | 0.59 | 1.18 | 2.35 | 0.00 | 0.59 | 4.12 | 2.94 |
| Conductivité après ajout de Na ₂ SO ₄ (µS/cm) | 344 | 676 | 785 | 1 021 | 336 | 685 | 1 082 | 1 263 |
| Énergie électrique cons. (kWh/m ³) | 7.68 | 11.1 | 32.7 | 50.6 | 8.26 | 15.6 | 27.5 | 52.9 |
| Masse résidus métal. (kg/m ³) | 1.88 | 3.00 | 4.41 | 7.53 | 3.12 | 4.94 | 9.82 | 12.7 |
| Masse dissoute électrodes (kg/m ³) | 1.93 | 3.22 | 6.43 | 9.65 | 0.62 | 1.04 | 2.07 | 3.11 |
| Coût en énergie (\$/m ³) | 0.46 | 0.66 | 1.96 | 3.03 | 0.50 | 0.94 | 1.65 | 3.17 |
| Coût de disposition (\$/m ³) | 0.11 | 0.18 | 0.26 | 0.45 | 0.19 | 0.30 | 0.59 | 0.76 |
| Coût de Na ₂ SO ₄ (\$/m ³) | 0.00 | 0.18 | 0.35 | 0.71 | 0.00 | 0.18 | 1.24 | 0.88 |
| Coût en électrodes (\$/m ³) | 0.44 | 0.73 | 1.47 | 2.20 | 0.99 | 1.65 | 3.31 | 4.96 |
| Coût total (\$/m ³) | 1.01 | 1.75 | 4.05 | 6.39 | 1.67 | 3.07 | 6.78 | 9.78 |
| DCO ₅ initiale (mg/L) | 1 280 | 1 330 | 1 410 | 1 440 | 1 670 | 1 290 | 1 350 | 1 440 |
| DCO ₅ finale (mg/L) | 241 | 618 | 616 | 730 | 289 | 548 | 593 | 782 |
| Abattement DCO ₅ (%) | 81.2 | 53.5 | 56.3 | 49.3 | 82.7 | 57.5 | 56.1 | 45.7 |

La Figure 15 représente l'évolution de la DCO_s en fonction du temps pour les deux types d'électrodes testés (Al et Fe) fonctionnant à une intensité de 0.3 A. Ces courbes correspondent respectivement aux essais BP-1 et BP-5 pour lesquels le taux d'enlèvement de la DCO_s est maximal. La concentration en DCO_s diminue rapidement au cours des 20 premières min de traitement, puis reste relativement stationnaire jusqu'à la fin de l'essai, peu importe le type d'électrodes utilisé. Au cours de ces 20 premières min, une partie de la DCO_s est éliminée par réduction cathodique : la matière organique déposée sur les électrodes cathodiques est visuellement observée lors du traitement. Simultanément, 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⁺ et Fe²⁺ 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 cathode suivant la réaction :



Toujours grâce à la production de ce gaz, une mousse se forme à la surface du liquide et l'effluent se clarifie de plus en plus. La décroissance relativement faible de la DCO_s qui est observée entre la 20^{ème} et la 90^{ème} minute est principalement attribuée à la co-précipitation de la matière organique avec les hydroxydes métalliques. En effet au début des essais, les ions aluminium (Al³⁺) ou ferreux (Fe²⁺) produits par dissolution anodique réagissent avec les ions hydroxydes en solution pour former respectivement des composés du type Al(OH)₃ ou Fe(OH)₂. Ces particules d'hydroxydes métalliques sont produits jusqu'à une concentration suffisante pour initier des réactions de polymérisation, entraînant la formation de précipité verdâtre (électrodes de fer) ou de précipité blanchâtre gélatineux (électrodes d'aluminium). En fait, 10 à 20 min sont requises pour permettre au réacteur électrolytique de produire assez de Al(OH)₃ ou Fe(OH)₂ et d'initier ces réactions de polymérisation. La formation des complexes polymériques contribue à éliminer une petite fraction de la matière organique présente dans les eaux usées d'abattoir et ce, par complexation ou par attraction électrostatique (Ibanez et al., 1998; Rajeswar et Ibanez, 1997).

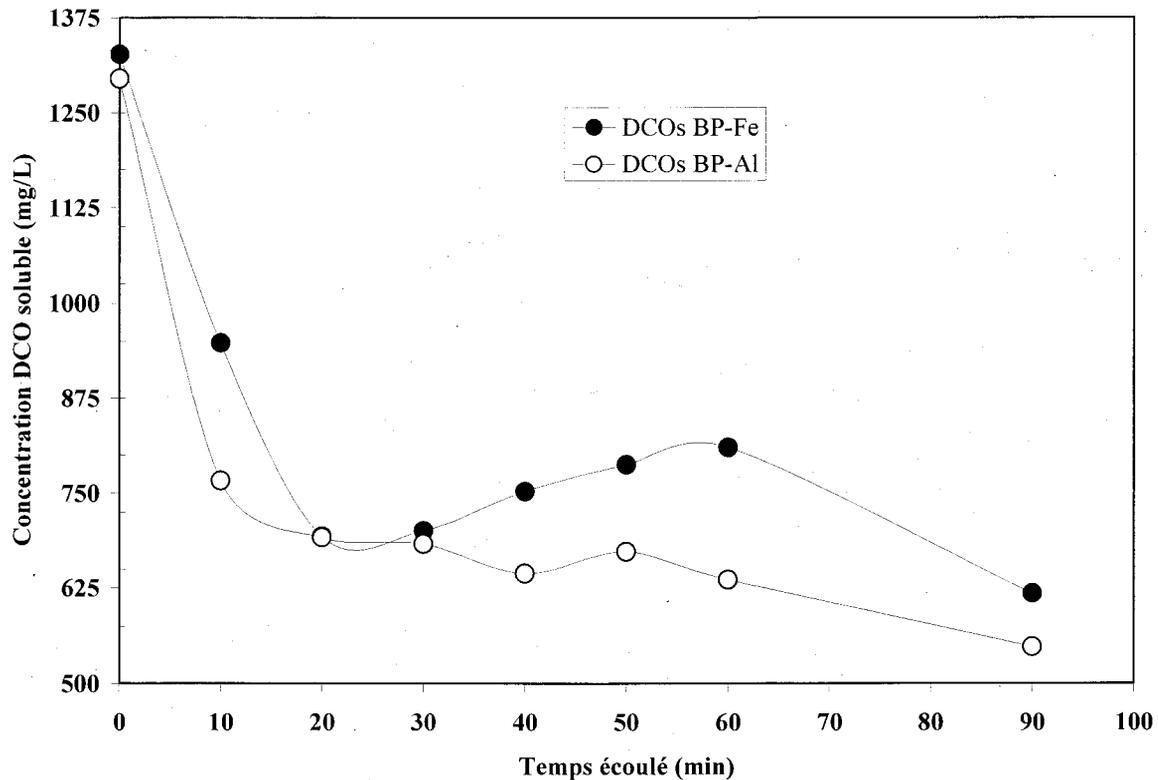


Figure 15. Diminution de la DCO_s lors du traitement des eaux d'abattoir en configuration bipolaire

Comme il est possible de le constater dans le Tableau 6, le taux d'enlèvement de la DCO_s diminue lorsque l'intensité de courant augmente et ce, quel que soit le type d'électrodes utilisé. Comme il a été mentionné ci-dessus, l'élimination de la DCO est principalement due à la réduction cathodique et cela est davantage favorisé par de faibles intensités de courant imposé. En effet, lorsque l'intensité de courant augmente, des réactions parasites apparaissent, comme celle de la réduction de l'eau (Eq. 14), et les bulles de gaz d'hydrogène produites à la cathode augmentent dans le réacteur électrolytique. Ainsi, à partir d'un certain niveau de production d'hydrogène gazeux (contrôlé par l'imposition du courant électrique), la présence de ce gaz limite le dépôt de matière organique à la cathode et influence négativement la co-précipitation des composés organiques avec les hydroxydes métalliques.

En vue de s'assurer que l'électrocoagulation contribue réellement à éliminer les impuretés organiques dissoutes, un essai contrôle est effectué en soumettant un échantillon non traité

d'eau usée d'abattoir à la décantation pendant 18 heures. La concentration de DCO_5 de l'échantillon brut (avant décantation) est de 1 190 mg/L comparativement à 1 120 mg/L après décantation. La diminution relativement faible de la DCO_5 observée suite à la décantation de l'effluent brut est attribuée à la sédimentation d'une petite fraction de la matière organique présente sous forme de colloïdes suspendus ou dispersés. Dans tous les cas, le rendement d'élimination de composés organiques dissous suite à la décantation de l'effluent non traité demeure très faible (abattement de seulement 5% de la DCO_5) comparativement à celui enregistré après le traitement par électrocoagulation et la sédimentation de la suspension traitée (46 à 83% d'abattement).

L'énergie consommée lors de l'électrocoagulation utilisant des électrodes de fer varie entre 7.68 et 50.6 kWh/m³, alors qu'une consommation de 8.26 à 52.9 kWh/m³ est enregistrée lors de l'utilisation des électrodes d'aluminium. La quantité de résidus métalliques produits lors du traitement utilisant des électrodes de fer varie de 1.88 à 7.53 kg/m³, alors qu'une quantité se situant entre 3.12 et 12.7 kg/m³ est produite lors de l'utilisation des électrodes d'aluminium. Les quantités plus élevées de boues composées d'hydroxydes d'aluminium mesurées (comparativement aux hydroxydes de fer) sont probablement attribuées au fait que la réaction de dissolution anodique de l'aluminium est davantage favorisée, comme il a été dit précédemment. Par exemple, pour une intensité donnée de 0.5 A et pour une même quantité d'électrolyte ajoutée à l'effluent à traiter (0.59 g/m³ de Na_2SO_4), une quantité de 3.00 kg/m³ de boues métalliques d'hydroxydes de fer est enregistrée, alors que 4.94 kg/m³ de boues d'hydroxydes d'aluminium sont mesurés (essais BP-2 et BP-6). Aussi, pour une conductivité électrique plus ou moins similaire (respectivement 489 et 520 $\mu\text{S}/\text{cm}$) et une intensité de courant imposée de 1.5 A, une quantité de résidus métalliques de 7.53 kg/m³ est mesurée avec des électrodes de fer, comparativement à 12.7 kg/m³ mesurée en utilisant des électrodes d'aluminium (essais BP-4 et BP-8). Il est important de noter que l'ajout d'électrolyte support (Na_2SO_4) est indispensable pour imposer l'intensité de courant désirée, car l'effluent brut n'est pas suffisamment conducteur pour cette configuration d'électrodes étudiée (configuration bipolaire).

Cependant, en considérant la consommation d'électrodes anodique, les quantités de fer consommées (1.93 à 9.65 kg/m³) sont trois fois plus importantes que celles d'aluminium (0.62 à 6.11 kg/m³). À première vue, ces résultats peuvent paraître surprenants quand ils sont reliés avec

les quantités d'hydroxydes métalliques mesurées dans chacun des cas. En fait, les consommations d'électrodes reportées dans le Tableau 6 sont calculées à partir de la loi de Faraday qui stipule que la quantité d'électrodes consommée est proportionnelle à l'intensité de courant (I) et au temps d'électrolyse (t) imposé (Vik et al., 1984) selon l'équation suivante :

$$m = \frac{I * t * M}{z * F} \quad (\text{Eq. 15})$$

où "z" représente le nombre d'électrons transférés aux électrodes, "M" est la masse moléculaire du matériau entrant dans la composition des électrodes (g/mol) et F est la constante de Faraday (96 500 C/mol). Théoriquement, d'après la loi de Faraday (et selon la masse atomique du métal) lorsqu'une charge électrique équivalente à un Faraday traverse une électrode anodique de fer, une quantité de 28.0 g de fer ferreux est dissoute comparativement à 9.0 g dans le cas de l'aluminium. Ceci est donc l'une des raisons pour lesquelles les quantités de fer consommées lors de l'électrolyse sont trois fois plus élevées que celles de l'aluminium. En revanche, il faut noter que 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 celles-ci (fini lisse ou rugueux), ces paramètres étant tout de même grandement liés à la dissolution anodique. Par exemple, l'effet de la surface de l'électrode sur la dissolution anodique est clairement mis en évidence par Khemis et al. (2005) lorsqu'ils traitent, par électrocoagulation, une suspension concentrée d'huiles de machines utilisées dans des opérations d'usinage de pièces métalliques. Des électrodes plates neuves en aluminium ayant une surface lisse et des électrodes d'aluminium ayant une surface rugueuse (vieilles électrodes) sont testées. Ces auteurs indiquent que les rendements de production de Al^{3+} les plus élevés sont enregistrés avec le réacteur électrolytique utilisant des électrodes rugueuses (vieilles électrodes). Cette augmentation de la production des ions Al^{3+} est évaluée à près de 15 à 20% lorsque des électrodes rugueuses sont utilisées par rapport à des électrodes neuves.

Comme il est indiqué précédemment, le réacteur électrolytique équipé d'électrodes de fer (ou d'aluminium) est capable de produire assez d'ions OH^- (à la cathode) et d'augmenter le pH de

l'effluent. C'est la raison pour laquelle le pH de l'effluent peut passer de 6.3 à 11.3 en utilisant des électrodes de fer et de 6.3 à 10.0 dans le cas des électrodes d'aluminium.

Il peut être intéressant de comparer le coût total (incluant la consommation de réactifs, d'énergie et la disposition des résidus métalliques) requis pour l'élimination de la DCO_s des effluents d'abattoir en utilisant le réacteur électrolytique équipé d'électrodes de fer versus celui composé d'électrodes d'aluminium. Un coût total variant entre 1.01 et 6.39 \$/m³ est enregistré lors de l'utilisation des électrodes de fer, comparativement à une estimation de 1.67 à 9.78 \$/m³ en utilisant des électrodes d'aluminium. À l'exception des essais BP-1 et BP-5 (opérés sans ajout d'électrolyte et en imposant l'intensité la plus faible de 0.3 A), les coûts relativement élevés sont principalement dus à la consommation d'électrolyte et d'électrodes.

6.2.2 Réacteur électrolytique en configuration monopolaire (MP)

L'intérêt d'utiliser des électrodes en configuration monopolaire pour le traitement d'effluent d'abattoir a pour but de réduire la consommation d'énergie électrique, de diminuer la quantité de résidus métalliques et d'éviter autant que possible l'ajout d'électrolyte. Pour utiliser ce type de configuration, toutes les électrodes sont individuellement connectées au générateur de courant électrique. Les résultats obtenus lors des essais effectués sur les eaux d'abattoir sont indiqués au Tableau 7.

Tableau 7 Influence de l'intensité du courant et du type d'électrodes lors du traitement des eaux usées d'abattoir en configuration monopolaire

| Paramètres | Essais | | | | | | | |
|---|--------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| | MP-1 | MP-2 | MP-3 | MP-4 | MP-5 | MP-6 | MP-7 | MP-8 |
| Type d'électrodes | Fe | Fe | Fe | Fe | Al | Al | Al | Al |
| pH initial | 6.17 | 6.34 | 6.32 | 6.51 | 6.36 | 6.26 | 6.32 | 6.37 |
| pH final | 9.19 | 9.43 | 9.37 | 8.56 | 8.90 | 8.81 | 8.70 | 8.20 |
| Intensité imposée (A) | 1.0 | 1.5 | 2.0 | 3.0 | 1.0 | 1.5 | 2.0 | 3.0 |
| Tension moyenne (V) | 3.4 | 4.7 | 6.1 | 7.9 | 3.3 | 4.9 | 6.4 | 8.5 |
| Temps (min) | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 |
| Ajout de Na ₂ SO ₄ (g/L) | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| Conductivité après ajout de Na ₂ SO ₄ (µS/cm) | 342 | 340 | 334 | 346 | 340 | 343 | 340 | 348 |
| Énergie électrique cons. (kWh/m ³) | 3.00 | 6.15 | 10.7 | 20.8 | 2.87 | 6.42 | 11.3 | 22.4 |
| Masse résidus métal. (kg/m ³) | 1.76 | 2.53 | 3.18 | 4.35 | 2.71 | 3.41 | 4.12 | 6.12 |
| Masse dissoute électrodes (kg/m ³) | 1.61 | 2.41 | 3.22 | 4.83 | 0.52 | 0.78 | 1.04 | 1.55 |
| Coût en énergie (\$/m ³) | 0.18 | 0.37 | 0.64 | 1.25 | 0.17 | 0.39 | 0.68 | 1.34 |
| Coût de disposition (\$/m ³) | 0.11 | 0.15 | 0.19 | 0.26 | 0.16 | 0.20 | 0.25 | 0.37 |
| Coût de Na ₂ SO ₄ (\$/m ³) | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| Coût en électrodes (\$/m ³) | 0.37 | 0.55 | 0.73 | 1.10 | 0.83 | 1.24 | 1.65 | 2.48 |
| Coût total (\$/m ³) | 0.65 | 1.07 | 1.56 | 2.61 | 1.16 | 1.83 | 2.58 | 4.19 |
| DCO ₅ initiale (mg/L) | 1 290 | 1 490 | 1 410 | 1 380 | 1 460 | 1 480 | 1 480 | 1 420 |
| DCO ₅ finale (mg/L) | 366 | 376 | 210 | 322 | 446 | 382 | 203 | 309 |
| Abattement DCO ₅ (%) | 71.6 | 74.8 | 85.1 | 76.7 | 69.5 | 74.2 | 86.3 | 78.2 |

Comme prévu, l'énergie consommée en présence d'électrodes de fer ou d'aluminium est relativement faible comparativement aux valeurs enregistrées en utilisant le réacteur électrolytique en configuration bipolaire (3.00 à 22.4 kWh/m³ au lieu de 7.68 à 52.9 kWh/m³). Par exemple, pour une même intensité de courant imposé de 1.0 A lors de l'utilisation des électrodes de fer, l'énergie consommée en configuration bipolaire est de 32.7 kWh/m³ alors qu'une quantité de 3.00 kWh/m³ est consommée en configuration monopolaire. En ce qui concerne les électrodes d'aluminium, pour la même intensité de 1.0 A, le réacteur électrolytique en configuration bipolaire consomme 27.5 kWh/m³, alors qu'en configuration monopolaire, une demande en énergie d'à peine 2.87 kWh/m³ est consommée. En somme, pour une même intensité imposée de 1.0 A, l'énergie consommée en configuration bipolaire est environ dix fois plus élevée que celle enregistrée en configuration monopolaire. Ceci est principalement attribué à la différence de potentiel existant entre les électrodes, celle-ci étant vraiment distincte d'une configuration à une autre. En effet, en configuration monopolaire, le réacteur électrolytique est composé de sept cellules fonctionnant en parallèle, comparativement à la configuration bipolaire où le réacteur électrolytique est constitué de sept cellules connectées en série. Dans un système fonctionnant en mode parallèle (configuration monopolaire), pour une intensité donnée, le courant électrique est divisé entre toutes les électrodes connectées au générateur de courant, tout dépendant de la résistance individuelle des cellules électrolytiques et où la différence de potentiel enregistrée est celle requise pour une simple cellule. Par comparaison, dans un système fonctionnant en série (configuration bipolaire), la même intensité de courant imposée au générateur traverse chaque électrode induisant une différence de potentiel plus élevée due à la résistance plus élevée des cellules électrolytiques connectées dans ces conditions. C'est la raison pour laquelle, pour une même intensité imposée, par exemple de 1.0 A, une tension moyenne variant entre 3.0 et 3.4 V est mesurée en utilisant la configuration monopolaire, alors qu'une valeur moyenne se situant entre 31.2 et 37.1 V est mesurée quand les effluents d'abattoir sont traités au moyen du réacteur électrolytique en configuration bipolaire.

Malgré la conductivité électrique plus élevée (785 et 1 082 $\mu\text{S}/\text{cm}$) de la solution obtenue par addition d'électrolyte Na_2SO_4 quand on traite l'effluent au moyen du réacteur en configuration bipolaire (pour l'imposition d'un courant de 1.0 A), la différence de potentiel reste trois fois plus élevée que celle enregistrée lors de l'utilisation du réacteur en configuration monopolaire fonctionnant sans ajout d'électrolyte (340 et 342 $\mu\text{S}/\text{cm}$). Aussi, le réacteur électrolytique en

configuration monopolaire a l'avantage de produire des quantités plus faibles de boues métalliques (1.76 et 2.71 kg/m^3) comparativement à celles enregistrées en configuration bipolaire (4.41 et 9.82 kg/m^3) lorsqu'une même intensité de 1.0 A est imposée.

Contrairement à la configuration bipolaire, le pourcentage d'élimination de la DCO_5 est d'autant plus élevé que l'intensité de courant augmente dans l'intervalle 1.0 à 2.0 A en utilisant soit des électrodes de fer ou d'aluminium dans le cas de la configuration monopolaire. L'abattement de la DCO_5 avoisine les 72 à 85% en présence d'électrodes de fer, alors qu'il est de 63 à 86% en utilisant des électrodes d'aluminium. L'élimination de DCO_5 la plus importante est obtenue à une intensité de courant de 2.0 A , quel que soit le type d'électrodes utilisé. En effet, quand une intensité de courant de 3.0 A est imposée, le rendement d'élimination de la DCO_5 diminue pour les deux types d'électrodes (Fe et Al). En fait, l'augmentation de l'intensité de courant au-delà de 2.0 A induit encore une fois des réactions parasites (telle la réduction de l'eau), conduisant la formation importante de bulles d'hydrogène (H_2) qui peut empêcher non seulement le dépôt de matière organique sur les électrodes cathodiques mais qui peut également limiter sa co-précipitation avec les hydroxydes ferreux ou d'aluminium produits lors de l'électrolyse.

La Figure 16 représente l'évolution de la DCO_5 au cours du temps pour une intensité de courant imposée de 2.0 A en configuration monopolaire et ce, pour les deux types d'électrodes (Al et Fe). Ces courbes correspondent respectivement aux essais MP-3 et MP-7 pour lesquels le taux d'enlèvement de la DCO_5 est maximal en configuration monopolaire. Deux régions principales peuvent être distinguées à la Figure 16 (DCO_5 résiduelle vs temps écoulé). En fait, pendant les premières 20 min de traitement, la concentration résiduelle de DCO_5 décroît rapidement (avec une pente relativement élevée), puis elle diminue plus lentement (avec une pente relativement faible) ou reste stationnaire au delà de la période de 20 min et ce, peu importe le type d'électrodes utilisé. L'allure des courbes de la Figure 16 est similaire à celle enregistrée à la Figure 15, confirmant ainsi que le mécanisme d'élimination de DCO_5 (réduction cathodique et co-précipitation avec les hydroxydes métalliques) est le même, peu importe la configuration choisie.

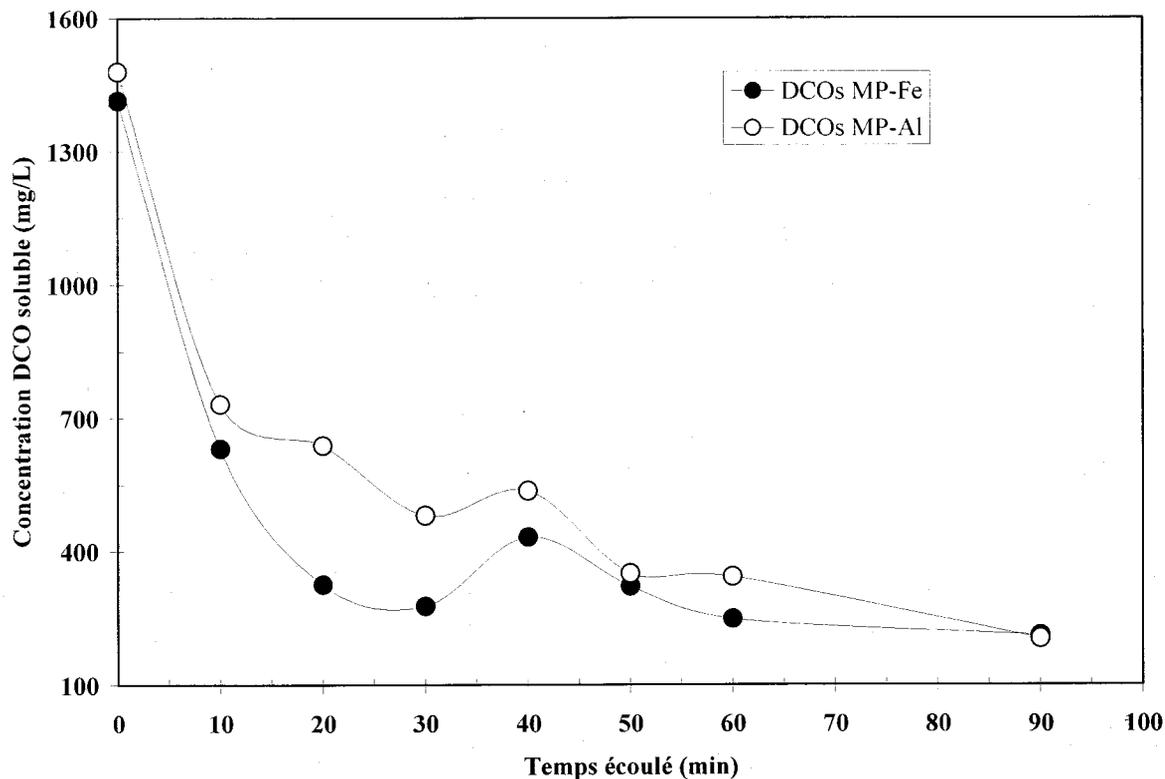


Figure 16 Diminution de la DCO_s lors du traitement des eaux d'abattoir en configuration monopolaire

Les conditions optimales (essais MP-3 et MP-7) pour lesquelles la réduction de DCO_s est maximale en configuration monopolaire engendrent un coût total de 1.56 et 2.58 \$/m³ en utilisant respectivement les électrodes de fer et celles d'aluminium. Ces coûts sont légèrement plus élevés que ceux enregistrés (1.01 et 1.67 \$/m³) en configuration bipolaire pour l'enlèvement maximal de la DCO_s.

Tout au long de la discussion, l'accent est mis spécifiquement sur l'efficacité épuratoire maximale d'élimination de DCO_s. Ainsi, en configuration bipolaire, l'accent est mis sur les essais BP-1 et BP-5, alors qu'en configuration monopolaire les essais MP-3 et MP-7 attirent une attention spéciale. En revanche, le choix des essais optimaux doit être basé non seulement sur l'efficacité épuratoire, mais également sur le coût de traitement et les normes de rejets à l'égout (en l'occurrence le pH). En définitive, en configuration bipolaire l'essai BP-1 est sélectionné parce qu'il est efficace en ce qui a trait à l'abattement de la DCO_s (abattement de 81%) et qu'il

est moins coûteux que l'essai BP-5. Concernant les essais effectués en configuration monopolaire, l'essai MP-6 est choisi contrairement aux essais MP-3 et MP-7 à cause de son coût de traitement moins élevé tout en gardant de bonnes performances d'abattement de la DCO₅ (plus de 70%). De plus, dans les deux cas, le pH final mesuré respecte la norme de la Ville de Québec (pH maximal de 9.5).

6.2.3 Influence du temps de rétention

Depuis le début de l'étude, les essais sont tous effectués en imposant le courant désiré pendant une période de 90 min. Par contre, lors de l'échantillonnage effectué sur les essais précédents, il est observé que la concentration en DCO₅ diminue rapidement au début du traitement puis reste plus stable à partir de 30 ou 40 min, selon l'essai (voir Figures 15 et 16 précédentes). Afin de limiter les pertes inutiles en chaleur et la production exagérée de boues métalliques, il est important de faire une étude cinétique précise sur les essais retenus pour l'optimisation afin d'imposer le courant électrique le moins longtemps possible. Ainsi, l'étude cinétique est effectuée sur les deux essais optimaux choisis à l'étape précédente, soit l'essai BP-1 utilisant les électrodes de fer fonctionnant à une intensité de 0.3 A et opéré en configuration bipolaire et l'essai MP-6 utilisant des électrodes d'aluminium fonctionnant à une intensité de courant de 1.5 A et opéré en configuration monopolaire. Ces essais optimaux sont désormais identifiés comme suit : BP-Fe (0.3A) pour l'essai optimal en configuration bipolaire et MP-Al (1.5A) pour l'essai optimal en configuration monopolaire. Dans le cadre des essais concernant le temps de traitement, des périodes d'imposition de courant de 10, 20, 40, 60 et 90 min sont testées en utilisant les conditions expérimentales respectives de BP-Fe (0.3A) et MP-Al (1.5A). Les informations relatives aux essais et les résultats obtenus sont présentées au Tableau 8.

Tableau 8 Influence du temps d'imposition du courant électrique lors du traitement des eaux usées d'abattoir

| Paramètres | Configuration monopolaire MP-Al (1.5A) | | | | | Configuration bipolaire BP-Fe (0.3A) | | | | |
|--|--|-------|-------|-------|-------|--------------------------------------|-------|-------|-------|-------|
| | Al | Al | Al | Al | Al | Fe | Fe | Fe | Fe | Fe |
| Type d'électrodes | Al | Al | Al | Al | Al | Fe | Fe | Fe | Fe | Fe |
| Intensité imposée (A) | 1.5 | 1.5 | 1.5 | 1.5 | 1.5 | 0.3 | 0.3 | 0.3 | 0.3 | 0.3 |
| pH initial | 7.79 | 7.46 | 6.94 | 6.79 | 6.61 | 6.61 | 6.50 | 6.44 | 6.39 | 6.31 |
| pH final | 8.47 | 8.53 | 8.73 | 8.83 | 8.97 | 7.75 | 8.20 | 8.43 | 8.83 | 8.99 |
| Tension moyenne (V) | 2.8 | 2.9 | 2.9 | 3.0 | 3.2 | 13.7 | 14.1 | 14.5 | 14.9 | 14.7 |
| Temps (min) | 10 | 20 | 40 | 60 | 90 | 10 | 20 | 40 | 60 | 90 |
| Conductivité initiale (µS/cm) | 648 | 659 | 656 | 658 | 668 | 582 | 584 | 590 | 580 | 584 |
| Énergie électrique cons. (kWh/m ³) | 0.41 | 0.84 | 1.71 | 2.65 | 4.17 | 0.40 | 0.83 | 1.71 | 2.63 | 3.88 |
| Masse résidus métal. (kg/m ³) | 0.59 | 0.82 | 1.35 | 1.76 | 2.24 | 0.88 | 0.88 | 1.18 | 1.53 | 2.06 |
| Masse dissoute électrodes (kg/m ³) | 0.09 | 0.17 | 0.35 | 0.52 | 0.78 | 0.21 | 0.43 | 0.86 | 1.29 | 1.93 |
| Coût en énergie (\$/m ³) | 0.02 | 0.05 | 0.10 | 0.16 | 0.25 | 0.02 | 0.05 | 0.10 | 0.16 | 0.23 |
| Coût de disposition (\$/m ³) | 0.04 | 0.05 | 0.08 | 0.11 | 0.13 | 0.05 | 0.05 | 0.07 | 0.09 | 0.12 |
| Coût en électrodes (\$/m ³) | 0.14 | 0.28 | 0.55 | 0.83 | 1.24 | 0.05 | 0.10 | 0.20 | 0.29 | 0.44 |
| Coût total (\$/m ³) | 0.20 | 0.38 | 0.73 | 1.09 | 1.62 | 0.13 | 0.20 | 0.37 | 0.54 | 0.80 |
| Turbidité initiale (NTU) | 598 | 598 | 598 | 598 | 598 | 579 | 579 | 579 | 579 | 579 |
| Turbidité finale (NTU) | 119 | 64.8 | 19.1 | 31.7 | 15.8 | 203 | 333 | 100 | 6.63 | 8.29 |
| DCO ₅ initiale (mg/L) | 1 310 | 1 310 | 1 390 | 1 310 | 1 270 | 1 420 | 1 450 | 1 340 | 1 390 | 1 340 |
| DCO ₅ finale (mg/L) | 1 210 | 1 080 | 1 070 | 1 030 | 966 | 1 320 | 1 110 | 944 | 891 | 922 |
| Abattement DCO ₅ (%) | 7.63 | 17.6 | 23.0 | 21.4 | 23.9 | 7.04 | 23.4 | 29.6 | 35.9 | 31.2 |
| P soluble initial (mg/L) | 29.7 | 29.7 | 29.7 | 29.7 | 29.7 | 29.7 | 29.7 | 29.7 | 29.7 | 29.7 |
| P soluble final (mg/L) | 2.43 | <LD | <LD | <LD | <LD | 2.43 | <LD | <LD | <LD | <LD |
| Fe soluble initial (mg/L) | - | - | - | - | - | <LD | <LD | <LD | <LD | <LD |
| Fe soluble final (mg/L) | - | - | - | - | - | 9.82 | 13.5 | 2.47 | 1.02 | 0.93 |
| Al soluble initial (mg/L) | <LD | <LD | <LD | <LD | <LD | - | - | - | - | - |
| Al soluble final (mg/L) | 3.78 | 2.61 | 3.55 | 5.39 | 8.01 | - | - | - | - | - |

Les Figures 17 et 18 représentent, pour différents temps d'imposition du courant électrique, l'évolution de la concentration résiduelle de DCO_s et de la quantité de résidus métalliques générés pour les deux configurations choisies. Pour la configuration MP-Al (1.5A), la quantité de résidus métalliques évolue de façon linéaire dans l'intervalle de temps étudié (de 10 à 90 min), passant respectivement d'une valeur de 0.59 kg/m³ à une valeur de 2.24 kg/m³, alors qu'en configuration bipolaire (essai BP-Fe (0.3A)), elle est seulement linéaire entre 20 et 90 min, passant respectivement d'une valeur de 0.88 kg/m³ à une valeur de 2.06 kg/m³, la quantité de résidus métalliques étant stable entre 10 et 20 min.

Les concentrations résiduelles de DCO_s diminuent avec le temps de rétention et ce, quel que soit le type de configuration utilisée. En configuration bipolaire (BP-Fe (0.3A)), le maximum de la décroissance de DCO_s est enregistré entre 40 et 60 min, suivi d'un état quasi stationnaire. En comparaison, pour les essais effectués en configuration monopolaire (MP-Al (1.5A)), la DCO_s diminue rapidement entre 0 et 20 min, reste stable entre 20 et 40 min et est ensuite suivie d'une légère décroissance jusqu'à 90 min où elle atteint sa valeur minimale. Les rendements d'élimination de la DCO_s enregistrés en utilisant la configuration monopolaire MP-Al (1.5A) sont de 7.63, 17.6, 23.0, 21.4 et 23.9% après avoir imposé des temps de traitement respectifs de 10, 20, 40, 60 et 90 min. En comparaison, des rendements de 7.04, 23.4, 29.6, 35.9, et 31.2% sont respectivement enregistrés en utilisant la configuration bipolaire BP-Fe (0.3A). Il est possible de constater que les rendements d'élimination de la DCO_s de 24% et 31%, mesurés après 90 min de traitement dans le cas spécifique des configurations MP-Al (1.5A) et BP-Fe (0.3A), sont de 2 à 3 fois inférieurs aux rendements précédemment enregistrés dans les mêmes conditions opératoires lors des essais MP-6 et BP-1 pour lesquels 74% et 81% d'abattement de DCO_s avaient été mesurés. Comment expliquer un tel résultat? En fait, les premiers résultats d'optimisation permettant d'étudier l'impact de l'intensité du courant sur l'enlèvement de la DCO_s (Tableaux 6 et 7) ont été réalisés sur des effluents frais conservés à 4°C pendant une courte période (environ une à deux semaines). De leur côté, les essais d'optimisation relatifs au temps de traitement ont été réalisés avec des effluents plus âgés, toujours conservés à 4°C, mais pendant une plus longue période (plus de 4 semaines). Ainsi, tout porte à croire que la nature des composés organiques présents dans les effluents frais et âgés n'est pas la même, ce qui affecte aussi leur dégradabilité. En effet, lors du stockage des effluents (à 4°C), la coloration initiale rouge-orange (effluent frais) se transforme en brun-orange (effluent âgé), traduisant ainsi une

différence dans la composition de la matière organique dissoute présente dans les deux types effluents (en terme de structure chimique). La coloration initiale rouge-orange est due à la présence de sang animal dans l'effluent brut et le changement de couleur de l'effluent brut est principalement attribué à l'oxydation de ce sang en présence d'oxygène dissous. Il est important de noter que, avant chaque essai, l'effluent brut est bien mélangé à l'aide d'un agitateur mécanique dans le récipient destiné au stockage des eaux, puis 1.7 L d'échantillon sont prélevés et soumis au traitement par électrocoagulation. L'agitation initiale des eaux brutes avant leur prélèvement entraîne donc un transfert d'air ou d'oxygène dans le récipient de stockage, ce qui contribue à accélérer l'oxydation du sang présent dans les eaux brutes. De plus, il est possible qu'il y ait un phénomène d'anaérobiose qui se produise lors des périodes d'entreposage de l'effluent, ce qui entraîne également la transformation de la matière organique.

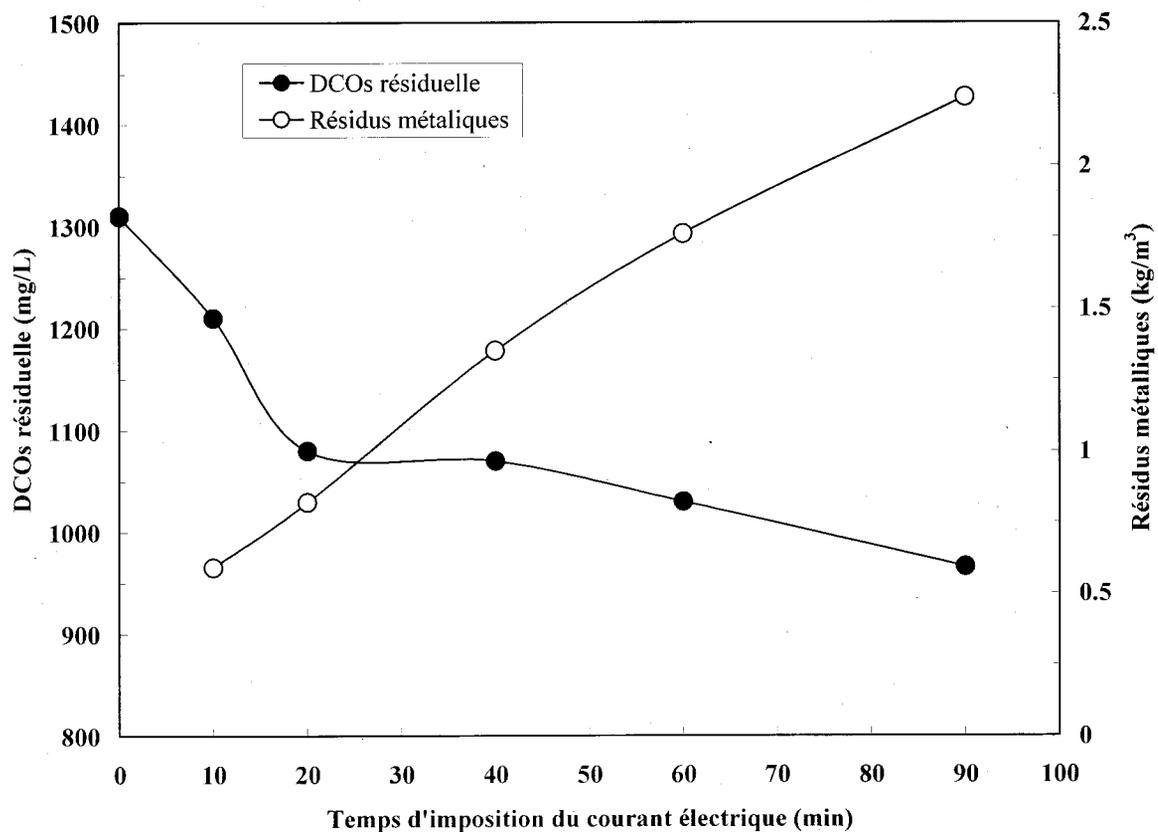


Figure 17 Évolution de la DCO, et de la quantité de résidus métalliques en fonction du temps d'imposition du courant électrique lors de l'optimisation du traitement des eaux d'abattoir en configuration MP-Al (1.5A)

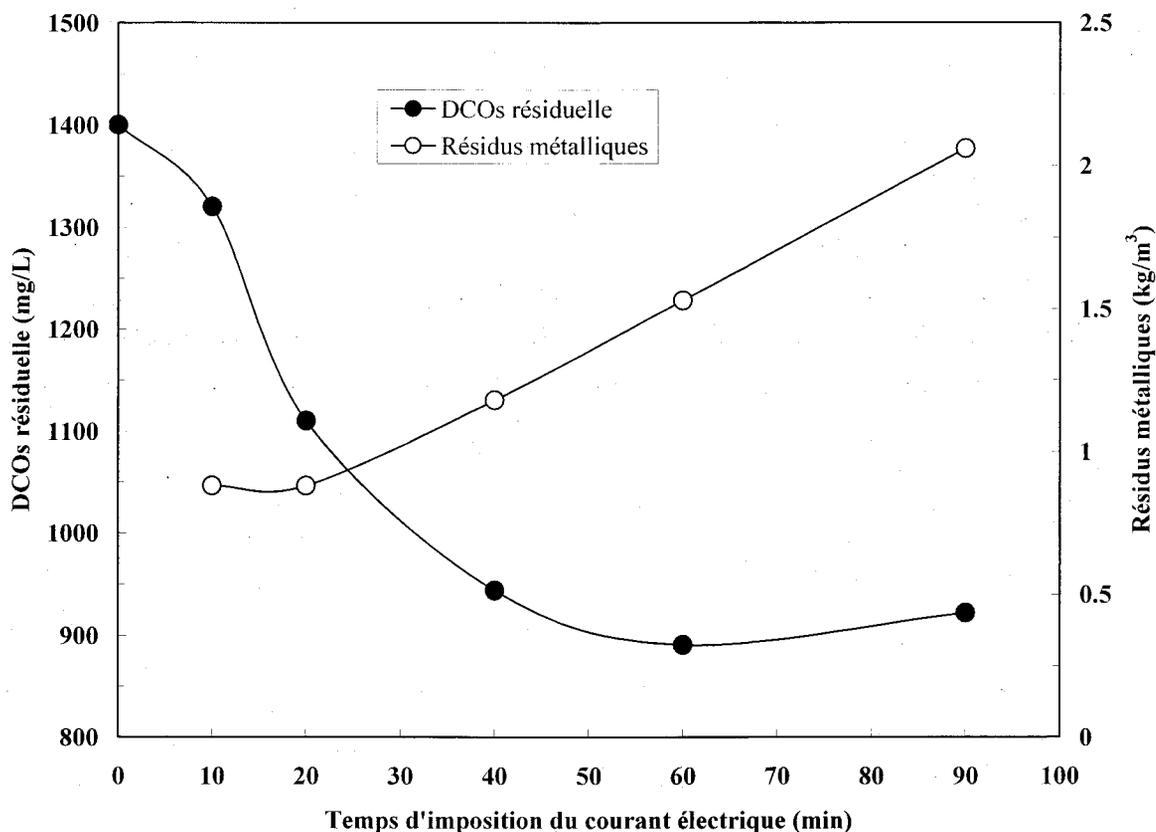


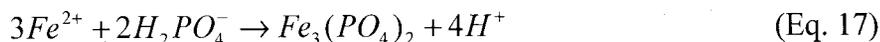
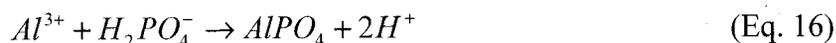
Figure 18 Évolution de la DCO_s et de la quantité de résidus métalliques en fonction du temps d'imposition du courant électrique lors de l'optimisation du traitement des eaux d'abattoir en configuration bipolaire BP-Fe (0.3A)

Lors de ces essais, la turbidité de la fraction liquide de la suspension est également mesurée. Les échantillons recueillis pour les mesures de turbidité sont prélevés à 6 cm de la surface de l'effluent (la suspension traitée est soumise à la décantation pendant 18 heures dans un béccher de 16 cm de diamètre et de 24.5 cm de hauteur). La turbidité initiale de l'effluent brut (non traité) varie entre 579 et 598 NTU. En comparaison, une turbidité minimale de 6.63 NTU est enregistrée lors de l'imposition d'un temps de traitement de 60 min pour le système en configuration bipolaire BP-Fe (0.3A) suivi de la décantation. En ce qui concerne le traitement utilisant la configuration MP-Al (1.5A), une valeur minimale de 15.8 NTU est enregistrée en imposant un temps de traitement de 90 min suivi de la décantation.

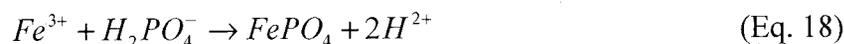
Finalement, pour le système en configuration BP-Fe (0.3A), le temps de traitement de 60 min correspond au temps requis pour enregistrer un abattement maximal de DCO_s et de la turbidité,

alors qu'un temps de 90 min est requis lors du choix de la configuration MP-Al (1.5A). Vraisemblablement, les deux paramètres étudiés (DCO_s et turbidité) semblent être étroitement liés dans l'évaluation de l'efficacité épuratoire du procédé d'électrocoagulation pour l'enlèvement de la DCO_s . Ainsi, à partir d'une mesure rapide de la turbidité en mode continu, il semble être possible de prévoir l'efficacité de l'électrocoagulation dans l'élimination de la DCO_s .

Lors de ces essais, l'enlèvement du phosphore dissous fait aussi partie de l'étude de l'efficacité du procédé d'électrocoagulation, ce paramètre étant souvent à l'origine de l'eutrophisation des eaux de surface. Pour un temps imposé de 10 min, la concentration de phosphore dissous passe d'une valeur initiale de 29.7 mg/L à une valeur résiduelle de 2.43 mg/L, indépendamment de la configuration étudiée (MP-Al (1.5A) ou BP-Fe (0.3A)). En revanche, pour des temps de traitement de 20, 40, 60 et 90 min, les concentrations résiduelles de phosphore dissous sont toutes sous la limite de détection de l'appareil (LD). Ceci s'explique par le fait que, à partir d'un temps de rétention de 20 min, la dissolution anodique suivie de la formation d'hydroxydes métalliques est suffisante pour éliminer totalement le phosphore en solution. À ce moment, les ions Al^{3+} et Fe^{2+} respectivement formés lors des essais MP-Al (1.5A) et BP-Fe (0.3A) réagissent par co-précipitation avec les ions phosphates en solution suivant les réactions suivantes :



Dans le cas de la configuration BP-Fe (0.3A), les ions ferreux peuvent être d'abord oxydés en ions ferriques, pour ensuite réagir avec les ions phosphates en solution :



Ainsi, les composés AlPO_4 , $\text{Fe}_3(\text{PO}_4)_2$ et/ou FePO_4 en suspension se retrouvent dans les résidus métalliques, ce qui entraîne une diminution des ions phosphates en solution.

Les concentrations de Al et Fe en solution sont également suivies au cours de ces essais. Les Figures 19 et 20 représentent, pour différents temps d'imposition du courant électrique, l'évolution du pH final et de la concentration résiduelle d'ions métalliques produits par dissolution anodique pendant l'électrolyse. Lors des essais utilisant la configuration MP-Al (1.5A), le pH final évolue de façon quasi-linéaire, passant d'une valeur de 8.47 (enregistrée après 10 min de traitement) à une valeur de 8.97 mesurée après 90 min. Cette augmentation de pH est attribuée à la formation d'ions OH^- à la cathode, ces ions étant d'autant plus importants en nombre que le temps d'imposition du courant augmente.

Concernant la courbe relative à l'évolution de la concentration résiduelle d'aluminium en solution, deux parties peuvent être distinguées : une partie décroissante suivie d'une partie ascendante. En effet, la concentration d'ions Al en solution diminue dans l'intervalle de temps de 10 à 20 min, passant respectivement d'une concentration de 3.78 mg/L à 2.61 mg/L, puis elle augmente de façon linéaire pour atteindre une valeur de 8.01 mg/L au bout de 90 min.

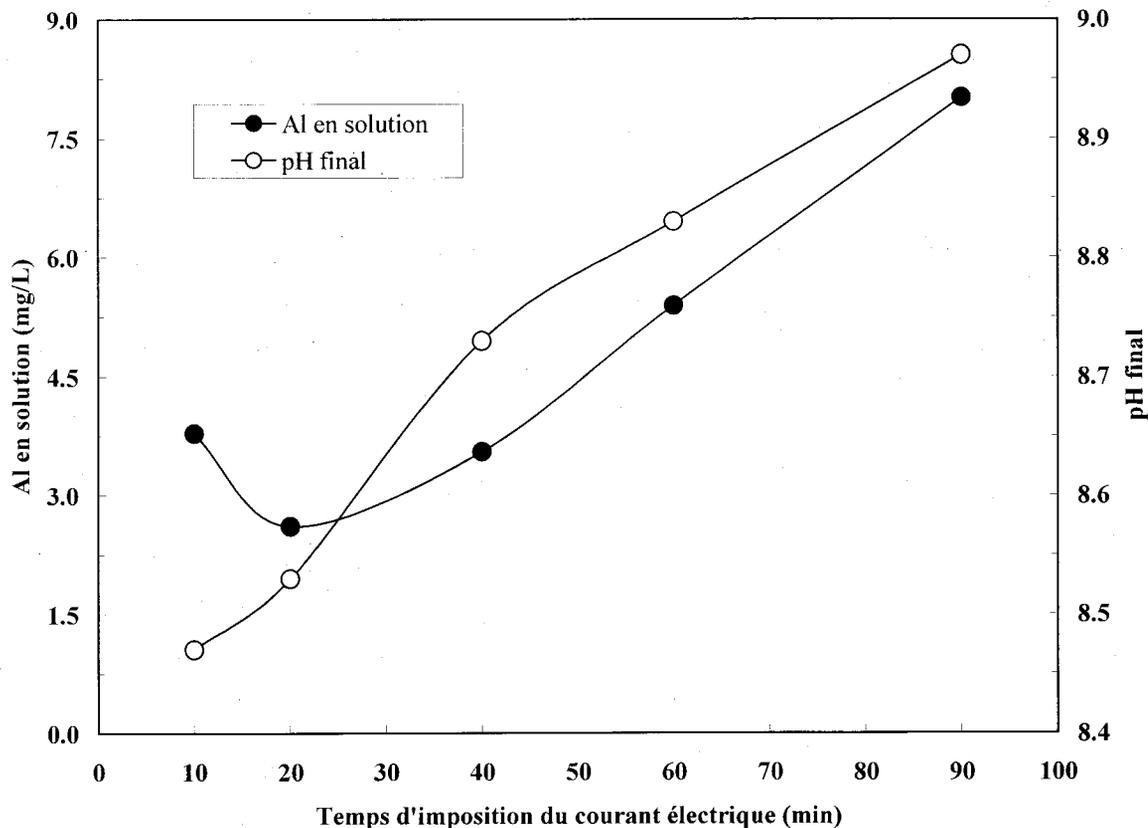
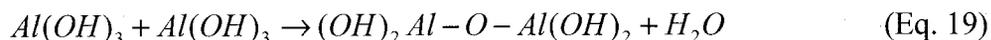
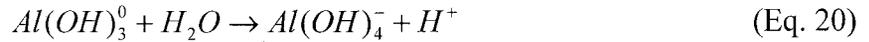


Figure 19 Évolution de la concentration résiduelle de Al^{3+} et du pH final en fonction du temps d'imposition du courant électrique lors de l'optimisation du traitement des eaux d'abattoir en configuration monopolaire MP-Al (1.5A) sans ajustement initial du pH

La diminution de la concentration en aluminium dissous observée dans les premières min du traitement est attribuée à la précipitation de ces ions sous forme $Al(OH)_{3(s)}$ et à la condensation de ces derniers, ce qui permet la formation de complexes polymériques (Eq. 19).



Ces réactions de condensation sont favorisées par un pH se situant entre 8.0 et 8.6. Au delà d'un pH supérieur à 8.6 (après plus de 20 min de traitement), une bonne partie des ions Al^{3+} formés par dissolution anodique restent en solution et demeurent principalement sous la forme de $Al(OH)_4^-$ solubles suivant la réaction :



En ce qui concerne les essais de configuration BP-Fe (0.3A), le pH final augmente également en fonction du temps d'imposition du courant, passant ainsi d'une valeur de 7.75 (enregistrée après les 10 premières min) à une valeur de 8.99 (mesurée après 90 min de traitement). Pour ce qui est de l'évolution de la concentration résiduelle en fer en solution, trois parties peuvent être distinguées sur la courbe (Figure 20) : une partie ascendante observée dans l'intervalle de 10 à 20 min, une décroissance observée entre 20 et 40 min et une étape quasi-stationnaire entre 40 et 90 min.

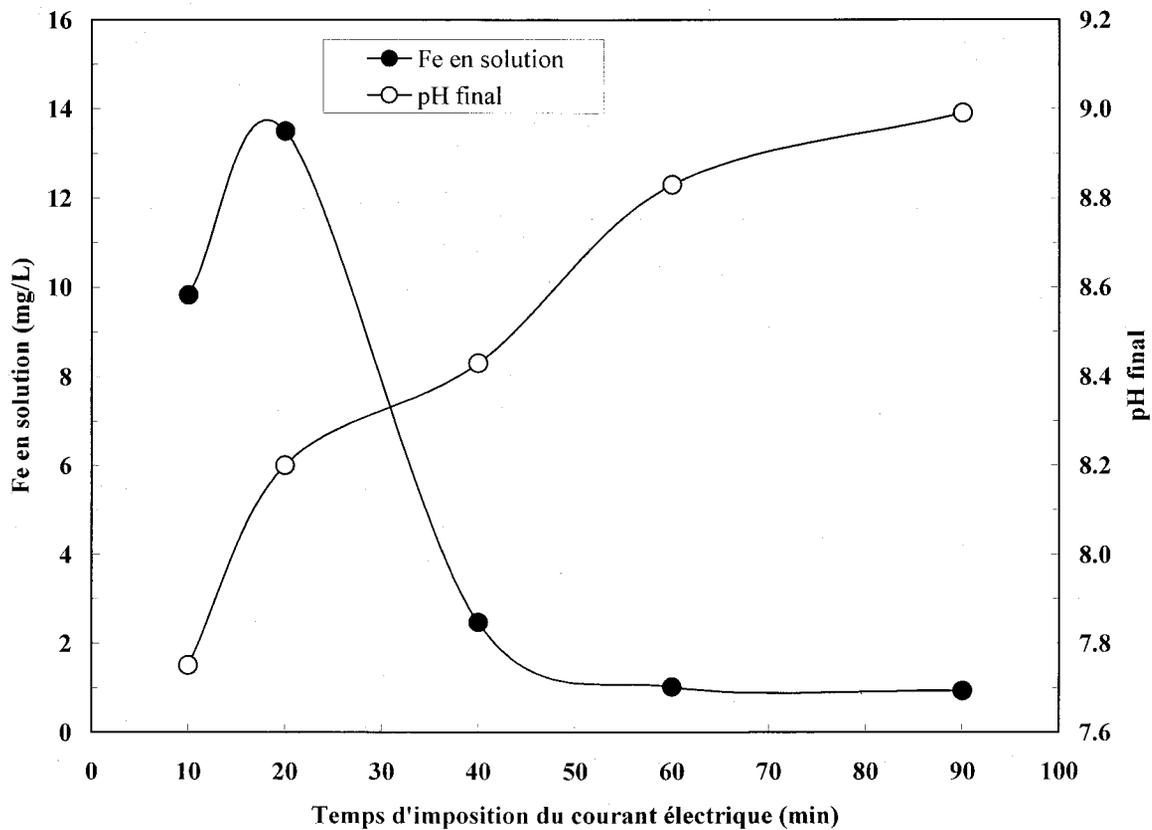
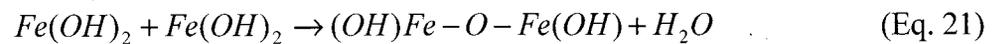


Figure 20 Évolution de la concentration résiduelle de Fe^{2+}/Fe^{3+} et du pH final en fonction du temps d'imposition du courant électrique lors de l'optimisation du traitement des eaux d'abattoir en configuration bipolaire BP-Fe (0.3A) sans ajustement initial du pH

La partie ascendante de la courbe indique que la cinétique de dissolution anodique du fer conduisant à la production de Fe^{2+} est plus importante que la cinétique de précipitation de ces ions, occasionnant une augmentation de la concentration de ces ions Fe^{2+} en solution. En revanche, après 20 min de traitement, les ions Fe^{2+} , produits en concentration suffisante, forment des réactions de précipitation et de condensation similaires à celles présentées aux équations Eq. 19 et Eq. 20 qui sont davantage favorisées à un pH supérieur à 8.4. Ces réactions entraînent ainsi la formation de solides et une diminution subséquente de la concentration de fer en solution. Au delà de 40 min, des valeurs minimales de fer en solution sont enregistrées et ce jusqu'à la toute fin du traitement (après 90 min).



En définitive, un temps de traitement optimal de 60 min est requis, pour la configuration BP-Fe (0.3A), pour minimiser la concentration résiduelle de fer en solution et pour éliminer efficacement la DCO_s , tout en clarifiant davantage l'effluent traité (meilleure élimination de la turbidité). En outre, ce temps de traitement permet d'atteindre l'objectif prioritaire d'un coût de traitement inférieur à 1.00 \$/m³, soit un coût de 0.54 \$/m³, incluant les coûts d'énergie, de disposition des résidus et de consommation des électrodes. En comparaison, pour la configuration MP-Al (1.5A), même si le temps de traitement optimal requis est de 40 min, il est décidé d'imposer un temps de traitement de 60 min pour la suite des essais d'optimisation et ce, afin de pouvoir comparer les deux configurations (BP-Fe (0.3A) et MP-Al (1.5A)) sur une même base.

6.2.4 Influence du pH

Selon la littérature, le pH de l'eau à traiter peut avoir une influence (positive ou négative) sur la qualité du traitement puisque celui-ci influence la stabilité des différentes espèces d'hydroxydes formées. Ainsi, il est important de savoir s'il est possible d'augmenter l'abattement de la DCO_s lorsque le pH initial de l'effluent est ajusté à des valeurs plus ou moins acides. Dans le cas présent, le pH est ajusté à 3.0, 4.0, 5.0, 6.0, 7.0 et 10.0 afin de bien voir l'impact de nombreuses valeurs de pH. Cet ajustement est fait à partir d'une solution d'acide sulfurique (10 N) ou d'hydroxyde de sodium (1 N). Il est important de noter que les coûts en acide ou en base nécessaire à l'ajustement ne sont pas pris en compte dans l'analyse des coûts puisqu'il ne s'agit que de vérifier l'impact du pH sur les performances du traitement. Les résultats obtenus lors de cette étape d'optimisation sont présentés au Tableau 9. Encore une fois, les essais sont effectués sur de l'effluent âgé, ce qui explique les faibles rendements d'abattement de la DCO.

Tableau 9 Influence du pH initial sur le traitement des eaux usées d'abattoir

| Paramètres | Configuration monopolaire MP-Al (1.5A) | | | | | | Configuration bipolaire BP-Fe (0.3A) | | | | | |
|--|--|-------|-------|-------|-------|-------|--------------------------------------|-------|-------|-------|-------|-------|
| | Al | Al | Al | Al | Al | Al | Fe | Fe | Fe | Fe | Fe | Fe |
| Type d'électrodes | Al | Al | Al | Al | Al | Al | Fe | Fe | Fe | Fe | Fe | Fe |
| Intensité imposée (A) | 1.5 | 1.5 | 1.5 | 1.5 | 1.5 | 1.5 | 0.3 | 0.3 | 0.3 | 0.3 | 0.3 | 0.3 |
| pH initial | 2.97 | 3.98 | 5.02 | 6.03 | 7.01 | 9.97 | 3.02 | 4.01 | 5.02 | 6.03 | 7.00 | 9.95 |
| pH final | 5.03 | 5.42 | 6.80 | 8.54 | 8.74 | 9.96 | 7.24 | 7.36 | 7.75 | 8.29 | 8.91 | 11.13 |
| Tension moyenne (V) | 4.3 | 4.2 | 2.9 | 3.1 | 3.1 | 3.2 | 11.3 | 11.6 | 12.1 | 13.7 | 16.2 | 14.5 |
| Temps (min) | 60 | 60 | 60 | 60 | 60 | 60 | 60 | 60 | 60 | 60 | 60 | 60 |
| Conductivité initiale (µS/cm) | 700 | 704 | 701 | 681 | 662 | 673 | 705 | 698 | 680 | 677 | 666 | 667 |
| Énergie électrique cons. (kWh/m ³) | 3.79 | 3.71 | 2.56 | 2.74 | 2.69 | 2.78 | 1.99 | 2.05 | 2.13 | 2.42 | 2.86 | 2.55 |
| Masse résidus métal. (kg/m ³) | 1.59 | 1.35 | 1.35 | 1.41 | 1.24 | 1.35 | 1.00 | 1.06 | 1.06 | 1.35 | 1.29 | 1.35 |
| Masse dissoute électrodes (kg/m ³) | 0.52 | 0.52 | 0.52 | 0.52 | 0.52 | 0.52 | 1.29 | 1.29 | 1.29 | 1.29 | 1.29 | 1.29 |
| Coût en énergie (\$/m ³) | 0.23 | 0.22 | 0.15 | 0.16 | 0.16 | 0.17 | 0.12 | 0.12 | 0.13 | 0.15 | 0.17 | 0.15 |
| Coût de disposition (\$/m ³) | 0.10 | 0.08 | 0.08 | 0.08 | 0.07 | 0.08 | 0.06 | 0.06 | 0.06 | 0.08 | 0.08 | 0.08 |
| Coût en électrodes (\$/m ³) | 0.83 | 0.83 | 0.83 | 0.83 | 0.83 | 0.83 | 0.29 | 0.29 | 0.29 | 0.29 | 0.29 | 0.29 |
| Coût total (\$/m ³) | 1.15 | 1.13 | 1.06 | 1.08 | 1.06 | 1.07 | 0.47 | 0.48 | 0.48 | 0.52 | 0.54 | 0.53 |
| Turbidité initiale (NTU) | 870 | 870 | 870 | 870 | 870 | 844 | 803 | 803 | 803 | 803 | 803 | 844 |
| Turbidité finale (NTU) | 6.79 | 6.52 | 17.9 | 35.4 | 20.1 | 65.6 | 565 | 427 | 337 | 241 | 27.3 | 136 |
| DCO ₅ initiale (mg/L) | 1 820 | 1 840 | 1 760 | 1 770 | 1 750 | 1 730 | 1 800 | 1 770 | 1 850 | 1 820 | 1 820 | 1 830 |
| DCO ₅ finale (mg/L) | 1 280 | 1 260 | 1 350 | 1 390 | 1 330 | 1 660 | 1 620 | 1 540 | 1 450 | 1 460 | 1 390 | 1 770 |
| Abattement DCO ₅ (%) | 29.7 | 31.5 | 23.3 | 21.5 | 24.0 | 4.05 | 10.0 | 13.0 | 21.6 | 19.8 | 23.6 | 3.28 |
| P soluble initial (mg/L) | 32.0 | 32.0 | 32.0 | 32.0 | 32.0 | 32.0 | 32.0 | 32.0 | 32.0 | 32.0 | 32.0 | 32.0 |
| P soluble final (mg/L) | <LD | <LD | <LD | <LD | <LD | <LD | <LD | <LD | <LD | <LD | <LD | 7.69 |
| Fe soluble initial (mg/L) | - | - | - | - | - | - | <LD | <LD | <LD | <LD | <LD | <LD |
| Fe soluble final (mg/L) | - | - | - | - | - | - | 398 | 318 | 159 | 14.3 | <LD | 22.8 |
| Al soluble initial (mg/L) | <LD | <LD | <LD | <LD | <LD | <LD | - | - | - | - | - | - |
| Al soluble final (mg/L) | 2.19 | 0.32 | 0.13 | 1.41 | 4.59 | 102 | - | - | - | - | - | - |

La Figure 21 présente l'évolution du pH final en fonction du pH initial imposé lors des essais utilisant les configurations BP-Fe (0.3A) et MP-Al (1.5A). Dans les deux cas, le pH final augmente lorsque le pH initial imposé augmente. Pour une même valeur de pH initial imposée, les valeurs finales de pH de la configuration BP-Fe (0.3A) sont, dans la plupart des cas, supérieures à celles enregistrées dans le cas de la configuration MP-Al (1.5A).

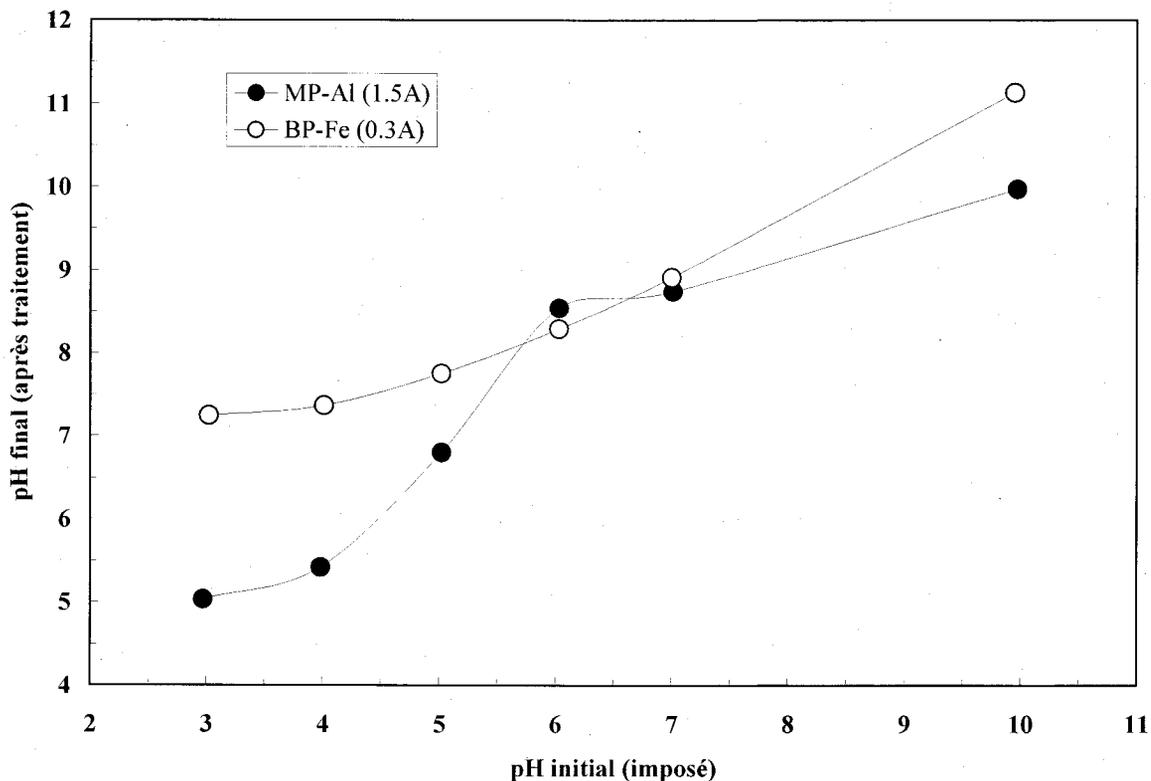


Figure 21 Évolution du pH final en fonction du pH initial imposé lors de l'optimisation du traitement des eaux d'abattoir en configuration BP-Fe (0.3A) et MP-Al (1.5A) pour un temps de traitement de 60 min

Les Figures 22 et 23 représentent l'évolution du pourcentage d'abattement de la DCO_5 et de la concentration résiduelle en fer ou en aluminium en solution en fonction du pH final lors des essais présentant les configurations BP-Fe (0.3A) et MP-Al (1.5A). Pour la configuration MP-Al (1.5), l'abattement de la DCO_5 diminue lorsque que le pH initial (et final) augmente. Un rendement maximal de 31% d'abattement de DCO_5 est enregistré pour un pH final de 5.42

(valeur de pH initial imposé de 4.0) avec une concentration résiduelle d'aluminium en solution de 0.32 mg/L.

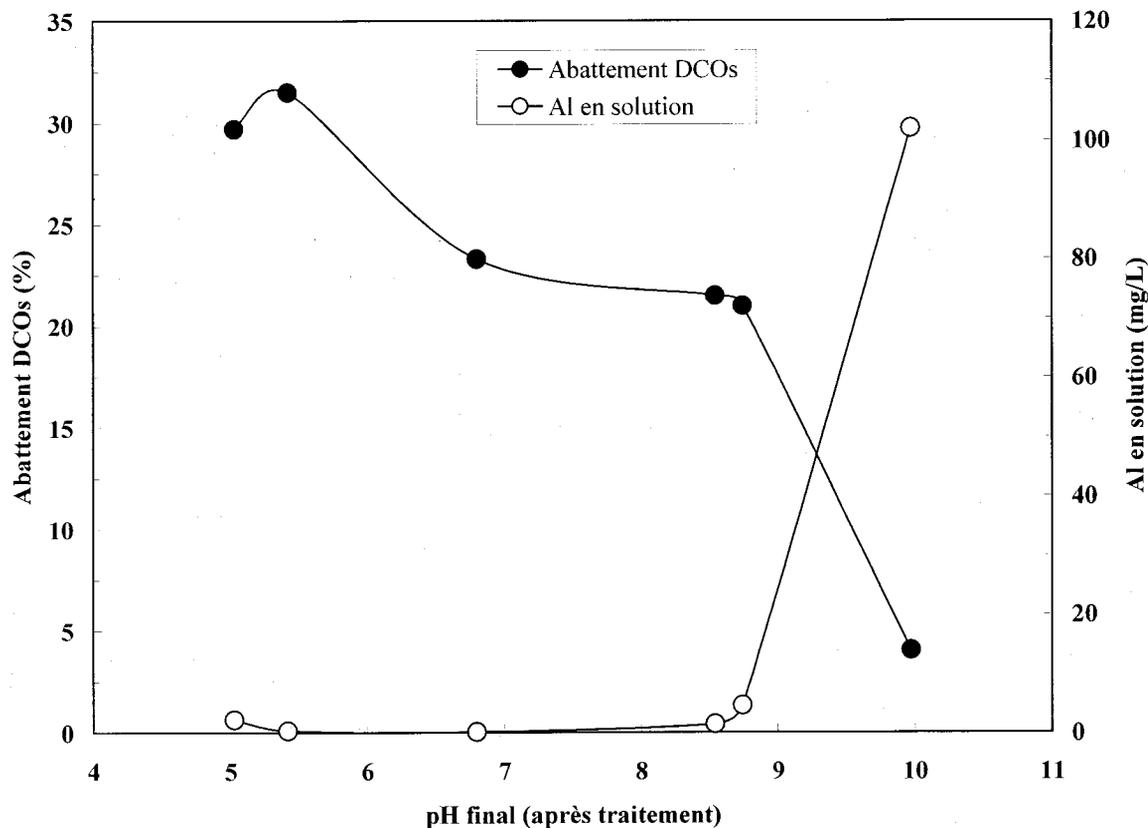


Figure 22 Évolution du taux d'abattement de la DCO₅ et de la concentration résiduelle de Al en solution en fonction du pH final enregistré lors des essais d'optimisation du traitement des eaux d'abattoir en configuration MP-Al (1.5A) pour 60 min de traitement

La majorité des ions Al³⁺ produits par dissolution anodique précipitent sous forme d'hydroxydes d'aluminium, lesquels peuvent par la suite réagir avec les polluants organiques par des phénomènes d'adsorption ou de co-précipitation. Cependant pour un pH initial de 10.0 (pH final à peu près semblable), une concentration résiduelle non négligeable de Al en solution (102 mg/L) est enregistrée et un taux minimal de 4.1% d'abattement de DCO₅ est mesuré. Cette observation est faite malgré une quantité de résidus métalliques similaire à celle mesurée lors de l'essai pour lequel un enlèvement maximal de DCO₅ (pH initial de 4.00) est enregistré. Cela peut s'expliquer par le fait qu'à un pH très basique, une partie non négligeable des ions Al³⁺ produits

par dissolution anodique restent sous la forme de $\text{Al}(\text{OH})_4^-$, composé qui ne peut réagir efficacement avec les particules colloïdales chargées négativement. C'est l'une des raisons pour lesquelles, la turbidité résiduelle (65 NTU) de l'essai effectué à un pH initial de 10.0 est la plus élevée comparativement aux valeurs enregistrées (6.79 et 6.52 NTU) lors des essais pour lesquels des pH légèrement acides sont imposés. De plus, un pH très basique peut modifier les charges électrostatiques à la surface des particules colloïdales et empêcher leur déstabilisation lors de l'électrocoagulation, alors qu'un pH initial légèrement acide semble favoriser la coagulation des particules colloïdales. Par ailleurs, les structures cristallines chimiques des hydroxydes métalliques générés à pH légèrement acide et à pH basique sont probablement différentes et peuvent influencer l'efficacité épuratoire du traitement par électrocoagulation.

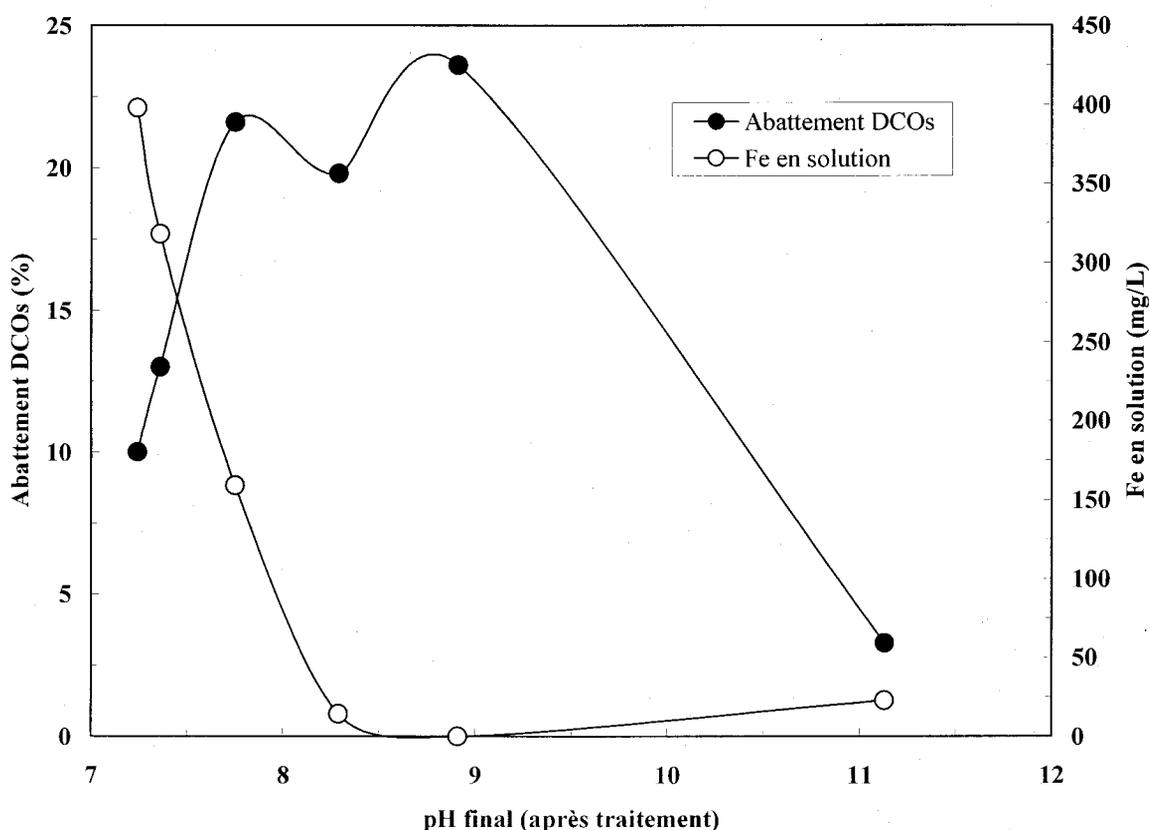


Figure 23 Évolution du taux d'abattement de la DCO₅ et de la concentration de fer en solution en fonction du pH final enregistré lors des essais d'optimisation du traitement des eaux d'abattoir en configuration BP-Fe (0.3A) pour 60 min de traitement

Dans le cas de la configuration BP-Fe (0.3), l'abattement de la DCO_s augmente lorsque que le pH final mesuré augmente jusqu'à des valeurs de 8.91. Dépassé cette valeur, l'abattement subit une très grande diminution. Un rendement maximal de 24% d'abattement de DCO_s est enregistré pour un pH initial de 7.00 (entraînant une valeur de pH final de 8.91) avec une concentration résiduelle de fer en solution sous la limite de détection (LD).

Comme dans le cas des ions Al³⁺ produits par dissolution anodique dans le cas de l'utilisation des électrodes d'aluminium, les ions Fe²⁺ produits ici précipitent sous forme d'hydroxydes qui réagissent avec les polluants organiques par adsorption ou co-précipitation. Cependant, il est possible de constater que pour des valeurs de pH final enregistrées inférieures à 7.75, la concentration résiduelle en fer est non négligeable (159 à 398 mg/L) et ce, malgré l'abattement croissant de la DCO_s (10 à 22%). Cela s'explique par le fait que la limite de solubilité des hydroxydes de fer de la forme Fe(OH)₂ ou Fe(OH)₃ se situe à une valeur de pH de 5.5. Pour des valeurs de pH plus élevées, ces hydroxydes sont sous forme solide et stable et peuvent ainsi adsorber les particules colloïdales ou se polymériser pour entraîner les polluants par des phénomènes physiques. Ainsi, dans le cas des trois premiers essais effectués (à pH 3.00, 4.00 et 5.00), le pH ne dépasse pas cette limite du pH 5.5 pendant une assez longue période pour permettre la formation stable de ces hydroxydes. Ainsi, l'imposition du courant favorise la production des ions Fe²⁺, mais ceux-ci restent sous une forme libre (ou se transforment en Fe³⁺) et augmentent donc la concentration résiduelle en ions Fe dans l'eau traitée. Dans ces conditions, l'augmentation de l'abattement de la DCO_s peut s'expliquer par la déstabilisation des particules colloïdales qui flocculent entre elles plutôt que de subir des phénomènes d'adsorption avec les hydroxydes. Par contre, plus la limite de pH 5.5 est atteinte rapidement, plus il y a production d'hydroxydes stables en suspension (à partir de la même quantité de Fe²⁺ larguée lors de la dissolution anodique) et plus la concentration en Fe soluble diminue, ce qui est visible pour les essais qui sont effectués lorsque le pH initial est fixé à 6.00 et 7.00. Dans ces deux derniers cas, la concentration en ions Fe est presque nulle et l'abattement de la DCO_s est à peu près maximale (19 à 23%). Finalement, lorsque le pH initial est fixé à 10.0, il est possible de voir que la concentration en Fe soluble remonte légèrement (passe de 0 à 23 mg/L), ce qui peut être expliqué comme dans le cas de l'aluminium, par la formation, dans ces conditions, d'hydroxydes qui ne réagissent pas aussi efficacement avec les particules colloïdales chargées négativement. Il y a peut-être aussi une modification de la disposition des charges électrostatiques à la surface des

particules colloïdales, ce qui empêche leur déstabilisation de façon efficace. Cela expliquerait que l'abattement de la DCO_s soit si faible dans ce cas (seulement 3.3%).

En définitive, malgré le fait qu'une légère acidification initiale (imposition d'un pH initial de 4.00) permette d'aller chercher environ 5% d'abattement supplémentaires de la DCO_s dans le cas de l'utilisation des électrodes d'aluminium (MP-Al (1.5A)), il est décidé ne pas ajuster au préalable le pH de l'effluent avant traitement pour la suite des essais. En effet, la faible hausse de l'abattement enregistrée ne justifie pas l'implantation d'une étape supplémentaire d'acidification en début de traitement et d'une de neutralisation à la toute fin (le pH final dans ces conditions est de 5.42, ce qui ne respecte pas les normes du rejet à l'égout de la Ville de Québec). Dans le cas de l'utilisation des électrodes de fer (BP-Fe (0.3A)), les meilleurs résultats sont justement enregistrés à un pH près de la neutralité (donc près du pH initial de l'eau brute). Ainsi, le pH initial de l'eau brute avant son traitement n'est pas ajusté pour la suite des essais, peu importe le type d'électrodes utilisé.

6.2.5 Influence de la conductivité électrique

La conductivité de l'eau à traiter peut influencer le traitement puisqu'elle facilite le passage du courant dans la solution. Ainsi, il est important de vérifier si la conductivité des eaux d'abattoir doit être ajustée pour permettre un meilleur abattement de la DCO_s. Pour ce faire, différentes concentrations de Na₂SO₄ sont ajoutées au système. Dans le cas présent, le choix de l'électrolyte se porte sur le Na₂SO₄ puisqu'il n'intervient pas dans la réaction électrochimique comme dans le cas du NaCl. En effet, l'électrolyte choisi est indifférent puisque il s'agit ici d'une étude sur l'impact de la conductivité (en général) sur le procédé. Il n'est donc pas recommandé d'introduire un électrolyte qui peut influencer d'autres paramètres du système. Les concentrations de Na₂SO₄ testées sont donc de 0, 0.5, 1.0, 2.0, 2.5 et 3.0 g/L et les résultats obtenus sont présentés au Tableau 10. Encore une fois, les essais sont effectués sur de l'effluent plus âgé, ce qui explique pourquoi les rendements d'abattement de la DCO sont moins intéressants qu'au début des essais.

Tableau 10 Influence de la conductivité électrique de l'effluent lors du traitement des eaux usées d'abattoir

| Paramètres | Configuration monopolaire MP-Al (1.5A) | | | | | | Configuration bipolaire BP-Fe (0.3A) | | | | | |
|--|--|-------|-------|-------|------|------|--------------------------------------|-------|-------|-------|------|-------|
| | Al | Al | Al | Al | Al | Al | Fe | Fe | Fe | Fe | Fe | Fe |
| Type d'électrodes | Al | Al | Al | Al | Al | Al | Fe | Fe | Fe | Fe | Fe | Fe |
| Intensité imposée (A) | 1.5 | 1.5 | 1.5 | 1.5 | 1.5 | 1.5 | 0.3 | 0.3 | 0.3 | 0.3 | 0.3 | 0.3 |
| pH initial | 6.17 | 6.24 | 6.22 | 6.73 | 6.22 | 6.35 | 6.30 | 6.49 | 6.48 | 6.63 | 6.40 | 6.47 |
| pH final | 8.87 | 8.68 | 8.68 | 8.61 | 8.57 | 8.72 | 9.21 | 9.32 | 9.21 | 9.28 | 8.97 | 8.83 |
| Tension moyenne (V) | 4.7 | 2.8 | 2.2 | 1.8 | 1.7 | 1.7 | 27.6 | 17.3 | 13.5 | 9.9 | 9.0 | 8.1 |
| Temps d'imposition (min) | 60 | 60 | 60 | 60 | 60 | 60 | 60 | 60 | 60 | 60 | 60 | 60 |
| Conductivité initiale (µS/cm) | 362 | 361 | 355 | 380 | 392 | 418 | 372 | 372 | 367 | 385 | 411 | 419 |
| Ajout de Na ₂ SO ₄ (g/L) | 0.0 | 0.5 | 1.0 | 2.0 | 2.5 | 3.0 | 0.0 | 0.5 | 1.0 | 2.0 | 2.5 | 3.0 |
| Énergie électrique cons. (kWh/m ³) | 4.10 | 2.47 | 1.94 | 1.59 | 1.50 | 1.46 | 4.87 | 3.05 | 2.38 | 1.74 | 1.59 | 1.43 |
| Masse résidus métal. (kg/m ³) | 1.82 | 2.29 | 2.35 | 12.5 | 7.76 | 2.59 | 1.94 | 1.88 | 1.94 | 1.76 | 1.65 | 1.76 |
| Masse dissoute électrodes (kg/m ³) | 0.52 | 0.52 | 0.52 | 0.52 | 0.52 | 0.52 | 1.29 | 1.29 | 1.29 | 1.29 | 1.29 | 1.29 |
| Coût en énergie (\$/m ³) | 0.25 | 0.15 | 0.12 | 0.10 | 0.09 | 0.09 | 0.29 | 0.18 | 0.14 | 0.10 | 0.10 | 0.09 |
| Coût de disposition (\$/m ³) | 0.11 | 0.14 | 0.14 | 0.75 | 0.47 | 0.16 | 0.12 | 0.11 | 0.12 | 0.11 | 0.10 | 0.11 |
| Coût de Na ₂ SO ₄ (\$/m ³) | 0.00 | 0.15 | 0.30 | 0.60 | 0.75 | 0.90 | 0.00 | 0.15 | 0.30 | 0.60 | 0.75 | 0.90 |
| Coût en électrodes (\$/m ³) | 0.83 | 0.83 | 0.83 | 0.83 | 0.83 | 0.83 | 0.29 | 0.29 | 0.29 | 0.29 | 0.29 | 0.29 |
| Coût total (\$/m ³) | 1.18 | 1.26 | 1.38 | 2.27 | 2.13 | 1.97 | 0.70 | 0.74 | 0.85 | 1.10 | 1.24 | 1.39 |
| Turbidité initiale (NTU) | 817 | 817 | 817 | 817 | 863 | 863 | 817 | 817 | 817 | 817 | 863 | 863 |
| Turbidité finale (NTU) | 17.8 | 27.8 | 39.6 | 31.9 | 29.5 | 55.2 | 59.9 | 25.0 | 67.0 | 52.9 | 33.2 | 111 |
| DCO ₅ initiale (mg/L) | 1 180 | 1 200 | 1 210 | 1 180 | 985 | 991 | 1 180 | 1 200 | 1 240 | 1 150 | 998 | 1 030 |
| DCO ₅ finale (mg/L) | 511 | 551 | 538 | 575 | 468 | 508 | 533 | 543 | 572 | 584 | 548 | 557 |
| Abattement DCO ₅ (%) | 56.7 | 54.1 | 55.5 | 51.3 | 52.5 | 48.7 | 54.8 | 54.8 | 53.9 | 49.2 | 45.1 | 45.9 |
| P soluble initial (mg/L) | 25.6 | 25.6 | 25.6 | 25.6 | 25.6 | 25.6 | 25.6 | 25.6 | 25.6 | 25.6 | 25.6 | 25.6 |
| P soluble final (mg/L) | <LD | <LD | <LD | <LD | <LD | <LD | <LD | <LD | <LD | <LD | <LD | <LD |
| Fe soluble initial (mg/L) | - | - | - | - | - | - | <LD | <LD | <LD | <LD | <LD | <LD |
| Fe soluble final (mg/L) | - | - | - | - | - | - | <LD | <LD | <LD | <LD | 1.74 | 2.47 |
| Al soluble initial (mg/L) | 0.19 | 0.19 | 0.19 | 0.19 | 0.19 | 0.19 | - | - | - | - | - | - |
| Al soluble final (mg/L) | 3.19 | 4.06 | 3.18 | 3.60 | 4.56 | 3.54 | - | - | - | - | - | - |

Le Tableau 10 montre bien que l'ajout d'un électrolyte indifférent ne change pas de façon très importante les résultats d'abattement de la DCO_s, de la turbidité ou des métaux solubles lors des essais utilisant la configuration MP-Al (1.5A). Lors de l'ajout de l'électrolyte, la diminution de la demande énergétique est tout de même importante puisqu'elle diminue de plus de la moitié, mais les coûts associés à la disposition des boues augmentent puisque leur volume augmente également. Dans ces conditions, il n'est donc pas souhaitable d'ajuster la conductivité initiale pour effectuer le traitement.

Dans le cas des essais utilisant la configuration BP-Fe (0.3A), le même phénomène est observé : le traitement sans électrolyte est tout aussi efficace sinon plus que lorsqu'on ajoute du Na₂SO₄. Encore une fois, la demande énergétique diminue lors de l'ajout de l'électrolyte, mais les performances du système ne sont pas suffisamment améliorées pour justifier cet ajout. Ainsi, comme dans le cas des électrodes d'aluminium, il est inutile d'ajouter du Na₂SO₄ au système.

6.2.6 Flocculation et décantation de la suspension traitée

À ce stade de l'étude d'optimisation des paramètres opératoires, les conditions de traitement retenues sont les suivantes : aucun ajustement du pH initial ni de la conductivité de l'effluent à traiter, imposition du courant sur une période de 60 min et ce, sur les deux configurations (MP-Al (1.5A) et BP-Fe (0.3A)) sélectionnées. Jusqu'à maintenant le résultat du traitement est présenté aux Figures 24 et 25. En effet, la Figure 24 montre l'effluent avant traitement et la Figure 25 montre l'effluent une fois le traitement effectué.

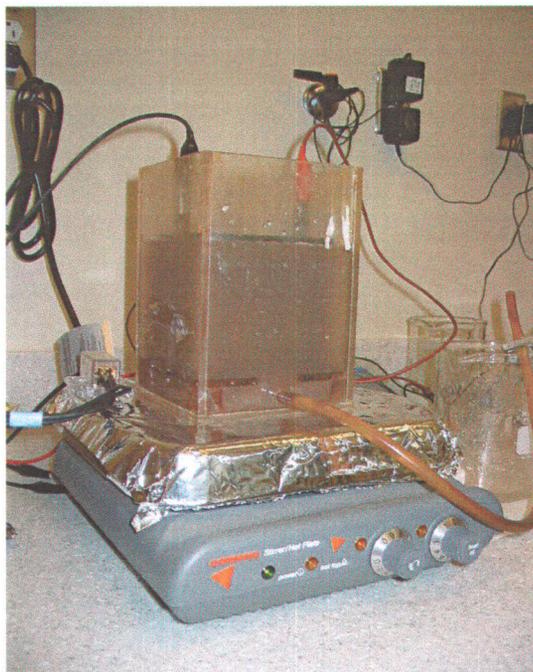


Figure 24 Effluent d'abattoir avant traitement

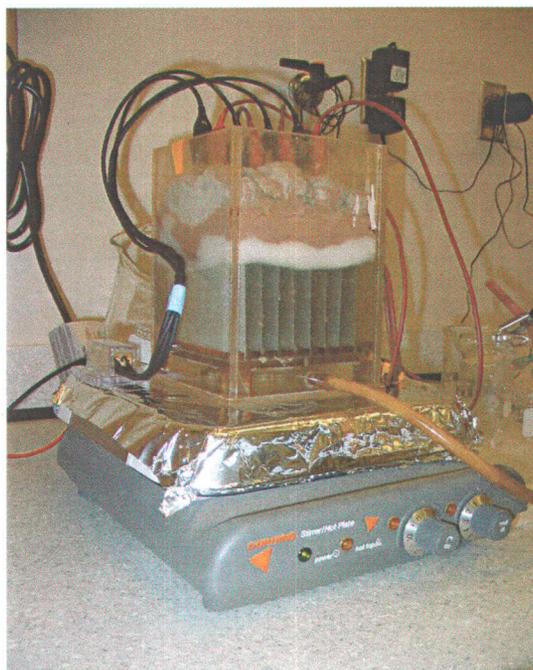


Figure 25 Effluent d'abattoir après 60 min de traitement

Par contre, un dernier paramètre ne touchant pas directement le traitement électrochimique reste à déterminer. En effet, depuis le début des essais, les boues produites sont laissées pour une période de décantation de 18 heures, avec l'eau traitée, avant de procéder à l'échantillonnage et à la filtration des boues. Si on considère l'utilisation de l'électrocoagulation à grande échelle, il est nécessaire d'ajouter une étape de floculation des boues pour en faciliter la récupération, permettre d'en augmenter la compacité et diminuer le temps de séjour de celles-ci. Pour ce faire, différents essais sont effectués afin de choisir le type de polymère nécessaire à la floculation des boues (cationique, anionique, non ionique) et de déterminer quelle concentration doit être ajoutée au système pour permettre une compaction rapide et une bonne récupération des boues. Dans le cas présent, trois polymères distincts sont testés, chacun étant chargé différemment : le Percol 351 comme polymère non ionique, le Percol E10 comme polymère anionique et le LPM 3135 comme polymère cationique. Dans chacun des cas, différentes concentrations sont testées suite au traitement électrochimique : 0, 0.005, 0.010, 0.025 et 0.050 g/L. Une fois l'ajout effectué, les essais floculés sont placés sous observation pendant 18 heures pour permettre d'évaluer la vitesse de compaction des boues. Les Tableaux 11 et 12 présentent le résumé des résultats d'abattement des différents paramètres mesurés après floculation. Pour consulter les Tableaux présentant le détail de ces essais, il est possible de se référer aux Tableaux de l'annexe C. L'ensemble des paramètres et des conditions opératoires appliqués y sont présentés.

Tableau 11 Influence du type et de la concentration de polymère sur la floculation des eaux usées d'abattoir (MP-AI (1.5A))

| Paramètres | Concentration de polymère (g/L) | | | | | Effluent non traité |
|------------------------------------|---------------------------------|-------|-------|-------|-------|---------------------|
| | 0.000 | 0.005 | 0.010 | 0.025 | 0.050 | |
| Floculation avec Percol 351 | | | | | | |
| Turbidité initiale (NTU) | 840 | 840 | 840 | 840 | 840 | 1 060 |
| Turbidité finale (NTU) | 17.9 | 19.7 | 15.7 | 13.5 | 12.5 | 1 040 |
| Abattement Turbidité (%) | 97.9 | 97.7 | 98.1 | 98.4 | 98.5 | 1.60 |
| DCO _i initiale (mg/L) | 3 090 | 3 090 | 3 090 | 3 090 | 3 090 | 4 910 |
| DCO _i finale (mg/L) | 822 | 830 | 882 | 826 | 820 | 3 780 |
| Abattement DCO _i (%) | 73.4 | 73.1 | 71.5 | 73.3 | 73.5 | 23.0 |
| Floculation avec Percol E10 | | | | | | |
| Turbidité initiale (NTU) | 840 | 876 | 876 | 876 | 876 | 1 060 |
| Turbidité finale (NTU) | 17.9 | 14.2 | 42.9 | 18.8 | 30.3 | 1 040 |
| Abattement Turbidité (%) | 97.9 | 98.4 | 95.1 | 97.9 | 96.5 | 1.60 |
| DCO _i initiale (mg/L) | 3 090 | 3 120 | 3 120 | 3 120 | 3 120 | 4 910 |
| DCO _i finale (mg/L) | 822 | 803 | 850 | 865 | 870 | 3 780 |
| Abattement DCO _i (%) | 73.4 | 74.3 | 72.8 | 72.3 | 72.1 | 23.0 |
| Floculation avec LPM 3135 | | | | | | |
| Turbidité initiale (NTU) | 825 | 825 | 825 | 825 | 825 | 1 060 |
| Turbidité finale (NTU) | 6.67 | 23.5 | 12.7 | 5.89 | 8.74 | 1 040 |
| Abattement Turbidité (%) | 99.2 | 97.2 | 98.5 | 99.3 | 98.9 | 1.60 |
| DCO _i initiale (mg/L) | 3 560 | 3 560 | 3 560 | 3 560 | 3 560 | 4 910 |
| DCO _i finale (mg/L) | 563 | 576 | 461 | 486 | 491 | 3 780 |
| Abattement DCO _i (%) | 84.2 | 83.8 | 87.1 | 86.3 | 86.2 | 23.0 |

Tableau 12 Influence du type et de la concentration de polymère sur la floculation des eaux usées d'abattoir (BP-Fe (0.3A))

| Paramètres | Concentration en polymère (g/L) | | | | | Effluent non traité |
|------------------------------------|---------------------------------|-------|-------|-------|-------|---------------------|
| | 0.000 | 0.005 | 0.010 | 0.025 | 0.050 | |
| Floculation avec Percol 351 | | | | | | |
| Turbidité initiale (NTU) | 840 | 840 | 840 | 840 | 840 | 1 060 |
| Turbidité finale (NTU) | 82.6 | 18.2 | 11.8 | 30.4 | 27.2 | 1 040 |
| Abattement Turbidité (%) | 90.2 | 97.8 | 98.6 | 96.4 | 96.8 | 1.60 |
| DCO _i initiale (mg/L) | 3 090 | 3 090 | 3 090 | 3 090 | 3 090 | 4 910 |
| DCO _i finale (mg/L) | 893 | 889 | 927 | 947 | 790 | 3 780 |
| Abattement DCO _i (%) | 71.1 | 71.2 | 70.0 | 69.4 | 74.4 | 23.0 |
| Floculation avec Percol E10 | | | | | | |
| Turbidité initiale (NTU) | 840 | 876 | 876 | 876 | 876 | 1 060 |
| Turbidité finale (NTU) | 82.6 | 27.3 | 17.2 | 20.9 | 26.9 | 1 040 |
| Abattement Turbidité (%) | 90.2 | 96.9 | 98.0 | 97.6 | 96.9 | 1.60 |
| DCO _i initiale (mg/L) | 3 090 | 3 120 | 3 120 | 3 120 | 3 120 | 4 910 |
| DCO _i finale (mg/L) | 893 | 741 | 794 | 789 | 862 | 3 780 |
| Abattement DCO _i (%) | 71.1 | 76.3 | 74.6 | 74.7 | 72.4 | 23.0 |
| Floculation avec LPM 3135 | | | | | | |
| Turbidité initiale (NTU) | 825 | 825 | 825 | 825 | 825 | 1 060 |
| Turbidité finale (NTU) | 28.5 | 14.9 | 21.8 | 28.9 | 53.2 | 1 040 |
| Abattement Turbidité (%) | 96.5 | 98.2 | 97.4 | 96.5 | 93.6 | 1.60 |
| DCO _i initiale (mg/L) | 3 320 | 3 320 | 3 320 | 3 320 | 3 320 | 4 910 |
| DCO _i finale (mg/L) | 537 | 654 | 610 | 592 | 628 | 3 780 |
| Abattement DCO _i (%) | 83.8 | 80.3 | 81.6 | 82.2 | 81.1 | 23.0 |

À la lumière des résultats présentés aux Tableaux 11 et 12, il est possible de voir que l'utilisation de flocculant ne joue pas réellement un rôle prédominant dans le traitement de l'eau en tant que tel. En effet, le polymère peut permettre d'améliorer un peu les performances (turbidité, DCO) du traitement effectué en se liant directement aux particules en suspension à partir des sites actifs disponibles. Par contre, ce n'est pas réellement le but recherché. En fait, le flocculant permet surtout d'améliorer la stabilité des floccs produits pour faciliter leur récupération et il accélère également le processus de décantation des boues qui sont formées lors du traitement. En effet, les boues qui sont produites lors du traitement par électrocoagulation sont duveteuses et très peu compactes. Une période de décantation de 18 heures comme celle qui est observée tout au long des essais effectués jusqu'à maintenant permettait généralement une certaine compaction des boues, mais une attente aussi longue avant la récupération des boues est impossible à observer à grande échelle. Ainsi, l'ajout de flocculant, même dans des concentrations relativement faibles, permet de faire passer cette attente de 18 à 1 heure.

En effet, comme il est possible de le constater dans les Figures 26 à 28 suivantes, les essais sont observés sur une période de 18 heures, à intervalles réguliers afin de déterminer le moment où la compaction des boues est maximale. La période de temps présentée varie de 2 à 4 heures puisque c'est pendant ce temps qu'il y a des changements dans le volume occupé par les boues flocculées. L'intervalle entre la 4^{ème} et la 18^{ème} heure ne permet pas d'améliorer la situation, la compaction ayant déjà atteint son maximum. Les Figures 26 à 28 montrent les résultats obtenus en utilisant les électrodes d'aluminium (MP-Al (1.5A)), mais la même réaction est observée lors de l'utilisation des électrodes de fer (BP-Fe (0.3A)).

Dans le cas de l'utilisation du Percol 351 (flocculant non ionique), l'eau traitée est complètement opaque lors du début de la période de décantation. Il est d'ailleurs possible de voir que la première séparation solide/liquide visible nécessite près de 30 min pour se produire. Une fois ces 30 min écoulées, la compaction des boues est relativement stable, peu importe la concentration en flocculant utilisée. Par contre, il est montré que plus la concentration augmente, moins la compaction des boues est importante. Dans ces conditions, c'est l'utilisation de la concentration la plus faible qui donne les meilleurs résultats, soit la production d'un volume de 80 ml de boue (pour 1.7 L d'eau traitée). Par contre, certains problèmes sont rencontrés avec l'utilisation de ce

floculant, comme la production de floes très fins difficiles à récupérer. De plus, une partie des floes flottent, tandis que l'autre partie décante, ce qui rend la récupération d'autant plus difficile.

Dans le cas de l'utilisation du Percol E10 (floculant anionique), l'eau traitée présente déjà une séparation solide/liquide lors du début de la période de décantation, ce qui montre qu'il y a bien une réaction qui se produit entre le floculant et les floes formés lors de l'électrocoagulation. Contrairement au cas du Percol 351, la compaction maximale observée est presque obtenue lors de l'ajout du floculant et ce, peu importe la concentration en floculant utilisée. La compaction est moins bonne que dans le cas du Percol 351 puisque le volume de boue mesuré le plus faible est de 125 ml (toujours pour 1.7 L d'eau traitée). Comme dans le cas précédent, il est montré que les meilleures conditions sont celles dont la concentration en floculant est la plus faible (0.005 g/L) et que plus la concentration en floculant augmente, moins la compaction des boues est importante. Encore une fois, l'utilisation du Percol E10 produit des floes plutôt fins difficiles à récupérer et une partie des floes flottent, tandis que l'autre partie décante.

Finalement, c'est lors de l'utilisation du LPM 3135 (floculant cationique) que les résultats sont les plus révélateurs. En effet, la compaction des boues suit le même patron que lors de l'utilisation du Percol E10 (séparation solide/liquide dès le début de la période de décantation, stabilisation rapide), mais la qualité des floes est grandement améliorée. En fait, les floes sont fermes, très stables et la totalité des boues flottent, ce qui rend la récupération particulièrement aisée et ce, pour toutes les concentrations testées (voir Figure 29). Dans ce cas, les meilleures conditions sont celles dont la concentration en floculant dépasse les 0.010 g/L et malgré l'augmentation de la concentration en floculant, la compaction des boues demeure stable.

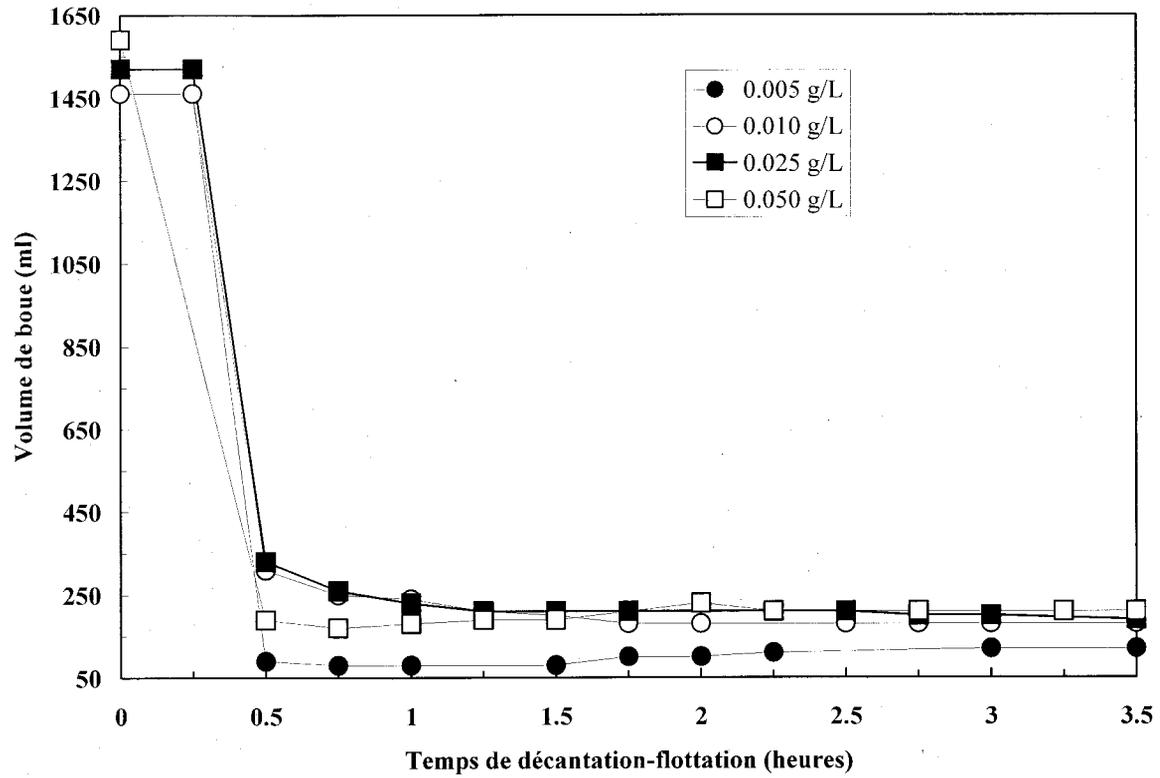


Figure 26 Évolution de la compaction des boues flocculées avec le Percol 351 suite au traitement des eaux d'abattoir (configuration MP-AI (1.5A))

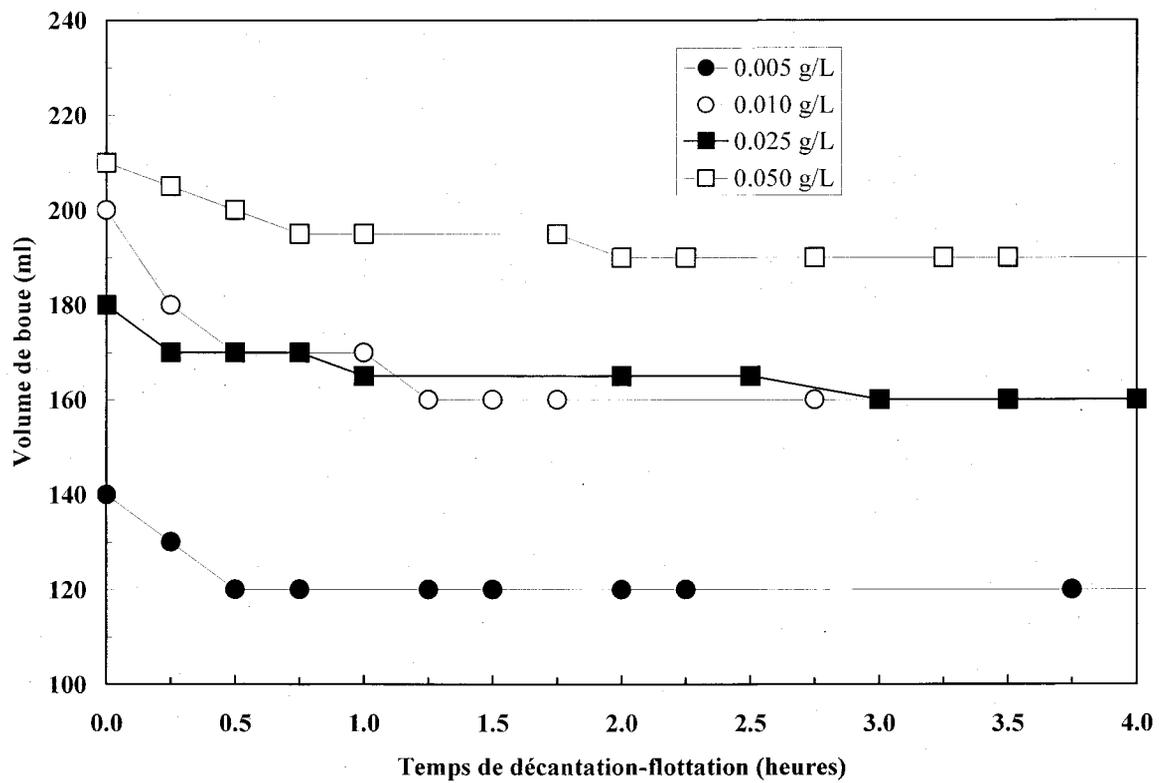


Figure 27 Évolution de la compaction des boues floculées avec le Percol E10 suite au traitement des eaux d'abattoir (configuration MP-A1 (1.5A))

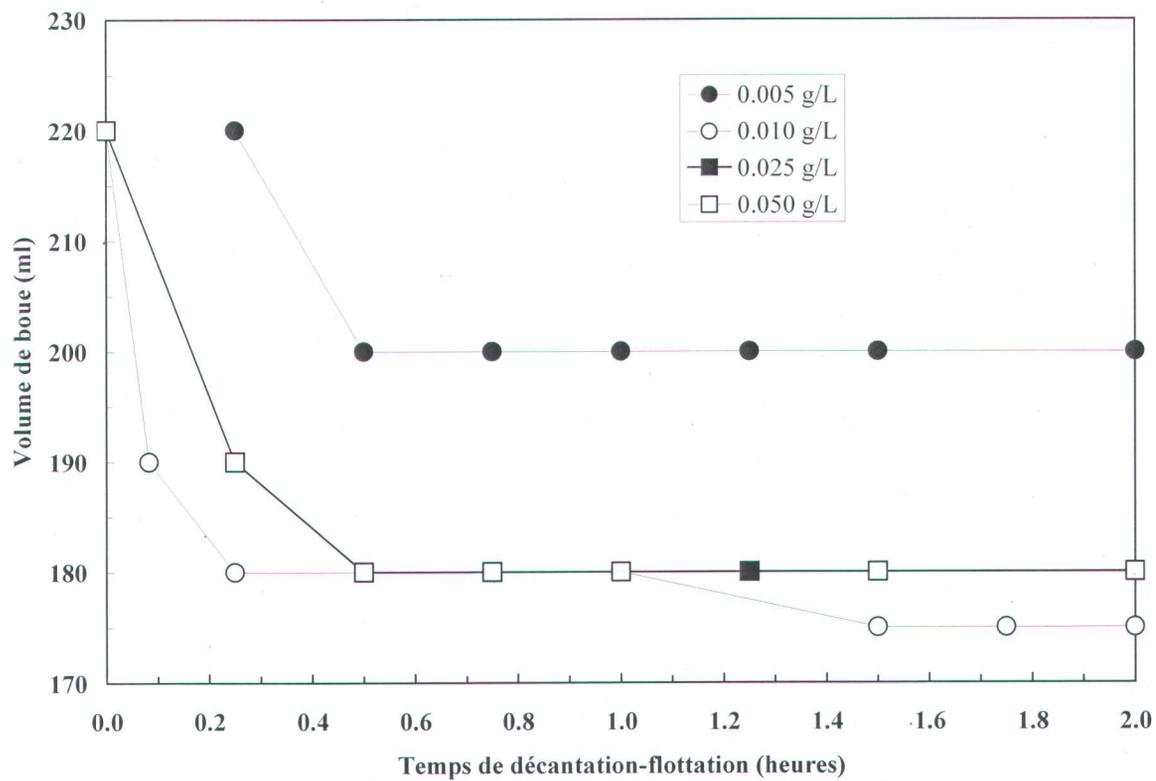


Figure 28 Évolution de la compaction des boues floculées avec le LPM 3135 suite au traitement des eaux d'abattoir (configuration MP-Al (1.5A))



Figure 29 Essai floculé (ajout de 0.010 g/L de LPM 3135) effectué sur les eaux d'abattoir à l'aide de la configuration MP-A1 (1.5A) avant la récupération des boues

Ainsi, dans le cas des eaux usées d'abattoir, le choix du polymère s'arrête sur le flocculant cationique LPM 3135 puisqu'il permet d'obtenir des floccs possédant de très bonnes qualités mécaniques (bon drainage de l'eau interstitielle, bonne compaction des boues, stabilité, fermeté, récupération aisée, etc.) et ce, en une période de temps très raisonnable. En fait, selon la Figure 28, seulement 30 min peuvent être suffisantes pour obtenir la compaction optimale mais pour s'assurer de la stabilité des résultats, il est décidé que la période de flottation suivant l'ajout du flocculant est plutôt de 60 min. Pour ce qui est de la concentration à utiliser, il est possible de dire que dans le cas du LPM 3135, la concentration la plus faible (0.005 g/L) permet déjà de bien voir l'effet sur la qualité des floccs. Par contre, le drainage de l'eau interstitielle est meilleur lorsque la concentration est de 0.010 g/L. À des concentrations plus élevées, la qualité des floccs reste très bonne et la compaction se fait tout aussi rapidement, mais l'eau traitée devient visqueuse

(floculant sûrement en excès) ce qui crée un problème de taille lors de la filtration. De plus, en étant plus visqueuse, l'eau traitée empêche certains floes de flotter et ceux-ci restent donc en suspension, ce qui rend leur récupération quasi-impossible.

Donc, l'utilisation d'une concentration de 0.010 g/L de LPM 3135 suffit pour permettre une récupération aisée des floes tout en permettant de faire passer le temps de décantation de l'eau traitée de 18 à 1 heure et ce, dans les deux cas étudiés (MP-Al (1.5A) et BP-Fe (0.3A)).

6.3 REPRODUCTIBILITÉ DES RÉSULTATS LORS DE L'APPLICATION DU PROCÉDÉ COMPLET POUR LE TRAITEMENT DES EAUX USÉES D'ABATTOIR

Les principaux paramètres opératoires étant maintenant optimisés, il est important de vérifier si les résultats obtenus lors de ces essais sont reproductibles. Ainsi, une série d'essais en triplicata est effectuée sur les deux configurations retenues (MP-Al (1.5A) et BP-Fe (0.3A)), en utilisant l'ensemble des conditions optimisées. Ces essais sont réalisés à partir d'un effluent frais conservé à 4°C pendant une courte période de temps (environ une semaine). La majorité des essais d'optimisation sont effectués pendant l'année 2005 (1^{ère} série d'essais), mais certains essais supplémentaires sont également effectués à l'été 2006 (2^{ème} série d'essais) afin de recueillir de nouvelles données. Par exemple, les échantillons récupérés en 2006 permettent d'évaluer la concentration totale de certains paramètres tels que les concentrations totales de P, Fe et Al, comparativement aux essais effectués en 2005 où seulement la fraction soluble de ces paramètres est analysée. Ainsi, à partir de ces résultats, il est possible de connaître l'abattement total en phosphore et la quantité réelle d'ions métalliques qui est rejetée à l'égout lors du traitement (autant sous forme dissoute que sous forme d'hydroxydes en suspension).

Par la même occasion, cette 2^{ème} série d'essais en triplicata permet de vérifier que les essais démontrent toujours une bonne répétitivité dans les conditions optimisées. La caractérisation des deux effluents frais est présentée à l'annexe A. Il est possible de voir que les caractéristiques physiques initiales diffèrent légèrement, mais l'aspect physique de l'eau est très similaire. Les tableaux présentés ici indiquent les résultats obtenus lors des deux séries d'essais, soit la 1^{ère} série d'essais effectuée en 2005 et la 2^{ème} série d'essais effectuée en 2006, toujours sous forme de valeurs moyennes et d'écart-types (les conditions individuelles sont présentées à l'annexe D).

De plus, afin d'obtenir une caractérisation plus complète et de connaître les performances du traitement sur d'autres types de polluants, des analyses supplémentaires sont effectuées lors de la 1^{ère} série d'essais (DBO₅, H&G, microorganismes pathogènes, etc.). Les conditions expérimentales imposées lors des essais sont données au Tableau 13. Les données fournies dans les colonnes CONT-1 et CONT-2 correspondent aux résultats des essais contrôles (effluent brut non traité) au cours desquels l'effluent brut est respectivement soumis à la décantation sans floculation préalable (CONT-1) et à la floculation avant décantation (CONT-2). Ces essais contrôles servent comme base de comparaison avec l'effluent traité par électrocoagulation. Lors de ces différents essais, les effluents traités et non-traités sont floculés avec le polymère cationique LPM 3135.

6.3.1 Conditions opératoires et coûts de traitement

Les valeurs moyennes finales de pH mesurées lors des essais se situent entre 8.74 et 8.92. Lors des essais, la consommation moyenne d'énergie électrique se situe entre 3.92 et 4.77 kWh/m³. La quantité moyenne de résidus métalliques varie entre 1.47 et 2.60 kg/m³, alors que la consommation théorique en électrodes dissoute est de 0.52 kg/m³ en appliquant la configuration MP-Al (1.5A) et de 1.29 kg/m³ en utilisant la configuration BP-Fe (0.3A). Lors de la 2^{ème} série d'essais, des précautions sont prises pour mesurer la consommation réelle en électrodes lors de l'électrocoagulation. Pour ce faire, les 8 électrodes sont convenablement séchées à l'air et pesées avant et après traitement. Ainsi, une consommation moyenne de 0.56 kg/m³ est enregistrée en utilisant la configuration MP-Al (1.5A), alors que 0.70 kg/m³ est enregistré en utilisant la configuration BP-Fe (0.3A). La concentration optimale de polymère pour la floculation de l'effluent traité et non-traité est de 0.010 g/L.

Il est à noter qu'un pourcentage d'erreur inférieur à 8% est enregistré sur chacun des paramètres opératoires mesurés, à l'exception de la consommation réelle en électrodes évaluée lors de la 2^{ème} série d'essais pour la configuration MP-Al (1.5A). Par conséquent, lors de ces essais effectués en triplicata, les paramètres opératoires résumés dans le Tableau 13 peuvent être considérés comme étant constants, exception faite de la valeur de 0.56 ± 0.28 kg/m³ indiquant la consommation réelle en électrodes (configuration MP-Al (1.5A), 2^{ème} série d'essais) et dont le pourcentage d'erreur est estimé à 50%.

Tableau 13 Valeurs moyennes des paramètres opératoires utilisés lors de l'application en triplicata des conditions optimales de traitement des eaux usées d'abattoir par électrocoagulation

| Paramètres | Effluent non traité | | Effluent traité par électrocoagulation | | | |
|---|---------------------|-------------|--|--------------|---------------------------------|--------------|
| | CONT-1 | CONT-2 | 1 ^{ère} série d'essais | | 2 ^{ème} série d'essais | |
| Type de configuration | | | MP-Al (1.5A) | BP-Fe (0.3A) | MP-Al (1.5A) | BP-Fe (0.3A) |
| Type d'électrodes | - | - | Al | Fe | Al | Fe |
| Intensité imposée (A) | - | - | 1.5 | 0.3 | 1.5 | 0.3 |
| Temps d'imposition (min) | - | - | 60 | 60 | 60 | 60 |
| Tension moyenne (V) | - | - | 4.5 ± 0.2 | 23.8 ± 0.7 | 4.9 ± 0.1 | 27.1 ± 0.8 |
| Conductivité (µS/cm) | 390 ± 5 | 397 ± 1 | 465 ± 6 | 472 ± 14 | 390 ± 5 | 397 ± 1 |
| pH initial | 6.43 ± 0.04 | 6.40 ± 0.06 | 6.31 ± 0.10 | 6.35 ± 0.17 | 6.43 ± 0.04 | 6.40 ± 0.06 |
| pH final | 6.43 ± 0.04 | 6.40 ± 0.06 | 8.73 ± 0.09 | 8.74 ± 0.39 | 8.92 ± 0.08 | 9.39 ± 0.13 |
| Ajout de polymère LPM 3135 (g/L) | 0 | 0.01 ± 0.00 | 0.01 ± 0.00 | 0.01 ± 0.00 | 0.01 ± 0.00 | 0.01 ± 0.00 |
| Temps de décantation (min) | 60 | 60 | 60 | 60 | 60 | 60 |
| Énergie électrique cons. (kWh/m ³) | | | 3.96 ± 0.18 | 4.19 ± 0.12 | 4.31 ± 0.07 | 4.77 ± 0.15 |
| Masse résidus métal. (kg/m ³) | | | 2.60 ± 0.01 | 1.98 ± 0.12 | 2.00 ± 0.14 | 1.47 ± 0.30 |
| Masse dissoute théor. électrodes (kg/m ³) | | | 0.52 ± 0.00 | 1.29 ± 0.00 | 0.52 ± 0.00 | 1.29 ± 0.00 |
| Masse dissoute réelle électrodes (kg/m ³) | | | - | - | 0.56 ± 0.28 | 0.70 ± 0.05 |
| Coût en énergie (\$/m ³) | - | - | 0.24 ± 0.01 | 0.25 ± 0.01 | 0.26 ± 0.00 | 0.29 ± 0.01 |
| Coût de disposition (\$/m ³) | - | - | 0.16 ± 0.00 | 0.12 ± 0.01 | 0.12 ± 0.01 | 0.09 ± 0.02 |
| Coût de polymère (\$/m ³) | 0 | 0.05 ± 0.00 | 0.05 ± 0.00 | 0.05 ± 0.00 | 0.05 ± 0.00 | 0.05 ± 0.00 |
| Coût théor. en électrodes (\$/m ³) | - | - | 0.83 ± 0.00 | 0.29 ± 0.00 | - | - |
| Coût réel en électrodes (\$/m ³) | - | - | - | - | 0.90 ± 0.45 | 0.16 ± 0.01 |
| Coût total (\$/m ³) | | 0.05 ± 0.00 | 1.27 ± 0.01 | 0.71 ± 0.01 | 1.33 ± 0.45 | 0.58 ± 0.01 |

Les coûts totaux estimés associés à l'application de l'électrocoagulation sur les eaux usées d'abattoir étudiées varient entre 1.27 et 1.33 \$/m³ en ce qui concerne le traitement utilisant la configuration MP-Al (1.5A), alors que des coûts moyens entre 0.58 et 0.71 \$/m³ sont enregistrés lors du traitement utilisant la configuration BP-Fe (0.3A). Ces coûts totaux incluent les coûts en énergie, en disposition des résidus métalliques, en consommation d'électrodes et en polymère (floculant).

6.3.2 Matière organique et turbidité

Le Tableau 14 compare l'effluent brut (non traité) et l'effluent traité par électrocoagulation. En considérant les deux paramètres DBO₅ et H&G (paramètres pour lesquels des valeurs limites sont recommandées par la Ville de Québec), l'électrocoagulation est efficace pour la réduction de la concentration de ces composés en dessous des valeurs limites permises (500 mg DBO₅/L et 150 mg H&G/L). Les concentrations résiduelles de DBO₅ et H&G enregistrées à la suite du traitement sont respectivement de 420 et 13 mg/L, comparées à 2 930 mg DBO₅/L et 853 mg H&G/L mesurés dans l'effluent brut lors de l'application de la configuration BP-Fe (0.3A). Ces résultats sont relativement similaires à ceux enregistrés en utilisant la configuration MP-Al (1.5A) qui présente des concentrations résiduelles de 497 mg DBO₅/L et 12 mg H&G/L. Ainsi, des rendements respectifs d'élimination de 86% et 83% de DBO₅ sont enregistrés, alors que des taux d'enlèvement de H&G supérieurs à 98% sont mesurés dans les deux cas.

Tableau 14 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 conditions optimales sur les eaux d'abattoir

| Paramètres | Effluent non traité et décanté | | Effluent traité par électrocoagulation et décanté | | | |
|--|--------------------------------|------------|---|--------------|----------------------------------|--------------|
| | CONT-1 | CONT-2 | 1 ^{ère} série d'essais | | 2 ^{ième} série d'essais | |
| Type de configuration | | | MP-Al (1.5A) | BP-Fe (0.3A) | MP-Al (1.5A) | BP-Fe (0.3A) |
| Turbidité initiale (NTU) | 1 060 ± 10 | 1 060 ± 10 | 977 ± 83 | 977 ± 83 | 1060 ± 10 | 1060 ± 10 |
| Turbidité finale (NTU) | 1 040 | 259 | 37.7 ± 8.9 | 103 ± 35 | 11.4 ± 0.7 | 86.3 ± 1.6 |
| Abattement Turbidité (%) | 1.60 | 75.6 | 96.2 ± 0.8 | 89.5 ± 3.6 | 98.9 ± 0.1 | 91.9 ± 0.1 |
| DCO _s initiale (mg/L) | 1 650 ± 40 | 1 650 ± 40 | 1 270 ± 30 | 1 270 ± 30 | 1 650 ± 40 | 1 650 ± 40 |
| DCO _s finale (mg/L) | 1 150 | 1 180 | 672 ± 28 | 634 ± 56 | 744 ± 22 | 550 ± 5 |
| Abattement DCO _s (%) | 30.3 | 28.3 | 47.1 ± 1.0 | 50.1 ± 4.3 | 54.9 ± 0.3 | 66.7 ± 0.6 |
| DCO _t initiale (mg/L) | 4 910 ± 10 | 4 910 ± 10 | 3 340 ± 180 | 3 340 ± 180 | 4 910 ± 10 | 4 910 ± 10 |
| DCO _t finale (mg/L) | 3 780 | 1 930 | 682 ± 101 | 605 ± 21 | 818 ± 38 | 614 ± 14 |
| Abattement DCO _t (%) | 23.0 | 60.7 | 79.5 ± 3.7 | 81.9 ± 1.6 | 83.3 ± 0.8 | 87.5 ± 0.3 |
| COD initial (mg/L) | | | 579 ± 42 | 579 ± 42 | | |
| COD final (mg/L) | | | 279 ± 14 | 265 ± 10 | | |
| Abattement COD (%) | | | 51.8 ± 5.9 | 54.2 ± 5.0 | | |
| COT initial (mg/L) | | | 723 ± 24 | 723 ± 24 | | |
| COT final (mg/L) | | | 282 ± 9 | 273 ± 21 | | |
| Abattement COT (%) | | | 61.0 ± 2.5 | 62.2 ± 4.2 | | |
| H&G initiales (mg/L) | | | 853 ± 119 | 853 ± 119 | | |
| H&G finales (mg/L) | | | 12 ± 1 | 13 ± 4 | | |
| Abattement H&G (%) | | | 98.6 ± 0.3 | 98.5 ± 0.7 | | |
| DBO ₅ initiale (mg O ₂ /L) | | | 2 930 ± 210 | 2 930 ± 210 | | |
| DBO ₅ finale (mg O ₂ /L) | | | 497 ± 96 | 420 ± 20 | | |
| Abattement DBO ₅ (%) | | | 83.0 ± 4.5 | 85.7 ± 1.7 | | |

D'autre part, le traitement par électrocoagulation entraîne une réduction simultanée de 47 à 67% de la DCO_s et 80 à 88% de la DCO_t (très bons rendements sur de l'effluent frais) alors que 87% de solides dans l'effluent brut sont des composés organiques. Le pourcentage de composés organiques insolubles (non dissous) est estimé en divisant la différence entre la concentration de DCO_s et la concentration de DCO_t par la concentration en solides totaux. En comparaison, l'échantillon non-traité soumis à la décantation sans ajout préalable de flocculant (essai CONT-1) présente un abattement de 30% de la DCO_s et une élimination de 23% de la DCO_t . Il s'agit d'enlèvement non négligeable de la matière organique pour un effluent non-traité et non-floculé sur une période de décantation de seulement 60 min. Cela signifie, en fait, qu'une simple décantation a un effet relativement important sur la diminution de la matière organique dans le surnageant. Par contre, la turbidité résiduelle de l'échantillon CONT-1 est très élevée (1 040 NTU, soit seulement 1.6% d'enlèvement de la turbidité initiale) comparativement aux valeurs mesurées dans le cas des échantillons traités (11 à 103 NTU) et pour lesquels des rendements d'élimination de la turbidité varient entre 86 et 99%. Il est à noter que la turbidité tient compte de particules solides et colloïdales (protéine, sang, et microorganismes) de taille $< 0.2 \mu m$. Dans l'effluent brut, ces particules colloïdales se repoussent les unes des autres de manière à se disperser spontanément dans le liquide en formant une suspension homogène et stable. C'est la raison pour laquelle l'échantillon issu de l'essai CONT-1 qui n'a subi qu'une simple décantation est loin d'être suffisamment limpide pour être considéré comme traité. De plus, l'eau décantée (essai CONT-1) dégage toujours une odeur désagréable et est relativement difficile à filtrer sur papier Whatman No. 4. Par comparaison, l'effluent préalablement traité par électrocoagulation est relativement clair et transparent et ce, peu importe le type d'électrodes choisi. Dans ces cas, la turbidité est efficacement éliminée suite à l'agrégation des particules colloïdales induite par action des ions Fe^{2+}/Fe^{3+} et Al^{3+} produits lors de l'électrolyse (configurations BP-Fe (0.3A) et MP-Al (1.5A), respectivement). Ces agents coagulants réagissent sur les colloïdes par neutralisation de leur charge négative afin de permettre la formation de floccs susceptibles de décanter plus facilement. En fait, dans le cas de la configuration BP-Fe (0.3A), les ions Fe^{2+} sont produits par dissolution anodique, alors que les ions ferriques (Fe^{3+}) sont obtenus par oxydation chimique des ions ferreux en présence d'oxygène dissous. Par ailleurs, lorsque l'effluent brut (non-traité) est floculé et décanté (CONT-2), l'abattement de la turbidité est meilleur (atteignant 75% de réduction), alors que la concentration en DCO_s reste quasiment constante (28%

d'abattement) par rapport à l'essai CONT-1. En ce qui concerne l'abattement de la DCO_t , il passe de 23% (essai CONT-1) à 60% après floculation et décantation de l'effluent non traité (essai CONT-2). Ces résultats sont plus ou moins attendus compte tenu du fait que le floculant possède des sites actifs qui réagissent directement avec les particules en suspension pour les agglomérer et former des floes. La décantation de ces floes (malgré le fait qu'ils soient floconneux et instables) permet une meilleure clarification du surnageant par rapport à la décantation seule sans ajout de floculant. La comparaison des essais CONT-1 et CONT-2 montre que la floculation a davantage d'impact sur la matière organique insoluble que sur la matière organique dissoute.

Les concentrations en carbone organique total (COT) et dissous (COD) sont également mesurées lors de la 1^{ère} série d'essais. Les rendements d'enlèvement enregistrés dans les deux configurations BP-Fe (0.3A) et MP-Al (1.5A) sont quasiment similaires. En fait, les rendements d'abattement de COD et COT mesurés suite à l'application de la configuration MP-Al (1.5A) sont respectivement de 52% et 61%, comparativement aux 54% et 62% enregistrés dans le cas de la configuration BP-Fe (0.3A). Ainsi, il est possible de constater que plus de la moitié du carbone organique est éliminée.

Pour ce qui est de la répétitivité des résultats, il est possible de noter que les variations rencontrées dans les mesures de la DCO_t sont dues à la présence variable de plus grosses particules (fragments de plumes, graisses, etc.), ce qui fait varier la mesure de matière organique en suspension d'un échantillon à l'autre. Ces variations dans l'homogénéité des échantillons peuvent aussi expliquer les écarts entre les mesures de certains paramètres comme les MES, les ST, la turbidité ou les H&G.

Il peut être intéressant de comparer les pourcentages d'enlèvement de la matière organique enregistrés suite au traitement par électrocoagulation des eaux usées d'abattoir avec ceux enregistrés par d'autres auteurs dans différentes conditions expérimentales. L'élimination de composés organiques des eaux usées d'abattoir est étudiée par Satyanarayan et al. (2005) en utilisant un traitement chimique par ajout de différents réactifs ($Ca(OH)_2$, $Al_2(SO_4)_3$, $FeSO_4$ et un polymère anionique) employés seuls ou en combinant deux ou plusieurs réactifs. Ces eaux usées préalablement décantées sont fortement chargées en composés organiques (5 040 mg DBO_5/L et 10 200 mg DCO_s/L). Les meilleurs rendements d'élimination de la DBO_5 et de la DCO_s sont

obtenus en combinant le sulfate ferreux avec un polymère anionique, laquelle combinaison permet d'obtenir 50% d'abattement de la DBO_5 et 44% d'enlèvement de la DCO_s . Ces rendements d'abattement de la DBO_5 et de la DCO_s obtenus par Satyanarayan et al. (2005) sont relativement faibles comparativement à ceux enregistrés (86 et 50%, respectivement) lors de l'électrocoagulation utilisant les configurations MP-Al (1.5A) et BP-Fe (0.3A). Cette situation peut être attribuée à plusieurs paramètres tels la concentration initiale en composés organiques ou leur structure chimique. Par exemple, les concentrations initiales de la DCO_s et de la DBO_5 des eaux usées d'abattoir étudiées par les auteurs ci-dessus mentionnés étaient de 2 à 3 fois plus élevées que celles mesurées dans la présente étude. Aussi, il est à noter que le procédé d'électrocoagulation peut permettre à la fois de réduire (dépôt à la cathode), de flotter (génération de H_2) et de co-précipiter (complexes organométalliques) la matière organique, comparativement à la coagulation chimique (utilisant le sulfate ferreux) au cours duquel la co-précipitation est principalement mise en jeu.

L'électrocoagulation est également testée avec succès par Karpuzcu et al. (2002) pour traiter des eaux usées issues d'industries agroalimentaires contenant un mélange de graisses et de protéines avec une concentration en graisses variant entre 5.0 et 10 g/L. Ces auteurs indiquent qu'avec des électrodes consommables d'aluminium, la coagulation électrochimique permet d'éliminer jusqu'à 95% de la concentration de graisses et les rendements diminuent de 85 à 95% lorsque la concentration initiale de protéines augmente de 0.1 à 1.0 g/L. Laridi et al. (2005) ont pour leur part étudié les performances de l'électrocoagulation pour l'élimination des composés organiques réfractaires (808 à 1 070 mg DCO_s/L) contenus dans un effluent de lisier de porcs issu d'un procédé de bio-filtration. Les rendements d'élimination de la DCO_s varient de 65 à 68%, alors que l'enlèvement de la DBO_5 atteint 87%. Ces rendements sont assez similaires à ceux enregistrés dans la présente étude.

Parmi les paramètres analysés (DBO_5 , H&G, DCO_s , DCO_t , COD et COT) dans cette étude sur l'évaluation de l'efficacité du procédé d'électrocoagulation dans l'enlèvement de la matière organique, la concentration en H&G est le paramètre pour lequel le taux d'abattement est le plus élevé (98% d'enlèvement). En fait, lors de l'électrocoagulation, les huiles et les graisses (H&G) sont facilement éliminées à cause de leur caractère hydrophobe, ce phénomène facilitant le contact avec le H_2 généré à la cathode. Les bulles de gaz (H_2) s'attachent aux huiles et graisses et le complexe résultant (H&G)- H_2 s'accumule à la surface du liquide sous forme d'une mousse qui

peut être périodiquement éliminée par raclage selon les besoins. Aussi, les H&G peuvent être éliminées par adsorption à la surface des hydroxydes métalliques ayant une forte capacité d'adsorption (Cenkin and Belevstev, 1985). Ces hydroxydes sont des complexes polymériques de fer ou d'aluminium qui peuvent avoir deux charges (positive et négative) capables d'attirer les charges contraires du polluant et de l'éliminer par la suite de la solution (Ibanez et al, 1998). Par ailleurs, en considérant les taux d'abattement de la DCO_s et du COD enregistrés (50 à 68%), le procédé d'électrocoagulation permet également d'éliminer les composés organiques hydrophiles dissous, soit par complexation avec les hydroxydes métalliques ou par réduction cathodique.

Les essais effectués en triplicata ont pour but d'analyser de manière rigoureuse les performances du procédé d'électrocoagulation dans l'enlèvement de la matière organique lorsque les conditions optimales sont imposées. En considérant uniquement les deux paramètres (DBO₅ et H&G) pour lesquels des valeurs limites de rejet à l'égout sont imposées par la Ville de Québec (respectivement 500 et 150 mg/L), il est important de vérifier la capacité du système électrolytique à rencontrer ces normes. D'après le Tableau 14, la concentration résiduelle de DBO₅, à la fin des essais présentant la configuration BP-Fe (0.3A), a une valeur moyenne de 420 mg/L avec un écart type de 20 mg/L, ce qui signifie qu'une concentration résiduelle en dessous du niveau acceptable (500 mg/L) peut être obtenue avec un pourcentage d'erreur de seulement 4.8%. En comparaison, un pourcentage d'erreur de 19% est obtenu dans le cas MP-Al (1.5A), ce qui signifie que la concentration moyenne résiduelle de DBO₅ mesurée (497 mg/L) ne peut pas être considérée comme étant constante. De plus, la concentration mesurée est trop près de la valeur limite prescrite par la norme de la Ville de Québec. En ce qui concerne les huiles et les graisses, une concentration moyenne résiduelle de 13 ± 4 mg/L de H&G est enregistrée à la suite des essais utilisant la configuration BP-Fe (0.3A), soit un pourcentage d'erreur de 31%, alors qu'un pourcentage d'erreur de 8.3% est enregistré en mesurant la concentration résiduelle de 12 ± 1 mg/L de H&G lorsque la configuration MP-Al (1.5A) est utilisée. Dans ce cas, malgré le manque de constance dans les résultats obtenus, la limite prescrite par la norme de la ville est assurément respectée.

Enfin, la configuration BP-Fe (0.3A) semble être la plus fiable pour rencontrer avec plus de sûreté les normes environnementales exigées par la Ville de Québec, les concentrations de H&G

étant largement inférieures aux valeurs recommandées et une concentration résiduelle de DBO_5 inférieure à 500 mg/L peut être obtenue avec un pourcentage d'erreur inférieur à 10%.

6.3.3 Concentrations en solides

Le Tableau 15 présente les concentrations moyennes en solides (MES, MVES, ST et SV) avant et après traitement. Les concentrations après traitement sont mesurées sur la fraction liquide de l'effluent traité et soumis à la décantation, alors que les concentrations avant traitement sont mesurées sur l'effluent brut agité (sans décantation préalable). Des baisses notables de concentrations de MES et MVES sont enregistrées. Une réduction de MES variant de 86 à 92% est enregistrée, alors qu'une élimination de MVES supérieure à 94% est mesurée. Des rendements d'élimination non négligeables de ST (62 à 70%) et de SV (76 à 79%) sont également enregistrés. À l'instar de la turbidité, les MES et les ST sont deux paramètres pouvant être utilisés pour évaluer la clarification d'un effluent donné. En fait, la limpidité de l'effluent d'abattoir traité est en grande partie attribuée à l'élimination des graisses, des poils, des particules de chair, des particules de plumes, et des substances non digérées issues des fèces (dont les dimensions dépassent 1.5 μm). Ainsi, il est possible de noter que les rendements d'élimination des MES sont du même ordre de grandeur que ceux relatifs à l'abattement de la turbidité (89 à 96% de réduction de la turbidité), ces deux paramètres pouvant donc être étroitement liés. En dépit de la production de particules d'hydroxydes métalliques lors de l'électrolyse, la concentration en ST reste tout de même inférieure à celle mesurée initialement dans l'effluent brut. En effet, comme il a été noté précédemment, la totalité des boues flotte et est récupérée à la surface du cylindre suite à l'ajout du flocculant. Par contre, il est important de noter que lors de la récupération des boues, certaines fines particules d'hydroxydes retournent en suspension dans la solution, ce qui peut légèrement toucher les concentrations de MES et ST obtenues. D'ailleurs, c'est cette mise en suspension d'hydroxydes qui fait augmenter aléatoirement la concentration en MES et en ST (en turbidité également) dans l'effluent traité, élevant par le fait même l'écart-type entre les mesures. Malgré tout, il est évident que cette remise en suspension de certains floes n'est pas suffisamment marquée pour faire augmenter de façon importante la concentration en MES et en ST. En fait, la majorité des hydroxydes formés sont tout de même regroupés sous forme de floes et montent à la surface du liquide traité.

Tableau 15 Concentrations moyennes de solides mesurées lors de l'application en triplicata des conditions optimales de traitement des eaux d'abattoir

| Paramètres | Effluent traité par électrocoagulation et décanté | | | |
|-----------------------|---|--------------|---------------------------------|--------------|
| | 1 ^{ère} série d'essais | | 2 ^{ème} série d'essais | |
| | MP-Al (1.5A) | BP-Fe (0.3A) | MP-Al (1.5A) | BP-Fe (0.3A) |
| Type de configuration | MP-Al (1.5A) | BP-Fe (0.3A) | MP-Al (1.5A) | BP-Fe (0.3A) |
| MES initiale (mg/L) | 1 560 ± 880 | 1 560 ± 880 | 883 ± 32 | 883 ± 32 |
| MES finale (mg/L) | 127 ± 76 | 150 ± 50 | 98.2 ± 13.7 | 126 ± 2 |
| Abattement MES (%) | 91.9 ± 9.5 | 90.4 ± 8.6 | 88.9 ± 2.0 | 85.7 ± 0.7 |
| MVES initiale (mg/L) | 1 500 ± 860 | 1 500 ± 860 | 827 ± 42 | 827 ± 42 |
| MVES finale (mg/L) | 59.3 ± 40.3 | 62.0 ± 43.3 | 45.3 ± 8.3 | 44.0 ± 7.2 |
| Abattement MVES (%) | 96.1 ± 5.0 | 95.9 ± 5.3 | 94.5 ± 1.3 | 94.7 ± 1.1 |
| ST initial (mg/L) | 2 380 ± 380 | 2 380 ± 380 | 2 160 ± 50 | 2 160 ± 50 |
| ST final (mg/L) | 803 ± 128 | 841 ± 100 | 655 ± 74 | 818 ± 28 |
| Abattement ST (%) | 66.3 ± 10.7 | 64.7 ± 9.8 | 69.7 ± 4.1 | 62.1 ± 2.1 |
| SV initial (mg/L) | 1 960 ± 410 | 1 960 ± 410 | 1 630 ± 50 | 1 630 ± 50 |
| SV final (mg/L) | 419 ± 148 | 429 ± 133 | 244 ± 35 | 384 ± 13 |
| Abattement SV (%) | 78.6 ± 12.0 | 78.1 ± 11.4 | 85.0 ± 2.6 | 76.4 ± 1.6 |

6.3.4 Concentration en éléments inorganiques

Le Tableau 16 présente les concentrations initiales et finales de quelques éléments inorganiques (N-NTK, N-NH₄, P-PO₄, P_{tot}) mesurés lors des essais en triplicata. Les concentrations après traitement sont mesurées sur la fraction liquide de l'effluent traité et recueilli après l'étape de décantation, alors que les concentrations avant traitement sont mesurées sur l'effluent brut agité (sans décantation préalable). Une baisse de la concentration initiale de N-NTK (197 mg/L) à des valeurs comprises entre 92 et 118 mg/L est enregistrée suite à l'application de l'électrocoagulation suivie de la floculation. En comparaison, les concentrations de N-NH₄ restent quasiment stables, montrant que le traitement n'a aucun impact sur l'azote ammoniacal. Par conséquent, l'abattement de l'azote total (N-NTK) est principalement attribué à l'élimination de la matière organique présente sous forme azotée. Par ailleurs, l'application du traitement (électrocoagulation suivie de la floculation) permet une déphosphatation totale de l'effluent traité. Des concentrations de P-PO₄ et P_{tot} sous la limite de détection (LD) sont enregistrées dans l'effluent traité comparativement à des valeurs initiales de 21.3 mg/L de P-PO₄ et de 34.8 mg/L de P_{tot} dans l'effluent brut. Lors de l'application de la configuration BP-Fe (0.3A), la concentration résiduelle de fer soluble est sous la limite de détection et ce, malgré la dissolution des électrodes de fer lors de l'électrolyse. En revanche, lorsqu'on mesure la concentration en fer

total (concentration obtenue après digestion partielle d'un échantillon liquide non filtré), une concentration résiduelle de fer de 27 mg/L est enregistrée dans l'effluent traité, comparativement à une concentration initiale de 3.71 mg/L mesurée dans l'effluent brut, soit une hausse de 86%. En ce qui concerne la configuration, MP-Al (1.5A), une concentration résiduelle de Al soluble de 3.49 mg/L et une concentration de Al totale de 5.83 mg/L sont enregistrées dans l'effluent traité, alors qu'une concentration initiale de 0.48 mg/L de Al total était mesurée dans l'effluent brut (non-traité).

Tableau 16 Concentrations moyennes en éléments inorganiques mesurées lors de l'application en triplicata des conditions optimales de traitement des eaux usées d'abattoir

| Paramètres | Effluent traité par électrocoagulation et décanté | | | |
|----------------------------------|---|--------------|----------------------------------|--------------|
| | 1 ^{ère} série d'essais | | 2 ^{ième} série d'essais | |
| Type de configuration | MP-Al (1.5A) | BP-Fe (0.3A) | MP-Al (1.5A) | BP-Fe (0.3A) |
| N-NTK initial (mg/L) | 197 ± 15 | 197 ± 15 | - | - |
| N-NTK final (mg/L) | 91.7 ± 26.4 | 118 ± 1 | - | - |
| N-NH ₄ initial (mg/L) | 85.9 ± 3.6 | 85.9 ± 3.6 | - | - |
| N-NH ₄ final (mg/L) | 84.6 ± 5.2 | 85.3 ± 5.8 | - | - |
| P-PO ₄ initial (mg/L) | 21.3 ± 0.8 | 21.3 ± 0.8 | - | - |
| P-PO ₄ final (mg/L) | <LD | <LD | - | - |
| P _{tot} initial (mg/L) | - | - | 34.8 ± 0.3 | 34.8 ± 0.3 |
| P _{tot} final (mg/L) | - | - | <LD | <LD |
| Fe soluble initial (mg/L) | <LD | <LD | - | - |
| Fe soluble final (mg/L) | <LD | <LD | - | - |
| Al soluble initial (mg/L) | <LD | <LD | - | - |
| Al soluble final (mg/L) | 3.49 ± 1.51 | <LD | - | - |
| Fe total initial (mg/L) | - | - | 3.71 ± 0.24 | 3.71 ± 0.24 |
| Fe total final (mg/L) | - | - | <LD | 27.2 ± 1.6 |
| Al total initial (mg/L) | - | - | 0.48 ± 0.09 | 0.48 ± 0.09 |
| Al total final (mg/L) | - | - | 5.83 ± 2.04 | <LD |

6.3.5 Siccité des boues métalliques déshydratées, fraction volumique, et teneurs en éléments inorganiques

Le Tableau 17 présente les fractions volumiques des boues et du filtrat, les siccités des boues métalliques déshydratées ainsi que leur teneur en éléments inorganiques (C, N, S, P, Fe et Al). La fraction volumique des boues est mesurée suite à l'étape de floculation par simple observation de la graduation du cylindre gradué de 2 L utilisé. Dans le cas de la fraction volumique du filtrat, elle représente l'eau qui est soutirée du système lors de la filtration des boues et celle qui est également récupérée lors de l'écumage du réacteur. En effet, la mousse produite tout au long des essais est abondante et doit être écumée pour ne pas déborder du réacteur. Ainsi, les pourcentages présentés dans le Tableau 17 concernant ces deux paramètres sont calculés en divisant le volume de boues ou de filtrat par le volume total d'eau traitée (1.7 L) afin d'évaluer les proportions de ces deux volumes de résidus par rapport au volume d'eau traitée. La filtrabilité des boues métalliques est évaluée par la siccité mesurée sous vide (environ 300 kPa) à l'aide d'une unité de filtration comprenant une pompe vacuum, un buchner, et des membranes Whatman No. 4 (temps de filtration fixé à 20 min). Une valeur moyenne de siccité comprise entre 12 et 15% est mesurée lors de l'essai utilisant la configuration MP-Al (1.5A), comparativement à des valeurs comprises entre 19 et 27% dans le cas de la configuration BP-Fe (0.3A). Des teneurs relativement élevées de Al et Fe sont respectivement mesurées dans les résidus métalliques avec une valeur moyenne de 158 g Al/kg de résidus secs pour la configuration MP-Al (1.5A) et une valeur moyenne de 270 g Fe/kg de résidus secs pour la configuration BP-Al (0.3A). L'application du traitement permet également de concentrer, dans les résidus métalliques, des quantités en phosphore total allant de 5 880 mg P_{tot} /kg à 6 920 mg P_{tot} /kg de résidus secs. Par ailleurs, des teneurs en carbone variant de 32 à 39% sont enregistrées dans les résidus métalliques, alors que des teneurs moins élevées en azote (2.4 et 3.2%) et en soufre (0.34 et 0.37%) sont également mesurées.

Tableau 17 Siccités moyennes des boues métalliques déshydratées, teneurs en carbone et en éléments inorganiques mesurées lors de l'application en triplicata des conditions optimales de traitement des eaux d'abattoir

| Paramètres | Effluent traité par électrocoagulation et décanté | | | |
|------------------------------------|---|--------------|---------------------------------|--------------|
| | 1 ^{ère} série d'essais | | 2 ^{ème} série d'essais | |
| | MP-Al (1.5A) | BP-Fe (0.3A) | MP-Al (1.5A) | BP-Fe (0.3A) |
| Type de configuration | | | | |
| Fraction vol. des boues (%) | 13.3 ± 1.11 | 13.9 ± 2.77 | 11.0 ± 0.66 | 7.79 ± 0.72 |
| Fraction vol. du filtrat (%) | 15.7 ± 3.92 | 17.0 ± 0.98 | 14.5 ± 0.30 | 12.4 ± 0.31 |
| Siccité de la boue déshydratée (%) | 15.3 ± 1.10 | 27.4 ± 0.68 | 11.7 ± 0.86 | 18.7 ± 4.23 |
| Teneur en C (%) | 31.6 ± 2.6 | 39.3 ± 1.3 | - | - |
| Teneur en N (%) | 2.41 ± 0.09 | 3.27 ± 0.09 | - | - |
| Teneur en S (%) | 0.34 ± 0.03 | 0.37 ± 0.13 | - | - |
| P _t (g/kg) | 5.88 ± 0.21 | 6.92 ± 0.27 | - | - |
| Fe (g/kg) | 1.39 ± 0.21 | 270 ± 66 | - | - |
| Al (g/kg) | 158 ± 10 | 0.73 ± 0.12 | - | - |

Il est à noter que les informations sur les boues présentées ici ne sont pas complètes et que des analyses de TCLP devraient être effectuées pour déterminer dans quelle catégorie de matières résiduelles elles se situent (déchets dangereux ou non). Par contre, comme le projet touche surtout l'assainissement des eaux, moins d'énergies sont placées dans l'analyse des boues. Ainsi, afin d'avoir une idée générale sur les performances du procédé, il est supposé que, de par leur composition (éléments inorganiques, pourcentage de carbone, etc.), les boues ne sont pas considérées comme des substances dangereuses et il est sûrement possible d'en disposer comme des déchets domestiques. Cette hypothèse est également conservée pour l'analyse technico-économique du procédé.

6.3.6 Indicateur de pathogènes

Les concentrations (UFC/ml) de bactéries *E. coli* et BHAA mesurées dans l'effluent avant et après traitement sont présentées au Tableau 18. Les résultats obtenus montrent une réduction des bactéries *E. coli* (2 à 4 unités logarithmiques d'abattement) et une diminution des BHAA (bactéries hétérotrophes aérobies et anaérobies facultatives) un peu moins élevée (1 à 3 unités logarithmiques d'abattement). Cet abattement bactérien est surtout attribuable à la neutralisation des charges bactériennes et à la co-précipitation avec les hydroxydes métalliques. En fait, les bactéries sont des espèces généralement chargées négativement pouvant se présenter sous forme

d'une suspension colloïdale. À l'instar des particules colloïdales, cette suspension bactérienne peut être déstabilisée par neutralisation de sa charge négative en présence d'agents coagulants ($\text{Fe}^{2+}/\text{Fe}^{3+}$ ou Al^{3+}) et former des floes avec les hydroxydes métalliques. Ceux-ci sont ensuite récupérés dans les boues formées.

Tableau 18 Dénombrement des bactéries *E. coli* et BHAA lors de l'application en triplicata des conditions optimales de traitement des eaux d'abattoir

| Paramètres | Effluent traité par électrocoagulation et décanté | |
|-------------------------------------|---|--------------------------|
| | 1 ^{ère} série d'essais | |
| Type de configuration | MP-Al (1.5A) | BP-Fe (0.3A) |
| <i>E. coli</i> initial (UFC/100 mL) | $2.83 \pm 1.31 (x 10^7)$ | $2.83 \pm 1.31 (x 10^7)$ |
| <i>E. coli</i> final (UFC/100 mL) | $5.63 \pm 3.91 (x 10^4)$ | $5.50 \pm 3.50 (x 10^3)$ |
| Abattement <i>E. coli</i> (%) | 99.8 ± 0.2 | 99.98 ± 0.02 |
| BHAA initial (UFC/mL) | $3.67 \pm 1.50 (x 10^7)$ | $3.67 \pm 1.50 (x 10^7)$ |
| BHAA final (UFC/mL) | $1.59 \pm 2.08 (x 10^5)$ | $1.77 \pm 1.95 (x 10^6)$ |
| Abattement BHAA (%) | 99.6 ± 0.7 | 95.2 ± 7.3 |

6.3.7 Résultats récapitulatifs obtenus lors du traitement des eaux usées d'abattoir

Ainsi, la Figure 30 présente quelques-uns des principaux résultats obtenus sous forme de diagramme, ce qui permet d'avoir une idée d'ensemble plus visuelle des performances du traitement. Dans ce diagramme, les concentrations mesurées sur l'effluent brut (bandes bleues) et celles obtenues lors du traitement des eaux d'abattoir à l'aide de la configuration MP-Al (1.5A) (bandes mauves) et de la configuration BP-Fe (0.3A) (bandes blanches).

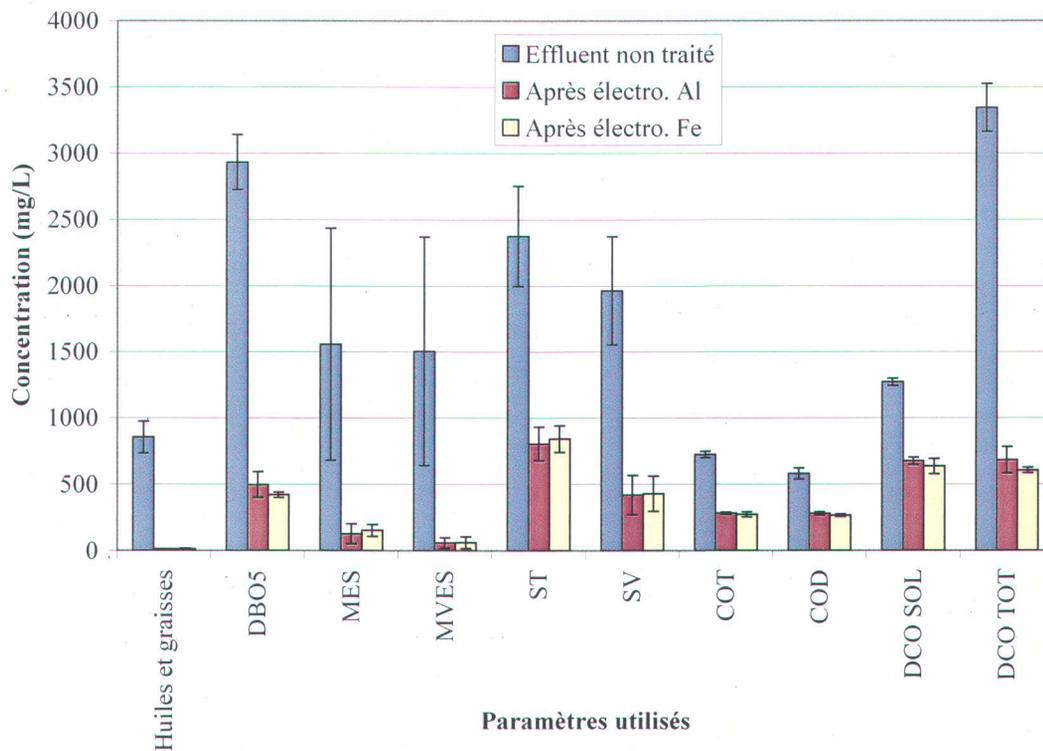


Figure 30 Diagramme présentant les concentrations avant et après traitement de certains paramètres analysés (eaux d'abattoir)

À la lumière des résultats présentés dans cette étude d'optimisation, il est possible de constater que le traitement des eaux d'abattoir à l'aide des conditions choisies donne des résultats très intéressants dans l'enlèvement de la matière organique. De plus, le traitement permet d'éliminer certains polluants inorganiques comme le phosphore, tout en permettant de clarifier l'effluent final. La prochaine section permet maintenant de déterminer si les conditions choisies permettent d'obtenir des résultats comparables à ceux obtenus dans le cas d'un traitement conventionnel (coagulation chimique).

6.4 ÉTUDE COMPARATIVE ENTRE L'ÉLECTROCOAGULATION ET LA COAGULATION CHIMIQUE LORS DU TRAITEMENT DES EAUX USÉES D'ABATTOIR

Afin de comparer les performances du traitement électrochimique à celles d'un traitement conventionnel, des essais de coagulation chimique sont effectués. Pour permettre de faire une bonne analogie avec les conditions opératoires retenues, deux coagulants commerciaux sont testés, soit l'alun (permettant la comparaison avec l'utilisation des électrodes d'aluminium) et le chlorure ferrique (qui permet la comparaison avec les électrodes de fer). Il est à noter que lorsqu'il est question de la concentration en agent coagulant, il s'agit seulement de la concentration en ions actifs, soit en Fe^{3+} ou en Al^{3+} et non de celle en FeCl_3 ou en $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$. De plus, les concentrations maximales d'agent coagulant à ajouter sont choisies en fonction de la perte réelle en électrodes calculées lors des essais d'électrocoagulation effectués en triplicata. Comme il n'est pas question ici d'optimiser la coagulation chimique, la concentration en flocculant et le temps de décantation avant l'échantillonnage restent les mêmes, selon les conditions opératoires optimales trouvées lors des essais d'électrocoagulation. Ainsi, dans chacun des cas, 0.01 g/L de LPM 3135 sont ajoutés à l'eau traitée et 60 min s'écoulent avant de procéder à l'échantillonnage. Dans les deux cas (traitement utilisant $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ et traitement utilisant FeCl_3), deux séries d'essais sont effectuées : la première série d'essais réalisés en 2005 est effectuée avec des concentrations très faibles en agent coagulant, alors que la deuxième série d'essais (essais réalisés en 2006) est effectuée avec des concentrations plus importantes en agent coagulant, reliées à la consommation en électrodes mesurée. Il faut noter que, dans la première série d'essais, la quantité de base (NaOH) nécessaire à la neutralisation de l'effluent traité (avant son rejet à l'égout) n'a pas été prise en compte, alors que la deuxième série d'essais inclut ces données.

6.4.1 Traitement chimique des eaux usées d'abattoir utilisant des sels d'aluminium ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$)

Différentes concentrations d'agent coagulant variant entre 0 et 0.56 g/L sont testées et les résultats obtenus suite au traitement dans ces conditions sont présentés dans le Tableau 19. D'une manière générale, les pourcentages d'enlèvement de la DCO_s , de la DCO_t et de la turbidité

sont d'autant plus importants que la dose de sel d'aluminium injecté dans l'effluent ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) augmente.

Les résultats obtenus lors de l'utilisation de l'alun sont très intéressants, surtout pour une concentration en ions Al^{3+} de plus de 0.05 g/L (voir Figure 31). En effet, dans ces cas, l'abattement de la turbidité dépasse les 93%, celui de la DCO_s , les 42% et celui de la DCO_t dépasse les 79%. De plus, tout le phosphore total qui se trouve dans les échantillons prélevés lors de la série de 2006 est éliminé. Par contre, les meilleurs résultats ponctuels sont tout de même obtenus lorsque la concentration en Al^{3+} est de plus de 0.30 g/L. En effet, à cette concentration, l'abattement de la turbidité est de plus de 99%, celui de la DCO_s dépasse les 60% et celui de la DCO_t est de plus de 85%. L'eau ainsi traitée est limpide et la fraction solide est relativement facile à filtrer parce que les floes formés sont plus volumineux et stables. De plus, un ajout important de coagulant augmente habituellement la viscosité de l'eau traitée, empêchant ainsi les floes de se compacter et c'est effectivement ce qui est observé lors de l'ajout de la concentration suivante (0.56 g/L). Ainsi, les meilleures conditions pour le traitement des eaux d'abattoir par coagulation chimique lors de l'utilisation de l'alun nécessite l'ajout de 0.30 g Al^{3+} /L et il s'agit de l'essai JT-Al(0.30 g/L) dans le Tableau 19.

Afin de comparer les résultats obtenus, il est bon de rappeler que dans le cas du traitement par électrocoagulation à l'aide des électrodes d'aluminium (MP-Al (1.5A)), l'abattement de la turbidité varie de 96 à 99%. Pour ce qui est de l'abattement de la matière organique, l'abattement de la DCO_s mesuré est de 47 à 55% et celui de la DCO_t varie de 80 à 83% lors des essais optimaux par électrocoagulation. Ainsi, il est possible de constater que les résultats obtenus suite au traitement conventionnel sont légèrement inférieurs à ceux qui proviennent de l'étude d'optimisation effectuée pour cette étude.

Tableau 19 Traitement des eaux usées d'abattoir par coagulation chimique en présence d'alun ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$)

| Paramètres | 1 ^{ère} série d'essais | | | | | | 2 ^{ème} série d'essais | | | |
|---|---------------------------------|---------------------|---------------------|---------------------|---------------------|---------------------|---------------------------------|---------------------|---------------------|---------------------|
| | JT-Al (0 g/L) | JT-Al (0.02 g/L) | JT-Al (0.05 g/L) | JT-Al (0.08 g/L) | JT-Al (0.11 g/L) | JT-Al (0.14 g/L) | JT-Al (0 g/L) | JT-Al (0.07 g/L) | JT-Al (0.30 g/L) | JT-Al (0.56 g/L) |
| pH initial | 6.33 | 6.33 | 6.33 | 6.33 | 6.33 | 6.33 | 6.33 | 6.5 | 6.53 | 6.51 |
| pH final | 6.42 | 6.13 | 5.41 | 4.68 | 4.38 | 4.24 | 6.33 | 4.89 | 4.24 | 4.05 |
| Conc. coagulant (g/L) | 0.00 | 0.02 | 0.05 | 0.08 | 0.11 | 0.14 | 0.00 | 0.07 | 0.30 | 0.56 |
| Conc. polymère (g/L) | 0.01 | 0.01 | 0.01 | 0.01 | 0.01 | 0.01 | 0.01 | 0.01 | 0.01 | 0.01 |
| Temps de décantation (min) | 60 | 60 | 60 | 60 | 60 | 60 | 60 | 60 | 60 | 60 |
| Ajout de NaOH (50 g/L) (mL/L) | 0.0 | 0.0 | 0.0 | 0.0 | 0.0 | 0.0 | 0.0 | 6.0 | 23.0 | 43.0 |
| Masse résidus métal. (kg/m ³) | 1.10 | 1.28 | 1.58 | 1.75 | 2.00 | 2.10 | 0.00 | 1.60 | 2.57 | 3.21 |
| Coût de disposition (\$/m ³) | 0.07 | 0.08 | 0.09 | 0.11 | 0.12 | 0.13 | 0.00 | 0.10 | 0.15 | 0.19 |
| Coût de coagulant (\$/m ³) | 0.00 | 0.05 | 0.15 | 0.24 | 0.34 | 0.44 | 0.00 | 0.24 | 0.97 | 1.79 |
| Coût de NaOH (\$/m ³) | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.18 | 0.69 | 1.29 |
| Coût de polymère (\$/m ³) | 0.05 | 0.05 | 0.05 | 0.05 | 0.05 | 0.05 | 0.05 | 0.05 | 0.05 | 0.05 |
| Coût total (\$/m ³) | 0.12 | 0.18 | 0.29 | 0.40 | 0.51 | 0.61 | 0.05 | 0.56 | 1.86 | 3.32 |
| Turbidité initiale (NTU) | 961 | 961 | 961 | 961 | 961 | 961 | 1 136 | 1 136 | 1 136 | 1 136 |
| Turbidité finale (NTU) | 199 | 53.1 | 65.8 | 70.0 | 68.0 | 62.6 | 229 | 16.4 | 8.63 | 6.64 |
| Abattement Turbidité (%) | 79.3 | 94.5 | 93.2 | 92.7 | 92.9 | 93.5 | 79.8 | 98.6 | 99.2 | 99.4 |
| DCO _s initiale (mg/L) | 1 290 | 1 290 | 1 290 | 1 290 | 1 290 | 1 290 | 1 620 | 1 620 | 1 620 | 1 620 |
| DCO _s finale (mg/L) | 1 150 | 945 | 755 | 730 | 749 | 680 | 1 490 | 952 | 639 | 503 |
| Abattement DCO _s (%) | 10.9 | 26.7 | 41.5 | 43.4 | 41.9 | 47.3 | 8.02 | 41.2 | 60.6 | 69.0 |
| DCO _t initiale (mg/L) | 3 300 | 3 300 | 3 300 | 3 300 | 3 300 | 3 300 | 4 470 | 4 470 | 4 470 | 4 470 |
| DCO _t finale (mg/L) | 1 490 | 956 | 698 | 703 | 698 | 698 | 2330 | 1060 | 658 | 592 |
| Abattement DCO _t (%) | 54.8 | 71.0 | 78.8 | 78.7 | 78.8 | 78.8 | 47.9 | 76.3 | 85.3 | 86.8 |

Pour ce qui est des composés inorganiques qui sont mesurés au cours des essais de coagulation chimique, il est possible de voir dans les Tableaux 20 et 21 que la concentration en phosphore subit un bon abattement dans la majorité des essais. Plus spécifiquement, la concentration en phosphore total mesuré dans le cas de l'essai JT-Al(0.30 g/L) passe de 32.6 mg/L à une valeur sous la limite de détection (LD). Pour ce qui est de la concentration en aluminium résiduelle, il y a un abattement de 2.8% de la concentration totale (qui est tout de même initialement très faible (0.70 mg/L)). Ces résultats peuvent être comparés tout d'abord à l'abattement total du phosphore dissous enregistré avec la configuration MP-Al (1.5A) en électrocoagulation. De plus, toujours pour ce dernier essai, la concentration en aluminium dissous a plutôt tendance à augmenter (passe d'une valeur sous la limite de détection à 3.49 mg/L). Ainsi, il est possible de dire que les résultats concernant les composés inorganiques obtenus par électrocoagulation et par coagulation chimique sont plutôt similaires dans les conditions choisies.

Tableau 20 Concentrations en éléments inorganiques dissous lors du traitement des eaux usées d'abattoir par coagulation chimique en présence d'alun ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$)

| Paramètres | 1 ^{ère} série d'essais | | | | | |
|---------------------------|---------------------------------|---------------------|---------------------|---------------------|---------------------|---------------------|
| | JT-Al (0 g/L) | JT-Al (0.02 g/L) | JT-Al (0.05 g/L) | JT-Al (0.08 g/L) | JT-Al (0.11 g/L) | JT-Al (0.14 g/L) |
| P soluble initial (mg/L) | 19.0 | 19.0 | 19.0 | 19.0 | 19.0 | 19.0 |
| P soluble final (mg/L) | 18.1 | 7.22 | 0.14 | 1.16 | 1.08 | 0.23 |
| Abattement P soluble (%) | 4.74 | 62.0 | 99.3 | 93.9 | 94.3 | 98.8 |
| Al soluble initial (mg/L) | <LD | <LD | <LD | <LD | <LD | <LD |
| Al soluble final (mg/L) | <LD | <LD | 0.21 | 70.0 | 34.1 | 8.27 |
| Abattement Al soluble (%) | - | - | - | - | - | - |

Tableau 21 Concentrations en éléments inorganiques totaux lors du traitement des eaux usées d'abattoir par coagulation chimique en présence d'alun ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$)

| Paramètres | 2 ^{ème} série d'essais | | | |
|-------------------------------|---------------------------------|---------------------|---------------------|---------------------|
| | JT-Al (0 g/L) | JT-Al (0.07 g/L) | JT-Al (0.30 g/L) | JT-Al (0.56 g/L) |
| P _t initial (mg/L) | 32.6 | 32.6 | 32.6 | 32.6 |
| P _t final (mg/L) | 27.9 | <LD | <LD | <LD |
| Abattement P total (%) | 14.4 | 100 | 100 | 100 |
| Al total initial (mg/L) | 0.72 | 0.72 | 0.72 | 0.72 |
| Al total final (mg/L) | <LD | 0.52 | 0.70 | 0.30 |
| Abattement Al total (%) | 100 | 27.8 | 2.78 | 58.3 |

D'un autre côté, un paramètre en particulier est affecté par l'utilisation d'un coagulant chimique : le pH. En effet, le Tableau 19 permet de constater que le pH de l'effluent traité (pH final) devient de plus en plus acide lorsque les concentrations en agent coagulant augmentent (le pH final passe de 6.42 à 4.05 en fonction de l'ajout d'agent coagulant). Dans le cas de coagulation chimique choisi (JT-Al(0.30 g/L)), le pH final est de 4.24. Ceci implique que les normes de rejet à l'égout de la Ville de Québec ne sont pas respectées dans ces conditions (l'effluent à rejeter doit avoir un pH compris entre 6.0 et 9.5). Par contre, dans le cas de l'électrocoagulation (MP-Al (1.5A)), le pH final varie de 8.73 à 8.92, ce qui est compatible avec cette norme. Ainsi, c'est pour mesurer l'impact de cette acidification de l'effluent final que le volume de NaOH (50 g/L) est mesuré pour tous les essais de la 2^{ème} série. Dans le cas JT-Al(0.30 g/L), l'ajout de solution basique nécessaire pour neutraliser l'effluent est de 23 ml/L (donc 23 L/m³ d'eau brute à traiter), ce qui est non négligeable surtout au niveau des coûts.

En effet, la neutralisation nécessaire dans ce cas précis représente des coûts de 0.69 \$/m³ pour un coût total de traitement de 1.86 \$/m³, soit près de 37% des coûts de traitement. Pour des résultats similaires, le traitement par électrocoagulation coûte 1.33 \$/m³ et ne nécessite aucun ajustement du pH final, ce qui est un avantage considérable au niveau des installations requises concernant cet aspect.

De plus, un autre désavantage peut être associé à l'utilisation de la coagulation chimique, soit l'enrichissement des eaux en anions indésirables comme le SO_4^{2-} provenant de l'alun ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$). Cette situation crée une augmentation non négligeable de la concentration en sels qui doivent être traités avant leur rejet à l'égout. En effet, les sulfures produits par les sulfates sont dommageables pour l'environnement et il est très important de les éliminer avant de rejeter les effluents traités.



Figure 31 Essais de coagulation chimique avec l'alun (1^{ère} série d'essais, en ordre croissant de concentration en agent coagulant) suite à la floculation à l'aide du LPM 3135

6.4.2 Traitement chimique des eaux usées d'abattoir utilisant des sels de fer (FeCl_3)

Différentes concentrations d'agent coagulant variant entre 0 et 0.70 g/L sont testées et les résultats obtenus suite au traitement dans ces conditions sont présentés dans le Tableau 22. Les résultats d'abattement de la DCO_s , de la DCO_t et de la turbidité sont, comme dans le cas de l'alun, dépendants de la concentration de FeCl_3 ajoutée.

Les résultats obtenus sont très intéressants mais à partir d'une concentration de 0.26 g/L d'agent coagulant, les performances ne s'améliorent pas vraiment de façon notable. En effet, à partir de cette concentration en ions Fe^{3+} , l'abattement de la turbidité est de 99%, l'abattement de la DCO_s est de 53% et celui de la DCO_t est de 82%. De plus, dans ces conditions, le phosphore soluble passe de 19.0 mg/L à des valeurs sous la limite de détection dès que la concentration en agent coagulant dépasse les 0.08 g/L. La même chose est visible pour la concentration de phosphore total qui passe de 32.6 mg/L à des valeurs sous la limite de détection (LD). De plus, la contamination en fer est nulle dans la majorité des cas, ce qui est un autre avantage. L'eau traitée, tout comme dans le cas de l'alun, est limpide, sans odeur et la fraction solide est facile à filtrer parce que les floes formés sont relativement volumineux et stables. Pour des

concentrations en agent coagulant plus élevées, il est encore possible de dire que la viscosité plus importante de l'eau traitée empêche les floes de se compacter. Ainsi, les meilleures conditions pour le traitement des eaux d'abattoir par coagulation chimique lors de l'utilisation du chlorure ferrique nécessite l'ajout de 0.26 g Fe^{3+} /L et il s'agit de l'essai JT-Fe(0.26 g/L) dans le Tableau 22.

Afin de comparer les résultats obtenus lors des essais d'électrocoagulation, il est possible de rappeler que l'utilisation des électrodes de fer (BP-Fe (0.3A)) permet d'enregistrer un abattement de la turbidité de 90 à 92%. Pour ce qui est de la matière organique, l'abattement de la DCO_s mesuré varie de 50 à 67% et celui de la DCO_t est de 82 à 88% lors des essais optimaux. Ainsi, il est possible de constater que les résultats obtenus suite au traitement conventionnel sont similaires à ceux qui proviennent de l'étude d'optimisation effectuée pour cette étude. Seul l'abattement de la turbidité semble être meilleur dans le cas de l'utilisation de la coagulation chimique (abattement de 99% comparativement à 90 à 92%).

Pour ce qui est des composés inorganiques qui sont mesurés au cours des essais de coagulation chimique, il est possible de voir dans les Tableaux 23 et 24 que la concentration en phosphore subit un bon abattement dans la majorité des essais. Plus spécifiquement, la concentration en phosphore total mesuré dans le cas de l'essai JT-Fe(0.26 g/L) passe de 32.6 mg/L à une valeur sous la limite de détection (LD). La concentration initiale en fer (total) passe également de 1.88 mg/L à une valeur sous la limite de détection de l'appareil. Ainsi, il n'y a aucune contamination de l'eau lors de l'utilisation de cet agent coagulant. Ces résultats peuvent être comparés tout d'abord à l'abattement total du phosphore dissous enregistré avec la configuration BP-Fe (0.3A) lors du traitement par électrocoagulation. De plus, toujours pour ce dernier essai, la concentration en fer total a plutôt tendance à augmenter (passe d'une valeur de 3.71 à 27.2 mg/L). Ainsi, la coagulation chimique n'entraîne pas de contamination en fer, contrairement à ce qui se produit lors de l'utilisation de l'électrocoagulation (BP-Fe (0.3A)).

Tableau 22 Traitement des eaux usées d'abattoir par coagulation chimique en présence de chlorure ferrique (FeCl3)

| Paramètres | 1 ^{ère} série | | | | | | 2 ^{ème} série | | | | |
|---|------------------------|---------------------|---------------------|---------------------|---------------------|---------------------|------------------------|---------------------|---------------------|---------------------|---------------------|
| | JT-Fe (0 g/L) | JT-Fe (0.02 g/L) | JT-Fe (0.05 g/L) | JT-Fe (0.08 g/L) | JT-Fe (0.11 g/L) | JT-Fe (0.14 g/L) | JT-Fe (0 g/L) | JT-Fe (0.10 g/L) | JT-Fe (0.26 g/L) | JT-Fe (0.50 g/L) | JT-Fe (0.70 g/L) |
| pH initial | 6.34 | 6.34 | 6.34 | 6.34 | 6.34 | 6.34 | 6.29 | 6.38 | 6.46 | 6.29 | 6.33 |
| pH final | 6.46 | 6.29 | 5.95 | 5.47 | 4.95 | 4.44 | 6.32 | 4.45 | 3.31 | 2.64 | 2.66 |
| Conc. coagulant (g/L) | 0.00 | 0.02 | 0.05 | 0.08 | 0.11 | 0.14 | 0.00 | 0.10 | 0.26 | 0.50 | 0.70 |
| Conc. polymère (g/L) | 0.01 | 0.01 | 0.01 | 0.01 | 0.01 | 0.01 | 0.01 | 0.01 | 0.01 | 0.01 | 0.01 |
| Temps de décantation (min) | 60 | 60 | 60 | 60 | 60 | 60 | 60 | 60 | 60 | 60 | 60 |
| Ajout NaOH (50 g/L) (mL/L) | 0.0 | 0.0 | 0.0 | 0.0 | 0.0 | 0.0 | 0.0 | 4.5 | 10.0 | 20.0 | 28.0 |
| Masse résidus métal. (kg/m ³) | 1.30 | 1.40 | 1.50 | 1.59 | 1.72 | 1.80 | 0.00 | 1.55 | 1.67 | 2.14 | 2.63 |
| Coût de disposition (\$/m ³) | 0.08 | 0.08 | 0.09 | 0.10 | 0.10 | 0.11 | 0.00 | 0.09 | 0.10 | 0.13 | 0.16 |
| Coût de coagulant (\$/m ³) | 0.00 | 0.02 | 0.07 | 0.11 | 0.16 | 0.20 | 0.00 | 0.16 | 0.39 | 0.75 | 1.04 |
| Coût de NaOH (\$/m ³) | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.14 | 0.30 | 0.60 | 0.84 |
| Coût de polymère (\$/m ³) | 0.05 | 0.05 | 0.05 | 0.05 | 0.05 | 0.05 | 0.05 | 0.05 | 0.05 | 0.05 | 0.05 |
| Coût total (\$/m ³) | 0.13 | 0.16 | 0.21 | 0.26 | 0.31 | 0.36 | 0.05 | 0.44 | 0.84 | 1.53 | 2.09 |
| Turbidité initiale (NTU) | 910 | 910 | 910 | 910 | 910 | 910 | 992 | 992 | 992 | 992 | 992 |
| Turbidité finale (NTU) | 293 | 115 | 38.6 | 25.6 | 45.5 | 228 | 279 | 25.7 | 9.45 | 3.54 | 3.29 |
| Abattement Turbidité (%) | 67.8 | 87.4 | 95.8 | 97.2 | 95.0 | 75.0 | 71.9 | 97.4 | 99.1 | 99.6 | 99.7 |
| DCO _s initiale (mg/L) | 1 290 | 1 290 | 1 290 | 1 290 | 1 290 | 1 290 | 1 650 | 1 650 | 1 650 | 1 650 | 1 650 |
| DCO _s finale (mg/L) | 1 140 | 927 | 747 | 625 | 584 | 555 | 1 410 | 869 | 771 | 752 | 749 |
| Abattement DCO _s (%) | 11.6 | 28.1 | 42.1 | 51.6 | 54.7 | 57.0 | 14.5 | 47.3 | 53.3 | 54.4 | 54.6 |
| DCO _t initiale (mg/L) | 3 140 | 3 140 | 3 140 | 3 140 | 3 140 | 3 140 | 3 140 | 3 140 | 3 140 | 3 140 | 3 140 |
| DCO _t finale (mg/L) | 1 890 | 1 060 | 643 | 505 | 456 | 816 | 2 380 | 951 | 789 | 766 | 749 |
| Abattement DCO _t (%) | 39.8 | 66.2 | 79.5 | 83.9 | 85.5 | 74.0 | 47.0 | 78.8 | 82.4 | 82.9 | 83.3 |

Tableau 23 Concentrations en éléments inorganiques dissous lors du traitement des eaux usées d'abattoir par coagulation chimique en présence de chlorure ferrique (FeCl₃)

| Paramètres | 1 ^{ère} série d'essais | | | | | |
|---------------------------|---------------------------------|---------------------|---------------------|---------------------|---------------------|---------------------|
| | JT-Fe (0 g/L) | JT-Fe (0.02 g/L) | JT-Fe (0.05 g/L) | JT-Fe (0.08 g/L) | JT-Fe (0.11 g/L) | JT-Fe (0.14 g/L) |
| P soluble initial (mg/L) | 19.0 | 19.0 | 19.0 | 19.0 | 19.0 | 19.0 |
| P soluble final (mg/L) | 18.8 | 12.1 | 2.59 | <LD | <LD | <LD |
| Abattement P soluble (%) | 1.05 | 36.3 | 86.3 | 100 | 100 | 100 |
| Fe soluble initial (mg/L) | <LD | <LD | <LD | <LD | <LD | <LD |
| Fe soluble final (mg/L) | <LD | <LD | <LD | <LD | 0.96 | 2.27 |
| Abattement Fe soluble (%) | - | - | - | - | - | - |

Tableau 24 Concentrations en éléments inorganiques totaux lors du traitement des eaux usées d'abattoir par coagulation chimique en présence de chlorure ferrique (FeCl₃)

| Paramètres | 2 ^{ème} série d'essais | | | | |
|-------------------------------|---------------------------------|---------------------|---------------------|---------------------|---------------------|
| | JT-Fe (0 g/L) | JT-Fe (0.10 g/L) | JT-Fe (0.26 g/L) | JT-Fe (0.50 g/L) | JT-Fe (0.70 g/L) |
| P _t initial (mg/L) | 32.6 | 32.6 | 32.6 | 32.6 | 32.6 |
| P _t final (mg/L) | 29.8 | <LD | <LD | <LD | <LD |
| Abattement P _t (%) | 8.59 | 100 | 100 | 100 | 100 |
| Fe total initial (mg/L) | 1.88 | 1.88 | 1.88 | 1.88 | 1.88 |
| Fe total final (mg/L) | <LD | 2.10 | <LD | <LD | <LD |
| Abattement Fe total (%) | 100 | Ind. | 100 | 100 | 100 |

Tout comme dans le cas de l'alun, le principal problème de la coagulation chimique avec le chlorure ferrique est l'augmentation de l'acidité de l'eau traitée : le pH final de l'eau traitée passe de 6.46 à 2.66 en fonction de l'augmentation de la concentration en agent coagulant. Dans le cas de coagulation chimique choisi (JT-Fe(0.26 g/L)), le pH final mesuré est de 3.31. Ceci implique que les normes de rejet à l'égout de la Ville de Québec ne sont toujours pas respectées dans ces conditions (l'effluent à rejeter doit avoir un pH compris entre 6.0 et 9.5). Par contre, dans le cas de l'électrocoagulation (BP-Fe (0.3A)), le pH final varie de 8.74 à 9.39, ce qui est compatible avec cette norme. L'impact de cette acidification de l'effluent final par la coagulation chimique est visible par le volume de NaOH (50 g/L) utilisé dans le cas des essais de la 2^{ème} série. Dans le cas JT-Fe(0.26 g/L), l'ajout de solution basique nécessaire est de 10 ml/L (10 L/m³ d'eau brute à traiter), ce qui est moins important que dans le cas de l'utilisation de l'alun, mais non négligeable au niveau des coûts.

En effet, cette neutralisation représente des coûts de $0.30 \text{ \$/m}^3$ pour un coût total de traitement de $0.84 \text{ \$/m}^3$, soit près de 36% des coûts de traitement. Pour des résultats similaires, le traitement par électrocoagulation coûte $0.58 \text{ \$/m}^3$ et ne nécessite aucun ajustement du pH final, ce qui est un avantage considérable au niveau des installations requises.

Comme dans le cas de l'utilisation de l'alun, celle du chlorure ferrique entraîne également un enrichissement des eaux en anions indésirables comme le Cl^- provenant du chlorure ferrique (FeCl_3). Ainsi, cette situation crée une augmentation non négligeable de la concentration en sels.

Finalement, le traitement par électrocoagulation présente des résultats intéressants qui sont relativement similaires à ceux obtenus suite à la coagulation chimique. Il s'agit donc d'une avenue envisageable et très intéressante pour le traitement des eaux d'abattoir.

6.5 OPTIMISATION DU PROCÉDÉ D'ÉLECTROCOAGULATION POUR LE TRAITEMENT D'EFFLUENTS ISSUS DE LAVAGE DE CALES DE BATEAUX

6.5.1 Traitement des eaux usées issues de lavage de cales de bateaux à l'aide du réacteur électrolytique en configuration bipolaire (BP)

Le Tableau 25 présente le pourcentage d'élimination de la DCO_5 mesuré lorsque différentes intensités de courant (0.3, 0.5, 1.0 et 1.5 A) sont imposées pendant 90 min en présence d'électrodes de fer ou d'aluminium. Les taux d'enlèvement de la DCO_5 varient entre 66 et 77% en utilisant des électrodes fer, alors que 67 à 74% d'enlèvement sont enregistrés en utilisant des électrodes d'aluminium. Il est à noter que, pour une intensité de courant donnée, l'efficacité du réacteur électrolytique est majoritairement légèrement supérieure lorsque les électrodes de fer sont utilisées. Ainsi, lors de l'utilisation des électrodes de fer, le pourcentage d'élimination de la DCO_5 est maximal lorsqu'une intensité de 1.5 A est imposée (77% d'élimination), tandis que dans le cas des électrodes d'aluminium, le meilleur abattement est obtenu lors de l'imposition de 1.0 A (74%).

Tableau 25 Influence de l'intensité du courant et du type d'électrodes lors du traitement des eaux huileuses en configuration bipolaire

| Paramètres | Configuration bipolaire | | | | | | | |
|---|-------------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| | BP-1 | BP-2 | BP-3 | BP-4 | BP-5 | BP-6 | BP-7 | BP-8 |
| Type d'électrodes | Fe | Fe | Fe | Fe | Al | Al | Al | Al |
| pH initial | 7.05 | 7.18 | 7.08 | 7.10 | 7.25 | 7.21 | 6.95 | 7.01 |
| pH final | 11.8 | 11.7 | 12.0 | 11.8 | 10.2 | 9.940 | 8.74 | 9.65 |
| Intensité imposée (A) | 0.3 | 0.5 | 1.0 | 1.5 | 0.3 | 0.5 | 1.0 | 1.5 |
| Tension moyenne (V) | 15.0 | 30.0 | 34.7 | 39.3 | 22.1 | 39.5 | 39.0 | 31.7 |
| Temps (min) | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 |
| Ajout de Na ₂ SO ₄ (g/L) | 0.00 | 0.00 | 1.18 | 2.94 | 0.00 | 0.00 | 1.18 | 6.47 |
| Conductivité après ajout de Na ₂ SO ₄ (μS/cm) | 655 | 653 | 861 | 1 180 | 684 | 671 | 862 | 1 070 |
| Énergie électrique cons. (kWh/m ³) | 3.96 | 13.2 | 30.6 | 52.0 | 5.84 | 17.4 | 34.4 | 42.0 |
| Masse résidus métal. (kg/m ³) | 2.24 | 3.18 | 6.00 | 7.12 | 1.06 | 1.88 | 10.7 | 14.3 |
| Masse dissoute électrodes (kg/m ³) | 1.93 | 3.22 | 6.43 | 9.65 | 0.62 | 1.04 | 2.07 | 3.11 |
| Coût en énergie (\$/m ³) | 0.24 | 0.79 | 1.83 | 3.12 | 0.35 | 1.05 | 2.06 | 2.52 |
| Coût de disposition (\$/m ³) | 0.13 | 0.19 | 0.36 | 0.43 | 0.06 | 0.11 | 0.64 | 0.86 |
| Coût de Na ₂ SO ₄ (\$/m ³) | 0.00 | 0.00 | 0.35 | 0.88 | 0.00 | 0.00 | 0.35 | 1.94 |
| Coût en électrodes (\$/m ³) | 0.44 | 0.73 | 1.47 | 2.20 | 0.99 | 1.65 | 3.31 | 4.96 |
| Coût total (\$/m ³) | 0.81 | 1.72 | 4.02 | 6.63 | 1.41 | 2.81 | 6.37 | 10.28 |
| DCO _s initiale (mg/L) | 2 800 | 2 620 | 2 730 | 2 640 | 3 460 | 3 580 | 2 690 | 2 890 |
| DCO _s finale (mg/L) | 941 | 659 | 647 | 616 | 1 040 | 1 200 | 711 | 835 |
| Abattement DCO _s (%) | 66.4 | 74.8 | 76.3 | 76.6 | 69.9 | 66.5 | 73.6 | 71.1 |

La Figure 32 représente l'évolution de la DCO_s en fonction du temps pour les deux types d'électrodes testés (Fe et Al) fonctionnant respectivement à une intensité de 1.5 A et de 1.0 A. Ces courbes correspondent respectivement aux essais BP-4 et BP-7 pour lesquels le taux d'enlèvement de la DCO_s est maximal. Sur cette figure, il est possible de constater que la concentration en DCO_s diminue très rapidement au cours des 10 premières min de traitement, puis poursuit sa diminution plus lentement jusqu'à la toute fin de l'imposition du courant, peu importe le type d'électrodes utilisé. Comme il a été spécifié dans la section concernant les eaux d'abattoir, au cours de ces 10 premières min, la majeure partie de la DCO_s est éliminée par réduction cathodique et une accumulation de matière organique déposée sur les électrodes cathodiques est effectivement observée lors du traitement. Parallèlement, les composés organiques qui se trouvent sous forme de particules dispersées ou colloïdales sont déstabilisés (par la neutralisation de l'énergie potentielle de répulsion provoquée par la présence des ions Al³⁺ et Fe²⁺ produits lors de la dissolution anodique). Ainsi, les particules déstabilisées se rapprochent les unes des autres, flocculent et sont majoritairement séparées de la phase aqueuse par la formation de bulles de gaz d'hydrogène (H₂) générées à la cathode (Eq. 14).

Grâce à la production de l'hydrogène, une mousse dense se forme à la surface du liquide et l'effluent se clarifie de plus en plus. La décroissance de la DCO_s plus faible qui se poursuit de la 10^{ème} à la 90^{ème} minute est attribuée, comme dans le cas des eaux d'abattoir, à la co-précipitation de la matière organique avec les hydroxydes métalliques produits suite à la dissolution anodique.

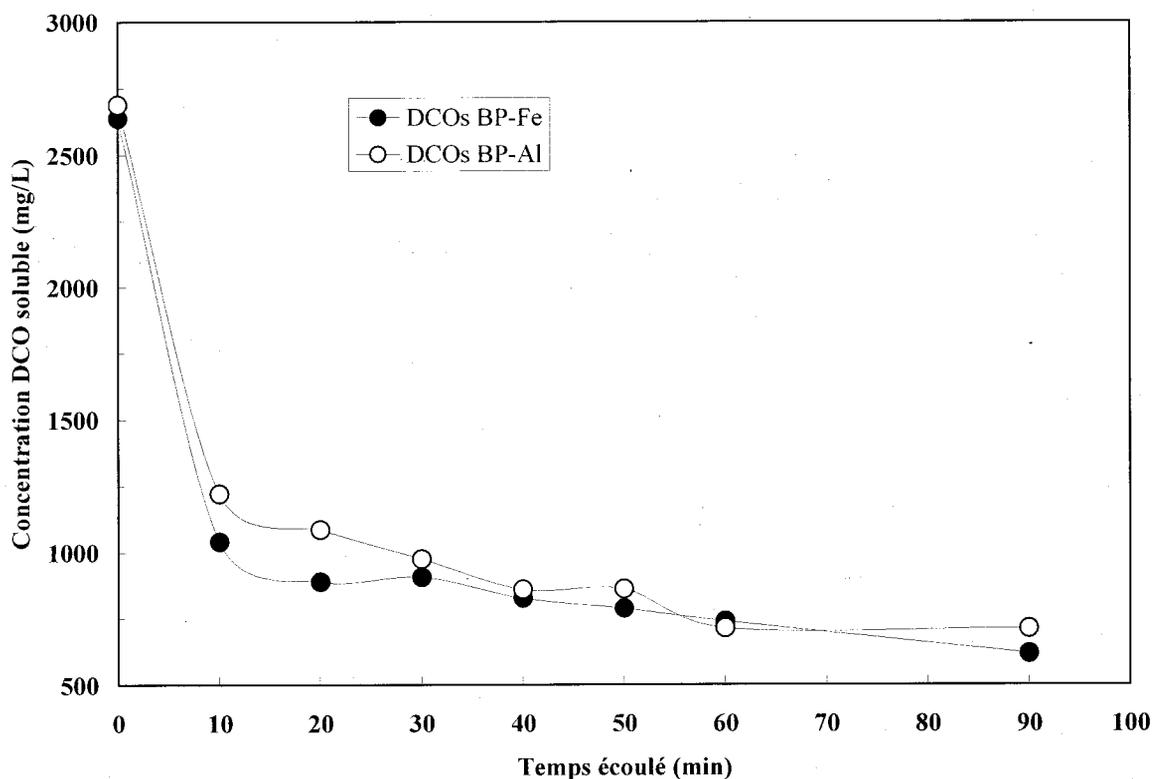


Figure 32 Diminution de la DCO_s lors du traitement des eaux huileuses en configuration bipolaire

Comme l'indique le Tableau 25, le taux d'enlèvement de la DCO_s augmente avec l'intensité du courant imposé et ce, quel que soit le type d'électrodes utilisé. En fait, les réactions parasites qui semblent affecter le traitement des eaux d'abattoir ne sont plus un problème dans le cas des eaux huileuses. La production toujours grandissante de bulles de gaz au niveau des cathodes n'affecte pas la formation du dépôt de matière organique à la cathode, ni la co-précipitation avec les hydroxydes en suspension. Il est possible qu'une telle situation soit reliée au type d'eau traitée et à sa composition en fonction de l'intensité de courant imposée ou peut-être que le même phénomène pourrait être observé à une intensité de courant plus élevée dans le cas des eaux huileuses.

Afin de s'assurer que l'électrocoagulation contribue réellement à éliminer les impuretés organiques dissoutes, un essai contrôle est effectué en soumettant un échantillon non traité d'eau huileuse à la décantation pendant 18 heures. La concentration de DCO_t de l'échantillon brut

(avant décantation) est de 3 420 mg/L comparativement à 2 320 mg/L enregistrée après décantation tandis que dans le cas de la DCO_s , aucun abattement n'est enregistré. La diminution relativement faible (d'environ 32%) de la DCO_t observée suite à la décantation de l'effluent brut provient de la sédimentation d'une fraction de la matière organique présente sous forme colloïdale ou dispersée. Ainsi, le rendement d'élimination de composés organiques dissous suite à la décantation de l'effluent non traité est bien loin de celui enregistré après le traitement par électrocoagulation et la sédimentation de la suspension traitée (66 à 77% d'abattement).

L'énergie consommée lors de l'électrocoagulation utilisant des électrodes de fer varie entre 3.96 et 52.0 kWh/m³, alors qu'une consommation de 5.84 à 42.0 kWh/m³ est enregistrée lors de l'utilisation des électrodes d'aluminium. La quantité de résidus métalliques produits lors du traitement utilisant des électrodes de fer varie de 2.24 à 7.12 kg/m³, alors qu'une quantité se situant entre 1.06 et 14.3 kg/m³ est produite lors de l'utilisation des électrodes d'aluminium. Les quantités plus élevées de boues composées d'hydroxydes d'aluminium (comparativement aux hydroxydes de fer) sont probablement attribuées au fait que les électrodes d'aluminium sont plus conductrices que les électrodes de fer, si bien que la réaction de dissolution anodique de l'aluminium est davantage favorisée, comme c'est le cas pour le traitement des eaux d'abattoir. Par exemple, pour une intensité donnée de 1.0 A, pour une même quantité d'électrolyte ajoutée à l'effluent à traiter (1.18 g/m³ de Na₂SO₄) et pour une conductivité relativement semblable (respectivement 861 et 862 µS/cm), une quantité de 10.7 kg/m³ de boues métalliques d'hydroxydes d'aluminium est enregistrée, alors que 6.00 kg/m³ de boues d'hydroxydes de fer sont mesurés (essais BP-3 et BP-7). Il est important de noter que l'ajout d'électrolyte support (Na₂SO₄) est encore une fois indispensable pour imposer l'intensité de courant désirée (1.0 et 1.5 A) car l'effluent brut n'est pas suffisamment conducteur pour la configuration étudiée (configuration bipolaire).

Cependant, en considérant la consommation d'électrodes anodiques, les quantités de fer consommées (1.93 à 9.65 kg/m³) sont toujours trois fois plus importantes que celles d'aluminium (0.62 à 3.11 kg/m³). Le raisonnement précédemment établi pour l'analyse des résultats obtenus lors des essais effectués sur les eaux d'abattoir concernant la loi de Faraday et mettant en lumière l'équation Eq. 15 est toujours valable dans ce cas-ci. Il est également bon de rappeler que la loi de Faraday telle qu'énoncée ne tient pas compte de la conductivité électrique du matériau

composant les électrodes et de l'état de surface de celles-ci (fini lisse ou rugueux), ces paramètres étant tout de même grandement liés à la dissolution anodique.

Par ailleurs, comme il est indiqué précédemment, le réacteur électrolytique équipé d'électrodes de fer (ou d'aluminium) est capable de produire d'importantes quantités d'ions OH^- (à la cathode) et d'augmenter le pH de l'effluent. C'est la raison pour laquelle le pH de l'effluent peut passer de 7.1 à 12.0 en utilisant des électrodes de fer et de 7.1 à 10.2 dans le cas des électrodes d'aluminium.

Il peut être intéressant de comparer le coût total (incluant la consommation de réactifs, d'énergie et la disposition des résidus métalliques) requis pour l'élimination de la DCO_5 des eaux huileuses en utilisant le réacteur électrolytique équipé d'électrodes de fer versus celui utilisant des électrodes d'aluminium. Un coût total variant entre 0.81 et 6.63 $\$/\text{m}^3$ est enregistré lors de l'utilisation des électrodes de fer, comparativement à une estimation de 1.41 à 10.28 $\$/\text{m}^3$ en utilisant des électrodes d'aluminium. À l'exception des essais BP-1, BP-2, BP-5 et BP-6 (opérés sans ajout d'électrolyte), les coûts relativement élevés sont principalement dus à la consommation d'électrolyte et d'électrodes.

6.5.2 Traitement des eaux huileuses à l'aide du réacteur électrolytique en configuration monopolaire (MP)

Comme il a été noté précédemment, l'intérêt d'utiliser des électrodes en configuration monopolaire pour le traitement d'effluents usés est de réduire la consommation d'énergie électrique, de diminuer également la quantité de résidus métalliques et d'éviter autant que possible l'ajout d'électrolyte. Pour ce faire, la configuration en monopolaire est testée, ce qui implique que toutes les électrodes sont individuellement connectées au générateur de courant électrique. Les résultats obtenus lors du traitement des eaux huileuses sont indiqués au Tableau 26.

Tableau 26 Influence de l'intensité du courant et du type d'électrodes lors du traitement des eaux huileuses en configuration monopolaire

| Paramètres | Configuration monopolaire | | | | | | | |
|--|---------------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| | MP-1 | MP-2 | MP-3 | MP-4 | MP-5 | MP-6 | MP-7 | MP-8 |
| Type d'électrodes | Fe | Fe | Fe | Fe | Al | Al | Al | Al |
| pH initial | 7.15 | 7.27 | 7.00 | 6.96 | 7.07 | 7.20 | 7.00 | 7.03 |
| pH final | 11.2 | 11.7 | 11.4 | 11.7 | 9.96 | 9.85 | 9.80 | 9.58 |
| Intensité imposée (A) | 1.0 | 1.5 | 2.0 | 3.0 | 1.0 | 1.5 | 2.0 | 3.0 |
| Tension moyenne (V) | 2.0 | 3.1 | 4.6 | 6.2 | 2.3 | 3.1 | 4.3 | 5.8 |
| Temps (min) | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 |
| Ajout de Na ₂ SO ₄ (g/L) | 0.0 | 0.0 | 0.0 | 0.0 | 0.0 | 0.0 | 0.0 | 0.0 |
| Conductivité initiale (µS/cm) | 670 | 664 | 673 | 682 | 685 | 678 | 685 | 668 |
| Énergie électrique cons. (kWh/m ³) | 1.72 | 4.04 | 8.12 | 16.3 | 1.99 | 4.04 | 7.50 | 15.2 |
| Masse résidus métal. (kg/m ³) | 2.00 | 2.78 | 2.00 | 4.12 | 1.63 | 1.70 | 4.94 | 7.18 |
| Masse dissoute électrodes (kg/m ³) | 1.61 | 2.41 | 3.22 | 4.83 | 0.52 | 0.78 | 1.04 | 1.55 |
| Coût en énergie (\$/m ³) | 0.10 | 0.24 | 0.49 | 0.98 | 0.12 | 0.24 | 0.45 | 0.91 |
| Coût de disposition (\$/m ³) | 0.12 | 0.17 | 0.12 | 0.25 | 0.10 | 0.10 | 0.30 | 0.43 |
| Coût de Na ₂ SO ₄ (\$/m ³) | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| Coût en électrodes (\$/m ³) | 0.37 | 0.55 | 0.73 | 1.10 | 0.83 | 1.24 | 1.65 | 2.48 |
| Coût total (\$/m ³) | 0.59 | 0.96 | 1.34 | 2.32 | 1.04 | 1.58 | 2.40 | 3.82 |
| DCO _s initiale (mg/L) | 3 480 | 2 700 | 3 910 | 2 610 | 2 960 | 2 810 | 2 770 | 2 740 |
| DCO _s finale (mg/L) | 1 270 | 707 | 963 | 591 | 1 200 | 851 | 702 | 709 |
| Abattement DCO _s (%) | 63.5 | 73.8 | 75.4 | 77.4 | 59.5 | 69.7 | 74.7 | 74.1 |

Comme prévu, l'énergie consommée en configuration monopolaire, en présence d'électrodes de fer ou d'aluminium, est effectivement plus faible comparativement aux valeurs enregistrées en utilisant le réacteur électrolytique en configuration bipolaire (1.72 à 16.3 kWh/m³ au lieu de 3.96 à 52.0 kWh/m³). Par exemple, pour une même intensité de courant imposé de 1.0 A lors de l'utilisation des électrodes de fer, l'énergie consommée en configuration bipolaire est de 30.6 kWh/m³ (malgré l'ajout d'électrolyte), alors qu'une quantité de seulement 1.72 kWh/m³ est consommée en configuration monopolaire. En ce qui concerne les électrodes d'aluminium, pour la même intensité de 1.0 A, le réacteur électrolytique en configuration bipolaire consomme 34.4 kWh/m³ (encore une fois malgré l'ajout d'électrolyte), alors qu'en système monopolaire une demande en énergie d'à peine 1.99 kWh/m³ est consommée. En somme, pour une même intensité imposée de 1.0 A, l'énergie consommée en configuration bipolaire est environ 17 à 18 fois plus élevée que celle enregistrée en configuration monopolaire. Comme il a été énoncé dans le cas des eaux d'abattoir, ce phénomène est principalement attribué à la différence de potentiel qui existe entre les électrodes, celle-ci étant vraiment différente d'une configuration à l'autre. Dans un système fonctionnant en mode parallèle (configuration monopolaire), pour une intensité donnée, le courant électrique est divisé entre toutes les électrodes connectées au générateur de courant et la différence de potentiel enregistrée est celle requise pour une simple cellule. Par comparaison, dans un système fonctionnant en série (configuration bipolaire), la même intensité de courant imposée par le générateur traverse chaque électrode induisant une différence de potentiel plus élevée due à la résistance plus élevée des cellules électrolytiques. C'est la raison pour laquelle, pour une même intensité imposée, par exemple de 1.0 A, une tension moyenne variant entre 2.0 et 2.3 V est mesurée en utilisant la configuration monopolaire, alors qu'une valeur moyenne se situant entre 34.7 et 39.0 V est mesurée quand les effluents huileux sont traités en configuration bipolaire.

Malgré la conductivité électrique plus élevée (861-862 µS/cm) de la solution obtenue par addition d'électrolyte (Na₂SO₄) quand on traite l'effluent au moyen du réacteur en configuration bipolaire (pour l'imposition d'un courant de 1.0 A), la différence de potentiel reste trois fois plus élevée que celle enregistrée lors de l'utilisation du réacteur en configuration monopolaire fonctionnant sans ajout d'électrolyte (670 et 685 µS/cm). Aussi, le réacteur électrolytique en configuration monopolaire a l'avantage de produire des quantités plus faibles de boues

métalliques (2.00 et 1.63 kg/m^3) comparativement à celles enregistrées en configuration bipolaire (6.00 et 10.7 kg/m^3) lorsqu'une même intensité de 1.0 A est imposée.

Comme dans le cas du traitement en configuration bipolaire, le pourcentage d'élimination de la DCO_5 est d'autant plus élevé dans le cas de la configuration monopolaire que l'intensité de courant augmente dans l'intervalle d'intensités de courant testé, que ce soit en utilisant des électrodes de fer ou d'aluminium. L'abattement de la DCO_5 avoisine les 64 à 77% en présence d'électrodes de fer, alors qu'il est de 60 à 75% en utilisant des électrodes d'aluminium. L'élimination de DCO_5 la plus importante est obtenue à une intensité de courant de 3.0 A dans le cas des électrodes de fer et à une intensité de 2.0 A dans le cas des électrodes d'aluminium. Encore une fois, la hausse de l'intensité de courant imposée ne semble pas avoir d'impact négatif sur les résultats obtenus. Les réactions parasites (Eq. 14) qui étaient observées dans le cas des eaux d'abattoir sont soit absentes de ce système, soit elles n'interviennent pas de la même façon dans le procédé global. Cette observation permet d'avancer que l'impact de l'intensité du courant imposée n'est pas relié à la configuration des électrodes utilisées, mais plutôt au type de matière organique présente dans l'effluent à traiter.

La Figure 33 représente l'évolution de la DCO_5 au cours du temps pour une intensité de courant imposée de 3.0 A en configuration monopolaire lors de l'utilisation des électrodes de fer et de 2.0 A lors de l'utilisation des électrodes d'aluminium. Ces courbes correspondent respectivement aux essais MP-4 et MP-7 pour lesquels le taux d'enlèvement de la DCO_5 est maximal en configuration monopolaire. Sur cette figure, il est possible de voir que pendant les 20 premières min de traitement, la concentration résiduelle de DCO_5 décroît rapidement, puis elle diminue plus lentement et ce, peu importe le type d'électrodes utilisé. L'allure des courbes de la Figure 33 est relativement similaire à celle observée à la Figure 32 ainsi qu'à celles observées dans le cas des eaux d'abattoir, confirmant ainsi que le mécanisme principal d'élimination de la DCO_5 (réduction cathodique et co-précipitation avec les hydroxydes métalliques) est le même, peu importe la configuration choisie et le type d'eau traitée.

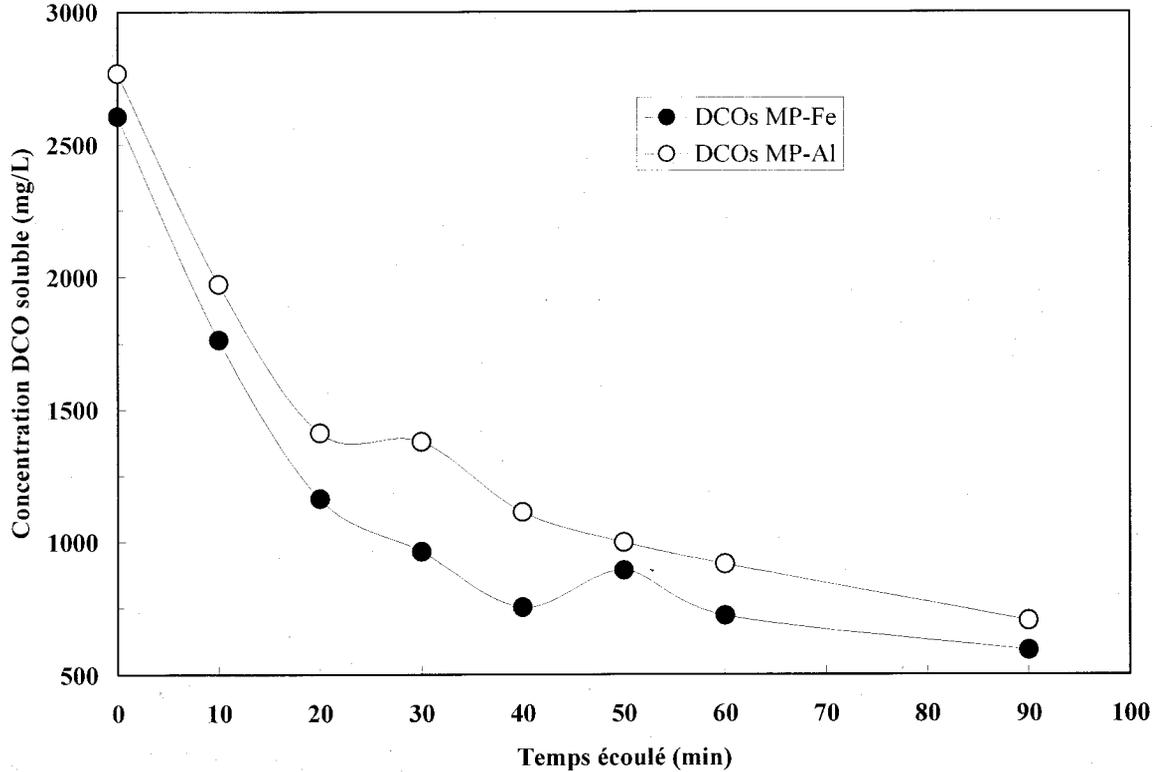


Figure 33 Diminution de la DCO_s lors du traitement des eaux huileuses en configuration monopolaire

Les conditions optimales (essais MP-4 et MP-7) pour lesquelles la réduction de DCO_s est maximale en configuration monopolaire engendrent un coût total d'environ 2.32 à 2.40 \$/m³ en utilisant respectivement les électrodes de fer et celles d'aluminium. Ces coûts sont de beaucoup inférieurs à ceux enregistrés (respectivement 6.63 et 6.37 \$/m³) en configuration bipolaire pour l'enlèvement maximal de la DCO_s. Cette diminution des coûts s'explique surtout par le fait que, dans le cas du traitement en configuration monopolaire, il n'y a aucun ajout d'électrolyte nécessaire pour permettre le passage du courant, mais surtout par le fait que la demande en énergie est beaucoup plus faible qu'en configuration bipolaire.

Tout au long de la discussion, l'accent est mis spécifiquement sur l'efficacité épuratoire maximale d'élimination de la DCO_s. Ainsi, en configuration bipolaire, l'accent est mis sur les essais BP-4 et BP-7, alors qu'en configuration monopolaire les essais MP-4 et MP-7 attirent une attention spéciale. En revanche, le choix des essais optimaux doit être basé non seulement sur

l'efficacité épuratoire, mais également sur le coût de traitement et le nombre limité d'étapes de traitement. En définitive, en configuration bipolaire, l'essai BP-5 est sélectionné parce qu'il est plutôt efficace en ce qui a trait à l'abattement de la DCO_s (abattement de plus de 70%, contrairement à BP-1) et qu'il ne nécessite aucun ajout d'électrolyte. Concernant les essais effectués en configuration monopolaire, l'essai MP-2 est choisi contrairement aux essais MP-4 et MP-7 surtout à cause de son coût de traitement moins élevé et du fait qu'il permet de conserver de bonnes performances d'abattement de la DCO_s (plus de 73%). Dans le cas présent, contrairement à la situation des eaux d'abattoir, aucun essai effectué ne permet de produire un effluent final qui respecte la norme de la Ville de Québec concernant la valeur du pH final de l'effluent (pH maximal de 9.5). En effet, le pH final des eaux traitées varie de 9.58 à 12.0 (un seul essai présente un pH final inférieur à 9.5, soit BP-7 avec une valeur de pH de 8.74). Il s'agit donc d'un paramètre qui n'est pas réellement pris en compte dans le choix des essais optimaux, l'étape de neutralisation étant nécessaire pour tous les essais.

6.5.3 Influence du temps de rétention

Comme dans le cas des eaux d'abattoir, les essais sur les eaux huileuses sont tous effectués en imposant le courant désiré pendant une période de 90 min lors des premières étapes d'optimisation. Par contre, lors de l'échantillonnage effectué sur les essais de l'étape d'optimisation précédente, il est observé que la concentration en DCO_s diminue plus rapidement au début du traitement puis reste plus stable à partir de 20 ou 60 min, selon l'essai (voir Figures 32 et 33). Ainsi, une étude cinétique comme celle présentée dans le cas des eaux d'abattoir est effectuée afin de limiter les pertes d'énergie en chaleur, ce qui arrive lorsque le courant est imposé trop longtemps sans raison. Cette étude est effectuée sur les deux essais optimaux choisis à l'étape précédente soit l'essai BP-5 opéré en configuration bipolaire, utilisant les électrodes d'aluminium et fonctionnant à une intensité de 0.3 A et l'essai MP-2 utilisant des électrodes de fer, opéré en configuration monopolaire et fonctionnant à une intensité de courant de 1.5 A. Ces essais optimaux sont désormais identifiés comme suit : BP-Al (0.3A) pour l'essai optimal en configuration bipolaire et MP-Fe (1.5A) pour l'essai optimal en configuration monopolaire. Des temps de traitement de 10, 20, 40, 60 et 90 min sont testés en imposant les conditions

expérimentales respectives de BP-Al (0.3A) et MP-Fe (1.5A). Les informations relatives aux essais et les résultats obtenus sont présentées aux Tableau 27.

Tableau 27 Influence du temps d'imposition du courant électrique lors du traitement des eaux huileuses

| Paramètres | CONT | Configuration monopolaire MP-Fe (1.5A) | | | | | Configuration bipolaire BP-Al (0.3) | | | | |
|--|-------|--|-------|-------|-------|-------|-------------------------------------|-------|-------|-------|-------|
| | | Fe | Fe | Fe | Fe | Fe | Al | Al | Al | Al | Al |
| Type d'électrodes | - | Fe | Fe | Fe | Fe | Fe | Al | Al | Al | Al | Al |
| Intensité imposée (A) | - | 1.5 | 1.5 | 1.5 | 1.5 | 1.5 | 0.3 | 0.3 | 0.3 | 0.3 | 0.3 |
| pH initial | - | 7.06 | 7.07 | 7.07 | 7.07 | 7.09 | 7.04 | 7.03 | 7.06 | 7.04 | 7.07 |
| pH final | - | 8.45 | 9.42 | 10.6 | 11.5 | 11.7 | 7.87 | 9.12 | 9.67 | 9.93 | 10.2 |
| Tension moyenne (V) | - | 3.2 | 3.4 | 3.1 | 3.0 | 4.1 | 19.3 | 17.4 | 19.7 | 19.3 | 19.7 |
| Temps (min) | - | 10 | 20 | 40 | 60 | 90 | 10 | 20 | 40 | 60 | 90 |
| Conductivité initiale (µS/cm) | - | 709 | 723 | 708 | 710 | 718 | 715 | 706 | 714 | 713 | 719 |
| Énergie électrique cons. (kWh/m ³) | 0.00 | 0.46 | 0.99 | 1.79 | 2.60 | 5.43 | 0.57 | 1.02 | 2.31 | 3.41 | 5.20 |
| Masse résidus métal. (kg/m ³) | 0.53 | 0.70 | 0.70 | 1.87 | 2.65 | 2.77 | 0.75 | 0.90 | 1.21 | 1.67 | 1.50 |
| Masse dissoute électrodes (kg/m ³) | 0.00 | 0.15 | 0.31 | 0.61 | 0.92 | 1.38 | 0.07 | 0.14 | 0.28 | 0.41 | 0.62 |
| Coût en énergie (\$/m ³) | 0.00 | 0.03 | 0.06 | 0.11 | 0.16 | 0.33 | 0.03 | 0.06 | 0.14 | 0.20 | 0.31 |
| Coût de disposition (\$/m ³) | 0.03 | 0.04 | 0.04 | 0.11 | 0.16 | 0.17 | 0.04 | 0.05 | 0.07 | 0.10 | 0.09 |
| Coût en électrodes (\$/m ³) | 0.00 | 0.03 | 0.07 | 0.14 | 0.21 | 0.31 | 0.11 | 0.22 | 0.44 | 0.66 | 0.99 |
| Coût total (\$/m ³) | 0.03 | 0.10 | 0.17 | 0.36 | 0.52 | 0.81 | 0.19 | 0.34 | 0.65 | 0.97 | 1.39 |
| Turbidité initiale (NTU) | 2 610 | 2 680 | 2 680 | 2 680 | 2 680 | 2 680 | 2 540 | 2 540 | 2 540 | 2 540 | 2 540 |
| Turbidité finale (NTU) | 1 380 | 1 070 | 1 230 | 165 | 44.8 | 45.1 | 1 170 | 1 340 | 1 420 | 1 230 | 1 000 |
| DCO _s initiale (mg/L) | 2 010 | 1 990 | 1 930 | 1 930 | 2 100 | 2 060 | 2 030 | 2 050 | 2 030 | 1 990 | 1 980 |
| DCO _s finale (mg/L) | 2 130 | 1 640 | 1 390 | 841 | 767 | 731 | 1 960 | 1 380 | 1 190 | 1 020 | 943 |
| Abattement DCO _s (%) | - | 17.6 | 28.0 | 56.4 | 63.5 | 64.5 | 3.45 | 32.7 | 41.4 | 48.7 | 52.4 |
| DCO _t initiale (mg/L) | 3 420 | 3 040 | 3 590 | 3 600 | 3 830 | 3 950 | 3 300 | 3 410 | 3 340 | 3 020 | 3 100 |
| DCO _t finale (mg/L) | 2 320 | 1 760 | 2 130 | 1 030 | 817 | 737 | 2 280 | 2 270 | 2 090 | 1 830 | 1 730 |
| Abattement DCO _t (%) | 32.2 | 42.1 | 40.7 | 71.4 | 78.7 | 81.3 | 30.9 | 33.4 | 37.4 | 39.4 | 44.2 |
| P _t initial (mg/L) | 228 | 228 | 228 | 228 | 228 | 228 | 228 | 228 | 228 | 228 | 228 |
| P _t final (mg/L) | - | 167 | 143 | 88.2 | 68.1 | 66.2 | 166 | 149 | 107 | 70.1 | 51.6 |
| Fe total initial (mg/L) | 3.75 | 3.75 | 3.75 | 3.75 | 3.75 | 3.75 | - | - | - | - | - |
| Fe total final (mg/L) | - | 27.0 | 41.5 | 9.74 | 4.80 | 8.74 | - | - | - | - | - |
| Al total initial (mg/L) | 0.70 | - | - | - | - | - | 0.70 | 0.70 | 0.70 | 0.70 | 0.70 |
| Al total final (mg/L) | - | - | - | - | - | - | 4.75 | 11.6 | 21.2 | 37.8 | 55.2 |

Les Figures 34 et 35 représentent, pour différents temps d'imposition du courant électrique, l'évolution de la concentration résiduelle de DCO_s et de la quantité de résidus métalliques générés. Dans la configuration MP-Fe (1.5A) la quantité de résidus métalliques évolue de façon relativement linéaire dans l'intervalle de temps de 20 à 60 min, passant respectivement d'une valeur de 0.7 kg/m^3 à une valeur de 2.65 kg/m^3 . Les deux extrémités de la courbe représentant les 20 premières et les 30 dernières min montrent plutôt une production de résidus stable. Cette situation peut s'expliquer par le fait que les premières min permettent la production d'ions et celle d'hydroxydes métalliques, mais les floccs formés sont trop fins pour être récupérés lors de la filtration (ils ne sont pas polymérisés). Pour ce qui est des dernières 30 min, c'est le phénomène d'encrassement des électrodes qui semblent expliquer la faible augmentation des boues. En effet, la production d'ions métalliques est limitée par la présence d'une trop grande quantité de boues collées sur les parois des cathodes et cette proposition est appuyée par le fait que l'abattement de la DCO_s présente également un plateau en fin de traitement. Dans le cas de la configuration bipolaire (essai BP-Al (0.3A)), elle est relativement linéaire entre la 10^{ème} et la 60^{ème} minute, passant respectivement d'une valeur de 0.75 kg/m^3 à une valeur de 1.50 kg/m^3 , la quantité de résidus métalliques restant plutôt stable entre 60 et 90 min.

D'une manière globale, les concentrations résiduelles de DCO_s diminuent avec le temps de rétention et ce, quel que soit le type de configuration utilisé. En configuration bipolaire (BP-Al (0.3A)), la diminution de la concentration en DCO_s évolue doucement pendant les 10 premières min, suivie d'une baisse rapide jusqu'à la 20^{ème} minute et finalement, la décroissance de la DCO_s est linéaire jusqu'à 90 min où elle atteint sa valeur minimale. En comparaison, pour les essais effectués en configuration monopolaire (MP-Fe (1.5A)), la DCO_s diminue rapidement entre 0 et 40 min et cette baisse rapide est suivie d'une légère décroissance jusqu'à 90 min où elle atteint sa valeur minimale. Les rendements d'élimination de la DCO_s enregistrés en utilisant la configuration monopolaire MP-Fe (1.5A) sont de 17.6, 28.0, 56.4, 63.5 et 64.5% après avoir imposé des temps de traitement respectifs de 10, 20, 40, 60 et 90 min. En comparaison, des rendements de 3.45, 32.7, 41.4, 48.7, et 52.4% sont respectivement enregistrés en utilisant la configuration bipolaire BP-Al (0.3A). La DCO_t est également analysée lors de ces essais et il est possible de voir que l'abattement de celle-ci suit à peu près la même tendance que l'élimination de la DCO_s .

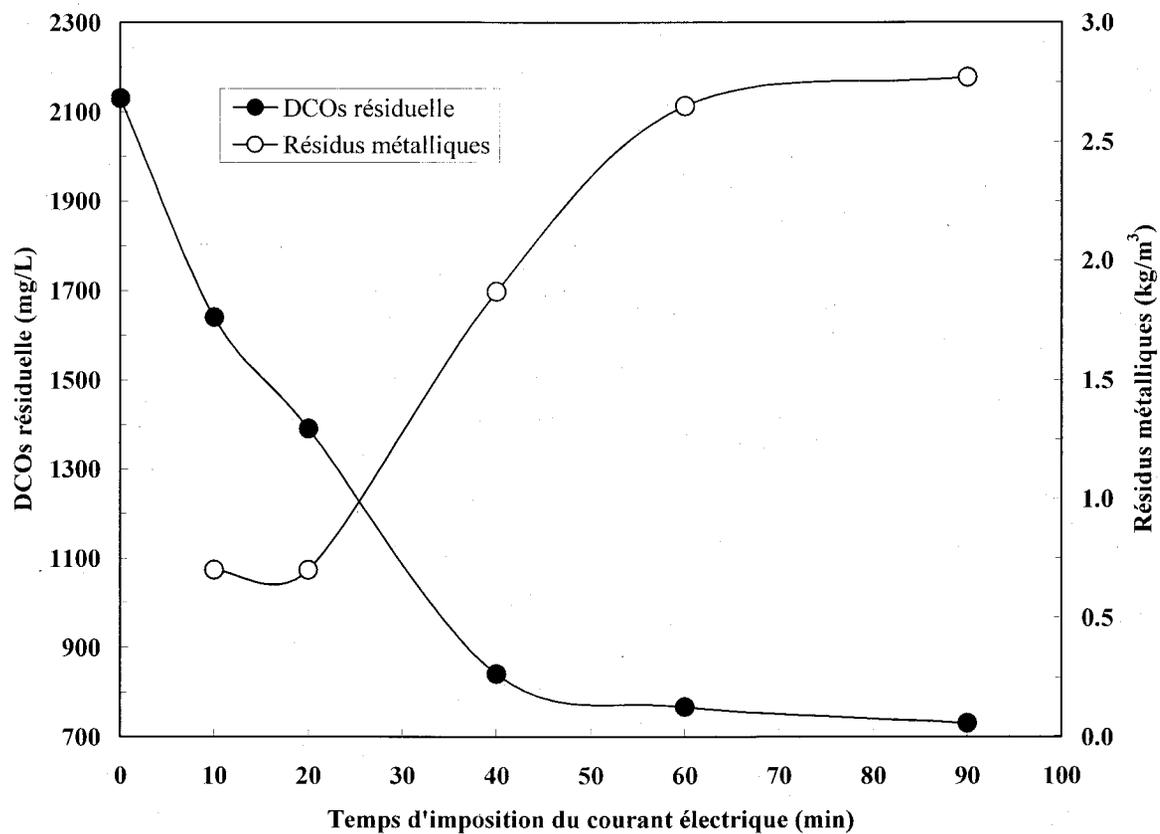


Figure 34 Évolution de la DCO_s et de la quantité de résidus métalliques générés en fonction du temps d'imposition du courant électrique lors de l'optimisation du traitement des eaux huileuses en configuration MP-Fe (1.5A)

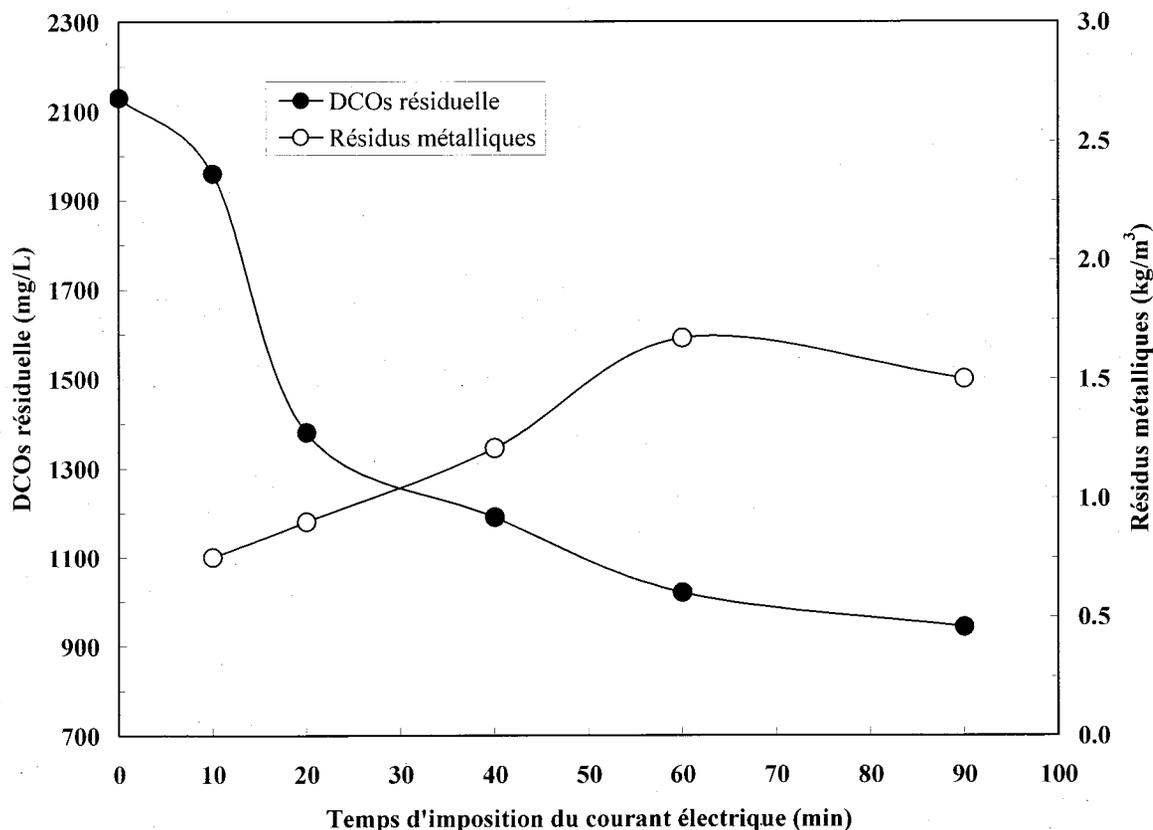


Figure 35 Évolution de la DCO_s et de la quantité de résidus métalliques générés en fonction du temps d'imposition du courant électrique lors de l'optimisation du traitement des eaux huileuses en configuration BP-Al (0.3A)

Lors de ces essais, la turbidité de la fraction liquide de la suspension est également mesurée. Les échantillons recueillis pour les mesures de turbidité sont prélevés à 6 cm de l'interface liquide/air suite à la décantation de 18 heures à laquelle la suspension traitée est soumise (dans un béccher de 16 cm de diamètre et de 24.5 cm de hauteur). La turbidité initiale de l'effluent brut (non traité) varie entre 2 540 et 2 680 NTU. En comparaison, une turbidité minimale de 45.1 NTU est enregistrée lors de l'imposition d'un temps de traitement de 90 min pour le système en configuration MP-Fe (1.5A) suivi de la décantation. En ce qui concerne le traitement utilisant la configuration BP-Al (0.3A), une valeur minimale de 1 000 NTU est enregistrée en imposant un temps de traitement de 90 min suivi de la décantation. Finalement, pour les deux systèmes étudiés (MP-Fe (1.5A) et BP-Al (0.3A)), le temps de traitement de 90 min correspond au temps requis pour enregistrer un abattement maximal de la DCO_s et de la turbidité.

Lors des essais effectués sur les eaux d'abattoir, l'enlèvement du phosphore dissous avait été évalué. Dans le cas du traitement des eaux huileuses, la concentration en métaux et en phosphore dissous est impossible à mesurer puisque l'effluent, même filtré sur un papier Whatman 934AH (pores de 1.5 μm de diamètre), contient trop de particules fines en suspension qui peuvent endommager l'appareil. Ainsi, pour tous les essais qui suivent, c'est plutôt l'enlèvement du phosphore total qui est évalué afin d'apporter un élément supplémentaire à l'étude de l'efficacité du procédé d'électrocoagulation. Ainsi, il est possible de voir au tableau 27 que pour un temps de traitement de 10 min, la concentration de phosphore total passe d'une valeur initiale de 228 mg/L à une valeur résiduelle de 166-167 mg/L, selon la configuration étudiée (MP-Fe (1.5A) ou BP-Al (0.3A)). Ensuite, plus le temps de traitement devient important, plus la concentration en phosphore diminue jusqu'à atteindre une concentration de 66.2 mg/L dans le cas de la configuration MP-Fe (1.5A), et une concentration de 51.6 mg/L dans le cas de la configuration BP-Al (0.3A). Ainsi, le phosphore n'est pas complètement éliminé lors du traitement de cet effluent. Ceci s'explique par le fait que la co-précipitation (entre les ions Al^{3+} et Fe^{2+} et les ions phosphates) dont il est question à la section touchant l'optimisation des eaux d'abattoir (Eq. 16 à Eq. 18) ne suffit pas à éliminer aussi efficacement le phosphore total, présent en plus grande quantité, pour une période de temps si courte.

Les concentrations résiduelles de Fe et Al en solution (dissous et en suspension) sont également suivies au cours de ces essais. Les Figures 36 et 37 représentent, pour différents temps d'imposition du courant électrique, l'évolution du pH final et de la concentration résiduelle d'ions métalliques produits par dissolution anodique pendant l'électrolyse. Lors des essais utilisant la configuration MP-Fe (1.5A), le pH final évolue de façon quasi-linéaire pendant les 60 premières min, passant d'une valeur de 8.45 (valeur enregistrée après 10 min de traitement) à une valeur de 11.5 après 60 min. Cette augmentation de pH est attribuée à la formation d'ions OH^- à la cathode, ces ions étant produits de façon d'autant plus importante que le temps d'imposition du courant augmente. La stabilisation observée dans le cas des 30 dernières min est reliée à la diminution de la production des OH^- , le dégagement étant limité par l'accumulation de boues sur les cathodes, comme il a été énoncé précédemment.

Concernant la courbe relative à l'évolution de la concentration résiduelle de fer en solution, trois parties peuvent être distinguées : une première partie croissante suivie d'une partie descendante et d'une légère remontée. En effet, la concentration d'ions Fe en solution augmente dans

l'intervalle de temps de 10 à 20 min, passant respectivement d'une concentration de 27.0 mg/L à 41.5 mg/L, puis elle diminue de façon importante pour atteindre une valeur de 4.80 mg/L au bout de 60 min. Dans la dernière portion de la courbe, il y a une légère remontée pour atteindre une concentration résiduelle de fer en solution de 8.74 mg/L.

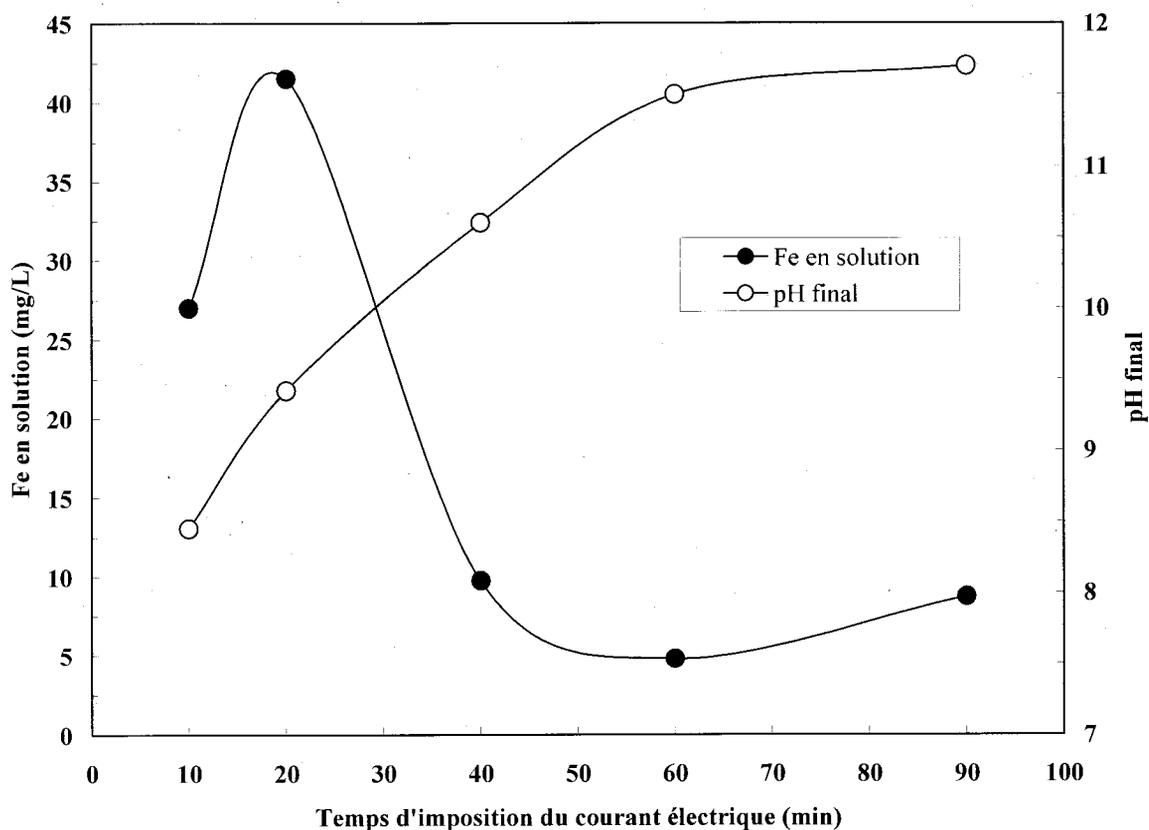


Figure 36 Évolution de la concentration résiduelle de Fe^{2+} et du pH final en fonction du temps d'imposition du courant électrique lors de l'optimisation du traitement des eaux huileuses en configuration MP-Fe (1.5A) sans ajustement initial du pH

La partie ascendante de la courbe indique que la cinétique de dissolution anodique du fer conduisant à la production de Fe^{2+} est plus importante que la cinétique de précipitation des ces ions, occasionnant une augmentation de la concentration de ces ions Fe^{2+} en solution. Par la suite, les ions Fe^{2+} , présents en concentration suffisante, permettent des réactions de précipitation et de condensation (suivant les équations Eq. 19 et Eq. 20). La formation d'hydroxydes et leur polymérisation se fait relativement rapidement pendant cette période et le dégagement gazeux est

suffisant pour permettre la flottation rapide de ceux-ci. Ainsi, une grande partie des ions métalliques largués sont récupérés dans les boues et ne restent que très peu en suspension dans les eaux. Au delà de 60 min, la petite augmentation de la concentration de fer en solution peut s'expliquer par la présence d'hydroxydes qui n'ont plus la forme nécessaire à la polymérisation due à la valeur élevée du pH final (11.7) ou bien il s'agit d'hydroxydes qui réussissent difficilement à flotter puisque le dégagement de H_2 au niveau des cathodes est plus faible (encrassement des électrodes). Puisque ces hydroxydes ont moins d'inertie, ils restent en suspension.

En ce qui concerne les essais de configuration BP-Al (0.3A), le pH final augmente également en fonction du temps d'imposition du courant, passant ainsi d'une valeur de 7.87 (enregistrée après les 10 premières min) à une valeur de 10.2 (mesurée après 90 min de traitement). Pour ce qui est de l'évolution de la concentration résiduelle d'aluminium en solution, il est possible de constater que celle-ci augmente de façon linéaire en fonction du temps de traitement, soit entre 10 et 90 min.

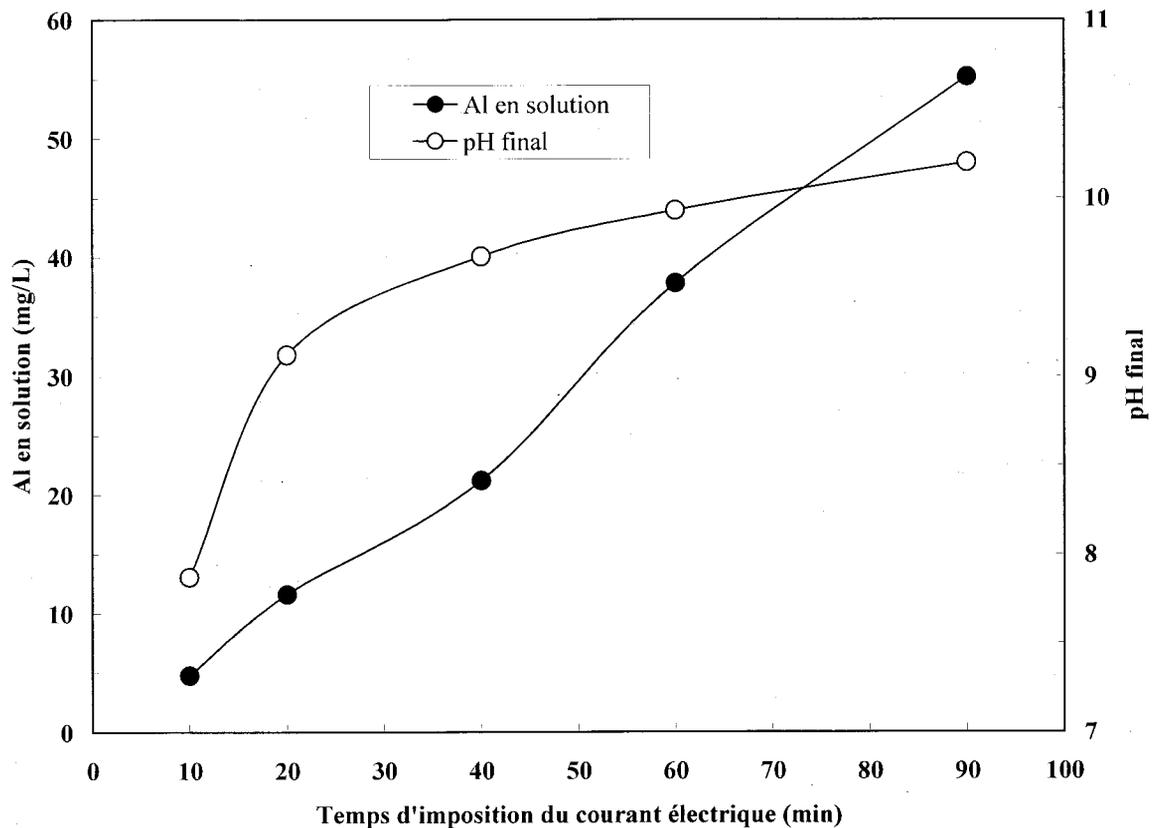


Figure 37 Évolution de la concentration résiduelle de Al^{3+} et du pH final en fonction du temps d'imposition du courant électrique lors de l'optimisation du traitement des eaux huileuses en configuration BP-Al (0.3A) sans ajustement initial du pH

Cette remontée constante de la concentration en ions aluminium en solution peut venir du fait que la production des ions Al^{3+} est efficace, tout comme la formation des hydroxydes lorsque le pH n'est pas trop élevé, mais que le dégagement gazeux ne suffit pas à permettre la flottation de tous ces complexes.

En définitive, un temps de traitement optimal de 60 min est choisi pour la configuration MP-Fe (1.5A) pour d'une part, minimiser la concentration résiduelle de fer en solution, et d'autre part éliminer efficacement la DCO_5 tout en clarifiant davantage l'effluent traité (meilleure élimination de la turbidité). Les résultats semblent indiquer que les meilleures performances sont atteintes lors de l'imposition de 90 min, mais la stabilisation de plusieurs paramètres (abattement de la DCO_5 et de la turbidité, production de boues métalliques) permet de dire qu'il est inutile de fournir de l'énergie pendant une aussi longue période. En outre, ce temps optimal permet le

traitement efficace de ce type d'eau à un coût raisonnable, soit un coût de 0.52 \$/m³ incluant les coûts d'énergie, de disposition des résidus et de consommation d'électrodes. En comparaison, pour la configuration BP-Al (0.3A), même si le temps de traitement optimal requis semble être également de 90 min, il est décidé d'imposer un temps de traitement de 60 min pour la suite des essais d'optimisation et ce, afin de pouvoir comparer les deux configurations (MP-Fe (1.5A) et BP-Al (0.3A)) sur une même base.

6.5.4 Influence du pH

Des résultats de l'optimisation des eaux issues d'une usine d'abattage de volailles présentés précédemment, il ressort que l'acidification initiale des eaux peut avoir un effet bénéfique sur l'abattement de la matière organique, contrairement à l'ajout de base. Ainsi, comme la quantité d'eaux huileuses disponible est restreinte, un seul ajustement de pH est testé dans cette série d'essais. Ainsi, le pH initial de ces essais est ajusté à 4.00 à l'aide d'une solution d'acide sulfurique 10 N et les résultats obtenus sont présentés au Tableau 28. Il est important de noter que dans ce cas, les coûts en acide ne sont pas pris en compte dans l'analyse des coûts puisqu'il ne s'agit que de vérifier l'impact du pH sur les performances du système.

Tableau 28 Influence du pH initial lors du traitement des eaux huileuses

| Paramètres | Configuration monopolaire MP-Fe (1.5A) | | Configuration bipolaire BP-Al (0.3A) | |
|--|---|-------|---|-------|
| | Fe | Fe | Al | Al |
| Type d'électrodes | Fe | Fe | Al | Al |
| Intensité imposée (A) | 1.5 | 1.5 | 0.3 | 0.3 |
| pH initial ajusté | 7.07 | 4.00 | 7.04 | 4.00 |
| pH final | 11.5 | 9.69 | 9.93 | 9.25 |
| Tension moyenne (V) | 3.0 | 2.5 | 19.3 | 20.8 |
| Temps (min) | 60 | 60 | 60 | 60 |
| Conductivité initiale ($\mu\text{S}/\text{cm}$) | 710 | 711 | 713 | 711 |
| Énergie électrique cons. (kWh/m^3) | 2.60 | 2.21 | 3.41 | 3.66 |
| Masse résidus métal. (kg/m^3) | 2.65 | 2.65 | 1.67 | 1.65 |
| Masse dissoute électrodes (kg/m^3) | 0.92 | 0.92 | 0.41 | 0.41 |
| Coût en énergie ($\$/\text{m}^3$) | 0.16 | 0.13 | 0.20 | 0.22 |
| Coût de disposition ($\$/\text{m}^3$) | 0.16 | 0.16 | 0.10 | 0.10 |
| Coût en électrodes ($\$/\text{m}^3$) | 0.21 | 0.21 | 0.66 | 0.66 |
| Coût total ($\$/\text{m}^3$) | 0.52 | 0.50 | 0.97 | 0.98 |
| Turbidité initiale (NTU) | 2 680 | 2 110 | 2 540 | 2 430 |
| Turbidité finale (NTU) | 44.8 | 57.0 | 1 230 | 1 020 |
| DCO_s initiale (mg/L) | 2 100 | 1 660 | 1 990 | 1 750 |
| DCO_s finale (mg/L) | 767 | 693 | 1 020 | 802 |
| Abattement DCO_s (%) | 63.5 | 58.3 | 48.7 | 54.2 |
| DCO_t initiale (mg/L) | 3 830 | 3 470 | 3 020 | 3 510 |
| DCO_t finale (mg/L) | 817 | 739 | 1 830 | 1 410 |
| Abattement DCO_t (%) | 78.7 | 78.7 | 39.4 | 59.8 |
| P_t initial (mg/L) | 228 | 223 | 228 | 223 |
| P_t final (mg/L) | 68.1 | 12.2 | 70.1 | 18.8 |
| Fe total initial (mg/L) | 3.75 | 4.65 | - | - |
| Fe total final (mg/L) | 4.80 | 1.87 | - | - |
| Al total initial (mg/L) | - | - | 0.70 | 0.97 |
| Al total final (mg/L) | - | - | 37.8 | 3.62 |

Le tableau 28 présente la tendance de l'évolution du pH final en fonction du pH initial imposé (ou non) lors des essais utilisant les configurations MP-Fe (1.5A) et BP-Al (0.3A). Dans les deux cas, le pH final augmente lorsque le pH initial augmente, ce qui est attendu. Pour une même valeur de pH initial imposée, les valeurs finales de pH de la configuration MP-Fe (1.5A) sont supérieures à celles enregistrées dans le cas de la configuration BP-Al (0.3A).

Les résultats d'abattement de la DCO_s et la concentration résiduelle en fer ou en aluminium en solution en fonction du pH final lors des essais présentant les configurations MP-Fe (1.5A) et

BP-Al (0.3A) peuvent être également comparés. Dans la configuration MP-Fe (1.5A), l'abattement de la DCO_s est légèrement supérieur lorsque que le pH final (et indirectement, initial) est plus élevé. Un rendement maximal de 64% d'abattement de DCO_s est enregistré pour un pH final de 11.5 (valeur de pH initial non ajusté de 7.07) avec une concentration résiduelle de fer de 4.80 mg/L. Par contre, l'essai effectué à pH 4.00 montre que les ions métalliques largués dans la solution sont mieux utilisés puisque la concentration en P et en Fe est plus faible que dans le cas où il n'y a aucun ajustement de pH (concentration en P de 12.2 au lieu de 68.1 mg/L, concentration en Fe de 1.87 au lieu de 4.80 mg/L). Ainsi, il est possible de penser que la majorité des ions Fe^{2+} produits par dissolution anodique précipitent sous forme d'hydroxydes de fer, lesquels peuvent par la suite réagir avec les polluants organiques par des phénomènes d'adsorption ou de co-précipitation plus facilement lorsque le pH est plus acide. En effet, malgré le fait que l'ajustement du pH ne semble pas améliorer l'élimination de la DCO_s , la DCO_t est tout aussi bien éliminée du système dans ces conditions (il y a un abattement de 79% de la DCO_t dans les deux cas). Ainsi, l'ajustement du pH initial à une valeur de 4.00 permet d'améliorer l'abattement de certains paramètres (DCO_t , P et Fe résiduels).

Dans le cas de la configuration BP-Al (0.3), l'abattement de la DCO_s est plus important lorsque le pH final est moins élevé, ce qui rappelle ce qui était obtenu dans le cas des eaux d'abattoir en configuration MP-Al (1.5A). Un rendement maximal de 54% d'abattement de DCO_s est enregistré pour un pH initial de 4.00 (entraînant une valeur de pH final de 9.25) avec une concentration résiduelle d'aluminium de 3.62 mg/L. Cette concentration est d'ailleurs la plus faible obtenue suite aux deux essais effectués. Cette constatation permet encore une fois d'appuyer ce qui a été dit dans le cas du traitement des eaux d'abattoir sur le fait que la solubilité des hydroxydes d'aluminium qui permettent l'abattement de la DCO_s est moins élevée à des pH plus faibles. Ainsi, lorsque le pH initial est abaissé à des valeurs plus acides, la formation de ces hydroxydes est favorisée et permet un meilleur rendement épuratoire.

En définitive, bien qu'une acidification initiale (imposition d'un pH initial de 4.00) entraîne une étape de traitement supplémentaire, il est décidé d'imposer l'ajustement préalable du pH de l'effluent. En effet, dans le cas de l'utilisation des électrodes d'aluminium (BP-Al (0.3A)), cela permet d'aller chercher près de 6% d'abattement supplémentaire de la DCO_s , la concentration en phosphore passe de 70.1 à 18.8 mg/L (diminution de 73%) et la concentration résiduelle en aluminium est diminuée de près de 90% (passe de 37.8 à 3.62 mg/L). Dans le cas de l'utilisation

des électrodes de fer, l'abattement de la DCO_s ne semble pas être amélioré lors de l'ajustement du pH, mais comme cela n'affecte pas l'abattement de la DCO_t (reste le même) et permet même de diminuer la concentration en phosphore de 82% (passe de 68.1 à 12.2 mg/L) et celle du fer dans l'eau traitée de 61% (passe de 4.80 à 1.87 mg/L). De plus, l'ajustement préalable du pH permet de diminuer l'importance de la neutralisation finale avant son rejet à l'égout. En effet, le pH final (variant de 9.3 à 9.7 lorsque le pH est ajusté) peut atteindre une valeur de 11.5 lorsque le pH n'est pas ajusté, ce qui est très élevé (la norme permet un pH de 6.0 à 9.5). Ainsi, le pH initial de l'eau brute avant le traitement sera ajusté à 4.00 pour la suite des essais, peu importe le type d'électrodes utilisé.

6.5.5 Influence de la conductivité électrique

L'augmentation de la conductivité permet d'améliorer le passage du courant, mais il est démontré dans le cas du traitement des eaux issues d'une usine d'abattage de volailles qu'elle n'agit pas réellement sur l'enlèvement des polluants organiques. En effet, l'ajout d'électrolyte indifférent a plutôt comme effet d'augmenter la quantité de boues produites ainsi que les coûts globaux du traitement. Ainsi, les observations recueillies dans le cas du traitement des eaux d'abattoir, combinées au fait que le volume d'eaux huileuses brutes est restreint, expliquent pourquoi aucun essai n'est effectué pour évaluer l'impact de la conductivité sur le traitement de ce type d'eaux. Ainsi, comme dans le cas des eaux d'abattoir, il n'y a aucun ajout de Na₂SO₄ au système, peu importe le type d'électrodes utilisé.

6.5.6 Flocculation et décantation de la suspension traitée

À ce stade de l'étude d'optimisation des paramètres opératoires, les conditions de traitement retenues sont les suivantes : ajustement du pH initial à 4.00, aucun ajustement de la conductivité de l'effluent à traiter, imposition du courant sur une période de 60 min et ce, sur les deux configurations sélectionnées (MP-Fe (1.5A) et BP-Al (0.3A)). Jusqu'à maintenant le résultat du traitement est présenté aux Figures 41 et 42. En effet, la Figure 41 montre l'effluent avant traitement et la Figure 42 montre l'effluent une fois le traitement effectué.

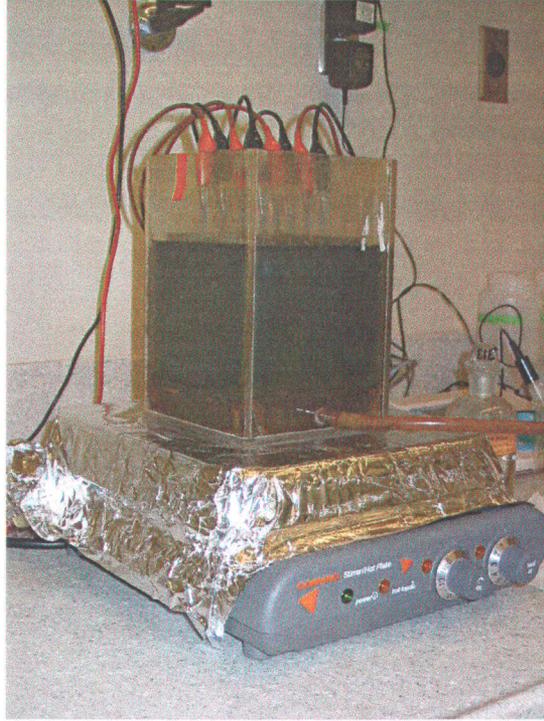


Figure 38 Eau huileuse de cales de bateaux avant traitement

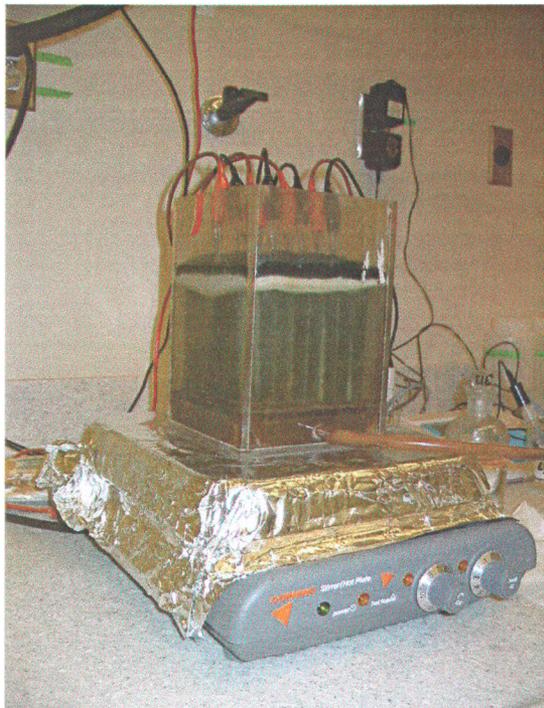


Figure 39 Eau huileuse de cales de bateaux après 60 min de traitement

Ainsi, un seul paramètre ne touchant pas directement le traitement électrochimique reste à déterminer. En effet, comme dans le cas des eaux d'abattoir, les boues produites subissent une période de décantation de 18 heures avant de procéder à l'échantillonnage et à la filtration des boues et ce, depuis le début des essais. Il est donc maintenant nécessaire d'ajouter une étape de floculation des boues pour en faciliter la récupération, en augmenter la compacité et diminuer leur temps de séjour. Pour ce faire, différents essais sont effectués afin de choisir le type de polymère nécessaire à la floculation des boues (cationique, anionique, non ionique) et de déterminer quelle concentration doit être ajoutée au système pour permettre une compaction rapide et une bonne récupération. Ainsi, les trois polymères qui ont été testés dans le cas des eaux d'abattoir sont de nouveau utilisés, soit le Percol 351, le Percol E10 et le LPM 3135. Dans chacun des cas, différentes concentrations sont testées suite au traitement électrochimique : 0, 0.005, 0.010 et 0.025 g/L. Une concentration supplémentaire a été testée dans le cas des eaux d'abattoir (0.050 g/L), mais comme il a été montré que cette concentration entraîne un ajout en excès de polymère, elle n'est pas reprise dans le cas des eaux huileuses. De plus, comme les stocks d'eaux (huileuses) brutes sont relativement limités, les essais se font à partir de plus petits volumes (essais sur 100 ml au lieu de 1.7 L). Une fois l'ajout effectué, les essais floculés sont placés sous observation pendant 18 heures pour permettre d'évaluer la vitesse de compaction des boues et le volume occupé par les boues est noté à intervalles réguliers. Les Tableaux 29 et 30 présentent le résumé des résultats d'abattement des différents paramètres mesurés après floculation. Pour consulter les tableaux présentant le détail de ces essais, il est possible de se référer à l'annexe C. L'ensemble des paramètres et des conditions opératoires appliqués y sont présentés.

Tableau 29 Influence du type et de la concentration de polymère sur la floculation des eaux huileuses (MP-Fe (1.5A))

| Paramètres | Effluent traité par électrocoagulation, MP-Fe (1.5A) | | | | Effluent non traité |
|----------------------------------|--|-------|-------|-------|---------------------|
| | Concentration de polymère (g/L) | | | | |
| | 0.000 | 0.005 | 0.010 | 0.025 | |
| Floculation Percol 351 | | | | | |
| Turbidité initiale (NTU) | 2 110 | 2 110 | 2 110 | 2 110 | 2 610 |
| Turbidité finale (NTU) | 57.0 | 30.9 | 31.7 | 32.0 | 1 380 |
| Abattement Turbidité (%) | 97.3 | 98.5 | 98.5 | 98.5 | 47.1 |
| DCO _i initiale (mg/L) | 3 470 | 3 470 | 3 470 | 3 470 | 3 420 |
| DCO _i finale (mg/L) | 739 | 785 | 767 | 800 | 2 320 |
| Abattement DCO _i (%) | 78.7 | 77.4 | 77.9 | 76.9 | 32.2 |
| Floculation Percol E10 | | | | | |
| Turbidité initiale (NTU) | 2 110 | 2 110 | 2 110 | 2 110 | 2 610 |
| Turbidité finale (NTU) | 57.0 | 46.7 | 50.5 | 65.2 | 1 380 |
| Abattement Turbidité (%) | 97.3 | 97.8 | 97.6 | 96.9 | 47.1 |
| DCO _i initiale (mg/L) | 3 470 | 3 470 | 3 470 | 3 470 | 3 420 |
| DCO _i finale (mg/L) | 739 | 807 | 761 | 819 | 2 320 |
| Abattement DCO _i (%) | 78.7 | 76.7 | 78.1 | 76.4 | 32.2 |
| Floculation LPM 3135 | | | | | |
| Turbidité initiale (NTU) | 2 110 | 2 110 | 2 110 | 2 110 | 2 610 |
| Turbidité finale (NTU) | 57.0 | 13.2 | 17.1 | 27.7 | 1 380 |
| Abattement Turbidité (%) | 97.3 | 99.4 | 99.2 | 98.7 | 47.1 |
| DCO _i initiale (mg/L) | 3 470 | 3 470 | 3 470 | 3 470 | 3 420 |
| DCO _i finale (mg/L) | 739 | 752 | 789 | 775 | 2 320 |
| Abattement DCO _i (%) | 78.7 | 78.3 | 77.3 | 77.7 | 32.2 |

Tableau 30 Influence du type et de la concentration de polymère sur la floculation des eaux huileuses (BP-AI (0.3A))

| Paramètres | Effluent traité par électrocoagulation, BP-AI (0.3A) | | | | Effluent non traité |
|----------------------------------|--|-------|-------|-------|---------------------|
| | Concentration en polymère (g/L) | | | | |
| | 0.000 | 0.005 | 0.010 | 0.025 | |
| Floculation Percol 351 | | | | | |
| Turbidité initiale (NTU) | 2 430 | 2 430 | 2 430 | 2 430 | 2 610 |
| Turbidité finale (NTU) | 1 020 | 1 180 | 1 190 | 1 240 | 1 380 |
| Abattement Turbidité (%) | 58.0 | 51.4 | 51.0 | 49.0 | 47.1 |
| DCO _t initiale (mg/L) | 3 510 | 3 510 | 3 510 | 3 510 | 3 420 |
| DCO _t finale (mg/L) | 1 410 | 1 500 | 1 440 | 1 480 | 2 320 |
| Abattement DCO _t (%) | 59.8 | 57.3 | 59.0 | 57.8 | 32.2 |
| Floculation Percol E10 | | | | | |
| Turbidité initiale (NTU) | 2 430 | 2 430 | 2 430 | 2 430 | 2 610 |
| Turbidité finale (NTU) | 1020 | 1420 | 1420 | 1320 | 1380 |
| Abattement Turbidité (%) | 58.0 | 41.6 | 41.6 | 45.7 | 47.1 |
| DCO _t initiale (mg/L) | 3 510 | 3 510 | 3 510 | 3 510 | 3 420 |
| DCO _t finale (mg/L) | 1 410 | 1 570 | 1 590 | 1 570 | 2 320 |
| Abattement DCO _t (%) | 59.8 | 55.3 | 54.7 | 55.3 | 32.2 |
| Floculation LPM 3135 | | | | | |
| Turbidité initiale (NTU) | 2 430 | 2 430 | 2 430 | 2 430 | 2 610 |
| Turbidité finale (NTU) | 1020 | 87.6 | 29.9 | 37.1 | 1380 |
| Abattement Turbidité (%) | 58.0 | 96.4 | 98.8 | 98.5 | 47.1 |
| DCO _t initiale (mg/L) | 3 510 | 3 510 | 3 510 | 3 510 | 3 420 |
| DCO _t finale (mg/L) | 1 410 | 875 | 766 | 752 | 2 320 |
| Abattement DCO _t (%) | 59.8 | 75.1 | 78.2 | 78.6 | 32.2 |

À la lumière des résultats présentés aux Tableaux 29 et 30, il est possible de voir que l'utilisation de flocculant ne joue pas réellement un rôle prédominant dans le traitement de l'eau en tant que tel, exception faite des essais concernant le LPM 3135 sur les eaux traitées à l'aide de la configuration BP-Al (0.3A). En effet, il est possible que le polymère permette d'améliorer les performances (turbidité, DCO_t) du traitement effectué en se liant directement aux particules en suspension à partir des sites actifs disponibles comme c'est le cas dans cette configuration. Par contre, ce n'est pas le premier but recherché. Comme il a été dit précédemment, le flocculant permet surtout d'améliorer la stabilité des floes produits pour faciliter leur récupération et il accélère également le processus de décantation des boues formées. Les boues produites lors du traitement des eaux huileuses par électrocoagulation sont très fines et difficiles à récupérer. Une période de décantation de 18 heures permet généralement d'effectuer une certaine compaction des boues, mais une attente aussi longue avant leur récupération est impossible à observer à grande échelle. Ainsi, il est possible de voir dans cette partie de l'étude, que l'ajout de flocculant, même dans des concentrations relativement faibles permet de faire passer cette attente de 18 à 1 heure.

En effet, comme il est possible de le constater dans les Figures 43 à 45 suivantes, les essais sont observés sur une période de 18 heures, à intervalles réguliers afin de déterminer le moment où la compaction des boues était maximale. La période de temps présentée varie de 3 à 4 heures puisque c'est pendant ce temps qu'il y a des changements dans le volume occupé par les boues flocculées. L'intervalle entre la 4^{ème} et la 18^{ème} heure ne permet pas d'améliorer la situation, la compaction ayant déjà atteint son maximum. Les Figures 43 à 45 montrent les résultats obtenus en utilisant les électrodes de fer (MP-Fe (1.5A)), mais la même réaction est observée lors de l'utilisation des électrodes de fer (BP-Al (0.3A)).

Dans le cas de l'utilisation du Percol 351 (flocculant non ionique), l'eau traitée présente une séparation solide/liquide sommaire dès le début de la période de décantation. Par contre, la clarification comme telle est plus apparente après 30 min d'attente. Après cette période, la compaction des boues reste stable, peu importe la concentration en flocculant utilisée. Dans ces conditions, c'est l'utilisation de 0.010 ou de 0.025 g/L de flocculant qui permet d'obtenir les meilleurs résultats, soit la production d'un volume de 11 ml de boue (pour 100 ml d'eau traitée). Dans les deux cas, les boues décantent entièrement et la récupération est aisée.

Dans le cas de l'utilisation du Percol E10 (floculant anionique), l'eau traitée présente également une séparation solide/liquide dès le début de la période de décantation, ce qui montre qu'il y a bien une réaction qui se produit entre le floculant et les floccs formés lors de l'électrocoagulation. Contrairement au cas du Percol 351, la compaction maximale observée est obtenue de façon plus stable après une période de décantation de 1 heure et ce, peu importe la concentration en floculant utilisée. Par contre, une fois cette heure écoulée, la compaction est déjà maximale et ce, pour toutes les concentrations testées. Cette compaction est la même que celle obtenue lors de l'utilisation du Percol 351 puisque les boues présentent également un volume de 11 ml (pour 100 ml d'eau traitée). Il est difficile de déterminer la meilleure condition puisqu'elles donnent toutes des résultats semblables et qu'aucune ne semble affecter la constitution des floccs. En effet, comme dans le cas de l'utilisation du Percol 351, le Percol E10 produit des floccs plutôt fins, mais ceux-ci décantent entièrement et sont facilement récupérables.

Finalement, c'est lors de l'utilisation du LPM 3135 (floculant cationique) que les résultats sont les plus révélateurs. En effet, la compaction des boues suit le même patron que lors de l'utilisation du Percol E10 (séparation solide/liquide dès le début de la période de décantation, stabilisation rapide en moins de 30 min, décantation de la totalité des boues), mais la qualité des floccs est grandement améliorée. En fait, les floccs sont beaucoup plus gros que dans les deux autres cas, ils sont fermes et très stables et ce, pour toutes les concentrations testées. S'il est ajouté à cette remarque que le fait que les performances d'élimination de la DCO_t sont augmentées d'environ 15 à 18% et que l'abattement de la turbidité passe de 58 à plus de 96% (38 à 40% d'augmentation) dans le cas de l'utilisation des électrodes d'aluminium (BP-Al (0.3A)), le LPM 3135 est sans conteste le floculant le plus performant. Dans ce cas, une concentration de 0.005 g/L offre de très bons résultats, mais les meilleurs sont obtenus lorsque la concentration en floculant dépasse les 0.010 g/L.

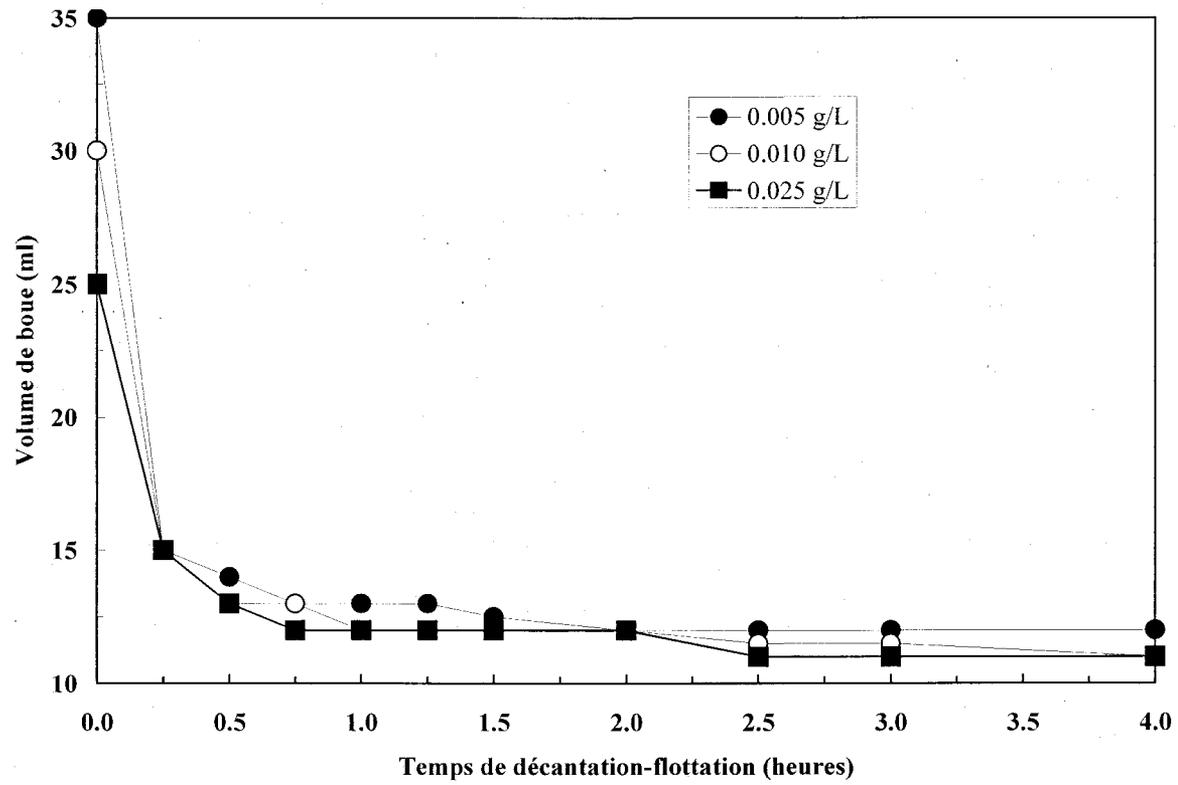


Figure 40 Évolution de la compaction des boues floculées avec le Percol 351 suite au traitement des eaux huileuses (configuration MP-Fe (1.5A))

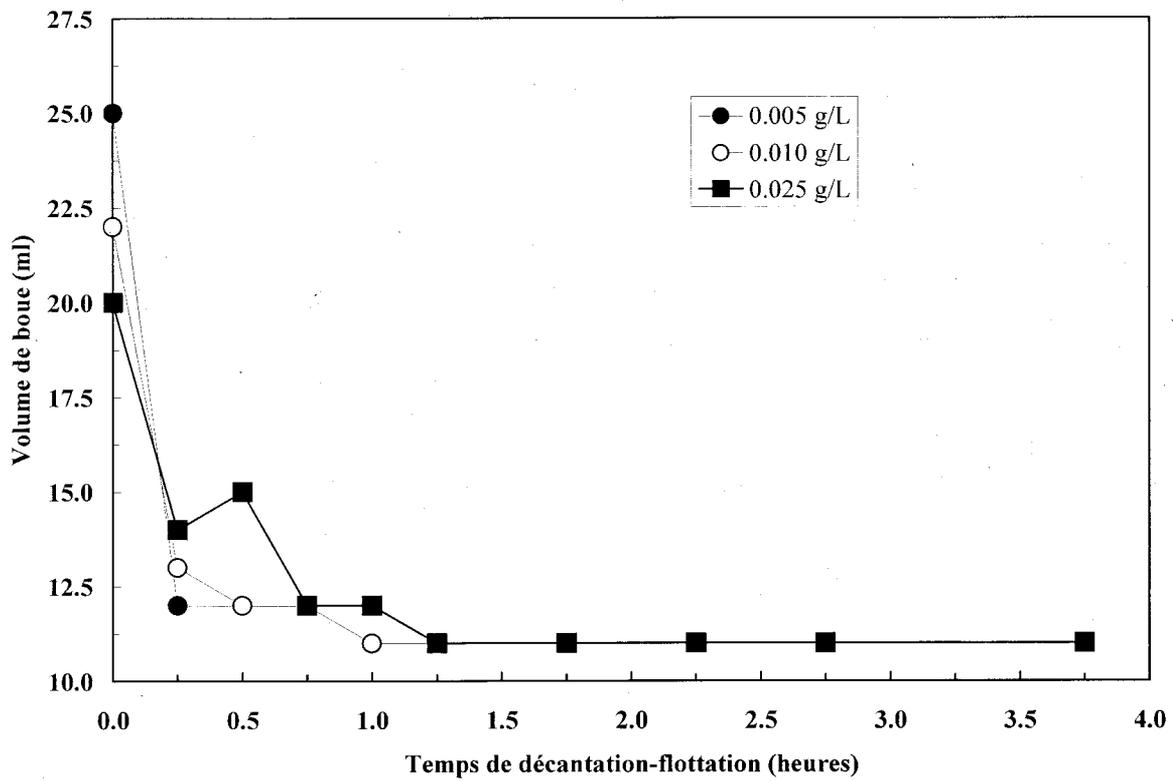


Figure 41 Évolution de la compaction des boues floculées avec le Percol E10 suite au traitement des eaux huileuses (configuration MP-Fe (1.5A))

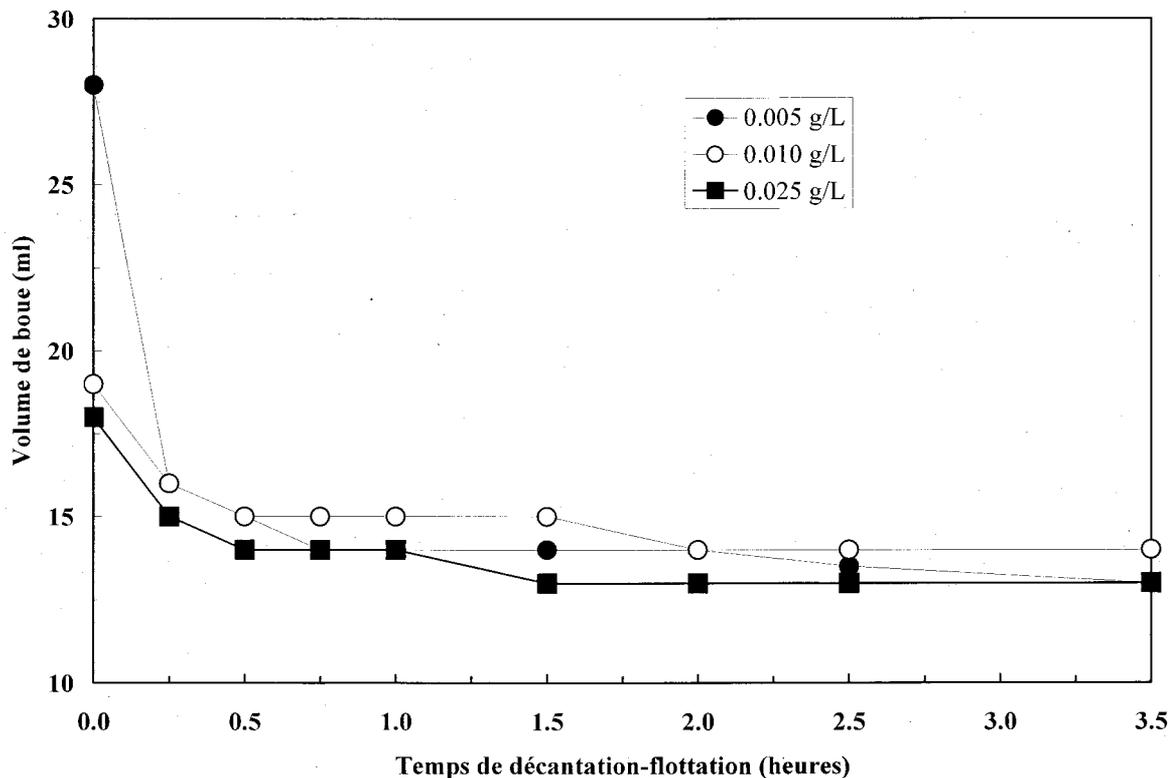


Figure 42 Évolution de la compaction des boues floculées avec le LPM 3135 suite au traitement des eaux huileuses (configuration MP-Fe (1.5A))

Ainsi, le choix du polymère s'arrête sur le flocculant cationique LPM 3135 puisqu'il permet d'obtenir les flocs possédant les meilleures qualités mécaniques (bonne compaction, stabilité, fermeté, récupération aisée, etc.) et ce, en une période de temps très raisonnable (moins d'une heure). De plus, il permet d'améliorer de façon notable les résultats (de DCO_t et de turbidité) obtenus lors de l'utilisation des électrodes d'aluminium (BP-Al (0.3A)). En fait, selon la Figure 45, seulement 30 min peuvent être suffisantes mais pour s'assurer de la stabilité des résultats, il est décidé que la période de décantation suivant l'ajout du flocculant est de 60 min pour les deux configurations choisies. Pour ce qui est de la concentration à utiliser, il est possible de dire que dans le cas du LPM 3135, la concentration la plus faible (0.005 g/L) permet déjà de bien voir l'effet sur la qualité des flocs. Par contre, il est plus sûr d'utiliser 0.010 g/L pour s'assurer de la stabilité des résultats.

Ainsi, l'utilisation d'une concentration de 0.010 g/L de LPM 3135 suffit pour permettre une récupération aisée des floccs tout en permettant de faire passer le temps de décantation de l'eau traitée de 18 à 1 heure et ce, dans les deux cas étudiés (MP-Fe (1.5A) et BP-Al (0.3A)). La qualité de la séparation dans ces conditions est présentée à la Figure 46.



Figure 43

Essai floculé (ajout de 0.010 g/L de LPM 3135) effectué sur les eaux huileuses à l'aide de la configuration MP-Fe (1.5A) avant la récupération des boues

6.6 REPRODUCTIBILITÉ DES RÉSULTATS LORS DE L'APPLICATION DU PROCÉDÉ COMPLET POUR LE TRAITEMENT DES EAUX HUILEUSES ISSUES DE LAVAGE DE CALES DE BATEAUX

Les principaux paramètres opératoires étant maintenant optimisés, il est important de vérifier si les résultats obtenus lors de ces essais sont reproductibles. Ainsi, une série d'essais en triplicata est effectuée sur les deux configurations retenues (MP-Fe (1.5A) et BP-Al (0.3A)), en utilisant l'ensemble des conditions optimisées. Les mêmes paramètres qui ont été suivis tout au long de ces essais d'optimisation sont étudiés dans cette série d'essais en triplicata (DCO_s , DCO_t , turbidité, métaux totaux). Les tableaux présentés dans cette section indiquent les résultats obtenus sous forme de valeurs moyennes et d'écart-types (les conditions individuelles sont présentées à l'annexe D).

De plus, afin d'obtenir une caractérisation plus complète et de connaître les performances du traitement sur d'autres types de polluants, des analyses supplémentaires sont également effectuées (DBO_5 , H&G, $C_{10}-C_{50}$, etc.). Les conditions expérimentales imposées lors des essais sont données au Tableau 31. Les données fournies dans les colonnes CONT-1 et CONT-2 correspondent, comme dans le cas des eaux d'abattoir, aux résultats des essais contrôles (effluent brut non traité) au cours desquels l'effluent brut est respectivement soumis à la décantation sans floculation préalable (CONT-1) et à la floculation avant décantation (CONT-2). Ces essais contrôles servent de base de comparaison avec l'effluent traité par électrocoagulation. Lors de ces différents essais, les effluents traités et non-traités sont floculés avec le polymère cationique LPM 3135.

6.6.1 Conditions opératoires et coûts de traitement

Les valeurs moyennes finales de pH mesurées lors des essais se situent entre 9.25 et 9.79. Lors des essais, les consommations moyennes d'énergie électrique employées se situent entre 2.16 et 3.27 kWh/m³. La quantité moyenne de résidus métalliques varie entre 1.51 et 1.97 kg/m³, alors que la consommation théorique dissoute en électrodes est de 0.92 kg/m³ en appliquant la configuration MP-Fe (1.5A) et de 0.41 kg/m³ en utilisant la configuration BP-Al (0.3A). Pour faire la comparaison entre les valeurs théoriques et expérimentales, la mesure de la consommation réelle en électrodes lors de l'électrocoagulation est également effectuée. Pour ce

faire, les 8 électrodes sont convenablement séchées à l'air et pesées avant et après traitement. Ainsi, une consommation moyenne de 0.80 kg/m^3 est enregistrée en utilisant la configuration MP-Fe (1.5A), alors que 0.41 kg/m^3 est enregistré en utilisant la configuration BP-Al (0.3A). La concentration optimale de polymère pour la floculation de l'effluent traité et non-traité est de 0.010 g/L . Il est à noter qu'un pourcentage d'erreur inférieur à 8% est enregistré sur chacun des paramètres opératoires mesurés, sans exception. Par conséquent, lors de ces essais effectués en triplicata, les paramètres opératoires résumés dans le Tableau 31 peuvent être considérés comme étant constants.

Tableau 31 Valeurs moyennes des paramètres opératoires utilisés lors de l'application en triplicata des conditions optimales de traitement des eaux huileuses par électrocoagulation

| Paramètres | Effluent non traité | | Configuration monopolaire | Configuration bipolaire |
|--|---------------------|--------|---------------------------|-------------------------|
| | CONT-1 | CONT-2 | | |
| Configuration | | | MP-Fe (1.5A) | BP-Al (0.3A) |
| Type d'électrodes | | | | |
| Intensité imposée (A) | | | 1.5 | 0.3 |
| Temps d'imposition (min) | | | 60 | 60 |
| Tension moyenne (V) | - | - | 2.5 ± 0.1 | 18.5 ± 0.2 |
| Conductivité initiale ($\mu\text{S/cm}$) | - | 719 | 715 ± 3 | 721 ± 1 |
| Ajout de H_2SO_4 (10N) (mL/L) | 1.03 | 1.03 | 1.03 ± 0.03 | 1.03 ± 0.00 |
| pH initial | 4.00 | 4.02 | 3.96 ± 0.06 | 4.00 ± 0.02 |
| pH final | 4.00 | 4.02 | 9.79 ± 0.09 | 9.25 ± 0.02 |
| Ajout de polymère LPM 3135 (g/L) | - | 0.01 | 0.01 ± 0.00 | 0.01 ± 0.00 |
| Temps de décantation (min) | 60 | 60 | 60 | 60 |
| Énergie électrique cons. (kWh/m^3) | - | - | 2.16 ± 0.09 | 3.27 ± 0.04 |
| Masse résidus métal. (kg/m^3) | - | - | 1.92 ± 0.16 | 1.51 ± 0.05 |
| Masse dissoute théor. électrodes (kg/m^3) | - | - | 0.92 ± 0.00 | 0.41 ± 0.00 |
| Masse dissoute réelle électrodes (kg/m^3) | - | - | 0.80 ± 0.09 | 0.41 ± 0.03 |
| Coût en énergie ($\$/\text{m}^3$) | - | - | 0.13 ± 0.01 | 0.20 ± 0.00 |
| Coût de disposition ($\$/\text{m}^3$) | - | - | 0.12 ± 0.01 | 0.09 ± 0.00 |
| Coût de polymère ($\$/\text{m}^3$) | - | 0.05 | 0.05 ± 0.00 | 0.05 ± 0.00 |
| Coût réel en électrodes ($\$/\text{m}^3$) | - | - | 0.18 ± 0.01 | 0.66 ± 0.00 |
| Coût de H_2SO_4 ($\$/\text{m}^3$) | 0.04 | 0.04 | 0.04 ± 0.00 | 0.04 ± 0.00 |
| Coût total ($\$/\text{m}^3$) | - | - | 0.52 ± 0.01 | 1.04 ± 0.00 |

Les coûts totaux associés à l'application de l'électrocoagulation sur les eaux huileuses étudiées sont estimés à 0.52 \$/m³ en ce qui concerne le traitement utilisant la configuration MP-Fe (1.5A), alors qu'un coût moyen de 1.04 \$/m³ est enregistré lors du traitement utilisant la configuration BP-Al (0.3A). Ces coûts totaux incluent les coûts en énergie, en disposition des résidus métalliques, en consommation d'électrodes, en polymère (floculant) et en acide nécessaire à l'ajustement initial du pH de l'eau brute.

6.6.2 Matière organique et turbidité

Le Tableau 32 compare l'effluent brut (non traité) et l'effluent traité par électrocoagulation. En considérant les deux paramètres DBO₅ et H&G (paramètres pour lesquels des valeurs limites sont recommandées par la Ville de Québec), il est possible de voir que l'électrocoagulation est efficace pour la réduction de la concentration de ces composés en dessous des valeurs limites permises (500 mg DBO₅/L et 150 mg H&G/L). Les concentrations résiduelles de DBO₅ et H&G enregistrées à la suite du traitement sont respectivement de 11.7 et 35.3 mg/L, comparé à 167 mg DBO₅/L et 800 mg H&G/L mesurés dans l'effluent brut lors de l'application de la configuration MP-Fe (1.5A). Ces résultats sont légèrement inférieurs à ceux enregistrés en utilisant la configuration BP-Al (0.3A) celle-ci présentant des concentrations résiduelles de 17.7 mg DBO₅/L et 80.0 mg H&G/L. Ainsi, des rendements respectifs d'élimination de 93 et de 89% de DBO₅ sont enregistrés, alors que des taux d'enlèvement de H&G de 96 et de 90% sont mesurés dans les deux cas.

De plus, la concentration des composés formés de chaînes de carbone de 10 à 50 unités (C₁₀-C₅₀) est également mesurée sur ces eaux huileuses pouvant contenir des sous-produits du pétrole. Les résultats obtenus démontrent que c'est le cas puisque la concentration initiale en C₁₀-C₅₀ est de 4.41 X 10⁵ µg/L. Suite au traitement par électrocoagulation, les résultats obtenus sont de 2.80 X 10³ µg/L dans le cas de la configuration MP-Fe (1.5A) et de 2.50 X 10⁴ µg/L dans le cas de la configuration BP-Al (0.3A), ce qui représente un abattement respectif de 99 et de 94%. Ainsi, les composés organiques (liés aux huiles et au pétrole) qui comportent entre 10 et 50 molécules de carbone sont éliminés de façon efficace suite au traitement.

Le traitement des eaux huileuses par électrocoagulation entraîne une réduction simultanée de 56 à 61% de la DCO_s et 69 à 78% de la DCO_t , alors que 70% de solides dans l'effluent brut sont des composés organiques. Le pourcentage de composés organiques insolubles (non dissous) est encore une fois estimé en divisant la différence calculée entre la concentration de DCO_s et celle de la concentration de DCO_t par la concentration en solides totaux. En comparaison, l'échantillon non-traité soumis à la décantation sans ajout préalable de flocculant (essai CONT-1) présente un abattement de 12% de la DCO_s et une élimination de 32% de la DCO_t . Il s'agit d'enlèvements intéressants de la matière organique pour un effluent non-traité et non-floculé sur une période de décantation de 60 min. De plus, la turbidité résiduelle de l'échantillon CONT-1 est diminuée de près de la moitié (1 250 NTU, soit 43% d'enlèvement de la turbidité initiale) comparativement aux valeurs mesurées dans le cas des échantillons traités (35.4 à 319 NTU) et pour lesquels des rendements d'élimination de la turbidité varient entre 86 et 98%. Lorsque l'effluent brut (non-traité) est floculé et décanté (CONT-2), l'abattement de la turbidité est légèrement meilleur (atteignant 58% de réduction), tandis que celui de la concentration en DCO_s est vraiment amélioré de façon importante (62% d'abattement) par rapport à l'essai CONT-1. En ce qui concerne l'abattement de la DCO_t , il passe de 32% (essai CONT-1) à 43% après floculation et décantation de l'effluent non traité (essai CONT-2). Dans ce cas, il semble que les sites actifs situés à la surface du flocculant ne soient pas efficaces pour éliminer les particules en suspension dans les eaux. En effet, dans le cas de cet effluent, il semble que l'ajout de flocculant permette plutôt de mesurer un meilleur abattement de la matière soluble. Malgré tout, il est tout de même possible de voir que la décantation des floccs permet une meilleure clarification du surnageant par rapport à la décantation seule sans ajout de flocculant.

Pour ce qui est de la répétitivité des résultats, il est possible de voir que les variations rencontrées dans le cas de la DCO_s sont probablement dues à la présence variable du film huileux à la surface de l'eau. En effet, l'échantillonnage de l'eau brute se fait toujours en agitant l'effluent à l'aide d'une hélice (dans le récipient utilisé pour la conservation) pour avoir un échantillon le plus homogène possible, mais il est possible que les huiles légères qui se trouvent à la surface soient plus difficilement incorporées dans l'effluent. Ces variations dans l'homogénéité des échantillons peuvent également expliquer en partie les écarts mesurés entre les mesures de certains paramètres comme les MES, les ST, la turbidité ou les H&G (incluant les C_{10} - C_{50}).

Il peut être intéressant de comparer les pourcentages d'enlèvement de la matière organique enregistrés suite au traitement par électrocoagulation des eaux huileuses (contenant des composés pétroliers) avec ceux enregistrés par d'autres auteurs dans différentes conditions expérimentales. Malgré le peu d'informations disponibles sur les performances enregistrées lors du traitement d'un tel type d'eau, il est possible de rappeler les résultats obtenus par Karakulski et al. (1998) qui indiquent que, s'il n'y a pas de détergent dans l'eau usée, le traitement de l'eau issue des cales de bateaux par la technique de séparation par gravité peut amener des concentrations finales en huiles de moins de 20 mg/L. Par contre, Tomaszewska et al. (2005) indique que lors d'une étape d'ultrafiltration, il est possible d'éliminer complètement la turbidité de l'eau traitée et la concentration finale en huile est d'environ 10 mg/L (dans le cas présent, la concentration finale en huiles et graisses varie de 35 à 80 mg/L selon le type d'électrodes utilisé). De son côté, l'oxydation par air humide (*wet air oxidation*) montre que 90% de la DCO_t et 99.9% des huiles et graisses peuvent être éliminées (López Bernal et al., 1999).

Parmi les paramètres analysés (DBO₅, H&G, DCO_s et DCO_t) dans cette étude sur l'évaluation de l'efficacité du procédé d'électrocoagulation dans l'enlèvement de la matière organique, la concentration en H&G est encore une fois le paramètre pour lequel le taux d'abattement est le plus élevé (90 à 96% d'enlèvement). L'explication de cette situation se fait en faisant référence au pouvoir hydrophobe des huiles et graisses qui ont une excellente affinité avec les bulles de H₂ dégagées au niveau des cathodes. Comme il a été bien détaillé dans le cas des eaux d'abattoir, les bulles de gaz (H₂) s'attachent aux huiles et graisses et le complexe résultant (H&G)-H₂ s'accumule à la surface du liquide sous forme de mousse. Aussi, les H&G peuvent être éliminées par adsorption à la surface des hydroxydes métalliques ayant une forte capacité d'adsorption (Cenkin and Belevstev, 1985). Par ailleurs, en considérant les taux d'abattement de la DCO_s enregistrés (56 à 61%), le procédé d'électrocoagulation permet également d'éliminer les composés organiques hydrophiles dissous, soit par complexation avec les hydroxydes métalliques ou par réduction cathodique.

Les essais effectués en triplicata ont pour but d'analyser de manière rigoureuse les performances du procédé d'électrocoagulation dans l'enlèvement de la matière organique lorsque les conditions optimales sont imposées. En considérant uniquement les deux paramètres (DBO₅ et H&G) pour lesquels des valeurs limites de rejet à l'égout sont imposées par la Ville de Québec (respectivement 500 et 150 mg/L), il est important de vérifier la capacité du système

électrolytique à rencontrer ces normes. D'après le Tableau 32, la concentration résiduelle de DBO_5 à la fin des essais utilisant la configuration MP-Fe (1.5A) a une valeur moyenne de 11.7 mg/L, tandis que l'utilisation de la configuration BP-Al (0.3A) présente une concentration de 17.7 mg/L. Cela signifie qu'une concentration résiduelle en dessous du niveau acceptable (500 mg/L) peut être facilement obtenue surtout si on considère que même la concentration initiale se trouve sous la limite permise (167 mg/L). En ce qui concerne les huiles et les graisses, une concentration moyenne résiduelle de 35.3 ± 1.2 mg/L de H&G est enregistrée à la suite des essais utilisant la configuration MP-Fe (1.5A), soit un pourcentage d'erreur de 3.4%, alors qu'un pourcentage d'erreur de 7.5% est enregistré en mesurant la concentration résiduelle de 80.0 ± 6.0 mg/L de H&G lorsque la configuration BP-Al (0.3A) est utilisée. Ainsi, les normes de la Ville de Québec sont respectées pour les deux paramètres les plus importants concernant l'abattement de la matière organique. Par contre, dans le cas où il serait envisagé de rejeter ces eaux à partir d'un bateau situé au large (si le traitement se fait sur place et non au port), les eaux traitées par électrocoagulation devraient subir un deuxième traitement pour éliminer la concentration résiduelle en huiles. En effet, selon la réglementation de 1973, énoncée lors de la conférence sur la protection de l'environnement marin, la concentration en huiles des eaux rejetées dans les océans ne doit pas dépasser 15 mg/L et tout résidu dont la concentration en huiles est plus élevée doit être retenu à bord jusqu'au port pour le transporter vers une usine de traitement (MARPOL, 1973).

Tableau 32 Concentrations et taux d'abattelements moyens de paramètres permettant d'évaluer l'efficacité de l'électrocoagulation pour l'élimination de la matière organique lors de l'application en triplicata des conditions optimales de traitement des eaux huileuses

| Paramètres | Effluent non traité | | Configuration | Configuration |
|---|---------------------|-------------|----------------------------------|----------------------------------|
| | CONT-1 | CONT-2 | monopolaire | bipolaire |
| Configuration | | | MP-Fe (1.5A) | BP-Al (0.3A) |
| Turbidité initiale (NTU) | 2 210 ± 0 | 2 210 ± 0 | 2 210 ± 0 | 2 210 ± 0 |
| Turbidité finale (NTU) | 1 250 | 924 | 35.4 ± 12.0 | 319 ± 42 |
| Abattement Turbidité (%) | 43.4 | 58.2 | 98.4 ± 0.5 | 85.6 ± 1.9 |
| DCO _s initiale (mg/L) | 1 810 ± 200 | 1 810 ± 200 | 1 810 ± 200 | 1 810 ± 200 |
| DCO _s finale (mg/L) | 1 600 | 697 | 697 ± 14 | 787 ± 4 |
| Abattement DCO _s (%) | 11.6 | 61.5 | 61.3 ± 3.6 | 56.2 ± 4.8 |
| DCO _t initiale (mg/L) | 3 400 ± 50 | 3 400 ± 50 | 3 400 ± 50 | 3 400 ± 50 |
| DCO _t finale (mg/L) | 2 320 | 1 930 | 744 ± 9 | 1 050 ± 30 |
| Abattement DCO _t (%) | 31.7 | 43.2 | 78.1 ± 0.1 | 69.1 ± 1.0 |
| H&G initial (mg/L) | | | 800 ± 0 | 800 ± 0 |
| H&G final (mg/L) | | | 35.3 ± 1.2 | 80.0 ± 6.0 |
| Abattement H&G (%) | | | 95.6 ± 0.2 | 90.0 ± 0.8 |
| C ₁₀ -C ₅₀ initial (µg/L) | | | 4.41 ± 0.19 (x 10 ⁵) | 4.41 ± 0.19 (x 10 ⁵) |
| C ₁₀ -C ₅₀ final (µg/L) | | | 2.80 ± 0.39 (x 10 ³) | 2.50 ± 0.56 (x 10 ⁴) |
| Abattement C ₁₀ -C ₅₀ (%) | | | 99.4 ± 0.1 | 94.3 ± 1.5 |
| DBO ₅ initiale(mg O ₂ /L) | | | 167 ± 49 | 167 ± 49 |
| DBO ₅ finale (mg O ₂ /L) | | | 11.7 ± 2.1 | 17.7 ± 2.1 |
| Abattement DBO ₅ (%) | | | 93.0 ± 3.3 | 89.4 ± 4.4 |

6.6.3 Concentrations en solides

Le Tableau 33 présente les concentrations moyennes en solides (MES, MVES, ST et SV) avant et après traitement. Les concentrations après traitement sont mesurées sur la fraction liquide de l'effluent traité et soumis à la décantation, alors que les concentrations avant traitement sont mesurées sur l'effluent brut agité (sans décantation préalable). Des baisses notables de concentrations de MES et MVES sont enregistrées lors de l'utilisation de la configuration MP-Fe (1.5A). En effet, une réduction des MES et des MVES de près de 100% est enregistrée dans ces conditions. Dans le cas de la configuration BP-Al (0.3A), les résultats d'abattement des MES et des MVES sont beaucoup moins élevés avec des rendements respectifs de 32% et de 70%. De plus, des rendements d'élimination relativement faibles de ST (26 à 37%) et de SV (44 à 62%) sont également enregistrés. Malgré tout, cette diminution des ST et SV est possible même s'il y a production de particules d'hydroxydes métalliques lors de l'électrolyse, ce qui montre qu'il y a quand même une réaction entre les particules et ces hydroxydes. Par contre, il est important de noter que lors de la récupération des boues, certaines fines particules d'hydroxydes retournent en suspension dans la solution, ce qui peut légèrement toucher les concentrations de MES et de ST obtenues. C'est sûrement cette mise en suspension d'hydroxydes qui fait augmenter aléatoirement la concentration en MES et ST (la turbidité également) dans l'effluent traité, élevant par le fait même l'écart-type entre les mesures.

Tableau 33 Concentrations moyennes de solides mesurées lors de l'application en triplicata des conditions optimales de traitement des eaux huileuses

| Paramètres | Configuration monopolaire | Configuration bipolaire |
|-----------------------|---------------------------|-------------------------|
| Type de configuration | MP-Fe (1.5A) | BP-Al (0.3A) |
| MES initiale (mg/L) | 543 ± 42 | 543 ± 42 |
| MES finale (mg/L) | 1.33 ± 2.31 | 372 ± 41 |
| Abattement MES (%) | 99.8 ± 0.4 | 31.5 ± 12.9 |
| MVES initiale (mg/L) | 287 ± 9 | 287 ± 9 |
| MVES finale (mg/L) | 1.67 ± 1.15 | 86.7 ± 26.6 |
| Abattement MVES (%) | 99.4 ± 0.4 | 69.8 ± 10.2 |
| ST initial (mg/L) | 2 280 ± 120 | 2 280 ± 120 |
| ST final (mg/L) | 1 430 ± 609 | 1 680 ± 70 |
| Abattement ST (%) | 37.3 ± 5.8 | 26.3 ± 6.9 |
| SV initial (mg/L) | 735 ± 213 | 735 ± 213 |
| SV final (mg/L) | 283 ± 47 | 411 ± 28 |
| Abattement SV (%) | 61.5 ± 17.6 | 44.1 ± 20.0 |

6.6.4 Concentration en éléments inorganiques

Le Tableau 34 présente les concentrations initiales et finales de quelques éléments inorganiques (N-NTK, N-NH₄, P_{tot}). Les concentrations après traitement sont mesurées sur la fraction liquide de l'effluent traité et recueilli après décantation, alors que les concentrations avant traitement sont mesurées sur l'effluent brut agité (sans décantation préalable). Une baisse de la concentration initiale de N-NTK (109 mg/L) à des valeurs comprises entre 91 et 96 mg/L est enregistrée suite à l'application de l'électrocoagulation suivie de la floculation et les concentrations de N-NH₄ varient de 85 mg/L à des valeurs de 72 et 76 mg/L. Dans tous les cas, l'abattement calculé pour le N-NTK et le N-NH₄ est semblable (11 à 12% dans le cas de la configuration MP-Fe (1.5A), 16 à 17% dans le cas de la configuration BP-Al (0.3A)), ce qui montre que le traitement a le même impact sur l'azote organique que sur l'azote ammoniacal (l'azote ammoniacal, à un pH basique, peut se transformer en ammoniacque gazeux qui est évacué du système par dégazage).

L'application du traitement (l'électrocoagulation suivie de la floculation) permet également l'abattement d'une concentration appréciable de phosphore total. Des concentrations de P_{tot} de 13.8 à 54.2 mg/L sont enregistrées dans l'effluent traité comparativement à des valeurs initiales de 243 mg/L de P_{tot} dans l'effluent brut. Lors de l'application de la configuration MP-Fe (1.5A),

la concentration résiduelle de fer total (concentration obtenue après digestion partielle d'un échantillon liquide non filtré) est de 2.55 mg/L alors que la concentration initiale est de 29.3 mg/L et ce, malgré la dissolution des électrodes de fer lors de l'électrolyse. La même observation peut être faite lors de l'analyse de la concentration en aluminium total pour la configuration BP-Al (0.3A) où une concentration résiduelle de 0.74 mg/L est enregistrée dans l'effluent traité, comparativement à une concentration initiale de 5.60 mg/L mesurée dans l'effluent brut.

Tableau 34 Concentrations moyennes en éléments inorganiques mesurées lors de l'application en triplicata des conditions optimales de traitement des eaux huileuses

| Paramètres | Configuration monopolaire | Configuration bipolaire |
|----------------------------------|---------------------------|-------------------------|
| Type de configuration | MP-Fe (1.5A) | BP-Al (0.3A) |
| N-NTK initial (mg/L) | 109 ± 10 | 109 ± 10 |
| N-NTK final (mg/L) | 96.1 ± 15.8 | 91.0 ± 9.0 |
| N-NH ₄ initial (mg/L) | 85.3 ± 5.2 | 85.3 ± 5.2 |
| N-NH ₄ final (mg/L) | 75.9 ± 0.4 | 72.1 ± 1.2 |
| P _i initial (mg/L) | 243 ± 5 | 243 ± 5 |
| P _i final (mg/L) | 54.2 ± 5.6 | 13.8 ± 1.1 |
| Fe total initial (mg/L) | 29.3 ± 1.2 | 29.3 ± 1.2 |
| Fe total final (mg/L) | 2.55 ± 0.41 | 3.66 ± 1.94 |
| Al total initial (mg/L) | 5.60 ± 0.31 | 5.60 ± 0.31 |
| Al total final (mg/L) | 76.7 ± 7.6 | 0.74 ± 0.26 |

6.6.5 Siccité des boues métalliques déshydratées, fraction volumique, et teneurs en éléments inorganiques

Le Tableau 35 présente les fractions volumiques des boues et du filtrat, les siccités des boues métalliques déshydratées ainsi que leur teneurs en éléments inorganiques (C, N, S, P, Fe et Al). La fraction volumique des boues est mesurée suite à l'étape de floculation par simple observation de la graduation du cylindre gradué de 2 L utilisé. Dans le cas de la fraction volumique, elle représente l'eau qui est soutirée du système lors de la filtration des boues. Dans le cas des eaux d'abattoir, le filtrat contenait également l'eau prélevée lors du raclage de la mousse, mais dans le cas des eaux huileuses, la mousse n'est pas suffisamment abondante pour être récupérée pendant le traitement. Ainsi, le filtrat n'est composé que de l'eau provenant de la récupération des boues, suite au traitement. Les pourcentages présentés dans le Tableau 35 concernant ces deux paramètres sont calculés en divisant le volume de boues ou de filtrat sur le volume d'eau totale traitée (1.7 L) afin d'évaluer les proportions de ces deux volumes de résidus par rapport au volume d'eau à traiter. La filtrabilité des boues métalliques est évaluée par la siccité mesurée sous vide (environ 300 kPa) à l'aide d'une unité de filtration comprenant une pompe vacuum, un buchner, et des membranes Whatman No. 4 (temps de filtration fixé à 20 min). Une valeur moyenne de siccité de 25% est mesurée lors de l'essai utilisant la configuration MP-Fe (1.5A), comparativement à une valeur de 22% dans le cas de la configuration BP-Al (0.3A). Des teneurs relativement élevées de Fe et Al sont respectivement mesurées dans les résidus métalliques avec une valeur moyenne de 277 g Fe/kg de résidus secs pour la configuration MP-Fe (1.5A) et une valeur moyenne de 163 g Al/kg de résidus secs pour la configuration BP-Al (0.3A). L'application du traitement permet également de concentrer dans les résidus métalliques des quantités en phosphore total allant de 62.1 g P_{tot} /kg à 76.9 P_{tot} g/kg de résidus secs. Par ailleurs, des teneurs en carbone de 20% sont enregistrées dans les résidus métalliques, alors que des teneurs moins élevées en azote (1.0 et 1.3%) et en soufre (0.56 et 0.64%) sont mesurées.

Tableau 35 Siccités moyennes des boues métalliques déshydratées, teneurs en carbone et en éléments inorganiques mesurées lors de l'application en triplicata des conditions optimales de traitement des eaux huileuses

| Paramètres | Configuration monopolaire | Configuration bipolaire |
|------------------------------------|---------------------------|-------------------------|
| Type de configuration | MP-Fe (1.5A) | BP-Al (0.3A) |
| Fraction volumique des boues (%) | 12.3 ± 0.7 | 17.9 ± 2.1 |
| Fraction volumique du filtrat (%) | 12.7 ± 0.6 | 18.9 ± 2.9 |
| Siccité de la boue déshydratée (%) | 25.4 ± 0.9 | 22.3 ± 2.0 |
| Teneur en C (%) | 20.3 ± 0.5 | 20.0 ± 1.7 |
| Teneur en N (%) | 1.31 ± 0.03 | 1.01 ± 0.02 |
| Teneur en S (%) | 0.64 ± 0.02 | 0.56 ± 0.02 |
| P _t (g/kg) | 62.1 | 76.9 |
| Fe (g/kg) | 277 | 33.8 |
| Al (g/kg) | 2.91 | 163 |

6.6.6 Résultats récapitulatifs obtenus lors du traitement des eaux huileuses

Ainsi, la Figure 47 présente quelques-uns des résultats principaux obtenus sous forme de diagramme, ce qui permet d'avoir une idée d'ensemble plus visuelle des performances du traitement. Dans ce diagramme, les concentrations mesurées sur l'effluent brut (bandes bleues) et celles obtenues lors du traitement des eaux huileuses à l'aide de la configuration BP-Al (0.3A) (bandes mauves) et de la configuration MP-Fe (1.5A) (bandes blanches) sont présentées.

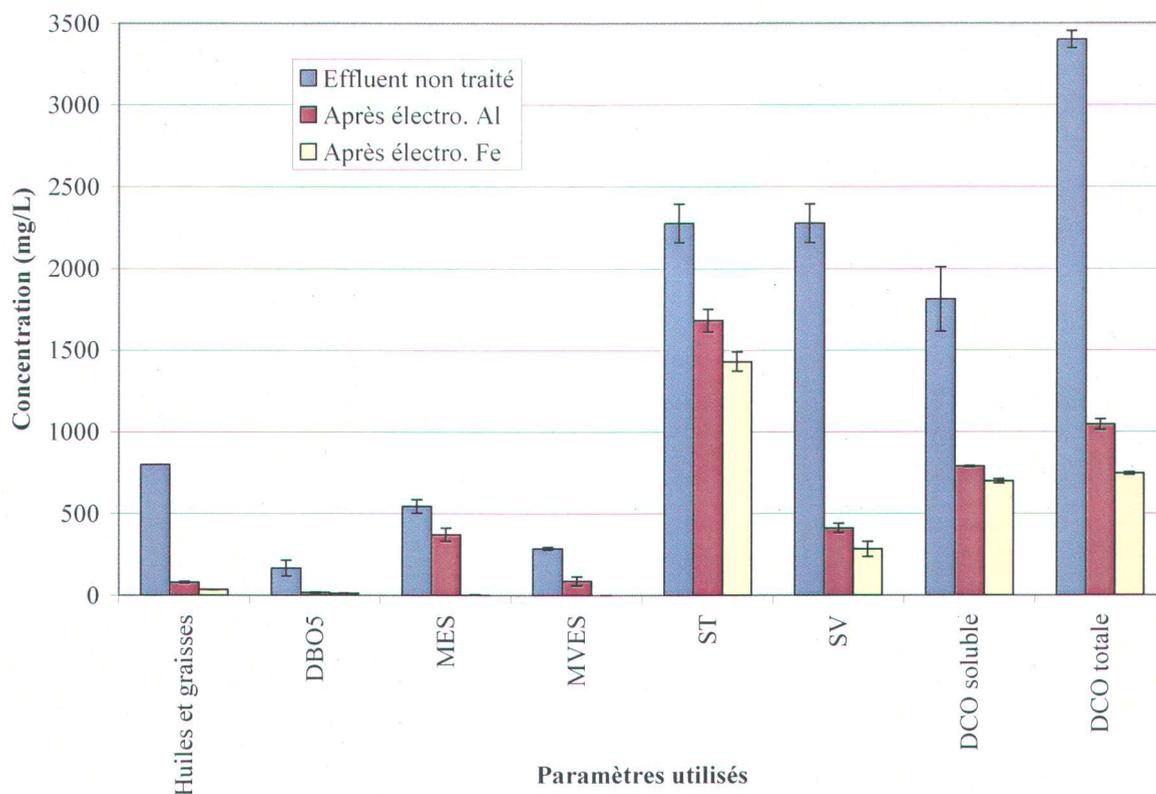


Figure 44 Concentrations de certains paramètres avant et après traitement des eaux huileuses de cales de bateaux

À la lumière des résultats présentés dans cette étude d'optimisation, il est possible de constater que le traitement des eaux huileuses à l'aide des conditions choisies donne des résultats très intéressants dans l'enlèvement de la matière organique. De plus, le traitement permet d'éliminer certains polluants inorganiques comme le phosphore, tout en permettant de clarifier l'effluent final. La prochaine section permet maintenant de déterminer si les conditions choisies permettent d'obtenir des résultats comparables à ceux obtenus dans le cas d'un traitement conventionnel (coagulation chimique).

6.7 ÉTUDE COMPARATIVE ENTRE L'ÉLECTROCOAGULATION ET LA COAGULATION CHIMIQUE LORS DU TRAITEMENT DES EAUX HUILEUSES

Afin de comparer les performances du traitement électrochimique à celles d'un traitement conventionnel, des essais de coagulation chimique sont effectués sur les eaux huileuses. Pour permettre de faire une bonne analogie avec les conditions opératoires retenues, deux coagulants commerciaux sont testés, soit l'alun (permettant la comparaison avec l'utilisation des électrodes d'aluminium) et le chlorure ferrique (qui permet la comparaison avec les électrodes de fer). Il est à noter que lorsqu'il est question de la concentration en agent coagulant, il s'agit seulement de la concentration en ions actifs, soit en Fe^{3+} ou en Al^{3+} et non de celle en FeCl_3 ou en $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$. Aussi, comme dans le cas des eaux d'abattoir, les concentrations maximales d'agent coagulant à ajouter sont choisies en fonction de la perte réelle en électrodes calculées lors des essais d'électrocoagulation effectués en triplicata. De plus, la concentration en flocculant et le temps de décantation avant l'échantillonnage sont toujours imposés selon les conditions opératoires optimales trouvées lors des essais d'électrocoagulation (ajout de 0.01 g/L de LPM 3135 et 60 min de décantation avant l'échantillonnage).

6.7.1 Traitement chimique des eaux usées d'abattoir utilisant des sels d'aluminium ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$)

Différentes concentrations d'agent coagulant variant entre 0 et 0.50 g/L sont testées et les résultats obtenus suite au traitement dans ces conditions sont présentés dans le Tableau 36. D'une manière générale, les pourcentages d'enlèvement de la DCO_s , de la DCO_t et de la turbidité sont d'autant plus importants que la dose de sel d'aluminium injectée dans l'effluent ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) augmente.

Les résultats obtenus lors de l'utilisation de l'alun sont très intéressants et ce, dès que la concentration en ions Al^{3+} dépasse 0.10 g/L. En effet, dans ces cas, l'abattement de la turbidité dépasse les 93%, celui de la DCO_s , les 47% et celui de la DCO_t dépasse les 72%. Par contre, les meilleurs résultats ponctuels sont tout de même obtenus lorsque la concentration en Al^{3+} est de 0.41 g/L. En effet, à cette concentration, l'abattement de la turbidité est de plus de 96%, celui de la DCO_s est de seulement 44% mais celui de la DCO_t est de plus de 76%. L'eau ainsi traitée est

limpide et la fraction solide est relativement facile à filtrer parce que les floes formés sont stables. Ainsi, les meilleures conditions pour le traitement des eaux huileuses par coagulation chimique lors de l'utilisation de l'alun nécessitent un ajout de 0.41 g Al^{3+} /L et il s'agit de l'essai JT-Al(0.41 g/L) dans le Tableau 36.

Dans le cas du traitement par électrocoagulation à l'aide des électrodes d'aluminium (BP-Al (0.3A)), l'abattement de la turbidité est de 86%. Pour ce qui est de l'abattement de la matière organique, il est bon de rappeler que l'abattement de la DCO_s mesuré est de 56% et celui de la DCO_t est de 69% lors des essais optimaux par électrocoagulation. Ainsi, il est possible de constater que les résultats obtenus suite au traitement conventionnel sont légèrement supérieurs à ceux qui proviennent de l'étude d'optimisation effectuée pour cette étude, sauf en ce qui concerne l'abattement de la DCO_s .

Pour ce qui est des composés inorganiques qui sont mesurés au cours des essais de coagulation chimique, il est possible de voir au Tableau 37 que la concentration en phosphore subit un abattement très variable selon la concentration en agent coagulant utilisée. Plus spécifiquement, la concentration en phosphore total mesuré dans le cas de l'essai JT-Al(0.41 g/L) passe de 263 à 15.1 mg/L, ce qui représente un abattement de près de 94%. Pour ce qui est de la concentration en aluminium résiduelle, il y a une augmentation de celle-ci puisque l'ajout de coagulant est assez important. En fait, la concentration en aluminium total dans l'effluent passe de 4.99 à 8.58 mg/L après le traitement conventionnel. Dans le cas de l'abattement du phosphore, les résultats obtenus lors des essais effectués par électrocoagulation sont de beaucoup inférieurs à ceux enregistrés dans le cas de la coagulation conventionnelle. En effet, dans le cas de la configuration BP-Al (0.3A), l'abattement du phosphore total ne dépasse pas les 14%. Par contre, toujours pour cet essai, la concentration en aluminium total ne présente pas une augmentation, mais bien un abattement de 87% (passe d'une valeur de 5.60 à 0.74 mg/L). Ainsi, l'abattement de la matière organique peut être considéré comme similaire suite aux deux types de traitement, mais il en est tout autrement pour l'élimination des composés inorganiques.

Encore une fois, le paramètre qui présente la plus grande différence entre le traitement par électrocoagulation et le traitement conventionnel est le pH final de l'effluent traité. En effet, le Tableau 36 permet de constater que le pH de l'effluent traité (pH final) devient de plus en plus acide lorsque les concentrations en agent coagulant augmentent (le pH final passe de 7.20 à 3.09

en fonction de l'ajout d'agent coagulant). Dans le cas choisi de coagulation chimique (JT-Al(0.41 g/L)), le pH final est de 3.55. Ceci implique nécessairement que les normes de rejet à l'égout de la Ville de Québec ne sont pas respectées dans ces conditions (le règlement permet un pH de rejet compris entre 6.0 et 9.5). Par contre, dans le cas de l'électrocoagulation (BP-Al (0.3A)), le pH final est de 9.25, ce qui est compatible avec cette norme. Ainsi, c'est pour neutraliser l'effluent final très acide que le volume de NaOH (50 g/L) à ajouter au système ayant subi le traitement conventionnel doit être de 20.5 ml/L (20.5 L/m³ d'eau brute à traiter), ce qui est non négligeable surtout au niveau des coûts.

En effet, la neutralisation nécessaire dans ce cas précis représente des coûts de 0.62 \$/m³ pour un coût total de traitement de 2.14 \$/m³, soit près de 29% des coûts de traitement. Pour des résultats similaires, le traitement par électrocoagulation coûte 1.04 \$/m³ et ne nécessite aucun ajustement du pH final, ce qui est un avantage considérable au niveau des installations requises concernant cet aspect.

De plus, il ne faut pas oublier que l'utilisation de l'alun entraîne un enrichissement des eaux en anions indésirables (SO₄²⁻), ce qui crée une augmentation non négligeable de la concentration en sels qui sont rejetés à l'égout.

Tableau 36 Traitement des eaux huileuses par coagulation chimique en présence d'alun (Al₂(SO₄)₃)

| Paramètres | JT-Al (0 g/L) | JT-Al (0.10 g/L) | JT-Al (0.30 g/L) | JT-Al (0.41 g/L) | JT-Al (0.50 g/L) |
|--|------------------|---------------------|---------------------|---------------------|---------------------|
| pH initial | 7.21 | 7.29 | 7.29 | 7.46 | 7.31 |
| pH final | 7.20 | 5.88 | 3.19 | 3.55 | 3.09 |
| Ajout de coagulant (g/L) | 0.00 | 0.10 | 0.30 | 0.41 | 0.50 |
| Ajout de polymère (g/L) | 0.01 | 0.01 | 0.01 | 0.01 | 0.01 |
| Temps de décantation (min) | 60 | 60 | 60 | 60 | 60 |
| Ajout de NaOH (50 g/L) (mL/L) | 0.0 | 4.0 | 14.0 | 20.5 | 30.0 |
| Masse résidus métall. (kg/m ³) | 0.76 | 1.61 | 1.64 | 2.57 | 1.14 |
| Coût de disposition (\$/m ³) | 0.05 | 0.10 | 0.10 | 0.15 | 0.07 |
| Coût de coagulant (\$/m ³) | 0.00 | 0.33 | 0.96 | 1.32 | 1.60 |
| Coût de NaOH (\$/m ³) | 0.00 | 0.12 | 0.42 | 0.62 | 0.90 |
| Coût de polymère (\$/m ³) | 0.05 | 0.05 | 0.05 | 0.05 | 0.05 |
| Coût total (\$/m ³) | 0.10 | 0.60 | 1.53 | 2.14 | 2.62 |
| Turbidité initiale (NTU) | 1 320 | 1 330 | 1 330 | 1 290 | 1 330 |
| Turbidité finale (NTU) | 547 | 97.8 | 53.9 | 52.1 | 51.8 |
| Abattement Turbidité (%) | 58.6 | 92.6 | 95.9 | 96.0 | 96.1 |
| DCO _s initiale (mg/L) | 1 470 | 1 380 | 1 380 | 1 240 | 1 380 |
| DCO _s finale (mg/L) | 909 | 738 | 714 | 695 | 677 |
| Abattement DCO _s (%) | 38.2 | 46.5 | 48.3 | 44.0 | 50.9 |
| DCO _t initiale (mg/L) | 3 050 | 3 320 | 3 320 | 2 830 | 3 320 |
| DCO _t finale (mg/L) | 1 770 | 946 | 837 | 683 | 841 |
| Abattement DCO _t (%) | 42.0 | 71.5 | 74.8 | 75.9 | 74.7 |

Tableau 37 Concentrations en éléments inorganiques totaux lors du traitement des eaux huileuses par coagulation chimique en présence d'alun (Al₂(SO₄)₃)

| Paramètres | JT-Al (0 g/L) | JT-Al (0.10 g/L) | JT-Al (0.30 g/L) | JT-Al (0.41 g/L) | JT-Al (0.50 g/L) |
|-------------------------------|------------------|---------------------|---------------------|---------------------|---------------------|
| P _t initial (mg/L) | 263 | 263 | 263 | 263 | 263 |
| P _t final (mg/L) | 249 | 145 | 143 | 15.1 | 225 |
| Abattement P _t (%) | 5.32 | 44.9 | 45.6 | 94.3 | 14.4 |
| Al total initial (mg/L) | 4.99 | 4.99 | 4.99 | 4.99 | 4.99 |
| Al total final (mg/L) | 1.00 | 10.8 | 159 | 8.58 | 387 |
| Abattement Al total (%) | 80.0 | - | - | - | - |

6.7.2 Traitement chimique des eaux usées d'abattoir utilisant des sels de fer (FeCl_3)

Différentes concentrations d'agent coagulant variant entre 0 et 0.98 g/L sont testées et les résultats obtenus suite au traitement dans ces conditions sont présentés dans le Tableau 38. Les résultats d'abattement de la DCO_s , de la DCO_t et de la turbidité semblent, comme dans le cas de l'alun, dépendants de la concentration de FeCl_3 ajoutée, mais les concentrations les plus élevées présentent des résultats parfois moins élevés.

En fait, les résultats obtenus sont très intéressants mais à partir d'une concentration de 0.49 g/L d'agent coagulant, les performances ne s'améliorent pas vraiment de façon notable. En effet, à partir de cette concentration d'ions Fe^{3+} , l'abattement de la turbidité est de 82%, l'abattement de la DCO_s est de 53% et celui de la DCO_t est de 75%. Seul l'essai JT-Fe(0.79 g/L) présente des résultats supérieurs en ce qui concerne ces paramètres. Par contre, comme les résultats obtenus lors de l'essai intermédiaire le démontrent (JT-Fe(0.76 g/L)), le choix d'une concentration plus élevée n'est pas réellement justifié. De toute façon, l'eau traitée dans le cas JT-Fe(0.49 g/L), tout comme dans le cas de l'alun, est relativement limpide, sans odeur et la fraction solide est facile à filtrer parce que les floes formés sont relativement stables. Ainsi, les meilleures conditions pour le traitement des eaux huileuses par coagulation chimique lors de l'utilisation du chlorure ferrique nécessitent l'ajout de 0.49 g Fe^{3+} /L et il s'agit de l'essai JT-Fe(0.49 g/L) dans le Tableau 38.

Dans le cas du traitement par électrocoagulation à l'aide des électrodes de fer (MP-Fe (1.5A)), l'abattement de la turbidité est de 98%. Pour ce qui est de l'abattement de la matière organique, il est bon de rappeler que l'abattement de la DCO_s mesuré est de 61% et celui de la DCO_t est de 78% lors des essais optimaux. Ainsi, il est possible de constater que les résultats obtenus suite au traitement conventionnel sont généralement inférieurs à ceux qui proviennent de l'étude d'optimisation effectuée pour cette étude. Seul l'abattement de la DCO_t est relativement semblable dans les deux cas (abattement de 75% comparativement à 78%).

Pour ce qui est des composés inorganiques qui sont mesurés au cours des essais de coagulation chimique, il est possible de voir dans le Tableau 39 que la concentration en phosphore subit un abattement moyen dans la majorité des essais. Plus spécifiquement, la concentration mesurée en phosphore total dans le cas de l'essai JT-Fe(0.49 g/L) passe de 263 à 116 mg/L, ce qui représente un abattement de 56%. De son côté, la concentration initiale en fer total passe de 35.5 à

179 mg/L, ce qui indique qu'il y a une contamination relativement importante de l'eau lors de l'utilisation de cet agent coagulant. Dans le cas de l'abattement du phosphore, les résultats obtenus lors des essais effectués par électrocoagulation sont similaires à ceux enregistrés dans le cas de la coagulation conventionnelle. En effet, dans le cas de la configuration MP-Fe (1.5A), l'abattement du phosphore total avoisine les 54%. Par contre, toujours pour cet essai, la concentration en fer total ne présente pas une augmentation, mais bien un abattement de 91% (passe d'une valeur de 29.3 à 2.55 mg/L). Ainsi, l'électrocoagulation permet d'obtenir des résultats qui sont généralement plus intéressants que ceux obtenus avec le traitement conventionnel, dans les conditions choisies et ce, autant en ce qui concerne la matière organique que les composés inorganiques.

Pour ce qui est du pH final de l'eau traitée, il passe de 7.20 à 2.05 en fonction de l'augmentation de la concentration en agent coagulant, ce qui est attendu pour une concentration croissante de coagulant. Dans le cas choisi de coagulation chimique (JT-Fe(0.49 g/L)), le pH final est de 2.39, ce qui implique encore une fois que les normes de rejet à l'égout de la Ville de Québec ne sont pas respectées dans ces conditions (pH final compris entre 6.0 et 9.5). Dans le cas de l'électrocoagulation (MP-Fe (1.5A)), le pH final est de 9.79, ce qui est légèrement supérieur à la norme. Par contre, l'étape de neutralisation qui serait nécessaire pour ajuster le pH dans ces conditions ne serait vraiment pas une étape limitante du traitement. D'un autre côté, dans le cas de la coagulation chimique, le volume nécessaire de NaOH (50 g/L) de 10 ml/L (10 L/m³) démontre que l'étape de neutralisation n'est pas négligeable, surtout au niveau des coûts.

En effet, cette neutralisation représente des coûts de 0.30 \$/m³ pour un coût total de traitement de 1.19 \$/m³, soit près de 25% des coûts de traitement. Pour des résultats similaires, le traitement par électrocoagulation coûte 0.52 \$/m³ et ne nécessite qu'un léger ajustement du pH final, ce qui est un avantage considérable au niveau des installations requises concernant cet aspect.

De plus, l'ajout de chlorure ferrique entraîne toujours un enrichissement des eaux en anions indésirables (Cl⁻), augmentant ainsi la concentration en sels rejetés à l'égout.

Finalement, le traitement par électrocoagulation présente des résultats intéressants qui sont relativement similaires ou supérieurs à ceux obtenus suite à la coagulation chimique. Il s'agit donc d'une avenue envisageable très intéressante pour le traitement des eaux huileuses.

Tableau 38 Traitement des eaux huileuses par coagulation chimique en présence de chlorure ferrique (FeCl₃)

| Paramètres | JT-Fe (0 g/L) | JT-Fe (0.02 g/L) | JT-Fe (0.05 g/L) | JT-Fe (0.08 g/L) | JT-Fe (0.11 g/L) | JT-Fe (0.49 g/L) | JT-Fe (0.76 g/L) | JT-Fe (0.79 g/L) | JT-Fe (0.98 g/L) |
|---|------------------|---------------------|---------------------|---------------------|---------------------|---------------------|---------------------|---------------------|---------------------|
| pH initial | 7.21 | 7.21 | 7.21 | 7.21 | 7.21 | 7.27 | 7.28 | 7.03 | 7.28 |
| pH final | 7.20 | 7.02 | 6.80 | 6.58 | 6.39 | 2.39 | 2.12 | 2.22 | 2.05 |
| Concentration de coagulant (g/L) | 0.00 | 0.02 | 0.05 | 0.08 | 0.11 | 0.49 | 0.76 | 0.79 | 0.98 |
| Concentration de polymère (g/L) | 0.01 | 0.01 | 0.01 | 0.01 | 0.01 | 0.01 | 0.01 | 0.01 | 0.01 |
| Temps de décantation (min) | 60 | 60 | 60 | 60 | 60 | 60 | 60 | 60 | 60 |
| Ajout de NaOH (50 g/L) (mL/L) | 0.0 | 0.0 | 0.0 | 0.0 | 0.0 | 10.0 | 20.0 | 22.5 | 30.0 |
| Masse résidus métal. (kg/m ³) | 0.76 | 0.76 | 0.95 | 1.07 | 1.30 | 1.74 | 1.47 | 2.77 | 1.36 |
| Coût de disposition (\$/m ³) | 0.05 | 0.05 | 0.06 | 0.06 | 0.08 | 0.10 | 0.09 | 0.17 | 0.08 |
| Coût de coagulant (\$/m ³) | 0.00 | 0.02 | 0.07 | 0.11 | 0.16 | 0.74 | 1.13 | 1.19 | 1.47 |
| Coût de NaOH (\$/m ³) | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.30 | 0.60 | 0.68 | 0.90 |
| Coût de polymère (\$/m ³) | 0.05 | 0.05 | 0.05 | 0.05 | 0.05 | 0.05 | 0.05 | 0.05 | 0.05 |
| Coût total (\$/m ³) | 0.10 | 0.12 | 0.18 | 0.23 | 0.29 | 1.19 | 1.87 | 2.08 | 2.51 |
| Turbidité initiale (NTU) | 1 320 | 1 320 | 1 320 | 1 320 | 1 320 | 1 330 | 1 330 | 1 290 | 1 330 |
| Turbidité finale (NTU) | 547 | 453 | 341 | 277 | 230 | 236 | 349 | 302 | 335 |
| Abattement Turbidité (%) | 58.6 | 65.7 | 74.2 | 79.0 | 82.6 | 82.3 | 73.8 | 76.6 | 74.8 |
| DCO _s initiale (mg/L) | 1 470 | 1 470 | 1 470 | 1 470 | 1 470 | 1 470 | 1 470 | 1 240 | 1 470 |
| DCO _s finale (mg/L) | 909 | 898 | 898 | 872 | 950 | 695 | 630 | 664 | 606 |
| Abattement DCO _s (%) | 38.2 | 38.9 | 38.9 | 40.7 | 35.4 | 52.7 | 57.1 | 46.5 | 58.8 |
| DCO _t initiale (mg/L) | 3 050 | 3 050 | 3 050 | 3 050 | 3 050 | 3 050 | 3 050 | 2 830 | 3 050 |
| DCO _t finale (mg/L) | 1 770 | 1 460 | 1 250 | 1 150 | 1 070 | 763 | 976 | 643 | 997 |
| Abattement DCO _t (%) | 42.0 | 52.1 | 59.0 | 62.3 | 64.9 | 75.0 | 68.0 | 77.3 | 67.3 |

Tableau 39 Concentrations en éléments inorganiques totaux lors du traitement des eaux huileuses par coagulation chimique en présence de chlorure ferrique (FeCl₃)

| Paramètres | JT-Fe (0 g/L) | JT-Fe (0.02 g/L) | JT-Fe (0.05 g/L) | JT-Fe (0.08 g/L) | JT-Fe (0.11 g/L) | JT-Fe (0.49 g/L) | JT-Fe (0.76 g/L) | JT-Fe (0.79 g/L) | JT-Fe (0.98 g/L) |
|-------------------------------|------------------|---------------------|---------------------|---------------------|---------------------|---------------------|---------------------|---------------------|---------------------|
| P _i initial (mg/L) | 263 | 263 | 263 | 263 | 263 | 263 | 263 | 263 | 263 |
| P _i final (mg/L) | 249 | 240 | 209 | 198 | 182 | 116 | 161 | 13.6 | 198 |
| Abattement P _i (%) | 5.32 | 8.75 | 20.5 | 24.7 | 30.8 | 55.9 | 38.8 | 94.8 | 24.7 |
| Fe total initial (mg/L) | 35.6 | 35.6 | 35.6 | 35.6 | 35.6 | 35.6 | 35.6 | 35.6 | 35.6 |
| Fe total final (mg/L) | 6.94 | 8.48 | 8.41 | 10.1 | 10.8 | 179 | 454 | 13.0 | 707 |
| Abattement Fe total (%) | 80.5 | 76.2 | 76.4 | 71.6 | 69.7 | - | - | 63.5 | - |

6.8 ASPECT ÉCONOMIQUE

6.8.1 Estimation des coûts de traitement par électrocoagulation

Dans les sections précédentes, les coûts d'opération associés au traitement sont présentés dans chacun des tableaux des résultats (coûts de la demande énergétique, de la disposition des boues, de la consommation en électrodes, etc.). Par contre, il peut être intéressant de connaître les coûts en capital à investir dans le cas de l'implantation d'une unité de traitement par électrocoagulation. Pour se faire, plusieurs approches sont possibles et celle qui est préconisée dans cette étude est l'établissement d'une relation entre les coûts et la capacité désirée du système, ces données étant recueillies dans des articles présentant des études effectuées à l'échelle pilote. En traçant une courbe construite à partir des coûts d'investissement initiaux en fonction de la capacité journalière de traitement, il est possible d'estimer les coûts en capital associés à l'implantation de toute une gamme d'unités de traitement de capacité variée et ce, peu importe le type d'effluent traité.

Selon les informations recueillies, les calculs se font de deux façons distinctes. Dans certains cas, l'investissement est directement présenté en fonction du volume d'eau à traiter, tandis que dans d'autres cas, les calculs se basent sur le coût du service de la dette (coût annuel) et de la période d'amortissement des coûts. Tous les calculs effectués dans le cadre de cette évaluation économique sont détaillés à l'annexe E.

Tout d'abord, des recherches en cours à l'INRS-ETE montrent que les coûts nominaux associés à l'implantation d'un système de traitement par électrocoagulation d'une capacité de $8.4 \text{ m}^3/\text{jr}$ sont d'environ 17 278 \$CAN. Ensuite, un article provenant de l'agence de protection environnementale des États-Unis (USEPA) (Barkley et al., 1993) indique que les coûts de base d'un de leurs appareils standards d'électrocoagulation (ACE Separator™) sont estimés à 91 200 \$ pour une capacité journalière de $273 \text{ m}^3/\text{jr}$ et à 342 000 \$ pour une capacité journalière de $1\,363 \text{ m}^3/\text{jr}$. De son côté, l'article de Calvo et al. (2003) présente une unité de traitement par électrocoagulation d'une capacité de $5\,000 \text{ m}^3/\text{an}$ ($13.7 \text{ m}^3/\text{jr}$). Le coût global de l'ensemble des installations (pompes, bassins, etc.) y est cité, mais également celui de l'équipement spécifiquement nécessaire pour l'électrocoagulation. Cet investissement, pour la capacité précédemment évoquée est estimé à 68 617 \$. Finalement, un troisième article (Lin et al., 2005)

permet d'estimer les coûts en capital associés à l'installation du système pour traiter des eaux usées domestiques. Dans ce cas, la présentation des coûts nominaux est légèrement différente à celle des autres articles. En fait, les données fournies sont les suivantes :

Tableau 40 Caractéristiques permettant le calcul du montant total d'investissement (MTI) pour l'installation d'une unité d'électrocoagulation selon Lin et al. (2005)

| Paramètres | Valeurs |
|-------------------------|--------------------------|
| Débit d'eau traitée | 28 m ³ /jr |
| Coût en capital | 0.08 \$US/m ³ |
| Taux d'intérêt annuel | 5%/an |
| Période d'amortissement | 10 ans |

À partir de ces renseignements et de l'équation suivante (Eq. 22) qui permet de calculer le montant total d'investissement (MTI), il est possible de déterminer le montant de l'investissement selon Lin et al. (2005) : 7 197 \$.

$$CSD = \frac{MTI * TIA * ((1 + TIA)^{PA})}{((TIA + 1)^{PA}) - 1} \quad (\text{Eq. 22})$$

où :

CSD = Coût du service de la dette

MTI = Montant total d'investissement

TIA = Taux d'intérêt annuel

PA = Période d'amortissement

Le coût du service de la dette est en fait le coût annuel du traitement calculé en multipliant le volume d'eau traité par année (m³/an) par le coût en capital associé au volume traité (en \$/m³).

Il est important de noter que les montants d'investissement présentés précédemment ne tiennent pas compte de la variation de la valeur de l'argent en fonction des années écoulées. Ainsi, il est nécessaire d'indexer les montants inscrits en fonction de l'index M&S (*Marshall and Swift Equipment Cost Index*) de 2006 (3^{ème} Quart, octobre 2006). Ces indices sont présentés au Tableau 41.

Tableau 41 Indices M&S (Marshall and Swift Equipment Cost Index tirés du *Chemical Engineering Journal*, octobre 2006)

| Année | Indice | Coefficient multiplicatif (p/r au 3 ^{ème} Quart de 2006) |
|-------------------------------|---------|--|
| 1993 (moyenne annuelle) | 952.4 | 1.3716 |
| 2003 (moyenne annuelle) | 1 123.4 | 1.1626 |
| 2005 (moyenne annuelle) | 1 178.5 | 1.0497 |
| 2006 (3 ^{ème} Quart) | 1 306.3 | - |

Ainsi, lorsque le coefficient multiplicatif est utilisé pour ajuster les données brutes, les montants d'investissement présentés deviennent :

Tableau 42 Montants d'investissement dans l'équipement du traitement par électrocoagulation selon le débit d'eau brute à traiter (indexés)

| Débit traité (m ³ /jr) | Montant total d'investissement (\$) | Références |
|-----------------------------------|-------------------------------------|-----------------------|
| 8.4 | 17 300 | INRS-ETE (2006) |
| 13.7 | 79 800 | Calvo et al. (2003) |
| 28 | 7 550 | Lin et al. (2005) |
| 273 | 125 000 | Barkley et al. (1993) |
| 1 363 | 469 000 | Barkley et al. (1993) |

À la lumière de ces résultats, il est possible de voir que les informations provenant de Lin et al. (2005) ne peuvent être conservées puisqu'elles sous-estiment les coûts en capital de façon trop importante. Cette information a donc été écartée pour la suite de l'évaluation économique.

Ainsi, à partir des informations présentées au Tableau 42, il est maintenant possible de tracer la courbe de tendance qui met en relation les coûts d'investissement en fonction de la capacité de l'unité de traitement. Cette courbe est présentée à la Figure 48.

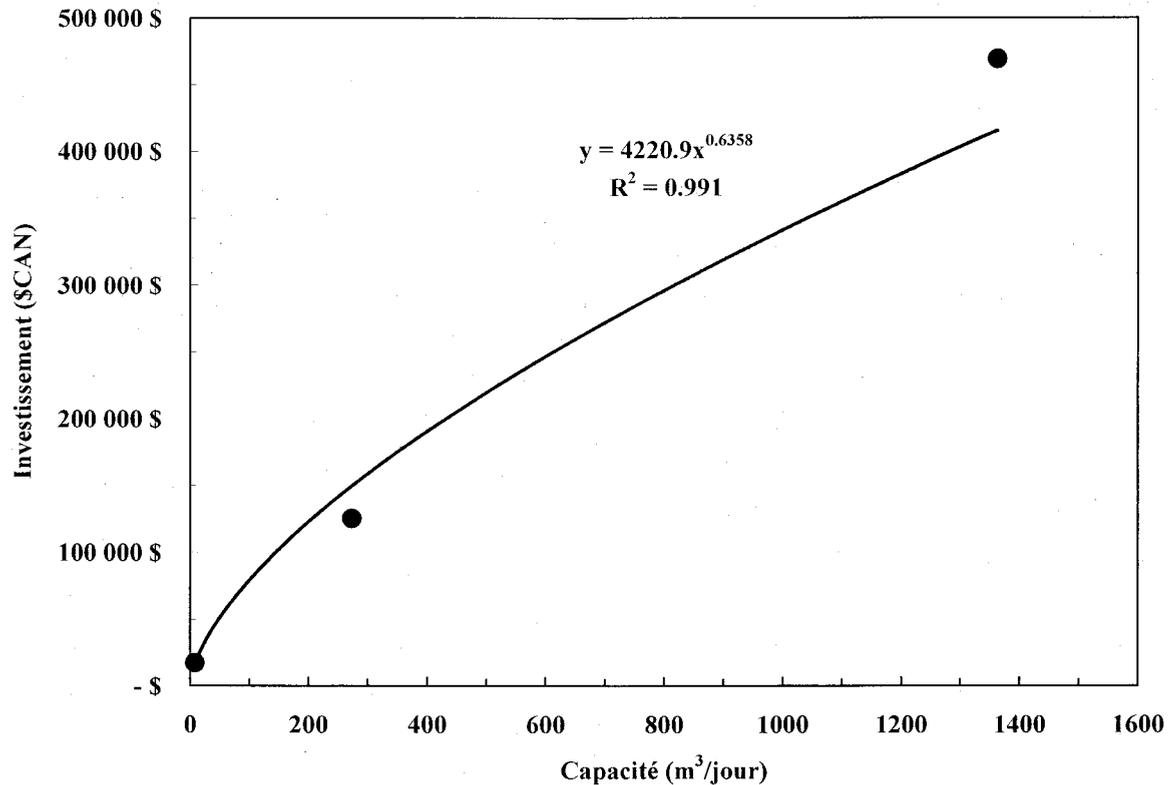


Figure 45 Évaluation des coûts en capital en fonction de la capacité de traitement

Cette courbe permet de déterminer la relation qui unit les deux paramètres étudiés et qui est :

$$\text{Investissement (\$)} = 4\,221 (\$/\text{jr}/\text{m}^3) * \text{Capacité (m}^3/\text{jr)}^{0.6358} \quad (\text{Eq. 23})$$

À partir de cette équation, il devient possible d'estimer les coûts en capital (en dollars canadiens) qui sont nécessaires à l'implantation du traitement des eaux issues d'une usine d'abattage de volailles et celui des eaux huileuses issues de lavage de cales de bateaux, soit les deux effluents dont les paramètres opératoires ont été optimisés. Par la suite, il est possible de convertir les résultats obtenus en dollars/jr en utilisant l'équation 22 et les informations suivantes :

Tableau 43 Estimation des caractéristiques permettant le calcul du montant total d'investissement (MTI) pour l'installation d'une unité d'électrocoagulation

| Paramètres | Valeurs |
|-------------------------|--------------------------------|
| Débit d'eau traitée | 50 ou 1 000 m ³ /jr |
| Taux d'intérêt annuel | 8%/an |
| Période d'amortissement | 10 ans |

Comme il est montré au Tableau 43, l'estimation se fait sur un petit système d'une capacité de 50 m³/jr d'eau brute et sur un plus grand système qui peut traiter près de 1 000 m³/jr. Pour ces deux exemples, les résultats de l'analyse des coûts d'investissement (et des coûts d'opération) sont présentés aux Tableaux 44 et 45. Il y est démontré que les coûts totaux (capital et opération) du traitement par électrocoagulation des eaux d'abattoir de volailles varient de 1.01 à 1.74 \$/m³ pour une capacité de traitement de 50 m³/jr et de 0.72 à 1.47 \$/m³ pour une capacité de 1 000 m³/jr. Dans le cas des eaux huileuses, les coûts totaux varient de 0.93 à 1.45 \$/m³ pour une capacité de traitement de 50 m³/jr et de 0.66 à 1.18 \$/m³ pour une capacité de 1 000 m³/jr.

Tableau 44 Estimation des coûts journaliers encourus par le traitement par électrocoagulation des eaux issues d'une usine d'abattage de volailles pour de petits (50 m³/jr) et de plus grands systèmes (1 000 m³/jr)

| Paramètres | Eaux issues d'une usine d'abattage de volailles | | | |
|---|---|--------------|--------------|--------------|
| | 50 | | 1 000 | |
| Débit traité (m ³ /jr) | 50 | | 1 000 | |
| Coûts en capital (\$) | 50 770 | | 341 040 | |
| Coûts en capital (\$/jr) | 20.7 | | 139 | |
| Coûts d'opération | MP-Al (1.5A) | BP-Fe (0.3A) | MP-Al (1.5A) | BP-Fe (0.3A) |
| Coûts en énergie (\$/jr) | 13.0 | 14.5 | 260 | 290 |
| Coût de disposition (\$/jr) | 6.0 | 4.5 | 120 | 90 |
| Coût de polymère (\$/jr) | 2.5 | 2.5 | 50 | 50 |
| Coût réel en électrodes (\$/jr) | 45.0 | 8.0 | 900 | 160 |
| Coût total d'opération (\$/jr) | 66.5 | 29.5 | 1 330 | 580 |
| Coût total de traitement (\$/jr) | 87.2 | 50.2 | 1 469 | 719 |
| Coût total de traitement (\$/m ³) | 1.74 | 1.01 | 1.47 | 0.72 |

Tableau 45 Estimation des coûts journaliers encourus par le traitement par électrocoagulation des eaux huileuses pour de petits (50 m³/jr) et de plus grands systèmes (1 000 m³/jr)

| Paramètres | Eaux huileuses issues de lavage de cales de bateaux | | | |
|--|---|--------------|--------------------------|--------------|
| | 50 m ³ /jr | | 1 000 m ³ /jr | |
| Débit traité (m ³ /jr) | 50 | | 1 000 | |
| Coûts en capital (\$) | 50 800 | | 341 000 | |
| Coûts en capital (\$/jr) | 20.7 | | 139 | |
| Coûts d'opération | BP-Al (0.3A) | MP-Fe (1.5A) | BP-Al (0.3A) | MP-Fe (1.5A) |
| Coûts en énergie (\$/jr) | 10.0 | 6.5 | 200 | 130 |
| Coût de disposition (\$/jr) | 4.5 | 6.0 | 90 | 120 |
| Coût de polymère (\$/jr) | 2.5 | 2.5 | 50 | 50 |
| Coût réel en électrodes (\$/jr) | 33.0 | 9.0 | 660 | 180 |
| Coût de H ₂ SO ₄ (\$/jr) | 2.0 | 2.0 | 40 | 40 |
| Coût total d'opération (\$/jr) | 52.0 | 26.0 | 1 040 | 520 |
| Coût total de traitement (\$/jr) | 72.7 | 46.7 | 1 179 | 659 |
| Coût total de traitement (\$/m ³) | 1.45 | 0.93 | 1.18 | 0.66 |

Les résultats obtenus démontrent que ce sont surtout les coûts d'opération qui gonflent la facture, surtout lors de l'utilisation d'un système de grande taille (ici 1 000 m³/jr). En effet, pour un système de 50 m³/jr, les coûts reliés aux opérations représentent environ 59 à 76% des coûts totaux de traitement dans le cas des eaux d'abattoir et 56 à 71% dans le cas des eaux huileuses. À 1 000 m³/jr, la proportion des coûts associés aux opérations passe à 81 et 91% dans le cas des eaux d'abattoir et à 79 et 88% des coûts dans le cas des eaux huileuses. Dans tous les cas de traitement par électrocoagulation, ce sont les coûts en énergie et en électrodes qui sont les plus élevés.

Afin de déterminer la possibilité d'installer ce type d'unité de traitement en industrie, il est bon de faire un parallèle entre les coûts encourus par l'électrocoagulation et les coûts reliés à un système de traitement conventionnel. Ainsi, la section qui suit compare les résultats obtenus avec l'électrocoagulation à ceux obtenus lors des essais de coagulation chimique, pour des volumes d'eau brute similaires.

6.8.2 Estimation des coûts de traitement par coagulation chimique

Dans le cas présent, les informations proviennent d'un document du USEPA (1999) qui estime les coûts en capital en fonction de l'espace de terrain nécessaire pour les installations de filtration

qui précèdent la coagulation. Il est à noter que le document du USEPA concerne le traitement des eaux potables et non les eaux usées, mais il touche de façon détaillée l'ensemble des aspects qui entrent dans l'analyse des coûts. C'est surtout pour cette précision et parce qu'il s'agit d'une analyse technico-économique très sommaire que ce document a été choisi.

Ainsi, le tableau complet provenant de l'article est fourni à l'annexe E, mais il est rapporté ici directement en dollars canadiens (indexés selon l'année 2006). Il est possible de constater que les coûts sont séparés en trois catégories : coûts reliés au procédé (p), aux travaux de construction (c) ou aux coûts d'ingénierie (e).

Tableau 46 Coûts en capital pour une unité conventionnelle de traitement par coagulation/filtration

| Paramètres | Aire nécessaire à la filtration (m ²) | | | | | | Catégorie de coûts |
|------------------|---|---------|---------|---------|---------|---------|--------------------|
| | 0.19 | 1.11 | 1.86 | 3.72 | 10.41 | 13.94 | |
| Excavation | 5 473 | 5 473 | 7 349 | 9 069 | 10 945 | 14 542 | c |
| Équipement | 48 472 | 70 207 | 83 654 | 174 031 | 276 136 | 297 870 | p |
| Béton-asphalte | 1 564 | 1 564 | 2 345 | 7 036 | 8 913 | 10 633 | p |
| Main d'œuvre | 15 480 | 22 985 | 27 363 | 56 916 | 90 377 | 97 570 | c |
| Tuyaux et valves | 6 567 | 12 978 | 16 262 | 32 680 | 45 658 | 65 203 | p |
| Électricité | 5 004 | 7 036 | 8 287 | 17 356 | 27 520 | 29 709 | p |
| Bâtiment | 29 083 | 29 083 | 36 589 | 70 363 | 74 272 | 82 090 | p |
| Sous-total | 111 643 | 149 326 | 181 849 | 367 452 | 533 821 | 597 617 | |
| Imprévus | 16 731 | 22 360 | 27 207 | 55 196 | 80 058 | 89 596 | e |
| Total | 128 374 | 171 686 | 209 057 | 422 648 | 613 879 | 687 213 | |

Dans le cas présent, seuls les coûts reliés au procédé sont considérés dans le calcul des coûts en capital. Ainsi, le Tableau 46 devient :

Tableau 47 Coûts en capital (coûts reliés au procédé) pour une unité conventionnelle de traitement par coagulation/filtration

| Paramètres | Aire nécessaire à la filtration (m ²) | | | | | | Catégorie de coûts |
|------------------|---|---------|---------|---------|---------|---------|--------------------|
| | 0.19 | 1.11 | 1.86 | 3.72 | 10.41 | 13.94 | |
| Équipement | 48 472 | 70 207 | 83 654 | 174 031 | 276 136 | 297 870 | p |
| Béton-asphalte | 1 564 | 1 564 | 2 345 | 7 036 | 8 913 | 10 633 | p |
| Tuyaux et valves | 6 567 | 12 978 | 16 262 | 32 680 | 45 658 | 65 203 | p |
| Électricité | 5 004 | 7 036 | 8 287 | 17 356 | 27 520 | 29 709 | p |
| Bâtiment | 29 083 | 29 083 | 36 589 | 70 363 | 74 272 | 82 090 | p |
| Total | 90 690 | 120 868 | 147 137 | 301 467 | 432 498 | 485 505 | |

À partir de ces résultats, il est possible de tracer une courbe mettant en relation les coûts en fonction de l'aire nécessaire à l'unité de filtration de l'installation. La Figure 49 montre l'allure de la courbe et l'équation 24 détermine la relation obtenue.

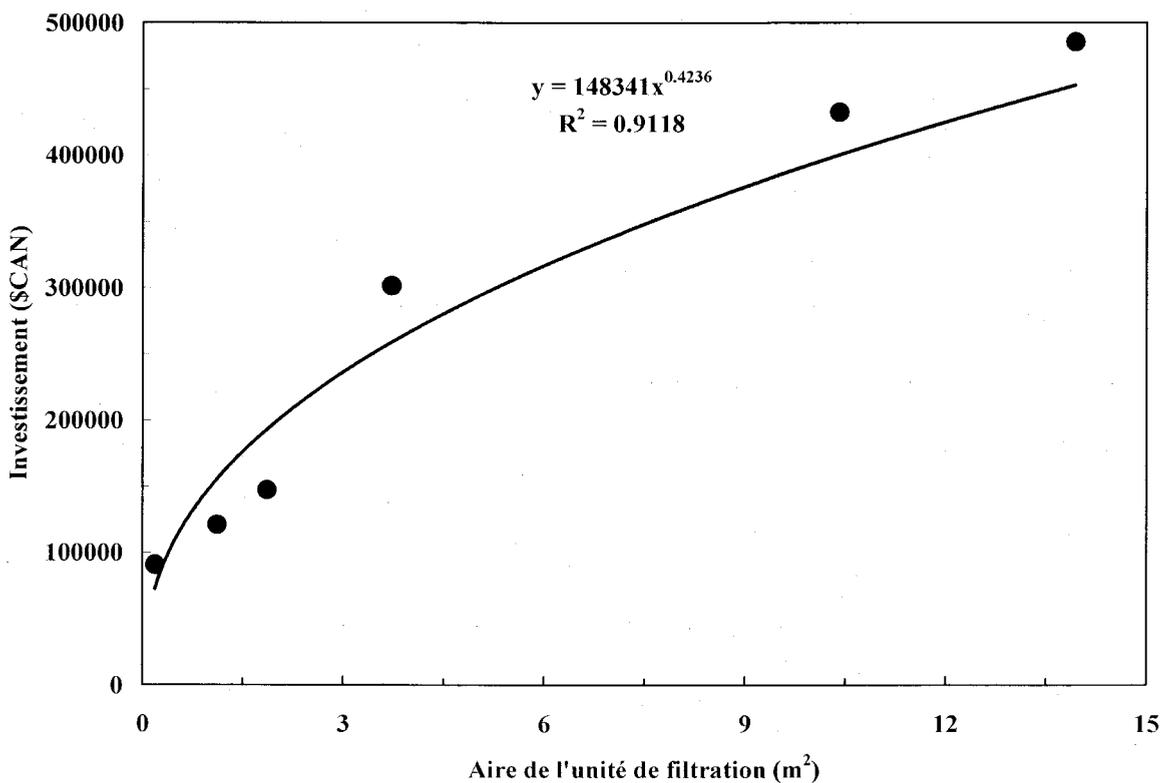


Figure 46 Évaluation des coûts en capital en fonction de l'aire de l'unité de filtration

$$\text{Investissement (\$)} = 148341 (\$/\text{m}^2) * \text{Aire (m}^2\text{)}^{0.4236} \quad (\text{Eq. 24})$$

Toujours selon la USEPA (1999), une unité de traitement par coagulation-floculation qui traite moins de 0.10 mgd (moins de 378.5 m³/jr) nécessite un débit de filtration de 2.5 gpm/ft² (0.00946 m³/min pour une aire de filtration de 0.093 m² donc 0.102 m³/min par m²). Lorsque l'unité traite moins de 1 mgd (moins de 3 785 m³/jr), elle nécessite un débit de filtration de 5 gpm/ft² (0.0189 m³/min pour une aire de filtration de 0.093 m² donc 0.203 m³/min par m²). Le premier cas présenté permet de déterminer l'aire nécessaire pour une unité traitant 50 m³/jr, tandis que le deuxième cas présente les informations nécessaires pour évaluer l'aire nécessaire lors de l'installation d'une unité traitant 1 000 m³/jr. Dans les deux cas étudiés ici et selon la relation (Eq. 24), les résultats d'investissement total sont les suivants :

Tableau 48 Estimation de l'aire de l'unité de filtration associée au traitement par coagulation chimique pour de petits (50 m³/jr) et de plus grands systèmes (1 000 m³/jr)

| Débit d'eau à traiter (m ³ /jr) | Aire de l'unité de filtration (m ²) | Investissement total (\$) |
|--|---|---------------------------|
| 50 | 0.34 | 94 000 |
| 1 000 | 3.41 | 249 000 |

À partir de ces résultats, il est maintenant possible de présenter ces coûts en \$/jr et d'ajouter les coûts d'opération à l'analyse des coûts en capital. Le taux d'intérêt annuel et la période d'amortissement restent les mêmes que lors de l'analyse des coûts faite dans le cas de l'électrocoagulation (Tableau 41). Comme les conditions opératoires lors du traitement par coagulation chimique n'ont pas été optimisées dans la présente étude, les essais qui sont retenus sont ceux pour lesquels les meilleurs résultats d'abattement de la matière organique sont obtenus. Dans le cas des eaux d'abattoir ce sont les essais JT-Al (0.30 g/L) et JT-Fe (0.26 g/L) (présentant respectivement une concentration en alun de 0.30 g/L et de 0.26 g/L de chlorure ferrique), tandis que dans le cas des eaux huileuses, ce sont plutôt les essais JT-Al (0.41 g/L) et JT-Fe (0.49 g/L) qui sont retenus (ceux-ci présentant respectivement une concentration en alun de 0.41 g/L et de 0.49 g/L de chlorure ferrique). Ainsi, les résultats sont présentés aux Tableaux 49 et 50.

L'analyse des coûts d'investissement et des coûts d'opération montre que les coûts totaux du traitement par coagulation chimique des eaux d'abattoir de volailles dans les conditions choisies varient de 1.61 à 2.63 \$/m³ pour une capacité de traitement de 50 m³/jr et de 0.94 à 1.96 \$/m³ pour une capacité de 1 000 m³/jr. Dans le cas des eaux huileuses, les coûts totaux varient de 1.96 à 2.91 \$/m³ pour une capacité de traitement de 50 m³/jr et de 1.29 à 2.24 \$/m³ pour une capacité de 1 000 m³/jr.

Encore une fois, ce sont surtout les coûts d'opération qui sont importants, surtout lors de l'utilisation d'un système de grande taille (ici 1 000 m³/jr). En effet, pour un système de 50 m³/jr, les coûts reliés aux opérations représentent 52 et 71% des coûts totaux de traitement dans le cas des eaux d'abattoir, ainsi que 61 et 74% dans le cas des eaux huileuses. À 1 000 m³/jr, la proportion des coûts associés aux opérations passe à 89 et 95% dans le cas des eaux d'abattoir et à 92 et 95% des coûts dans le cas des eaux huileuses. Les Figures 50 et 51 montrent bien cette tendance, qui est semblable pour toutes les situations présentées ici (peu importe le type d'effluent ou le type d'électrodes), autant lors du traitement par électrocoagulation que par coagulation chimique (les tableaux des résultats sur lesquels se basent ces figures sont présentés à l'annexe E).

Tableau 49 Estimation des coûts journaliers encourus par le traitement par coagulation chimique des eaux issues d'une usine d'abattage de volailles pour de petits (50 m³/jr) et de plus grands systèmes (1 000 m³/jr)

| Paramètres | Eaux issues d'une usine d'abattage de volailles | | | |
|---|---|------------------------------|-----------------|------------------------------|
| | 50 | | 1 000 | |
| Débit traité (m ³ /jr) | 50 | | 1 000 | |
| Coûts en capital (\$) | 94 000 | | 249 000 | |
| Coûts en capital (\$/jr) | 38.4 | | 102 | |
| Coûts d'opération | Alun (0.30 g/L) | FeCl ₃ (0.26 g/L) | Alun (0.30 g/L) | FeCl ₃ (0.26 g/L) |
| Coûts de coagulant (\$/jr) | 48.5 | 19.5 | 970 | 390 |
| Coût de disposition (\$/jr) | 7.5 | 5.0 | 150 | 100 |
| Coût de polymère (\$/jr) | 2.5 | 2.5 | 50 | 50 |
| Coût de NaOH (\$/jr) | 34.5 | 15.0 | 690 | 300 |
| Coût total d'opération (\$/jr) | 93.0 | 42.0 | 1 860 | 840 |
| Coût total de traitement (\$/jr) | 131.4 | 80.4 | 1 962 | 942 |
| Coût total de traitement (\$/m ³) | 2.63 | 1.61 | 1.96 | 0.94 |

Tableau 50 Estimation des coûts journaliers encourus par le traitement par coagulation chimique des eaux huileuses pour de petits (50 m³/jr) et de plus grands systèmes (1 000 m³/jr)

| Paramètres | Eaux huileuses issues de lavage de cales de bateaux | | | |
|---|---|------------------------------|--------------------------|------------------------------|
| | 50 m ³ /jr | | 1 000 m ³ /jr | |
| Débit traité (m ³ /jr) | 50 | | 1 000 | |
| Coûts en capital (\$) | 94 000 | | 249 000 | |
| Coûts en capital (\$/jr) | 38.4 | | 102 | |
| Coûts d'opération | Alun (0.41 g/L) | FeCl ₃ (0.49 g/L) | Alun (0.41 g/L) | FeCl ₃ (0.49 g/L) |
| Coûts de coagulant (\$/jr) | 66.0 | 37.0 | 1 320 | 740 |
| Coût de disposition (\$/jr) | 7.5 | 5.0 | 150 | 100 |
| Coût de polymère (\$/jr) | 2.5 | 2.5 | 50 | 50 |
| Coût de NaOH (\$/jr) | 31.0 | 15.0 | 620 | 300 |
| Coût total d'opération (\$/jr) | 107.0 | 59.5 | 2 140 | 1 190 |
| Coût total de traitement (\$/jr) | 145.4 | 97.9 | 2 242 | 1 292 |
| Coût total de traitement (\$/m ³) | 2.91 | 1.96 | 2.24 | 1.29 |

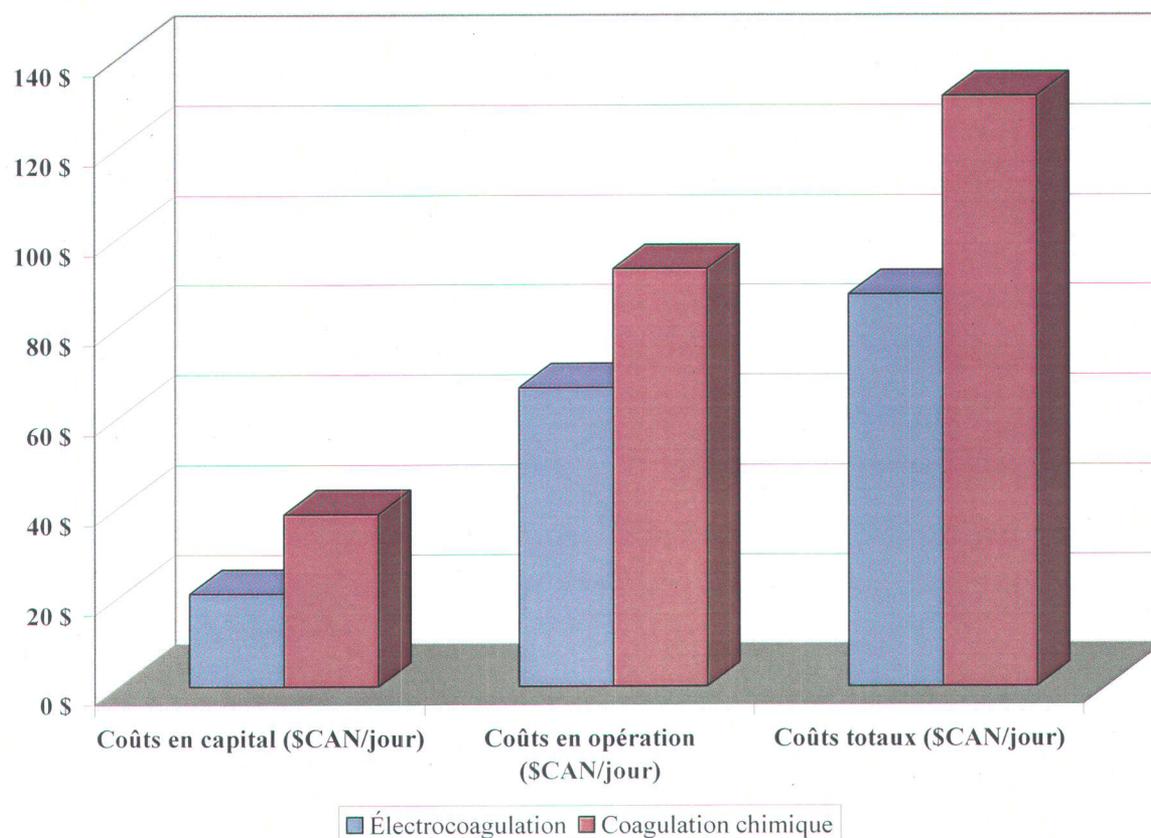


Figure 47 Distribution des coûts de traitement des eaux d'abattoir pour une unité d'une capacité de 50 m³/jr

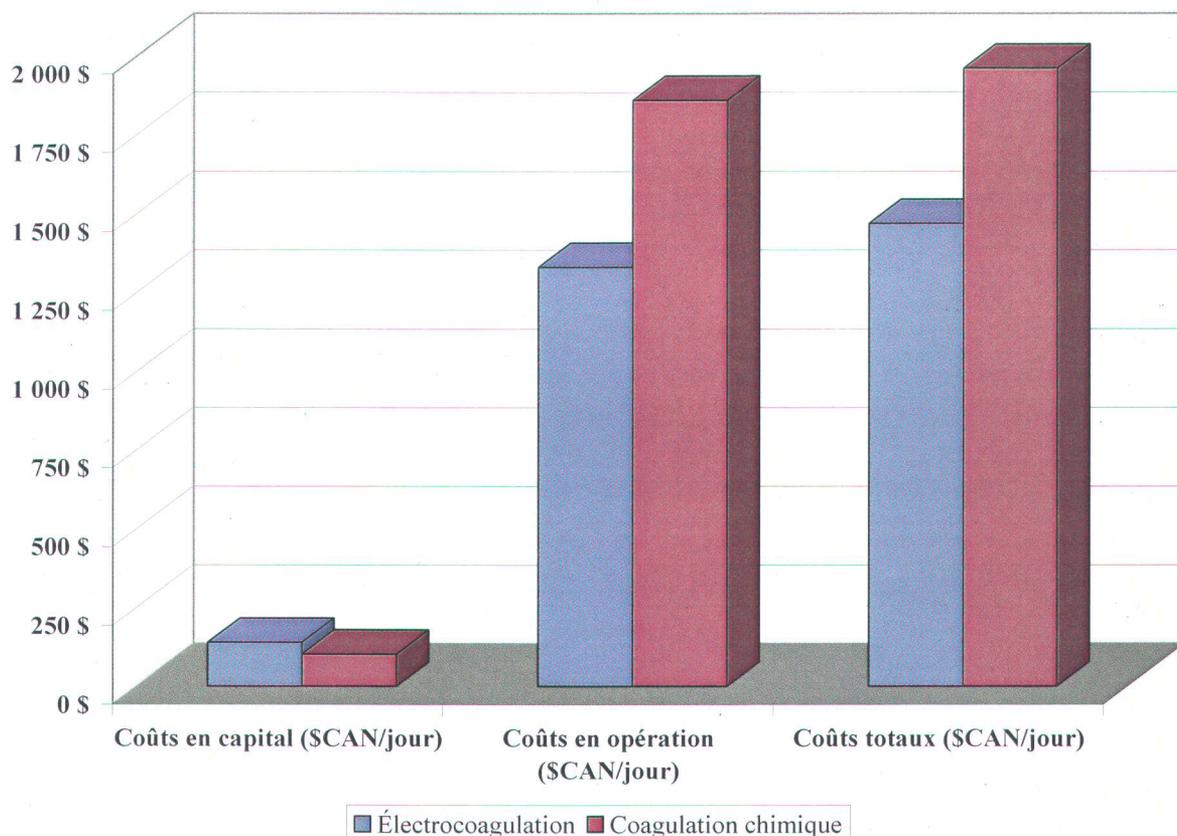


Figure 48 Distribution des coûts de traitement des eaux d'abattoir pour une unité d'une capacité de 1 000 m³/jr

À la lumière des résultats présentés dans cette section, il est donc possible de constater que les coûts de traitement, que ce soit par électrocoagulation ou par coagulation chimique sont grandement influencés par les coûts d'opération. Par contre, pour chacun des traitements, certains paramètres sont plus problématiques que d'autres. Dans le cas de l'électrocoagulation, ce sont les coûts en électrodes et les coûts en énergie qui sont les plus importants, surtout lors de l'utilisation des électrodes d'aluminium (MP-Al (1.5A)). En effet, pour un total de 87.23 \$/jr, près de 13.00 \$/jr proviennent de la demande énergétique et près de 50.00 \$/jr viennent de la consommation en électrodes (pour un système d'une capacité de 50 m³/jr), ce qui représente respectivement 15% et 57% des coûts totaux. Dans le cas des électrodes de fer (BP-Fe (0.3A)), le coût en énergie est relativement semblable (14.50 \$/jr), mais le coût en électrodes est beaucoup moins important puisque le matériau utilisé est moins coûteux (228 \$/t.m. au lieu de 1 526 \$/t.m.).

Dans le cas du traitement par coagulation chimique, les coûts élevés viennent surtout de l'utilisation du coagulant et de la base nécessaire à la neutralisation de l'effluent final. En effet, pour un total de 131.40 \$/jr dans le cas du traitement des eaux d'abattoir, près de 48.50 \$/jr proviennent de l'ajout de coagulant effectuée et près de 34.50 \$/jr viennent de l'étape de neutralisation (pour un système d'une capacité de 50 m³/jr), ce qui représente respectivement 37% et 26% des coûts totaux. Dans le cas des eaux huileuses, la distribution est légèrement différente puisqu'il y a un ajout plus important de coagulant, mais ce sont les mêmes paramètres qui font augmenter les coûts d'opération.

D'une manière globale, le traitement par électrocoagulation semble moins coûteux que le traitement par coagulation chimique dans les conditions choisies. Par contre, il est important de noter qu'il ne s'agit que d'une estimation des coûts. En effet, l'analyse des coûts est faite à partir de documents différents qui fournissent des renseignements plus ou moins détaillés ce qui rend difficile la comparaison systématique entre les deux types de traitement. De plus, les essais effectués lors de l'étude de la coagulation chimique ne sont pas nécessairement optimaux, ce qui peut avoir influencé les coûts en coagulant. Il faut donc garder une certaine réserve dans l'interprétation des résultats.

CONCLUSION

Cette recherche a permis de démontrer l'efficacité de l'électrocoagulation dans le traitement d'effluents industriels chargés en matière organique. En effet, c'est bien par la formation *in situ* d'agent coagulant (Al^{3+} , Fe^{2+}) provenant de la dissolution anodique que les différentes eaux usées testées ont été clarifiées. De plus, l'électroflottation qui est également observée durant le traitement favorise l'accumulation des MES et des graisses à la surface, ce qui en facilite la récupération.

Ainsi, deux types de cellules électrolytiques (configuration monopolaire et bipolaire) constituées d'électrodes planes rectangulaires de fer et d'aluminium ont été conçues et testées sur des eaux usées issues de différentes industries oeuvrant dans divers secteurs d'activités (agroalimentaires, abattoir, transport naval, site d'enfouissement etc.). Suite à une première évaluation du potentiel de l'électrocoagulation dans le traitement de six effluents (eaux usées de scierie, de transformation de viandes, de production de jus de fruits, de production de biscuits, d'abattage de volailles et issues de lavage de cales de bateaux), les deux effluents démontrant le plus d'intérêt économique et environnemental (effluent d'abattoir et effluent issu de lavage de cales de bateaux) ont été retenus pour des essais d'optimisation (intensité de courant, temps de rétention, pH, concentration en électrolyte, conductivité, etc.).

Plus spécifiquement, l'étude menée sur les *eaux usées d'abattoir* a fait ressortir les points suivants :

- L'application du traitement électrochimique utilisant des électrodes de fer en configuration bipolaire BP-Fe (0.3A) ou des électrodes d'aluminium en configuration monopolaire MP-Al (1.5A) suivie de la floculation et de la décantation de la suspension permet d'obtenir des taux moyens d'enlèvement de DCO_t variant entre $80 \pm 4\%$ et $88 \pm 0\%$. De plus, des rendements d'enlèvement de DBO_5 se situant entre $83 \pm 5\%$ et $86 \pm 2\%$ et plus de 98% d'élimination des huiles et graisses (H&G) sont également obtenus. Ces taux d'enlèvement permettent ainsi d'atteindre les normes de rejet à l'égout de la Ville de Québec sans aucun ajustement. En comparaison, des rendements d'abattement de DCO_t

de 23% et 61% sont respectivement mesurés lors d'une simple décantation de l'effluent non traité et lors de la floculation-décantation de l'effluent non-traité.

- La décoloration des eaux d'abattoir est observée par la mesure de la turbidité résiduelle. Des rendements moyens d'élimination de la turbidité allant jusqu'à $99 \pm 0\%$ sont obtenus. En comparaison, des rendements de 2% et 76% sont respectivement mesurés lors d'une simple décantation de l'effluent non-traité et lors de la floculation-décantation de l'effluent non-traité.
- L'efficacité désinfectante du procédé d'électrocoagulation est également vérifiée. Des abattements respectifs allant de trois jusqu'à quatre unités logarithmiques de réduction de bactéries *E. coli* et de bactéries hétérotrophes aérobies et anaérobies facultatives (BHAA) sont enregistrés suite à l'application du procédé.
- Une déphosphatation pratiquement totale est enregistrée suite à l'application du procédé d'électrocoagulation. Des valeurs initiales moyennes de 21 ± 1 mg P- PO_4/L et de 35 ± 0 mg $\text{P}_{\text{tot}}/\text{L}$ sont mesurées dans l'effluent brut, comparativement à des valeurs sous la limite de détection enregistrées dans l'effluent traité.
- Les coûts totaux de traitement (incluant les coûts d'énergie, de consommation d'électrodes et de disposition des résidus) se situent entre $0.58 \text{ \$/m}^3$ et $1.33 \text{ \$/m}^3$.
- Les rendements d'enlèvement de la matière organique enregistrés lors de la coagulation chimique conventionnelle utilisant des sels métalliques (Al_2SO_4 et FeCl_3) sont presque similaires à ceux enregistrés lors de l'électrocoagulation (53 à 61% de réduction de la DCO_s et 82 à 85% de réduction de la DCO_t). En revanche, selon l'étude préliminaire effectuée, les coûts de coagulation chimique classique (0.84 à $1.86 \text{ \$/m}^3$) semblent supérieurs à ceux mesurés lors de l'application de l'électrocoagulation.

Les conclusions relatives aux travaux effectués sur les *eaux usées issues de lavage de cales de bateaux* sont les suivantes :

- L'application du traitement électrochimique utilisant des électrodes de fer en configuration monopolaire MP-Fe (1.5A) ou des électrodes d'aluminium en configuration bipolaire BP-Al (0.3A) suivie de la floculation et de la décantation de la suspension permet d'obtenir des taux moyens d'enlèvement de DCO_t variant entre $69 \pm 1\%$ et $78 \pm 0\%$. De plus, des rendements d'enlèvement de DBO_5 se situant entre $89 \pm 4\%$ et $93 \pm 3\%$ et une élimination des H&G de $90 \pm 1\%$ à $96 \pm 0\%$ sont également obtenus. En comparaison, des rendements d'abattement de DCO_t de 32% et 43% sont respectivement mesurés lors d'une simple décantation de l'effluent non traité et lors de la floculation-décantation de l'effluent non-traité.
- La décoloration des eaux huileuses issues de lavage de cales de bateaux est également observée par la mesure de la turbidité résiduelle. Des rendements moyens d'élimination de la turbidité allant jusqu'à $98 \pm 1\%$ sont obtenus. En comparaison, des rendements de 43% et 58% sont respectivement mesurés lors d'une simple décantation de l'effluent non-traité et lors de la floculation-décantation de l'effluent non-traité.
- Une certaine déphosphatation est enregistrée suite à l'application du procédé d'électrocoagulation. Une valeur initiale moyenne de $243 \pm 5 \text{ mg P}_{\text{tot}}/\text{L}$ est mesurée dans l'effluent brut, comparativement à des valeurs de $13.8 \pm 1.1 \text{ mg P}_t/\text{L}$ et de $54.2 \pm 5.6 \text{ mg P}_t/\text{L}$ enregistrées dans l'effluent traité.
- Les coûts totaux de traitement (incluant les coûts d'énergie, de consommation d'électrodes et de disposition des résidus) se situent entre $0.52 \text{ \$/m}^3$ et $1.04 \text{ \$/m}^3$.
- Les rendements d'enlèvement de la matière organique enregistrés lors de la coagulation chimique conventionnelle utilisant des sels métalliques sont presque similaires à ceux enregistrés lors de l'électrocoagulation (44 à 53% de réduction de la DCO_s et 75 à 76% de réduction de la DCO_t). En revanche, selon l'étude préliminaire effectuée, les coûts de traitement par coagulation chimique classique (1.19 à $2.14 \text{ \$/m}^3$) semblent plus élevés que ceux déterminés avec l'électrocoagulation.

RECOMMANDATIONS

Cette étude a certes permis de mettre en évidence l'efficacité du procédé d'électrocoagulation pour le traitement des eaux usées d'abattoir et des effluents issus de lavage de cales de bateaux, cependant un travail expérimental très important doit être poursuivi afin d'améliorer les développements futurs de ce procédé.

- Il serait intéressant d'évaluer l'impact d'un électrolyte électro-actif tel que le NaCl, lequel électrolyte peut être oxydé à l'anode et entraîner la formation d'acide hypochloreux (HClO), un oxydant puissant et bactéricide capable de dégrader un grand nombre de molécules organiques, sur le système. Un ajustement du pH ou une régulation du courant électrique devrait permettre de réduire la formation de sous-produits toxiques.
- Des essais complémentaires devraient être effectués en laboratoire mais en mode continu cette fois, afin de déterminer l'efficacité du système dans ce mode opératoire.
- Les essais en mode dynamique permettraient également de recueillir les paramètres nécessaires à la conception d'une unité de plus grande capacité (ex. 1 m³), cette unité permettant de tester le procédé à l'échelle pré-industrielle.
- Une fois l'étude de pilotage pré-industrielle complétée, des essais de type industriel devraient être entrepris afin de développer son domaine d'application.
- L'analyse des boues métalliques pourrait également être poussée plus loin en effectuant une caractérisation plus complète des résidus obtenus. Ainsi, il serait possible de voir quel est le potentiel de réutilisation de ces boues, que ce soit pour effectuer un épandage ou pour les utiliser comme source d'énergie.
- L'analyse technico-économique pourrait être refaite en optimisant le traitement par la coagulation chimique sur les effluents testés. Ainsi, la comparaison des coûts d'opération et d'installation pourrait se faire de façon plus détaillée, ce qui pourrait permettre d'évaluer la faisabilité réelle du traitement par électrocoagulation.

RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- Abuzaid N.S., Z. Al-Hamouz, A.A. Bukhari et M.H. Essa (1999) Electrochemical treatment of nitrite using stainless steel electrodes. *Water Air Soil Pollut.*, 109, 429-442.
- Académie des biotechnologies de Grenoble (2006) Page Internet disponible à : <http://www.ac-grenoble.fr/sti-biotechnologies/metiers%20de%20l'eau/gdp/tt%20physico-chimique.htm>, visité en mars 2006, dernière mise à jour le 12 mars 2006.
- Adhoum N. et L. Monser (2004) Decolorization and removal of phenolic compounds from olive mill wastewater by electrocoagulation. *Chem. Eng. Proc.*, 43, 1281-1287.
- Ahmed M.N. et R.N. Ram (1992) Removal of basic dye from wastewater using silica as adsorbent. *Environ. Pollut.*, 77, 79-85.
- Alinsafi A., M. Khemis, M.N. Pons, J.P. Leclerc, A. Yaacoubi, A. Benhammou et A. Nejmeddine (2005) Electro-coagulation of reactive textile dyes and textile wastewater. *Chem. Eng. Proc.*, 44, 461-470.
- Al-Kdasi A., A. Idris, K. Saed et C.T. Guan (2004) Treatment of textile wastewater by advanced oxidation processes-a review. *Global Nest: Int. J.*, 6 (3), 222-230.
- Anon F. (1996) Electroflocculation: removal of oil, heavy metals and organic compounds from oil-in-water emulsions. *Filtr. Sep.*, 33(4), 295-303.
- APHA (1999) *Standard Methods for Examination of Water and Wastewaters*. 19^e édition, American Public Health Association, Washington, DC, États-Unis.
- Armirtharahah A. et K.M. Mills (1982) Rapid-mix design for mechanisms of alum coagulation. *J. Am. Water Works Assoc.*, 74, 210-216.
- Austermann-Haun U., C.F. Seyfried et K.H. Rosenwinkel (1997) UASB-Reactor in the fruit juice industry. *Water Sci. Technol.*, 36(6-7), 407-414.
- Baltpurvins K.A., R.C. Burns, G.A. Lawrance et A.D. Stuart (1997) Effect of electrolyte composition on zinc hydroxide precipitation by lime. *Water Res.*, 31(5), 973-980.
- Bán A., A Schäfer et H. Wendt (1998) Fundamentals of electrosorption on activated carbon for wastewater treatment of industrial effluents. *J. Appl. Electrochem.*, 28, 227-236.

- Banat I.M., P. Nigam, D. Singh et R. Marchant (1996) Microbial decolorization of textile-dye-containing effluents : a review. *Biores. Technol.*, 58, 217-227.
- Barkley N.P., C. Farrell et T. Williams (1993) *Emerging Technology Summary*. SITE : Superfund Innovative Technology Evaluation, USEPA, US Government printing office, Washington, DC, États-Unis.
- 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. *J. Hazard. Mater.*, 120(1-3), 201-211.
- Beck E.C., A.P. Giannini et E.R. Ramirez (1974) Electrocoagulation clarifies food wastewater. *Food Technol.*, 28, 2-4.
- Bejankiwar R.S. (2002) Electrochemical treatment of cigarette industry wastewater : feasibility study. *Water Res.*, 36, 4386-4390.
- Bektaş N., H. Akbulut, H. Inan et A. Dimoglo (2004) Removal of phosphate from aqueous solutions by electro-coagulation. *J. Hazard. Mater.*, 106B, 101-105.
- Benmoussa H. (2005) Communications personnelles.
- Blais J.F. (2004) *Cours Eau 454 Assainissement des eaux*. Notes de cours, INRS-ETE, Université du Québec, Québec, QC, Canada.
- Blöcher C., T. Britz, H.D. Janke et H. Chmiel (2003) Biological treatment of wastewater from fruit juice production using a membrane bioreactor: parameters limiting membrane performance. *Water Sci. Technol. Water Supply*, 3(5), 253-259.
- Calvo L.S., J.P. Leclerc, G. Tanguay, M.C. Cames, G. Paternotte, G. Valentin, A. Rostan et F. Lapique (2003) An electrocoagulation unit for the purification of soluble oil wastes of high COD. *Environ. Prog.*, 22(1), 57-65.
- Can O.T., M. Kobya, E. Demirbas et M. Bayramoglu (2006) Treatment of the textile wastewater by combined electrocoagulation. *Chemosphere*, 62(2), 181-187.
- Caplan J.A., C. Newton et D. Kelemen (2000) Technical report: novel oil/water separator for treatment of oily bilgewater. *Marine Technol.*, 37(2), 111-115.

- Cenkin V.E. et A.N. Belevstev (1985) Electrochemical treatment of industrial wastewater. *Effluent Water Treatment J.*, 25(7), 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 G. (2004) Electrochemical technologies in wastewater treatment. *Sep. Purif. Technol.*, 38, 11-41.
- Chen X., G. Chen et P.L. Yue (2000a) Electrocoagulation and electroflotation of restaurant wastewater. *J. Environ. Eng.*, 126(9), 858-863.
- Chen X., G. Chen et P.L. Yue (2000b) Separation of pollutants from restaurant wastewater by electrocoagulation. *Sep. Purif. Technol.*, 19, 65-76.
- Chowwanapoonpohn S., S. Chewchanwuttiwong, M.J. Garson et D. Buddhasukh (2003) Electrocoagulation and recovery of tannins from tree barks. *J. Appl. Electrochem.*, 33, 647-650.
- Coelho A., A.V. Castro, M. Dezotti et G.L.Jr Sant'Anna (2006) Treatment of petroleum refinery sourwater by advanced oxidation processes. *J. Hazard. Mater.*, B137, 178-184.
- Comninellis C., P. Seigneur, P. Péringer et E. Plattner (1992) Dégradation des polluants organiques industriels : traitement électrochimique, biologique et leur couplage. *Swiss Chem.*, 14, 25-30.
- Costerton J.W., Z. Lewandowski, D.E. Caldwell, D.R. Korber et H.M. Lappin-Scott (1995) Microbial biofilms. Dans: *Annual review of microbiology*. Vol. 49, Ornston L.N., A. Balows et E.P. Greenberg (Éditeurs), Annual Reviews Inc., Palo Alto, CA, États-Unis, pp. 711-745.
- Coulibaly L., G. Gourene et S. Agathos (2003) Utilization of fungi for biotreatment of raw wastewaters. *Afr. J. Biotechnol.*, 2(12), 620-630.
- Daneshvar N., A. Oladegaragoze et N. Djafarzadeh (2006) Decolorization of basic dye solutions by electrocoagulation: an investigation of the effect of operational parameters. *J. Hazard. Mater.*, B129, 116-122.

- Daneshvar N., H. Ashassi-Sorkhabi et A. Tizpar (2003) Decolorization of orange II by electrocoagulation method. *Sep. Purif. Technol.*, 21, 153-162.
- Degrémont (1972) *Mémento technique de l'eau*. Degrémont, Paris, France.
- Degrémont (1989) *Mémento technique de l'eau*. 2 tomes, Degrémont, Paris, France.
- Desjardins R. (1990) *Le traitement des eaux*. 1^{ère} Édition. École Polytechnique de Montréal, Montréal, QC, Canada.
- Djedidi Z., P. Drogui, R. Ben Cheikh, G. Mercier et J.F. Blais (2005) Laboratory study of successive soil saline leaching and electrochemical lead recovery. *J. Environ. Eng.*, 131(2), 305-314.
- Do J.S. et M.L. Chen (1994) Decolorization of dye-containing solution by electrocoagulation. *J. Appl. Electrochem.*, 24, 785-790.
- Donini J.C., C.W. Angle, T.A. Hassan, K.L. Kaperski, J. Kan, K.L. Kar et S.S. Thind (1993) Electrocoagulation. Emerging Separation Technologies for Metals and Fuels Processing Symposium. V. I. Lakshmanan, R. G. Bautista, & P. Somasundaran (Éditeurs), Palm Coast, Florida, USA, 13 au 18 mars 1993, pp. 409-424.
- Dua M., A. Singh et A.K. Johri (2002) Biotechnology and bioremediation: success and limitations. *Appl. Microbiol. Biotechnol.*, 59, 143-152.
- Eco-Via® LLC (2006) Page Internet disponible à : <http://www.eco-via.com/about.shtml>, visité en mars 2006, création du site en 2004.
- Edeline F. (1996) *L'épuration physico-chimique des eaux, théorie et technologie*. 3^{ème} Édition, Éditions CEBEDOC, Liège, France.
- Edwards F.G., D.L. Fendley et J.V. Lunsford (2006) Electrolytic treatment of an industrial wastewater from a hosiery plant. *Water Environ. Res.*, 78, 435-441.
- El-Masry M.H., O.M. Sadek et W.K. Mekhemer (2004) Purification of raw surface water using electro-coagulation method. *Water Air Soil Pollut.*, 158, 373-385.
- Emamjomeh M.M. et M. Sivakumar (2006) An empirical model for defluoridation by batch monopolar electrocoagulation/flotation (ECF) process. *J. Hazard. Mater.*, B131, 118-125.

- Exall K.N. et G.W. Vanloon (2000) Using coagulants to remove organic matter. *J. Am. Water Works Assoc.*, 92, 93-102.
- Eynard N., B. Gueguen, A. Bénichou, P. Cabanes et J. Tessier (1999) Éradication de légionnelles par champs électriques. Journée d'Électrochimie, Toulouse, France, 1 au 4 juin 1999.
- Findlay G.E., D.L. Fendley et J.V. Lunsford (2006) Electrolytic treatment of an industrial wastewater from a hosiery plant. *Water Environ. Res.*, 78(4), 435-441.
- Frigon J.C., R. Cimpoaia et S.R. Guiot (2003) Sequential anaerobic/aerobic biotreatment of bark leachate. *Water Sci. Technol.*, 48(6), 203-209.
- Gandini D., C. Comninellis, N. Belhadj Tahar et A. Savall (1998) Traitement électrochimique des eaux résiduaires chargées en matières organiques toxiques. *Actualité Chimique*, 10, 68-73.
- Ge J., J. Qu, P. Lei et H. Liu (2004) New bipolar electrocoagulation-electroflotation process for the treatment of laundry wastewater. *Sep. Purif. Technol.*, 36, 33-39.
- Glembotskii V.A., A.A. Mamakov, A.M. Ramanov et V.E. Nenno (1975) Proceedings of the 11th International Mineral Processing Congress, Ente Minerario-Sardo, Cagliari, Italie, pp. 562-581.
- Golder A.K., N. Hridaya, A.N. Samanta et S. Ray (2005) Electrocoagulation of methylene blue and eosin yellowish using mild steel electrodes. *J. Hazard. Mater.*, B127, 134-140.
- Grimm J., D. Bessarabov et R. Sanderson (1998) Review of electro-assisted methods for water purification. *Desalination*, 115, 285-294.
- Holt P.K., G.W. Barton, M. Wark et C.A. Mitchell (2002) A quantitative comparison between chemical dosing and electrocoagulation. *Colloids Surf. A: Physicochem. Eng. Aspects*, 211, 233-248.
- Ibanez J.G., M.M. Singh et Z. Szafran (1998) Laboratory experiments on electrochemical remediation of the environment. Part 4: Color removal of simulated wastewater by electrocoagulation-electroflotation. *J. Chem. Educ.*, 75(8), 1040-1041.
- Inan H., A. Dimoglo, H. Simisek et M. Karpuzcu (2004) Olive oil mill wastewater treatment by means of electro-coagulation. *Sep. Purif. Technol.*, 36, 23-31.

- IWMRC (Illinois Waste Management and Research Center) (2006) Page Internet disponible à : http://www.wmrc.uiuc.edu/main_sections/info_services/library_docs/TN/00-71Electrocoagulation.pdf (document publié en 2001), visité en mars 2006, mise à jour en 2006.
- Jiang J.Q., N. Graham, C. André, G.H. Kelsall et N. Brandon (2002) Laboratory study of electrocoagulation-flotation for water treatment. *Water Res.*, 36, 4064-4078.
- Jolivet J.P. (1994) *De la solution à l'oxyde, Condensation des cations en solution aqueuse, Chimie des surfaces des oxydes*. Inter Édition, Paris, France.
- Kaminari N.M.S., M.J.J.S. Ponte, H.A. Ponte et A.C. Neto (2005) Study of the operational parameters involved in designing a particle bed reactor for the removal of lead from industrial wastewater- central composite design methodology. *Chem. Eng. J.*, 105, 111-115.
- Kantardjieff A. et J.P. Jones (2000) Pulp and paper biosolids dewatering: why we can win the war with water. *Pulp Paper Can.*, 101(10), T284-T287.
- Karakulski K., W.A. Morawski et J. Grzechulska (1998) Purification of bilge water by hybrid ultrafiltration and photocatalytic processes. *Sep. Purif. Technol.*, 14, 163-173.
- Karpuzcu M., A. Dimoglo et H.Y. Akbulut (2002) Purification of agro-industrial wastewater from the grease-protein mixture by means of electroflotocoagulation. *Water Sci. Technol.*, 45(12), 233-240.
- Kashefialasl M., M. Khosravi, R. Marandi et K. Seyyedi (2006) Treatment of dye solution containing colored index acid yellow 36 by electrocoagulation using iron electrodes. *Int. J. Environ. Sci. Technol.*, 2(4), 365-371.
- Kaspar Corporation (2006) Page Internet disponible à : www.kaselco.com, visité en mars 2006, création du site en 2000.
- Khemis M., G. Tanguy, J.P. Leclerc, G. Valentin et F. Lapique (2005) Electrocoagulation for the treatment of oil suspensions: relation between the rates of electrode reactions and the efficiency of waste removal. *Process Safety Environ. Protection*, 83(B1), 50-57.

- Khemis M., J.-P. Leclerc, G. Tanguy, G. Valentin et F. Lapique (2006) Treatment of industrial liquidwastes by electrocoagulation: experimental investigations and an overall interpretation model. *Chem. Eng. Sci.*, 61, 3602-3609.
- Kobya M., E. Senturk et M. Bayramoglu (2006) Treatment of poultry slaughterhouse wastewaters by electrocoagulation. *J. Hazard. Mater.*, B133, 172-176.
- Koparal A.S., Y. Yavuz, Ü. Bakir Öğütveren (2002) Electroadsorption of acilan blau dye from textile effluents by using activated carbon-perlite mixtures. *Water Environ. Res.*, 74(6), 521-525.
- Koren J.P.F. et U. Syversen (1995) State-of-the-art electroflocculation. *Filtr. Sep.*, 32(2), 153-156.
- Kumar P.R., S. Chaudhari, K.C. Khilar et S.P. Mahajan (2004) Removal of arsenic from water by electrocoagulation. *Chemosphere*, 55, 1245-1252.
- Kupferle M.J., A. Galal et P.L. Bishop (2004) Electrolytic treatment of azo dyes containing o,o'-dihydroxyazo complexation sites. *J. Environ. Eng. Sci.*, 3, 223-229.
- Lai C.L. et K.S. Lin (2006) Sludge conditioning characteristics of copper chemical mechanical polishing wastewaters treated by electrocoagulation. *J. Hazard. Mater.*, B136, 183-187.
- 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. *J. Environ. Eng.*, 131(9), 1302-1310.
- Lin C.J., S.L. Lo, C.Y. Kuo et C.H. Wu (2005) Pilot-scale electrocoagulation with bipolar aluminium electrodes for on-site domestic greywater reuse. *J. Environ. Eng.*, 131(3), 491-495.
- Lin S.H. et C.F. Peng (1996) Continuous treatment of textile wastewater by combined coagulation, electrochemical oxidation and activated sludge. *Water Res.*, 30(3), 587-592.
- Lin S.H. et M.L. Chen (1997) Treatment of textile wastewater by chemical methods for reuse. *Water Res.*, 31(4), 868-876.
- Liu D.H.F. et B.G. Lipták (1997) *Environmental Engineers' Handbook*. 2nd Edition. CRC Press LLC, Boca Raton, Floride, États-Unis.

- López Bernal J., J.R. Portela Miguélez, E. Nebot Sanz et E. Martínez de la Ossa (1999) Wet air oxidation of oily wastes generated aboard ships: kinetic modeling. *J. Hazard. Mater.*, B67, 61-73.
- MARPOL (1973-78) International Convention for the Prevention of Pollution from Ships.
- 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. *Can. Agric. Eng.*, 42(3), 139-146.
- Mba D., R.H. Bannister et G.E. Findlay (1999) Mechanical redesign of the rotating biological contactor. *Water Res.*, 33, 3679-3688.
- MEQ - Ministère de l'Environnement et de la Faune (1999) *Guide technique sectoriel : industrie de transformation de l'abattage animal*. Service de l'assainissement des eaux, Direction des politiques du secteur industriel, Gouvernement du Québec, Québec, QC, Canada.
- Metcalf et Eddy (2003) *Wastewater Engineering, Treatment and Reuse*. 4th Edition, The McGraw-Hill Companies Inc., New York, NY, États-Unis.
- Meunier N., P. Drogui, C. Gourvenec, G. Mercier, R. Hausler et J.F. Blais (2004) Removal of metals in leachate from sewage sludge using electrochemical technology. *Environ. Technol.*, 25, 235-245.
- Mollah M.Y.A., R. Schennach, J.R. Parga et D.L. Cocks (2001) Electrocoagulation (EC)-science and applications. *J. Hazard. Mater.*, B84, 29-41.
- N.E.A.T. Environment™ Inc. (2006) Page Internet disponible à : www.neatenvironment.com, visité en mars 2006, création du site en 1999.
- Niu J. et B.E. Conway (2002a) Molecular structure factors in adsorptive removal of pyridinium cations, 1,4-pyrazine and 1-quinoline at high-area C-cloth electrodes for waste-water remediation. *J. Electroanal. Chem.*, 529, 84-96.
- Niu J. et B.E. Conway (2002b) Development of techniques for purification of waste waters: removal of pyridine from aqueous solution by adsorption at high-area C-cloth electrodes using in situ optical spectrometry. *J. Electroanal. Chem.*, 521, 16-28.

- Niu J. et B.E. Conway (2003) Adsorption of organics onto an high-area C-cloth electrode from organic solvents and organic solvent/water mixtures. *J. Electroanal. Chem.*, 546, 59-72.
- Olivera N.L., M.G. Commendatore, A.C. Morán et J.L. Esteves (2000) Biosurfactant-enhanced degradation of residual hydrocarbons from ship bilge waste. *J. Ind. Microbiol. Biotechnol.*, 25, 70-73.
- Olivera N.L., M.G. Commendatore, O. Delgado et J.L. Esteves (2003) Microbial characterization and hydrocarbon biodegradation potential of natural bilge waste microflora. *J. Ind. Microbiol. Biotechnol.*, 30, 542-548.
- Pagga U. et D. Brown (1986) The degradation of dyestuffs: part II behaviour of dyestuffs in aerobic biodegradation tests. *Chemosphere*, 15, 479-491.
- Parekh B.K. (1979) Dissertation, Pennsylvania University, State College, PA, États-Unis.
- Persin F. et M. Rumeau (1989) Le traitement électrochimique des eaux. *Tribune de l'eau*, 82(3), 45-56.
- Phutdhawong W., S. Chowwanapoonpohn et D. Buddhasukh (2000) Electrocoagulation and subsequent recovery of phenolic compounds. *Anal. Sci.*, 16, 1083-1084.
- Pouet M.F. et A. Grasmick (1995) Urban wastewater treatment by electrocoagulation and flotation. *Water Sci. Technol.*, 31(3-4), 275-283.
- Pouet M.F., F. Persin et M. Rumeau (1991) Electrocoagulation-flotation as pretreatment in tangential microfiltration in water treatment. Dans: *Récents progrès en génie des procédés*. No. 5.12, Édition Lavoisier, Paris, France, pp. 195-200.
- Powell Water Systems Inc. (2006) Page Internet disponible à: www.powellwater.com, visité en mars 2006, dernière mise à jour le 3 janvier 2002.
- Pulgarin C., N. Adler, P. Péringier et C. Comninellis (1994) Electrochemical detoxication of a 1,4-benzoquinone solution in wastewater treatment. *Water Res.*, 28(4), 887-893.
- Pushkarev V.V., A.G. Yuzhaninov et S.K. Men (1983) *Treatment of oil-containing wastewater*. Allerton Press Inc., New York, NY, États-Unis, 214 p.
- Quinn J.M. et P.N. Farlane (1989) Effects of slaughterhouse and dairy factory wastewater on epilithon: a comparison in laboratory streams. *Water Res.*, 23, 1267-1273.

- Rajeshwar K. et J. Ibanez (1997) *Environmental electrochemistry - Fundamentals and applications in pollution abatement*. Academic Press, San Diego, CA, États-Unis, 776 p.
- Rajkumar D., J.G. Kim et K. Palanivelu (2005) Indirect electrochemical oxidation of phenol in the presence of chloride for wastewater treatment. *Chem. Eng. Technol.*, 28(1), 98-105.
- Rincon N. (2002) *Anaerobic treatment of petroleum production water*. Thèse de doctorat, Institut National des Sciences Appliquées, Toulouse, France, 201 p.
- Rintala J.A. et J.A. Puhakka (1994) Anaerobic treatment in pulp-and paper-mill waste management: a review. *Biores. Technol.*, 47(1), 1-18.
- Roques H. (1979) *Fondements théoriques du traitement biologique des eaux, volume 1*. Technique et Documentation, Paris, France.
- Rumeau M. (1989) Méthodes électrolytiques de traitement des effluents - Première partie. Electro-coagulation, flottation, détoxification, chloration. *L'eau et l'industrie*, 47-51.
- Ryan P.E., T.F. Stanczyk et B.K. Parekh (1989) Solid/liquid separation using alternating current electrocoagulation. Proceedings of the 1989 International Symposium on solid/liquid separation: waste management and productivity enhancement, H.S. Muralidhara, pp. 469-478.
- Sangodoyin A.Y. et O.M. Agbawhe (1992) Environmental study on surface and groundwater pollutants from abattoir effluents. *Biores. Technol.*, 41, 193-200.
- Satyanarayan S., T. Ramakan et A.P. Vanerkar (2005) Conventional approach abattoir wastewater treatment. *Environ. Technol.*, 26, 441-447.
- Savas Koparal A. et U.B. Ögütveren (2002) Removal of nitrate from water by electroreduction and electrocoagulation. *J. Hazard. Mater.*, B89, 83-94.
- Şengil I.A., M. Özacar et B. Ömürlü (2004) Decolorization of C.I. reactive red 124 using the electrocoagulation method. *Chem. Biochem. Eng.*, 18(4), 391-401.
- Szpyrkowicz L. (2005) Hydrodynamic effects on the performance of electro-coagulation/electro-flotation for the removal of dyes from textile wastewater. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 44, 7844-7853.

- Tomaszewska M., A. Orecki et K. Karakulski (2005) Treatment of bilge water using a combination of ultrafiltration and reverse osmosis. *Desalination*, 185, 203-212.
- Tremblay A.Y., H. Peng et D.E. Veinot (2002) Design and performance of an inorganic MF/polymeric UF system for the treatment of a difficult waste stream containing both colloidal and micron sized particles. *Desalination*, 149, 151-152.
- USEPA (1999) *Technologies and costs for removal of arsenic from drinking water*. Targeting and analysis branch standards and risk management division office of ground water and drinking water, Washington, DC, États-Unis, 289 p.
- Verma S., R. Bhargava et V. Pruthi (2006) Oily sludge degradation by bacteria from Ankleshwar, India. *Int. Biodeter. Biodegrad.*, 57, 207-213.
- Vernhes M.C., A. Bénichou et P. Pernin (1999) Éradication des amibes par utilisation de champs électriques pulsés. Journée d'Électrochimie, Toulouse, France, 1 au 4 juin 1999.
- Vik E.A., D.A. Carlson, A.S. Eikum et E.T. Gjessing (1984) Electrocoagulation of potable water. *Water Res.*, 18, 1355-1360.
- Ville de Québec (2001) *Normes de rejets dans le réseau d'égout sanitaire ou unitaire*. Publications municipales, Québec, QC, Canada.
- Vyglazova C., E. Dolnikov et G. Chernysh (1975) Étude de l'activité électrique de décharge électrique dans l'eau et la mise en évidence d'une relation entre la survie des microorganismes, leur nature et le nombre de décharge d'énergie déterminée. *Electrokhimiya Iteckhnologiya*, 21(7), 99-101.
- Wendt H. et G. Kreysa (2001) *Génie électrochimique - Principes et procédés*. Dunod, Paris, France.
- Xu X. et X. Zhu (2004) Treatment of refractory oily wastewater by electro-coagulation process. *Chemosphere*, 56, 889-894.
- Yang C.L. et G. Kravets (2002) Removal of cadmium in leachate from waste alumina beads using electrochemical technology. *Chem. Eng Comm.*, 189, 827-848.
- Zaroual Z., M. Azziz, N. Saib et E. Chainet (2006) Contribution to the study of electrocoagulation mechanism in basic textile effluent. *J. Hazard. Mater.*, B131, 73-78.

ANNEXE A : CARACTÉRISATION DES EFFLUENTS

Tableau 51 Caractéristiques des eaux de scierie

| Paramètres | Réception mars 2005 |
|--|---------------------|
| pH | 3.41 ± 0.03 |
| Conductivité (µS/cm) | 818 ± 6 |
| Turbidité (NTU) | - |
| DCO _s (mg/L) | 28 000 ± 2710 |
| DCO _t (mg/L) | - |
| COD (mg/L) | 9 490 |
| COT (mg/L) | 9 160 |
| NTK (mg/L) | <LD |
| N-NH ₄ (mg/L) | - |
| N-(NO ₂ -NO ₃) (mg/L) | - |
| MES (mg/L) | 213 ± 11 |
| MVES (mg/L) | 183 ± 6 |
| ST (mg/L) | 14 000 ± 330 |
| SV (mg/L) | 11 700 ± 310 |

Tableau 52 Analyse des éléments (mg/L) contenus dans les eaux de scierie

| Éléments | Réception mars 2005 |
|----------|---------------------|
| Al | 50.2 |
| As | <LD |
| Ca | 127 |
| Cd | <LD |
| Cr | 0.12 |
| Cu | 0.19 |
| Fe | 85.5 |
| K | 59.0 |
| Mg | 50.0 |
| Mn | 20.2 |
| Na | 9.84 |
| Ni | 0.08 |
| P | 17.7 |
| Pb | <LD |
| S | 18.3 |
| Zn | 2.16 |

Tableau 53 Caractéristiques des eaux d'usine de jus de fruits

| Paramètres | Réception mars 2005 |
|--|------------------------|
| pH | 5.83 ± 0.07 |
| Conductivité (µS/cm) | 131 ± 5 |
| Turbidité (NTU) | - |
| DCO _s (mg/L) | 3 210 ± 210 |
| DCO _t (mg/L) | - |
| COD (mg/L) | 734 |
| COT (mg/L) | 733 |
| NTK (mg/L) | <LD |
| N-NH ₄ (mg/L) | - |
| N-(NO ₂ -NO ₃) (mg/L) | - |
| MES (mg/L) | 112 ± 12 |
| MVES (mg/L) | 90 ± 9 |
| ST (mg/L) | 1 020 ± 60 |
| SV (mg/L) | 779 ± 77 |

Tableau 54 Analyse des éléments (mg/L) contenus dans les eaux d'usine de jus de fruits

| Éléments | Réception mars 2005 |
|----------|------------------------|
| Al | 0.44 |
| As | 0.09 |
| Ca | 6.52 |
| Cd | <LD |
| Cr | 0.03 |
| Cu | 0.04 |
| Fe | 0.49 |
| K | 1.80 |
| Mg | 2.31 |
| Mn | 0.07 |
| Na | 19.9 |
| Ni | 0.02 |
| P | 1.91 |
| Pb | 0.08 |
| S | 14.7 |
| Zn | 0.10 |

Tableau 55 Caractéristiques des eaux d'usine de biscuits et céréales

| Paramètres | Réception août 2006 |
|--|---------------------|
| pH | 5.63 ± 0.09 |
| Conductivité (µS/cm) | 112 ± 6 |
| Turbidité (NTU) | 35.5 |
| DCO _s (mg/L) | 366 ± 8 |
| DCO _i (mg/L) | 409 ± 3 |
| COD (mg/L) | - |
| COT (mg/L) | - |
| NTK (mg/L) | <LD |
| N-NH ₄ (mg/L) | - |
| N-(NO ₂ -NO ₃) (mg/L) | - |
| MES (mg/L) | 117 ± 13 |
| MVES (mg/L) | 117 ± 13 |
| ST (mg/L) | 324 ± 71 |
| SV (mg/L) | 92.2 ± 35.3 |

Tableau 56 Analyse des éléments (mg/L) contenus dans les eaux d'usine de biscuits et céréales

| Éléments | Réception août 2005 |
|----------|---------------------|
| Al | 0.26 |
| As | <LD |
| Ca | 23.0 |
| Cd | <LD |
| Cr | <LD |
| Cu | 0.13 |
| Fe | <LD |
| K | 2.91 |
| Mg | 3.09 |
| Mn | 0.04 |
| Na | 14.2 |
| Ni | <LD |
| P | <LD |
| Pb | <LD |
| S | <LD |
| Zn | <LD |

Tableau 57 Caractéristiques des eaux d'usine de transformation des viandes

| Paramètres | Réception mars 2005 |
|--|------------------------|
| pH | 5.80 ± 1.21 |
| Conductivité (µS/cm) | 11 700 ± 1 320 |
| Turbidité (NTU) | - |
| DCO _s (mg/L) | 2 760 ± 387 |
| DCO _t (mg/L) | - |
| COD (mg/L) | 205 |
| COT (mg/L) | 373 |
| NTK (mg/L) | 155 ± 10 |
| N-NH ₄ (mg/L) | - |
| N-(NO ₂ -NO ₃) (mg/L) | - |
| MES (mg/L) | 739 ± 27 |
| MVES (mg/L) | 650 ± 10 |
| ST (mg/L) | 12 900 ± 130 |
| SV (mg/L) | 1 800 ± 120 |

Tableau 58 Analyse des éléments (mg/L) contenus dans les eaux d'usine de transformation des viandes

| Éléments | Réception mars 2005 |
|----------|------------------------|
| Al | <LD |
| As | 0.06 |
| Ca | 11.1 |
| Cd | <LD |
| Cr | 0.04 |
| Cu | 0.09 |
| Fe | 3.27 |
| K | 23.3 |
| Mg | 1.79 |
| Mn | 0.09 |
| Na | 1040 |
| Ni | 0.04 |
| P | 89.9 |
| Pb | 0.04 |
| S | 20.3 |
| Zn | 0.24 |

Tableau 59 Caractéristiques des eaux huileuses issues du lavage de cales de bateaux

| Paramètres | Réception février 2005 | Reprise mars 2006 (même réception) |
|--|---------------------------|---------------------------------------|
| pH | 7.09 ± 0.10 | 7.06 ± 0.02 |
| Conductivité (µS/cm) | 668 ± 13 | 714 ± 5 |
| Turbidité (NTU) | - | 2 610 ± 70 |
| DCO _s (mg/L) | 2 960 ± 410 | 2 010 ± 50 |
| DCO _t (mg/L) | - | 3 420 ± 320 |
| COD (mg/L) | 396 | - |
| COT (mg/L) | 468 | - |
| NTK (mg/L) | 125 ± 2 | - |
| N-NH ₄ (mg/L) | - | - |
| N-(NO ₂ -NO ₃) (mg/L) | - | - |
| MES (mg/L) | 573 ± 18 | 696 ± 42 |
| MVES (mg/L) | 380 ± 18 | 504 ± 34 |
| ST (mg/L) | 3 090 ± 200 | 2 930 ± 60 |
| SV (mg/L) | 1 410 ± 130 | 1 420 ± 80 |

Tableau 60 Analyse des éléments (mg/L) contenus dans les eaux huileuses

| Éléments | Réception février 2005 | Reprise mars 2006 (même réception) |
|----------|---------------------------|---------------------------------------|
| Al | 1.76 | 4.99 |
| As | <LD | <LD |
| Ca | 12.4 | 35.3 |
| Cd | <LD | 0.11 |
| Cr | 0.08 | 0.09 |
| Cu | 0.65 | 1.66 |
| Fe | 11.0 | 35.6 |
| K | 26.6 | 109 |
| Mg | 2.65 | 6.45 |
| Mn | 0.40 | 1.00 |
| Na | 95.8 | 308 |
| Ni | 0.06 | 0.18 |
| P | 96.9 | 263 |
| Pb | 0.16 | 0.14 |
| S | 32.2 | 51.0 |
| Zn | 1.66 | 5.13 |

Tableau 61 Caractéristiques des eaux d'abattoir

| Paramètres | Réception mai 2005 | Réception juillet 2006 | Réception août 2005 | Réception août 2006 |
|--|-----------------------|---------------------------|---------------------------------|------------------------|
| pH | 6.33 ± 0.12 | 6.39 ± 0.17 | 6.33 ± 0.13 | 6.41 ± 0.04 |
| Conductivité (µS/cm) | 393 ± 73 | 383 ± 23 | 469 ± 10 | 394 ± 3 |
| Turbidité (NTU) | - | - | 977 ± 83 | 1 040 ± 10 |
| DCO ₃ (mg/L) | 1 410 ± 100 | 1 130 ± 100 | 1 270 ± 30 | 1 500 ± 130 |
| DCO _t (mg/L) | - | - | 3 340 ± 180 | 4 560 ± 30 |
| COD (mg/L) | 107 | - | 580 ± 42 | - |
| COT (mg/L) | 253 | - | 720 ± 24 | - |
| NTK (mg/L) | 310 ± 5 | - | 197 ± 15 | 110 ± 13 |
| N-NH ₄ (mg/L) | - | - | 85.9 ± 3.6 | - |
| N-(NO ₂ -NO ₃) (mg/L) | - | - | 2.2 ± 3.0 | - |
| MES (mg/L) | 675 ± 50 | 1 050 ± 60 | 1 460 ± 220 | 630 ± 56 |
| MVES (mg/L) | 630 ± 57 | 1 010 ± 50 | 1 430 ± 220 | 540 ± 58 |
| ST (mg/L) | 2 090 ± 160 | 2 470 ± 280 | 3 080 ± 520 | 2 040 ± 320 |
| SV (mg/L) | 1 440 ± 180 | 2 200 ± 80 | 2 710 ± 510 | 1 620 ± 320 |
| H&G (mg/L) | - | - | 850 ± 119 | - |
| DBO ₅ (mg O ₂ /L) | - | - | 2 930 ± 210 | - |
| <i>E. coli</i> (UFC/100 mL) | - | - | (2.83 ± 1.31) x 10 ⁷ | - |
| BHAA (UFC/mL) | - | - | (3.67 ± 1.50) x 10 ⁷ | - |

Tableau 62 Analyse des éléments (mg/L) contenus dans les eaux d'abattoir

| Éléments | Réception mai 2005 | Réception juillet 2006 | Réception août 2005 | Réception août 2006 |
|----------|-----------------------|---------------------------|------------------------|------------------------|
| Al | 0.46 | 0.66 | 0.24 | 0.44 |
| As | <LD | <LD | <LD | <LD |
| Ca | 17.5 | 24.6 | 19.1 | 25.4 |
| Cd | <LD | <LD | <LD | <LD |
| Cr | 0.02 | 0.02 | 0.01 | <LD |
| Cu | 0.14 | 0.21 | 0.34 | 0.09 |
| Fe | 1.82 | 1.72 | 1.66 | 2.43 |
| K | 74.8 | 79.7 | 77.1 | 72.1 |
| Mg | - | 11.3 | 9.39 | 10.9 |
| Mn | 0.15 | 0.16 | 0.10 | 0.23 |
| Na | 83.4 | 128 | 118 | 104 |
| Ni | <LD | <LD | <LD | <LD |
| P | 29.1 | 30.7 | 26.0 | 33.2 |
| Pb | <LD | 0.03 | 0.05 | <LD |
| S | 29.3 | 22.6 | 28.6 | 33.8 |
| Zn | 0.42 | 0.45 | 0.34 | 0.66 |

ANNEXE B : ESSAIS DE BASE

Tableau 63 Concentration en éléments inorganiques en solution lors de l'évaluation du potentiel de l'électrocoagulation : utilisation des électrodes en configuration monopolaire

| Paramètres | Eaux usées industrielles | | | | | | | | | | | |
|---------------------------|--------------------------|------|--------------|------|----------------------|------|---------------------------|------|-----------------------|-----|------------------|-----|
| | Scierie | | Jus de fruit | | Biscuits et céréales | | Transformation de viandes | | Abattage de volailles | | Cales de bateaux | |
| | Fe | Al | Fe | Al | Fe | Al | Fe | Al | Fe | Al | Fe | Al |
| Type d'électrodes | | | | | | | | | | | | |
| Intensité imposée (A) | 2.0 | 2.0 | 2.0 | 2.0 | 2.0 | 2.0 | 2.0 | 2.0 | 2.0 | 2.0 | 2.0 | 2.0 |
| Temps de traitement (min) | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 |
| P soluble initial (mg/L) | 42.5 | 40.7 | 0.21 | 0.18 | <LD | <LD | 268 | 277 | - | - | - | - |
| P soluble final (mg/L) | 35.1 | 39.7 | 0.06 | <LD | <LD | <LD | 63.2 | 2.46 | - | - | - | - |
| Fe soluble initial (mg/L) | 295 | 319 | 0.47 | 0.45 | <LD | <LD | 7.90 | 9.08 | - | - | - | - |
| Fe soluble final (mg/L) | 2310 | 235 | <LD | <LD | 737 | <LD | 0.71 | <LD | - | - | - | - |
| Al soluble initial (mg/L) | 136 | 127 | 1.48 | 1.59 | 0.21 | 0.21 | 0.52 | 0.70 | - | - | - | - |
| Al soluble final (mg/L) | 123 | 773 | <LD | 0.75 | 0.74 | 1.85 | 0.98 | 109 | - | - | - | - |

Tableau 64 Évaluation du potentiel de l'électrocoagulation : utilisation des électrodes en configuration bipolaire

| Paramètres | Eaux usées industrielles | | | | | | | | | | | |
|--|--------------------------|--------|--------------|-------|----------------------|------|---------------------------|--------|-----------------------|-------|------------------|-------|
| | Scierie | | Jus de fruit | | Biscuits et céréales | | Transformation de viandes | | Abattage de volailles | | Cales de bateaux | |
| | Fe | Al | Fe | Al | Fe | Al | Fe | Al | Fe | Al | Fe | Al |
| Type d'électrodes | Fe | Al | Fe | Al | Fe | Al | Fe | Al | Fe | Al | Fe | Al |
| Intensité imposée (A) | 0.5 | 0.5 | 0.5 | 0.5 | 0.5 | 0.2 | 0.5 | 0.5 | 0.3 | 0.3 | 0.5 | 0.5 |
| Temps de traitement (min) | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 |
| Tension moyenne (V) | 14.9 | 20.2 | 23.3 | 27.1 | 25.3 | 40.1 | 7.8 | 7.0 | 29.0 | 31.2 | 30.0 | 39.5 |
| Conductivité initiale ($\mu\text{S}/\text{cm}$) | 809 | 820 | 126 | 129 | 119 | 109 | 12 600 | 12 100 | 344 | 336 | 653 | 671 |
| pH initial | 3.38 | 3.41 | 5.93 | 5.80 | 5.70 | 5.52 | 6.12 | 6.09 | 6.24 | 6.18 | 7.18 | 7.21 |
| pH final | 4.27 | 3.94 | 11.7 | 10.0 | 10.0 | 8.79 | 10.9 | 9.71 | 9.60 | 8.93 | 11.7 | 9.94 |
| Ajout de Na_2SO_4 (g/L) | 0.00 | 0.00 | 1.18 | 1.18 | 1.76 | 5.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| Énergie électrique cons. (kWh/m^3) | 6.57 | 8.89 | 10.3 | 11.9 | 11.2 | 7.08 | 3.44 | 3.09 | 7.68 | 8.26 | 13.2 | 17.4 |
| Masse résidus métal. (kg/m^3) | 0.00 | 0.04 | 3.53 | 5.65 | 2.35 | 0.25 | 2.88 | 4.29 | 1.88 | 3.12 | 3.18 | 1.88 |
| Masse dissoute électrodes (kg/m^3) | 3.22 | 1.04 | 3.22 | 1.04 | 3.22 | 0.41 | 3.22 | 1.04 | 1.93 | 0.62 | 3.22 | 1.04 |
| Coût en énergie ($\$/\text{m}^3$) | 0.39 | 0.53 | 0.62 | 0.72 | 0.67 | 0.42 | 0.21 | 0.19 | 0.46 | 0.50 | 0.79 | 1.05 |
| Coût de disposition ($\$/\text{m}^3$) | 0.00 | 0.00 | 0.21 | 0.34 | 0.14 | 0.01 | 0.17 | 0.26 | 0.11 | 0.19 | 0.19 | 0.11 |
| Coût de Na_2SO_4 ($\$/\text{m}^3$) | 0.00 | 0.00 | 0.35 | 0.35 | 0.53 | 1.50 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| Coût en électrodes ($\$/\text{m}^3$) | 0.73 | 1.65 | 0.73 | 1.65 | 0.73 | 0.66 | 0.73 | 1.65 | 0.44 | 0.99 | 0.73 | 1.65 |
| Coût total ($\$/\text{m}^3$) | 1.13 | 2.19 | 1.92 | 3.06 | 2.07 | 2.60 | 1.11 | 2.10 | 1.01 | 1.67 | 1.72 | 2.81 |
| DCO soluble initiale (mg/L) | 29 190 | 31 120 | 3 260 | 2 960 | 369 | 369 | 3 480 | 3 440 | 1 280 | 1 670 | 2 620 | 3 580 |
| DCO soluble finale (mg/L) | 30 970 | 32 620 | 2 000 | 2 570 | 259 | 345 | 2 870 | 1 980 | 241 | 289 | 659 | 1 200 |
| Abattement DCO soluble (%) | - | - | 38.7 | 13.2 | 29.8 | 6.50 | 17.5 | 42.4 | 81.2 | 82.7 | 74.8 | 66.5 |

Tableau 65 Concentration en éléments inorganiques en solution lors de l'évaluation du potentiel de l'électrocoagulation : utilisation des électrodes en configuration bipolaire

| Paramètres | Eaux usées industrielles | | | | | | | | | | | |
|---------------------------|--------------------------|------|--------------|------|----------------------|------|---------------------------|------|-----------------------|-----|------------------|-----|
| | Scierie | | Jus de fruit | | Biscuits et céréales | | Transformation de viandes | | Abattage de volailles | | Cales de bateaux | |
| | Fe | Al | Fe | Al | Fe | Al | Fe | Al | Fe | Al | Fe | Al |
| Type d'électrodes | | | | | | | | | | | | |
| Intensité imposée (A) | 0.5 | 0.5 | 0.5 | 0.5 | 0.5 | 0.2 | 0.5 | 0.5 | 0.3 | 0.3 | 0.5 | 0.5 |
| Temps de traitement (min) | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 |
| P soluble initial (mg/L) | 41.2 | 39.4 | 0.17 | 0.15 | <LD | <LD | 284 | 280 | - | - | - | - |
| P soluble final (mg/L) | 38.1 | 39.4 | 0.13 | <LD | <LD | <LD | 61.1 | 3.00 | - | - | - | - |
| Fe soluble initial (mg/L) | 311 | 222 | 0.44 | 0.41 | <LD | <LD | 9.73 | 9.60 | - | - | - | - |
| Fe soluble final (mg/L) | 2 760 | 222 | <LD | <LD | 5.30 | 2.71 | 2.84 | <LD | - | - | - | - |
| Al soluble initial (mg/L) | 126 | 130 | 1.54 | 1.46 | 0.21 | 0.21 | 0.52 | 1.04 | - | - | - | - |
| Al soluble final (mg/L) | 126 | 127 | 0.75 | 113 | 0.23 | 5.95 | 0.49 | 93.1 | - | - | - | - |

**ANNEXE C : DÉTAILS DES ESSAIS DE FLOCCULATION EFFECTUÉS
SUR LES EAUX D'ABATTOIR ET LES EAUX HUILEUSES**

Tableau 66 Essais détaillés effectués lors de l'étude de floculation sur les eaux d'abattoir (MP-AI (1.5A))

| Paramètres | Configuration monopolaire MP-AI (1.5A) | | | | | | | | | | | | | |
|--|--|-------|-------|-------|-------|------------|-------|-------|-------|--------|----------|--------|--------|--------|
| | Percol 351 | | | | | Percol E10 | | | | | LPM 3135 | | | |
| | MPD-1 | MPD-2 | MPD-3 | MPD-4 | MPD-5 | MPD-6 | MPD-7 | MPD-8 | MPD-9 | MPD-10 | MPD-11 | MPD-12 | MPD-13 | MPD-14 |
| pH initial | 6.41 | 6.46 | 6.39 | 6.46 | 6.65 | 6.39 | 6.41 | 6.48 | 6.59 | 6.24 | 6.21 | 6.40 | 6.38 | 6.42 |
| pH final | 8.75 | 8.81 | 8.75 | 8.79 | 8.81 | 8.80 | 8.88 | 8.85 | 8.99 | 8.42 | 8.41 | 8.71 | 8.67 | 8.75 |
| Tension moyenne (V) | 4.1 | 4.4 | 4.0 | 4.1 | 4.0 | 4.0 | 4.0 | 3.9 | 4.1 | 4.9 | 4.8 | 4.8 | 4.7 | 4.7 |
| Conductivité initiale (µS/cm) | 548 | 561 | 558 | 563 | 566 | 577 | 581 | 587 | 591 | 379 | 385 | 400 | 396 | 429 |
| Concentration de polymère (g/L) | 0 | 0.005 | 0.01 | 0.025 | 0.05 | 0.005 | 0.01 | 0.025 | 0.05 | 0 | 0.005 | 0.01 | 0.025 | 0.05 |
| Énergie électrique cons. (kWh/m ³) | 3.57 | 3.88 | 3.53 | 3.62 | 3.49 | 3.53 | 3.53 | 3.40 | 3.57 | 4.32 | 4.24 | 4.19 | 4.15 | 4.15 |
| Masse résidus métal. (kg/m ³) | 2.21 | 2.35 | 2.27 | 2.42 | 2.43 | 2.19 | 2.05 | 2.22 | 2.32 | 3.38 | 2.82 | 3.04 | 2.80 | 3.22 |
| Masse dissoute électrodes (kg/m ³) | 0.52 | 0.52 | 0.52 | 0.52 | 0.52 | 0.52 | 0.52 | 0.52 | 0.52 | 0.52 | 0.52 | 0.52 | 0.52 | 0.52 |
| Coût en énergie (\$/m ³) | 0.21 | 0.23 | 0.21 | 0.22 | 0.21 | 0.21 | 0.21 | 0.20 | 0.21 | 0.26 | 0.25 | 0.25 | 0.25 | 0.25 |
| Coût de disposition (\$/m ³) | 0.13 | 0.14 | 0.14 | 0.15 | 0.15 | 0.13 | 0.12 | 0.13 | 0.14 | 0.20 | 0.17 | 0.18 | 0.17 | 0.19 |
| Coût de polymère (\$/m ³) | - | 0.03 | 0.05 | 0.13 | 0.25 | 0.03 | 0.05 | 0.13 | 0.25 | - | 0.03 | 0.05 | 0.13 | 0.25 |
| Coût en électrodes (\$/m ³) | 0.83 | 0.83 | 0.83 | 0.83 | 0.83 | 0.83 | 0.83 | 0.83 | 0.83 | 0.83 | 0.83 | 0.83 | 0.83 | 0.83 |
| Coût total (\$/m ³) | 1.17 | 1.23 | 1.22 | 1.31 | 1.43 | 1.19 | 1.21 | 1.29 | 1.43 | 1.29 | 1.27 | 1.31 | 1.37 | 1.52 |
| Turbidité | | | | | | | | | | | | | | |
| Initiale (NTU) | 840 | 840 | 840 | 840 | 840 | 876 | 876 | 876 | 876 | 825 | 825 | 825 | 825 | 825 |
| Finale (NTU) | 17.9 | 19.7 | 15.7 | 13.5 | 12.5 | 14.2 | 42.9 | 18.8 | 30.3 | 6.67 | 23.5 | 12.7 | 5.89 | 8.74 |
| Abattement turbidité (%) | 97.9 | 97.7 | 98.1 | 98.4 | 98.5 | 98.4 | 95.1 | 97.9 | 96.5 | 99.2 | 97.2 | 98.5 | 99.3 | 98.9 |
| DCO _s | | | | | | | | | | | | | | |
| Initiale (mg/L) | 1 320 | 1 320 | 1 320 | 1 320 | 1 320 | 1 370 | 1 370 | 1 370 | 1 370 | 1 130 | 1 130 | 1 130 | 1 130 | 1 130 |
| Finale (mg/L) | 845 | 889 | 916 | 919 | 928 | 882 | 944 | 936 | 998 | 483 | 482 | 499 | 555 | 529 |
| Abattement DCO _s (%) | 36.0 | 32.7 | 30.6 | 30.4 | 29.7 | 35.6 | 31.1 | 31.7 | 27.2 | 57.3 | 57.3 | 55.8 | 50.9 | 53.2 |
| DCO _t | | | | | | | | | | | | | | |
| Initiale (mg/L) | 3 090 | 3 090 | 3 090 | 3 090 | 3 090 | 3 120 | 3 120 | 3 120 | 3 120 | 3 560 | 3 560 | 3 560 | 3 560 | 3 560 |
| Finale (mg/L) | 822 | 830 | 882 | 826 | 820 | 803 | 850 | 865 | 870 | 563 | 576 | 461 | 486 | 491 |
| Abattement DCO _t (%) | 73.4 | 73.1 | 71.5 | 73.3 | 73.5 | 74.3 | 72.8 | 72.3 | 72.1 | 84.2 | 83.8 | 87.1 | 86.3 | 86.2 |

Tableau 67 Essais détaillés effectués lors de l'étude de floculation sur les eaux d'abattoir (BP-Fe (0.3A))

| Paramètres | Configuration bipolaire BP-Fe (0.3A) | | | | | | | | | | | | | |
|--|--------------------------------------|-------|-------|-------|-------|------------|-------|-------|-------|--------|----------|--------|--------|--------|
| | Percol 351 | | | | | Percol E10 | | | | | LPM 3135 | | | |
| | BPD-1 | BPD-2 | BPD-3 | BPD-4 | BPD-5 | BPD-6 | BPD-7 | BPD-8 | BPD-9 | BPD-10 | BPD-11 | BPD-12 | BPD-13 | BPD-14 |
| pH initial | 6.43 | 6.43 | 6.50 | 6.53 | 6.72 | 6.45 | 6.50 | 6.58 | 6.66 | 6.14 | 6.40 | 6.46 | 6.84 | 6.47 |
| pH final | 8.64 | 8.80 | 8.82 | 8.83 | 8.98 | 8.89 | 8.83 | 8.98 | 9.07 | 9.03 | 9.19 | 9.18 | 9.25 | 9.15 |
| Tension moyenne (V) | 20.3 | 20.2 | 20.5 | 19.8 | 21.3 | 20.7 | 20.6 | 20.6 | 20.7 | 27.3 | 27.3 | 27.6 | 26.9 | 27.0 |
| Conductivité initiale (µS/cm) | 551 | 559 | 568 | 567 | 573 | 575 | 593 | 587 | 593 | 379 | 400 | 406 | 406 | 435 |
| Ajout de polymère (g/L) | 0 | 0.005 | 0.01 | 0.025 | 0.05 | 0.005 | 0.01 | 0.025 | 0.05 | 0 | 0.005 | 0.01 | 0.025 | 0.05 |
| Énergie électrique cons. (kWh/m ³) | 3.58 | 3.56 | 3.62 | 3.49 | 3.75 | 3.64 | 3.63 | 3.63 | 3.65 | 4.81 | 4.81 | 4.87 | 4.74 | 4.76 |
| Masse résidus métal. (kg/m ³) | 1.42 | 1.51 | 1.38 | 1.42 | 1.31 | 1.72 | 1.65 | 1.53 | 1.66 | 2.05 | 2.13 | 2.09 | 2.08 | 1.92 |
| Masse dissoute électrodes (kg/m ³) | 1.29 | 1.29 | 1.29 | 1.29 | 1.29 | 1.29 | 1.29 | 1.29 | 1.29 | 1.29 | 1.29 | 1.29 | 1.29 | 1.29 |
| Coût en énergie (\$/m ³) | 0.21 | 0.21 | 0.22 | 0.21 | 0.23 | 0.22 | 0.22 | 0.22 | 0.22 | 0.29 | 0.29 | 0.29 | 0.28 | 0.29 |
| Coût de disposition (\$/m ³) | 0.09 | 0.09 | 0.08 | 0.09 | 0.08 | 0.10 | 0.10 | 0.09 | 0.10 | 0.12 | 0.13 | 0.13 | 0.12 | 0.12 |
| Coût de polymère (\$/m ³) | 0.00 | 0.03 | 0.05 | 0.13 | 0.25 | 0.03 | 0.05 | 0.13 | 0.25 | 0.00 | 0.03 | 0.05 | 0.13 | 0.25 |
| Coût en électrodes (\$/m ³) | 0.29 | 0.29 | 0.29 | 0.29 | 0.29 | 0.29 | 0.29 | 0.29 | 0.29 | 0.29 | 0.29 | 0.29 | 0.29 | 0.29 |
| Coût total (\$/m ³) | 0.59 | 0.62 | 0.64 | 0.71 | 0.85 | 0.64 | 0.66 | 0.73 | 0.86 | 0.70 | 0.73 | 0.76 | 0.83 | 0.94 |
| Turbidité | | | | | | | | | | | | | | |
| Initiale (NTU) | 840 | 840 | 840 | 840 | 840 | 876 | 876 | 876 | 876 | 825 | 825 | 825 | 825 | 825 |
| Finale (NTU) | 82.6 | 18.2 | 11.8 | 30.4 | 27.2 | 27.3 | 17.2 | 20.9 | 26.9 | 28.5 | 14.9 | 21.8 | 28.9 | 53.2 |
| Abattement turbidité (%) | 90.2 | 97.8 | 98.6 | 96.4 | 96.8 | 96.9 | 98.0 | 97.6 | 96.9 | 96.5 | 98.2 | 97.4 | 96.5 | 93.6 |
| DCO _s | | | | | | | | | | | | | | |
| Initiale (mg/L) | 3 090 | 3 090 | 3 090 | 3 090 | 3 090 | 3 120 | 3 120 | 3 120 | 3 120 | 3 560 | 3 560 | 3 560 | 3 560 | 3 560 |
| Finale (mg/L) | 816 | 839 | 863 | 830 | 890 | 890 | 934 | 911 | 848 | 486 | 482 | 453 | 416 | 426 |
| Abattement DCO _s (%) | 38.2 | 36.4 | 34.6 | 37.1 | 32.6 | 35.0 | 31.8 | 33.5 | 38.1 | 57.0 | 57.3 | 59.9 | 63.2 | 62.3 |
| DCO _t | | | | | | | | | | | | | | |
| Initiale (mg/L) | 3 090 | 3 090 | 3 090 | 3 090 | 3 090 | 3 120 | 3 120 | 3 120 | 3 120 | 3 120 | 3 320 | 3 320 | 3 320 | 3 320 |
| Finale (mg/L) | 893 | 889 | 927 | 947 | 790 | 741 | 794 | 789 | 862 | 537 | 654 | 610 | 592 | 628 |
| Abattement DCO _t (%) | 71.1 | 71.2 | 70.0 | 69.4 | 74.4 | 76.3 | 74.6 | 74.7 | 72.4 | 83.8 | 80.3 | 81.6 | 82.2 | 81.1 |

Tableau 68 Essais détaillés effectués lors de l'étude de floculation sur les eaux huileuses (BP-AI (0.3A))

| Paramètres | Configuration bipolaire (BP-AI (0.3A)) | | | | | | | | | |
|--|--|-------|-------|-------|------------|-------|-------|----------|-------|--------|
| | Percol 351 | | | | Percol E10 | | | LPM 3135 | | |
| | BPD-1 | BPD-2 | BPD-3 | BPD-4 | BPD-5 | BPD-6 | BPD-7 | BPD-8 | BPD-9 | BPD-10 |
| pH initial | 4.00 | 4.00 | 4.00 | 4.00 | 4.00 | 4.00 | 4.00 | 4.00 | 4.00 | 4.00 |
| pH final | 9.25 | 9.25 | 9.25 | 9.25 | 9.25 | 9.25 | 9.25 | 9.25 | 9.25 | 9.25 |
| Tension moyenne (V) | 20.8 | 20.8 | 20.8 | 20.8 | 20.8 | 20.8 | 20.8 | 20.8 | 20.8 | 20.8 |
| Conductivité initiale ($\mu\text{S}/\text{cm}$) | 711 | 711 | 711 | 711 | 711 | 711 | 711 | 711 | 711 | 711 |
| Concentration de polymère (g/L) | 0 | 0.005 | 0.010 | 0.025 | 0.005 | 0.010 | 0.025 | 0.005 | 0.010 | 0.025 |
| Énergie électrique cons. (kWh/m^3) | 3.66 | 3.66 | 3.66 | 3.66 | 3.66 | 3.66 | 3.66 | 3.66 | 3.66 | 3.66 |
| Masse résidus métal. (kg/m^3) | 1.65 | 1.65 | 1.65 | 1.65 | 1.65 | 1.65 | 1.65 | 1.65 | 1.65 | 1.65 |
| Masse dissoute électrodes (kg/m^3) | 0.41 | 0.41 | 0.41 | 0.41 | 0.41 | 0.41 | 0.41 | 0.41 | 0.41 | 0.41 |
| Coût en énergie ($\$/\text{m}^3$) | 0.22 | 0.22 | 0.22 | 0.22 | 0.22 | 0.22 | 0.22 | 0.22 | 0.22 | 0.22 |
| Coût de disposition ($\$/\text{m}^3$) | 0.10 | 0.10 | 0.10 | 0.10 | 0.10 | 0.10 | 0.10 | 0.10 | 0.10 | 0.10 |
| Coût de polymère ($\$/\text{m}^3$) | 0.66 | 0.66 | 0.66 | 0.66 | 0.66 | 0.66 | 0.66 | 0.66 | 0.66 | 0.66 |
| Coût en électrodes ($\$/\text{m}^3$) | 0.00 | 0.03 | 0.05 | 0.13 | 0.03 | 0.05 | 0.13 | 0.03 | 0.05 | 0.13 |
| Coût total ($\$/\text{m}^3$) | 0.98 | 1.00 | 1.03 | 1.10 | 1.00 | 1.03 | 1.10 | 1.00 | 1.03 | 1.10 |
| Turbidité | | | | | | | | | | |
| Initiale (NTU) | 2 430 | 2 430 | 2 430 | 2 430 | 2 430 | 2 430 | 2 430 | 2 430 | 2 430 | 2 430 |
| Finale (NTU) | 1 020 | 1 180 | 1 190 | 1 240 | 1 420 | 1 420 | 1 320 | 87.6 | 29.9 | 37.1 |
| Abattement turbidité (%) | 58.0 | 51.4 | 51.0 | 49.0 | 41.6 | 41.6 | 45.7 | 96.4 | 98.8 | 98.5 |
| DCO _s | | | | | | | | | | |
| Initiale (mg/L) | 1 750 | 1 750 | 1 750 | 1 750 | 1 750 | 1 750 | 1 750 | 1 750 | 1 750 | 1 750 |
| Finale (mg/L) | 802 | 801 | 821 | 815 | 812 | 807 | 814 | 772 | 743 | 693 |
| Abattement DCO _s (%) | 54.2 | 54.2 | 53.1 | 53.4 | 53.6 | 53.9 | 53.5 | 55.9 | 57.5 | 60.4 |
| DCO _t | | | | | | | | | | |
| Initiale (mg/L) | 3 510 | 3 510 | 3 510 | 3 510 | 3 510 | 3 510 | 3 510 | 3 510 | 3 510 | 3 510 |
| Finale (mg/L) | 1 410 | 1 500 | 1 440 | 1 480 | 1 570 | 1 590 | 1 570 | 875 | 766 | 752 |
| Abattement DCO _t (%) | 59.8 | 57.3 | 59.0 | 57.8 | 55.3 | 54.7 | 55.3 | 75.1 | 78.2 | 78.6 |

Tableau 69 Essais détaillés effectués lors de l'étude de floculation sur les eaux huileuses (MP-Fe (1.5A))

| Paramètres | Configuration monopolaire (MP-Fe (1.5A)) | | | | | | | | | |
|--|--|-------|-------|------------|-------|-------|-------|----------|-------|--------|
| | Percol 351 | | | Percol E10 | | | | LPM 3135 | | |
| | MPD-1 | MPD-2 | MPD-3 | MPD-4 | MPD-5 | MPD-6 | MPD-7 | MPD-8 | MPD-9 | MPD-10 |
| pH initial | 4.00 | 4.00 | 4.00 | 4.00 | 4.00 | 4.00 | 4.00 | 4.00 | 4.00 | 4.00 |
| pH final | 9.69 | 9.69 | 9.69 | 9.69 | 9.69 | 9.69 | 9.69 | 9.69 | 9.69 | 9.69 |
| Tension moyenne (V) | 2.5 | 2.5 | 2.5 | 2.5 | 2.5 | 2.5 | 2.5 | 2.5 | 2.5 | 2.5 |
| Conductivité initiale ($\mu\text{S}/\text{cm}$) | 711 | 711 | 711 | 711 | 711 | 711 | 711 | 711 | 711 | 711 |
| Ajout de polymère (g/L) | 0 | 0.005 | 0.010 | 0.025 | 0.005 | 0.010 | 0.025 | 0.005 | 0.010 | 0.025 |
| Énergie électrique cons. (kWh/m^3) | 2.21 | 2.21 | 2.21 | 2.21 | 2.21 | 2.21 | 2.21 | 2.21 | 2.21 | 2.21 |
| Masse résidus métal. (kg/m^3) | 2.65 | 2.65 | 2.65 | 2.65 | 2.65 | 2.65 | 2.65 | 2.65 | 2.65 | 2.65 |
| Masse dissoute électrodes (kg/m^3) | 1.61 | 1.61 | 1.61 | 1.61 | 1.61 | 1.61 | 1.61 | 1.61 | 1.61 | 1.61 |
| Coût en énergie ($\$/\text{m}^3$) | 0.13 | 0.13 | 0.13 | 0.13 | 0.13 | 0.13 | 0.13 | 0.13 | 0.13 | 0.13 |
| Coût de disposition ($\$/\text{m}^3$) | 0.16 | 0.16 | 0.16 | 0.16 | 0.16 | 0.16 | 0.16 | 0.16 | 0.16 | 0.16 |
| Coût de polymère ($\$/\text{m}^3$) | 0.37 | 0.37 | 0.37 | 0.37 | 0.37 | 0.37 | 0.37 | 0.37 | 0.37 | 0.37 |
| Coût en électrodes ($\$/\text{m}^3$) | 0.00 | 0.03 | 0.05 | 0.13 | 0.03 | 0.05 | 0.13 | 0.03 | 0.05 | 0.13 |
| Coût total ($\$/\text{m}^3$) | 0.66 | 0.68 | 0.71 | 0.78 | 0.68 | 0.71 | 0.78 | 0.68 | 0.71 | 0.78 |
| Turbidité | | | | | | | | | | |
| Initiale (NTU) | 2 110 | 2 110 | 2 110 | 2 110 | 2 110 | 2 110 | 2 110 | 2 110 | 2 110 | 2 110 |
| Finale (NTU) | 57.0 | 30.9 | 31.7 | 32.0 | 46.7 | 50.5 | 65.2 | 13.2 | 17.1 | 27.7 |
| Abattement turbidité (%) | 97.3 | 98.5 | 98.5 | 98.5 | 97.8 | 97.6 | 96.9 | 99.4 | 99.2 | 98.7 |
| DCO _s | | | | | | | | | | |
| Initiale (mg/L) | 1 660 | 1 660 | 1 660 | 1 660 | 1 660 | 1 660 | 1 660 | 1 660 | 1 660 | 1 660 |
| Finale (mg/L) | 693 | 682 | 680 | 695 | 763 | 768 | 761 | 755 | 722 | 755 |
| Abattement DCO _s (%) | 58.3 | 58.9 | 59.0 | 58.1 | 54.0 | 53.7 | 54.2 | 54.5 | 56.5 | 54.5 |
| DCO _t | | | | | | | | | | |
| Initiale (mg/L) | 3 470 | 3 470 | 3 470 | 3 470 | 3 470 | 3 470 | 3 470 | 3 470 | 3 470 | 3 470 |
| Finale (mg/L) | 739 | 785 | 767 | 800 | 807 | 761 | 819 | 752 | 789 | 775 |
| Abattement DCO _t (%) | 78.7 | 77.4 | 77.9 | 76.9 | 76.7 | 78.1 | 76.4 | 78.3 | 77.3 | 77.7 |

**ANNEXE D : DÉTAILS DES ESSAIS EN TRIPLICATA EFFECTUÉS SUR
LES EAUX D'ABATTOIR ET LES EAUX HUILEUSES**

Tableau 70 Essais effectués lors de l'étude en triplicata sur les eaux d'abattoir (série 2005)

| Paramètres | Configuration monopolaire Al | | | Configuration bipolaire Fe | | |
|--|------------------------------|-------|-------|----------------------------|-------|-------|
| | MP-Al (1.5A) | | | BP-Fe (0.3A) | | |
| | #1 | #2 | #3 | #1 | #2 | #3 |
| pH initial | 6.33 | 6.40 | 6.20 | 6.46 | 6.43 | 6.15 |
| pH final | 8.77 | 8.79 | 8.62 | 8.35 | 9.13 | 8.75 |
| Tension moyenne (V) | 4.6 | 4.7 | 4.3 | 23.2 | 24.5 | 23.6 |
| Conductivité initiale (µS/cm) | 470 | 459 | 465 | 486 | 459 | 471 |
| Ajout de polymère LPM 3135 (g/L) | 0.01 | 0.01 | 0.01 | 0.01 | 0.01 | 0.01 |
| Énergie électrique cons. (kWh/m ³) | 4.01 | 4.10 | 3.75 | 4.09 | 4.32 | 4.16 |
| Masse résidus métal. (kg/m ³) | 2.61 | 2.59 | 2.60 | 1.85 | 2.08 | 2.00 |
| Masse dissoute électrodes (kg/m ³) | 0.52 | 0.52 | 0.52 | 1.29 | 1.29 | 1.29 |
| Coûts | | | | | | |
| Coût en énergie (\$/m ³) | 0.24 | 0.25 | 0.23 | 0.25 | 0.26 | 0.25 |
| Coût de disposition (\$/m ³) | 0.16 | 0.16 | 0.16 | 0.11 | 0.12 | 0.12 |
| Coût de polymère (\$/m ³) | 0.05 | 0.05 | 0.05 | 0.05 | 0.05 | 0.05 |
| Coût en électrodes (\$/m ³) | 0.83 | 0.83 | 0.83 | 0.29 | 0.29 | 0.29 |
| Coût total (\$/m ³) | 1.27 | 1.28 | 1.26 | 0.70 | 0.73 | 0.71 |
| Caractéristiques de la boue | | | | | | |
| Fraction volumique de la boue (%) | 14.6 | 12.5 | 12.8 | 17.1 | 11.8 | 13.0 |
| Fraction volumique du filtrat (%) | 20.3 | 13.5 | 13.5 | 17.1 | 18.0 | 16.1 |
| Siccité de la boue déshydratée (%) | 14.9 | 14.4 | 16.5 | 27.4 | 26.8 | 28.1 |
| Turbidité | | | | | | |
| Initiale (NTU) | 952 | 910 | 1 070 | 952 | 910 | 1 070 |
| Finale (NTU) | 45.0 | 27.8 | 40.2 | 139 | 69.5 | 99.7 |
| Filtrat (NTU) | 9.03 | 44.4 | 55.1 | 452 | 183 | 207 |
| Abattement turbidité sans filtrat (%) | 95.3 | 97.0 | 96.2 | 85.4 | 92.4 | 90.7 |
| Abattement turbidité avec filtrat (%) | 96.0 | 96.7 | 96.1 | 79.8 | 90.3 | 89.1 |
| DCO _s | | | | | | |
| Initiale (mg/L) | 1 290 | 1 240 | 1 280 | 1 290 | 1 240 | 1 280 |
| Finale (mg/L) | 689 | 640 | 687 | 694 | 628 | 582 |
| Filtrat (mg/L) | 766 | 816 | 810 | 767 | 673 | 722 |
| Abattement DCO _s sans filtrat (%) | 46.6 | 48.3 | 46.4 | 46.3 | 49.3 | 54.7 |
| Abattement DCO _s avec filtrat (%) | 45.4 | 46.4 | 45.2 | 45.3 | 48.7 | 53.0 |
| DCO _t | | | | | | |
| Initiale (mg/L) | 3 260 | 3 550 | 3 220 | 3 260 | 3 550 | 3 220 |
| Finale (mg/L) | 794 | 600 | 652 | 615 | 581 | 619 |
| Filtrat (mg/L) | 816 | 912 | 828 | 808 | 756 | 751 |
| Abattement DCO _t sans filtrat (%) | 75.6 | 83.1 | 79.7 | 81.2 | 83.7 | 80.8 |
| Abattement DCO _t avec filtrat (%) | 75.5 | 81.9 | 79.0 | 80.1 | 82.8 | 80.1 |

Tableau 71 Essais effectués lors de l'étude en triplicata sur les eaux d'abattoir (série 2006)

| Paramètres | Configuration monopolaire Al | | | Configuration bipolaire Fe | | |
|--|------------------------------|-------|-------|----------------------------|-------|-------|
| | MP-Al (1.5A) | | | BP-Fe (0.3A) | | |
| | #1 | #2 | #3 | #1 | #2 | #3 |
| pH initial | 6.35 | 6.46 | 6.39 | 6.39 | 6.43 | 6.46 |
| pH final | 8.99 | 8.83 | 8.93 | 9.24 | 9.48 | 9.45 |
| Tension moyenne (V) | 4.9 | 5.0 | 4.8 | 26.1 | 27.6 | 27.5 |
| Conductivité initiale ($\mu\text{S}/\text{cm}$) | 384 | 393 | 393 | 397 | 398 | 396 |
| Ajout de polymère LPM 3135 (g/L) | 0.01 | 0.01 | 0.01 | 0.01 | 0.01 | 0.01 |
| Énergie électrique cons. (kWh/m^3) | 4.32 | 4.37 | 4.24 | 4.60 | 4.87 | 4.85 |
| Masse résidus métal. (kg/m^3) | 1.99 | 1.87 | 2.14 | 1.50 | 1.15 | 1.75 |
| Masse dissoute électrodes (kg/m^3) | 0.87 | 0.32 | 0.50 | 0.71 | 0.75 | 0.64 |
| Coût en énergie ($\$/\text{m}^3$) | 0.26 | 0.26 | 0.25 | 0.28 | 0.29 | 0.29 |
| Coût de disposition ($\$/\text{m}^3$) | 0.12 | 0.11 | 0.13 | 0.09 | 0.07 | 0.11 |
| Coût de polymère ($\$/\text{m}^3$) | 0.05 | 0.05 | 0.05 | 0.05 | 0.05 | 0.05 |
| Coût en électrodes ($\$/\text{m}^3$) | 1.40 | 0.52 | 0.79 | 0.16 | 0.17 | 0.15 |
| Coût total ($\$/\text{m}^3$) | 1.82 | 0.94 | 1.23 | 0.58 | 0.58 | 0.59 |
| Caractéristiques de la boue | | | | | | |
| Fraction volumique de la boue (%) | 11.4 | 11.4 | 10.3 | 7.32 | 8.62 | 7.43 |
| Fraction volumique du filtrat (%) | 14.1 | 14.6 | 14.6 | 12.6 | 12.1 | 12.6 |
| Siccité de la boue déshydratée (%) | 10.8 | 12.0 | 12.4 | 20.3 | 13.9 | 21.9 |
| Turbidité | | | | | | |
| Initiale (NTU) | 1 060 | 1 060 | 1 060 | 1 060 | 1 060 | 1 060 |
| Finale (NTU) | 12.1 | 10.8 | 11.2 | 84.6 | 86.8 | 87.6 |
| Filtrat (NTU) | 19.8 | 13.8 | 25.4 | 36.0 | 36.0 | 78.3 |
| Abattement turbidité sans filtrat (%) | 98.9 | 99.0 | 98.9 | 92.0 | 91.8 | 91.7 |
| Abattement turbidité avec filtrat (%) | 98.8 | 98.9 | 98.8 | 92.6 | 92.4 | 91.9 |
| DCO _s | | | | | | |
| Initiale (mg/L) | 1 610 | 1 680 | 1 670 | 1 610 | 1 680 | 1 670 |
| Finale (mg/L) | 718 | 756 | 757 | 545 | 550 | 555 |
| Filtrat (mg/L) | 644 | 782 | 737 | 698 | 666 | 642 |
| Abattement DCO _s sans filtrat (%) | 55.4 | 55.0 | 54.7 | 66.1 | 67.3 | 66.8 |
| Abattement DCO _s avec filtrat (%) | 55.9 | 54.7 | 54.7 | 64.9 | 66.4 | 66.1 |
| DCO _t | | | | | | |
| Initiale (mg/L) | 4 920 | 4 900 | 4 910 | 4 920 | 4 900 | 4 910 |
| Finale (mg/L) | 777 | 853 | 823 | 613 | 601 | 629 |
| Filtrat (mg/L) | 675 | 773 | 837 | 704 | 659 | 740 |
| Abattement DCO _t sans filtrat (%) | 84.2 | 82.6 | 83.2 | 87.5 | 87.7 | 87.2 |
| Abattement DCO _t avec filtrat (%) | 84.5 | 82.8 | 83.2 | 87.3 | 87.6 | 86.9 |

Tableau 72 Essais effectués lors de l'étude en triplicata sur les eaux huileuses

| Paramètres | Configuration bipolaire | | | Configuration monopolaire | | |
|--|-------------------------|-------|-------|---------------------------|-------|-------|
| | BP-Al (0.3A) | | | MP-Fe (1.5A) | | |
| | #1 | #2 | #3 | #1 | #2 | #3 |
| pH initial | 4.01 | 3.98 | 4.02 | 4.00 | 3.90 | 3.99 |
| pH final | 9.23 | 9.27 | 9.25 | 9.88 | 9.79 | 9.71 |
| Tension moyenne (V) | 18.5 | 18.4 | 18.8 | 2.6 | 2.5 | 2.4 |
| Conductivité initiale ($\mu\text{S}/\text{cm}$) | 720 | 722 | 721 | 715 | 718 | 713 |
| Ajout de polymère LPM 3135 (g/L) | 0.01 | 0.01 | 0.01 | 0.01 | 0.01 | 0.01 |
| Ajout de H_2SO_4 (10N) (mL/L) | 1.75 | 1.75 | 1.75 | 1.75 | 1.8 | 1.75 |
| Énergie électrique cons. (kWh/m^3) | 3.26 | 3.24 | 3.31 | 2.25 | 2.16 | 2.07 |
| Masse résidus métal. (kg/m^3) | 1.55 | 1.52 | 1.45 | 2.10 | 1.85 | 1.81 |
| Masse dissoute électrodes (kg/m^3) | 0.41 | 0.41 | 0.41 | 1.61 | 1.61 | 1.61 |
| Coût en énergie ($\$/\text{m}^3$) | 0.20 | 0.19 | 0.20 | 0.14 | 0.13 | 0.12 |
| Coût de disposition ($\$/\text{m}^3$) | 0.09 | 0.09 | 0.09 | 0.13 | 0.11 | 0.11 |
| Coût de polymère ($\$/\text{m}^3$) | 0.05 | 0.05 | 0.05 | 0.05 | 0.05 | 0.05 |
| Coût en électrodes ($\$/\text{m}^3$) | 0.66 | 0.66 | 0.66 | 0.37 | 0.37 | 0.37 |
| Coût de H_2SO_4 ($\$/\text{m}^3$) | 0.04 | 0.04 | 0.04 | 0.04 | 0.04 | 0.04 |
| Coût total ($\$/\text{m}^3$) | 1.04 | 1.04 | 1.04 | 0.72 | 0.70 | 0.69 |
| Caractéristiques de la boue | | | | | | |
| Fraction volumique de la boue (%) | 19.8 | 15.7 | 18.1 | 13.1 | 12.0 | 11.9 |
| Fraction volumique du filtrat (%) | 22.2 | 16.9 | 17.5 | 13.1 | 12.0 | 13.1 |
| Siccité de la boue déshydratée (%) | 24.5 | 22.0 | 20.5 | 26.3 | 24.5 | 25.4 |
| Turbidité | | | | | | |
| Initiale (NTU) | 2 210 | 2 210 | 2 210 | 2 210 | 2 210 | 2 210 |
| Finale (NTU) | 293 | 368 | 297 | 27.1 | 30.0 | 49.1 |
| Abattement turbidité (%) | 86.7 | 83.3 | 86.6 | 98.8 | 98.6 | 97.8 |
| DCO _s | | | | | | |
| Initiale (mg/L) | 1 790 | 1 630 | 2 020 | 1 790 | 1 630 | 2 020 |
| Finale (mg/L) | 790 | 788 | 783 | 687 | 691 | 713 |
| Filtrat (mg/L) | 773 | 776 | 806 | 682 | 698 | 649 |
| Abattement DCO _s sans filtrat (%) | 55.9 | 51.7 | 61.2 | 61.6 | 57.6 | 64.7 |
| Abattement DCO _s avec filtrat (%) | 56.0 | 51.7 | 61.1 | 61.6 | 57.5 | 65.1 |
| DCO _t | | | | | | |
| Initiale (mg/L) | 3 350 | 3 400 | 3 450 | 3 350 | 3 400 | 3 450 |
| Finale (mg/L) | 1 020 | 1 080 | 1 030 | 734 | 746 | 751 |
| Filtrat (mg/L) | 825 | 825 | 838 | 706 | 688 | 751 |
| Abattement DCO _t sans filtrat (%) | 69.6 | 68.2 | 70.1 | 78.1 | 78.1 | 78.2 |
| Abattement DCO _t avec filtrat (%) | 70.8 | 69.4 | 71.1 | 78.2 | 78.3 | 78.2 |

ANNEXE E : ANALYSE ÉCONOMIQUE DÉTAILLÉE

Les informations recueillies dans les articles cités sont généralement présentées à l'aide des unités impériales en cours aux Etats-Unis (ex. : gallon par minute au lieu de m³/heure). De plus, les coûts sont habituellement inscrits en dollars américains. Afin d'uniformiser la présentation de ce mémoire, il est important de noter que toutes les unités impériales sont transformées en unités métriques et le calcul des coûts en dollars canadiens est basé sur le taux de change utilisé tout au long de ce document, soit 1.14 \$US/\$CAN (valide en mars 2006).

Ainsi, l'article de Barkley et al. (1993) présente des coûts de traitement estimés à 80 000 \$US pour une capacité de 50 gpm et à 300 000 \$US pour une capacité de 250 gpm. Les coûts présentés dans l'article de Calvo et al. (2003) sont initialement de 60 190 \$US pour l'unité d'une capacité de 5 000 m³/an et les mêmes transformations sont faites pour l'article de Lin et al. (2005).

Ainsi, dans le cas présenté ici, les calculs du montant total d'investissement associés à l'installation (MTI) sont basés sur les données suivantes et l'équation Eq. 25 :

Tableau 73 **Caractéristiques permettant le calcul du montant total d'investissement (MTI) pour l'installation d'une unité d'électrocoagulation selon Lin et al. (2003)**

| Paramètres | Valeurs |
|-------------------------|--------------------------|
| Débit d'eau traitée | 28 m ³ /jr |
| Coût en capital | 0.08 \$US/m ³ |
| Taux d'intérêt annuel | 5%/an |
| Période d'amortissement | 10 ans |

$$CSD = \frac{MTI * TIA * ((1 + TIA)^{PA})}{((TIA + 1)^{PA}) - 1} \quad (\text{Eq. 25})$$

où :

CSD = Coût du service de la dette

MTI = Montant total d'investissement

TIA = Taux d'intérêt annuel

PA = Période d'amortissement

À partir de ces renseignements et de l'équation Eq. 25, il est donc possible de déterminer le montant de l'investissement selon Lin et al. (2003) :

$$CSD = 28 \frac{m^3}{jour} * 0.08 \frac{\$US}{m^3} * 365 \frac{jours}{an} = 817.60 \frac{\$US}{an}$$

et

$$817.60 \frac{\$US}{an} = \frac{MTI * 0.05 * ((1 + 0.05)^{10})}{((0.05 + 1)^{10}) - 1}$$

donc

$$MTI = \frac{817.60 \frac{\$US}{an} * (((0.05 + 1)^{10}) - 1)}{0.05 * ((1 + 0.05)^{10})} = 6313\$US = 7197\$CAN$$

Ainsi, lors des calculs du coût en capital dans les exemples présentés pour les eaux d'abattoir et les eaux huileuses, l'équation (Eq. 25) est utilisée en tenant compte des paramètres suivants :

Tableau 74 Caractéristiques permettant le calcul du montant total d'investissement (MTI) pour l'installation d'une unité d'électrocoagulation pour le traitement des eaux d'abattoir et des eaux huileuses

| Paramètres | Valeurs |
|--------------------------------------|--|
| Montant total d'investissement (MTI) | Selon l'équation (1) |
| Débit d'eau traitée | 50 ou 1000 m ³ /jr selon l'exemple choisi |
| Taux d'intérêt annuel | 8%/an |
| Période d'amortissement | 10 ans |

Pour ce qui est de l'analyse des coûts en capital du traitement par coagulation chimique, le tableau complet et traduit fourni dans le document du USEPA (1999) est présenté ici (en dollars américains de 1993).

Tableau 75 Coûts en capital pour une unité conventionnelle de traitement par coagulation/filtration

| Élément | Aire nécessaire à la filtration (pi ²) | | | | | | Catégorie de coûts |
|--------------------|--|------------|------------|------------|------------|------------|--------------------|
| | 2 | 12 | 20 | 40 | 112 | 150 | |
| Excavation | 3 500 \$ | 3 500 \$ | 4 700 \$ | 5 800 \$ | 7 000 \$ | 9 300 \$ | c |
| Équipements | 31 000 \$ | 44 900 \$ | 53 500 \$ | 111 300 \$ | 176 600 \$ | 190 500 \$ | p |
| Béton-asphalte | 1 000 \$ | 1 000 \$ | 1 500 \$ | 4 500 \$ | 5 700 \$ | 6 800 \$ | p |
| Main d'oeuvre | 9 900 \$ | 14 700 \$ | 17 500 \$ | 36 400 \$ | 57 800 \$ | 62 400 \$ | c |
| Tuyaux et valves | 4 200 \$ | 8 300 \$ | 10 400 \$ | 20 900 \$ | 29 200 \$ | 41 700 \$ | p |
| Système électrique | 3 200 \$ | 4 500 \$ | 5 300 \$ | 11 100 \$ | 17 600 \$ | 19 000 \$ | p |
| Bâtiment | 18 600 \$ | 18 600 \$ | 23 400 \$ | 45 000 \$ | 47 500 \$ | 52 500 \$ | p |
| Sous-total | 71 400 \$ | 95 500 \$ | 116 300 \$ | 235 000 \$ | 341 400 \$ | 382 200 \$ | |
| Dépenses imprévues | 10 700 \$ | 14 300 \$ | 17 400 \$ | 35 300 \$ | 51 200 \$ | 57 300 \$ | e |
| Total | 82 100 \$ | 109 800 \$ | 133 700 \$ | 270 300 \$ | 392 600 \$ | 439 500 \$ | |

c = construction, p = procédé, e = ingénierie

Une fois les calculs effectués (semblables à ceux utilisés pour l'analyse des coûts de l'électrocoagulation), la comparaison directe entre les coûts est effectuée et les résultats obtenus pour chacun des effluents et pour chaque système (de différentes capacités) sont présentés aux Tableaux 76 à 79.

Tableau 76 Comparaison des coûts journaliers encourus par le traitement par électrocoagulation (Al-MP (1.5A)) et par coagulation chimique (Alun, 0.30 g/L) des eaux d'abattoir pour de petits (50 m³/jr) et de plus grands systèmes (1 000 m³/jr)

| Paramètres | Eaux issues d'une usine d'abattage de volailles | |
|--|---|-------|
| | 50 | 1 000 |
| Débit traité (m³/jr) | 50 | 1 000 |
| Coûts en capital | | |
| Électrocoagulation (\$/jr) | 20.7 | 139 |
| Coagulation chimique (\$/jr) | 38.4 | 102 |
| Coûts en opération | | |
| Électrocoagulation (\$/jr) | 66.5 | 1 330 |
| Coagulation chimique (\$/jr) | 93.0 | 1 860 |
| Coûts totaux | | |
| Électrocoagulation (\$/jr) | 87.2 | 1 469 |
| Coagulation chimique (\$/jr) | 131.4 | 1 962 |

Tableau 77 Comparaison des coûts journaliers encourus par le traitement par électrocoagulation (Fe-BP (0.3A)) et par coagulation chimique (FeCl₃, 0.26 g/L) des eaux d'abattoir pour de petits (50 m³/jr) et de plus grands systèmes (1 000 m³/jr)

| Paramètres | Eaux issues d'une usine d'abattage de volailles | |
|--|---|-------|
| | 50 | 1 000 |
| Débit traité (m³/jr) | 50 | 1 000 |
| Coûts en capital | | |
| Électrocoagulation (\$/jr) | 20.7 | 139 |
| Coagulation chimique (\$/jr) | 38.4 | 102 |
| Coûts en opération | | |
| Électrocoagulation (\$/jr) | 29.5 | 580 |
| Coagulation chimique (\$/jr) | 42.0 | 840 |
| Coûts totaux | | |
| Électrocoagulation (\$/jr) | 50.2 | 719 |
| Coagulation chimique (\$/jr) | 80.4 | 942 |

Tableau 78 Comparaison des coûts journaliers encourus par le traitement par électrocoagulation (Al-BP (0.3A)) et par coagulation chimique (Alun, 0.41 g/L) des eaux huileuses pour de petits (50 m³/jr) et de plus grands systèmes (1 000 m³/jr)

| Paramètres | Eaux huileuses issues de lavage de cales de bateaux | |
|-----------------------------------|---|-------|
| Débit traité (m ³ /jr) | 50 | 1 000 |
| Coûts en capital | | |
| Électrocoagulation (\$/jr) | 20.7 | 139 |
| Coagulation chimique (\$/jr) | 38.4 | 102 |
| Coûts en opération | | |
| Électrocoagulation (\$/jr) | 52.0 | 1 040 |
| Coagulation chimique (\$/jr) | 107.0 | 2 140 |
| Coûts totaux | | |
| Électrocoagulation (\$/jr) | 72.7 | 1 179 |
| Coagulation chimique (\$/jr) | 145.4 | 2 242 |

Tableau 79 Comparaison des coûts journaliers encourus par le traitement par électrocoagulation (Fe-MP (1.5A)) et par coagulation chimique (FeCl₃, 0.49 g/L) des eaux huileuses pour de petits (50 m³/jr) et de plus grands systèmes (1 000 m³/jr)

| Paramètres | Eaux huileuses issues de lavage de cales de bateaux | |
|-----------------------------------|---|-------|
| Débit traité (m ³ /jr) | 50 | 1 000 |
| Coûts en capital | | |
| Électrocoagulation (\$/jr) | 20.7 | 139 |
| Coagulation chimique (\$/jr) | 38.4 | 102 |
| Coûts en opération | | |
| Électrocoagulation (\$/jr) | 26.0 | 520 |
| Coagulation chimique (\$/jr) | 59.5 | 1 190 |
| Coûts totaux | | |
| Électrocoagulation (\$/jr) | 46.7 | 659 |
| Coagulation chimique (\$/jr) | 97.9 | 1 292 |

