

Université du Québec  
Institut National de la Recherche Scientifique  
Centre Eau Terre Environnement

# POST-TRAITEMENT DES LIXIVIATS DE COMPOSTAGE ET DE SITE D'ENFOUISSEMENT SANITAIRE PAR VOIE ÉLECTROLYTIQUE

Par  
Alae Benguit

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

## Jury d'évaluation

Président du jury et examineur interne	Louis-César Pasquier INRS-ETE
Examineur externe	Manuel J. Rodriguez Université Laval École supérieure d'ATDR
Directeur de recherche	Patrick Drogui INRS-ETE
Codirecteur de recherche	Rajeshwar Dayal Tyagi INRS-ETE

## REMERCIEMENTS

Avec le couronnement de mes études de maîtrise en sciences de l'eau, il me fait plaisir d'exprimer mes vifs remerciements à toutes les personnes qui ont été de près ou de loin un soutien pour l'aboutissement de mes études. Ainsi, après mes louanges à Dieu, je tiens à adresser mes remerciements à tous les professeurs. La formation en technologies environnementales et développement durable que j'ai reçue d'eux a toujours été pour moi un guide précieux.

Plus concrètement, donc, je tiens à remercier, mon professeur encadrant Pr. Patrick Drogui, Monsieur Kamal El Haji (directeur de l'ISHÉDD), Madame Anne Carabin (assistante de recherche) et Monsieur Dany Landry (chargé de projet chez Englobe) pour avoir accepté de m'accompagner jusqu'au bout en acceptant d'orienter, de diriger et de juger ce travail.

Enfin, je tiens à remercier toute ma famille, en particulier mon père Ahmed Benguit et ma mère Rachida El Haji, auprès desquels j'ai constamment trouvé un appui si précieux pour avancer dans mes études.

## RÉSUMÉ

Ce travail porte sur le traitement d'un mélange de lixiviats de compostage et de site d'enfouissement sanitaire par les procédés électrochimiques, en substitution aux procédés physico-chimiques. Deux types d'effluents ont fait l'objet de cette étude notamment des lixiviats prétraités uniquement par lagunage (Effluent 1) et d'autres types de lixiviats successivement prétraités par lagunage et par coagulation chimique (Effluent 2). Dans l'optique de se conformer aux objectifs environnementaux de rejets (OER), des traitements complémentaires (par voie électrolytique) ont été respectivement appliqués : i) électrocoagulation seule (EC) ; ii) électrooxydation seule (EO) ; iii) électrocoagulation et électrooxydation (EC/EO) simultanément appliquées dans un même réacteur et ; iv) électrocoagulation et électrooxydation successivement appliquées (EC-EO) dans des réacteurs séparés. Le dispositif utilisé pour le procédé EC comprenait une électrode anodique en fer (Fe) et une électrode cathodique en graphite (Gr). Le procédé EC/EO était constitué d'une anode en Ti/Pt, une cathode en graphite et une électrode bipolaire en fer, toutes installées dans un même réacteur. En comparaison, Le dispositif employé pour l'application du procédé d'EC-EO est constitué de deux réacteurs successifs, le premier réacteur comprenant une anode en fer et une cathode en graphite et le deuxième réacteur comprenant une anode en Ti/Pt et une cathode en graphite.

L'application du procédé d'EC pour le traitement de l'effluent 1 a permis d'enregistrer des abattements moyens de DCO, de phosphore total et de coliformes respectivement de 64%, 95% et 97 % en imposant une quantité d'électricité de 0,16 Ah/L (2 A d'intensité pendant 2,5 min) et une densité de courant de 18,1 mA/cm<sup>2</sup>. Ce type de traitement a permis de se conformer aux OER en une seule étape de traitement. Ces résultats d'abattement étaient relativement proches de ceux obtenus en appliquant respectivement les procédés EC/EO et EC-EO dans les mêmes conditions opératoires. En revanche, lors de l'application du procédé EC/EO, la formation de sous-produits tels que les chlorates, perchlorates et le chloroforme (600, 230 et 5,6 µg/L) ont été décelés. Ceci est principalement lié aux réactions secondaires d'oxydation des ions chlorures présents dans les lixiviats et à leurs réactions avec les matières organiques et ammoniacales.

Aussi, les concentrations d'azote ammoniacal ont augmenté d'un facteur de 1,6 et de 2,9 lorsque les procédés EC et EC/EO sont respectivement appliqués. La siccité des boues métalliques enregistrées lors de l'application du procédé EC et d'EC/EO était d'une moyenne de 5,6 %. Les coûts énergétiques des procédés EC et EC/EO étaient respectivement estimés à 0,11 et 0,25 \$/m<sup>3</sup>.

L'application du procédé d'EO (anode en Ti/Pt et cathode en graphite) pour le traitement de l'effluent Effluent 2 a permis d'enregistrer un abattement de 95,5 % des coliformes (1,3 unité d'abattement logarithmique) et ce, en imposant une quantité d'électricité de 0,4 Ah/L (3 min d'EO à 4 A d'intensité) et une densité de courant de 61,5 mA/cm<sup>2</sup>. Le procédé EO, a permis de répondre aux exigences de désinfection des lixiviats. Quant à la production des sous-produits, des concentrations de 1,7 mg/L de chlorate, 0,7 mg/L de perchlorate et une somme de 6,4 µg/L de trihalométhanes ont été formés suite à l'application du traitement par EO. Les coûts énergétiques pour ce procédé étaient estimés à 0,45 \$/m<sup>3</sup>.

# TABLE DES MATIÈRES

<b>REMERCIEMENTS</b> .....	<b>II</b>
<b>RÉSUMÉ</b> .....	<b>III</b>
<b>LISTE DES TABLEAUX</b> .....	<b>VII</b>
<b>LISTE DES FIGURES</b> .....	<b>VIII</b>
<b>LISTE DES ABRÉVIATIONS</b> .....	<b>X</b>
<b>1 INTRODUCTION</b> .....	<b>1</b>
<b>2 REVUE DE LITTÉRATURE</b> .....	<b>3</b>
<b>2.1 ORIGINE DES LIXIVIATS DE COMPOSTAGE ET DE SITE D'ENFOUISSEMENT</b> .....	<b>3</b>
2.1.1 Origine des lixiviat de compostage .....	3
2.1.2 Origine des lixiviat de site d'enfouissement .....	3
<b>2.2 CARACTERISTIQUES DES LIXIVIATS ET NORMES DE REJET</b> .....	<b>4</b>
2.2.1 Caractéristiques physico-chimiques .....	4
2.2.2 Caractéristiques microbiologiques .....	8
2.2.3 Normes de rejet des lixiviat .....	8
<b>2.3 TECHNOLOGIES DE TRAITEMENT DES LIXIVIATS</b> .....	<b>9</b>
2.3.1 Traitements biologiques.....	10
2.3.2 Traitements physico-chimiques .....	12
2.3.3 Procédés d'oxydation avancée .....	13
2.3.4 Sommaire des avantages et limites des procédés de traitement des lixiviat	23
<b>3 OBJECTIFS, ORIGINALITÉ, HYPOTHÈSES DE RECHERCHE ET DÉMARCHE EXPÉRIMENTALE</b> .....	<b>26</b>
<b>3.1 OBJECTIFS DE RECHERCHE</b> .....	<b>26</b>
3.1.1 Objectif principal .....	26
3.1.2 Objectifs spécifiques .....	26
<b>3.2 ORIGINALITE</b> .....	<b>26</b>
<b>3.3 HYPOTHESES DE RECHERCHE</b> .....	<b>27</b>
<b>3.4 DEMARCHE EXPERIMENTALE</b> .....	<b>28</b>
<b>4 MATÉRIELS ET MÉTHODES</b> .....	<b>31</b>
<b>4.1 ÉCHANTILLONNAGE DES LIXIVIATS</b> .....	<b>31</b>
<b>4.2 DISPOSITIFS ELECTROCHIMIQUES</b> .....	<b>32</b>
4.2.1 Cellule d'électrocoagulation (EC).....	32
4.2.2 Cellule d'électrocoagulation/électrooxydation (EC/EO) .....	33
4.2.3 Cellule d'électrooxydation (EO) .....	35
<b>4.3 DMARCHE EXPERIMENTALE</b> .....	<b>37</b>
<b>4.4 METHODES ANALYTIQUES</b> .....	<b>38</b>
4.4.1 Mesures du pH, de la conductivité et de la turbidité .....	38

4.4.2	Analyses des matières en suspension et des solides totaux .....	39
4.4.3	Analyse de la demande chimique en oxygène.....	39
4.4.4	Analyses de l'alcalinité.....	40
4.4.5	Analyses des trihalométhanes .....	40
4.4.6	Analyse du carbone organique total .....	41
4.4.7	Analyse des métaux et des ions .....	41
4.4.8	Analyses du chlore libre et du chlore total .....	42
4.4.9	Analyses des coliformes totaux et fécaux .....	42
4.4.10	Résidus métalliques et siccité et pourcentage des boues.....	42
<b>5</b>	<b>RÉSULTATS ET DISCUSSION .....</b>	<b>44</b>
<b>5.1</b>	<b>CARACTERISTIQUES PHYSICO-CHIMIQUES ET MICROBIOLOGIQUES DES LIXIVIATS....</b>	<b>44</b>
<b>5.2</b>	<b>ESSAIS SUR LES LIXIVIATS PRETRAITES PAR LAGUNAGE (EFFLUENT 1) .....</b>	<b>47</b>
5.2.1	Analyse des caractéristiques physico-chimique et microbiologique des lixiviats prétraités par lagunage.....	48
5.2.2	Rendement faradique des procédés EC et EC/EO .....	49
5.2.3	Influence des paramètres opératoires sur le traitement des lixiviats par les procédés EC, EC/EO et EC-EO .....	52
5.2.4	Cinétique de traitement des lixiviats par les procédés EC et EC/EO .....	59
5.2.5	Estimation des coûts énergétiques .....	66
5.2.6	Analyses des boues produites par EC et EC/EO.....	68
<b>5.3</b>	<b>ESSAIS SUR LES LIXIVIATS PRETRAITES PAR VOIES BIOLOGIQUE ET PHYSICO- CHIMIQUE (EFFLUENT 2).....</b>	<b>69</b>
5.3.1	Influence de l'intensité du courant sur la production du chlore résiduel...	70
5.3.2	Influence des électrodes sur la désinfection, la production du chlore résiduel et la génération de sous-produits .....	75
5.3.3	Influence de la concentration des ions chlorures sur la production du chlore résiduel.....	80
5.3.4	Cinétique de désinfection des lixiviats .....	82
<b>5.4</b>	<b>VALIDATION DES HYPOTHESES DE RECHERCHE .....</b>	<b>90</b>
<b>6</b>	<b>CONCLUSION .....</b>	<b>91</b>
<b>7</b>	<b>RÉFÉRENCES.....</b>	<b>93</b>

## LISTE DES TABLEAUX

Tableau 1 : Revue des caractéristiques physico-chimiques des lixiviats.....	7
Tableau 2 : Concentrations des coliformes totaux et fécaux des lixiviats.....	8
Tableau 3 : Critères physico-chimiques et microbiologiques de rejet des lixiviats .....	9
Tableau 4 : Potentiel d'évolution de l'oxygène de différentes électrodes .....	18
Tableau 5 : Avantages et limites des procédés de traitement des lixiviats.....	23
Tableau 6 : Performances de traitement des lixiviats par différents types de procédés	24
Tableau 7 : Paramètres d'analyse et de conservation des échantillons .....	38
Tableau 8 : Caractéristiques physico-chimiques et microbiologiques des lixiviats objet de l'étude.....	45
Tableau 9 : Caractéristiques physico-chimiques et microbiologiques des lixiviats (effluent 1).....	49
Tableau 10 : Concentrations de fer théoriques et expérimentales pour l'estimation du rendement faradique .....	51
Tableau 11 : Estimation du rendement faradique par différence de masse de l'électrode de fer.....	51
Tableau 12 : Taux d'abattelements de la DCO, de la turbidité et du phosphore total à différentes quantités d'électricité par EC et EC/EO.....	56
Tableau 13 : Pourcentage de réduction de la DCO, de la turbidité et du phosphore total par EC et EC/EO et comparaison avec la coagulation chimique .....	59
Tableau 14 : Taux de réduction de la DCO, de déphosphatation et de désinfection par EC (fer/graphite) et EC/EO (TiPt/fer/graphite) à 2 A .....	62
Tableau 15 : Estimation des coûts énergétiques liés au traitement des lixiviats (effluent 1) par EC et EC/EO.....	68
Tableau 16 : Analyse des boues, des solides totaux et des matières en suspension en appliquant EC (fer/graphite) et EC/EO (TiPt/fer/graphite) à 2 A.....	68
Tableau 17 : Caractéristiques physico-chimiques et microbiologiques des lixiviats (effluent 2).....	70
Tableau 18 : Estimation de la concentration des ions chlorures dans les lixiviats après ajout de NaCl .....	81
Tableau 19 : Intensités de courant et temps de traitement considérés pour l'EO des lixiviats (effluent 2) .....	85
Tableau 20 : Validation des hypothèses de recherche.....	90

## LISTE DES FIGURES

Figure 1. Configurations de l'électrocoagulation.....	16
Figure 2. Structure des filières proposées pour le traitement des lixiviats.....	29
Figure 3. Paramètres étudiés pour le traitement des lixiviats (effluent 1) par les procédés EC, EC/EO et EC-EO, MD : Mode dynamique, MS : Mode statique .....	30
Figure 4. Paramètres étudiés pour le traitement des lixiviats (effluent 2) par EO, MD : Mode dynamique, MS : Mode statique.....	30
Figure 5. Schéma de la filière actuelle de traitement des lixiviats .....	31
Figure 6. Schéma du dispositif d'électrocoagulation (EC) .....	33
Figure 7. Schéma du dispositif de l'électrocoagulation couplant l'électrooxydation (EC/EO) .....	34
Figure 8. Distribution des charges électriques sur les surfaces des électrodes lors d'EC vs EC/EO .....	34
Figure 9. Dispositif d'électrooxydation (EO) en batch dynamique avec anode en BDD	35
Figure 10. Dispositif d'électrooxydation (EO) en batch dynamique avec anode en TiI <sub>2</sub> O <sub>2</sub> .....	36
Figure 11. Dispositif d'électrooxydation (EO) en batch dynamique avec anode en TiPt	36
Figure 12. Dispositif d'électrooxydation (EO) en batch statique .....	37
Figure 13. Structure des procédés EC, EC/EO et EC-EO pour le traitement des lixiviats (effluent 1).....	47
Figure 14. Concentration de fer après EC et EC/EO sur 500 mL d'eau salée à 0,5 et 1 A en fonction du temps.....	50
Figure 15. Réduction de la DCO et de la turbidité des lixiviats par EC, EC/EO et EC-EO à différentes anodes.....	53
Figure 16. Abattements des coliformes totaux et fécaux en appliquant EC, EC/EO et EC-EO.....	55
Figure 17. Réduction de la DCO, de la turbidité et du phosphore total en appliquant EC et EC/EO à différentes quantités d'électricités .....	56
Figure 18. Abattements de la DCO, de la turbidité et du phosphore total par EC et EC/EO à quantité d'électricité constante .....	58
Figure 19. Cinétique de réduction de la DCO par EC (fer/graphite) et EC/EO (TiPt/fer/graphite) à 2 A.....	60
Figure 20. Cinétique de déphosphatation par EC (fer/graphite) et EC/EO (TiPt/fer/graphite) à 2 A.....	61
Figure 21. Cinétique d'abattement des coliformes totaux et fécaux par EC (fer/graphite) et EC/EO (TiPt/fer/graphite) à 2 A.....	62
Figure 22. Cinétique de réduction de la turbidité par EC (fer/graphite) à 2 A .....	63
Figure 23. Cinétique de formation de l'azote ammoniacal par EC (fer/graphite) et EC/EO (TiPt/fer/graphite) à 2 A.....	64
Figure 24. Cinétique de formation des chlorates et des perchlorates par EC (fer/graphite) et EC/EO (TiPt/fer/graphite) à 2 A .....	65
Figure 25. Cinétique de formation des THM par EC (fer/graphite) et EC/EO (TiPt/fer/graphite) à 2 A.....	66



Figure 26. Structure du procédé EO pour le traitement des lixiviats (effluent 2) .....	69
Figure 27. Formation du chlore libre à 0,5 et 1 A par EO en batch dynamique (BDD/graphite), 300 rpm ; volume de lixiviats traités = 1000 mL .....	71
Figure 28. Concentrations de chlorates et de perchlorates produites à 0,5 et 1 A par EO en batch dynamique (BDD/graphite), 300 rpm.....	73
Figure 29. Concentrations de chlore combiné produites à 0,5 et 1 A par EO en batch dynamique (BDD/graphite), 300 rpm.....	74
Figure 30. Concentrations de chlore résiduel produites par EO (BDD/graphite) à différentes intensités de courant .....	75
Figure 31. Abattements des coliformes totaux par EO à 0,5 A moyennant différentes anodes .....	76
Figure 32. Concentrations de chlore résiduel produites par EO à 0,5 A moyennant différentes anodes.....	77
Figure 33. Cinétique de désinfection, de production du chlore résiduel et de formation des perchlorates par EO (BDD/graphite) à 0,5 A .....	77
Figure 34. Concentration de chlorates produite par EO à 0,5 A moyennant différentes anodes .....	79
Figure 35. Concentration de perchlorates produite par EO à 0,5 A moyennant différentes anodes.....	79
Figure 36. Production de chlore libre résiduel par EO à 0,5 A moyennant différentes anodes .....	80
Figure 37. Production du chlore résiduel par EO (TiPt/graphite) à 0,5 A en fonction de la quantité de NaCl ajoutée aux lixiviats .....	82
Figure 38. Cinétique d'abattement des coliformes totaux et fécaux par EO (TiPt/graphite) à 0,5 A .....	83
Figure 39. Production du chlore résiduel par EO (TiPt/graphite) à 0,5 A.....	84
Figure 40. Formation des chlorates et des perchlorates par EO (TiPt/graphite) à 0,5 A	84
Figure 41. Abattement des coliformes totaux par EO (TiPt/graphite) à différentes intensités de courant .....	86
Figure 42. Abattement des coliformes fécaux par EO (TiPt/graphite) à différentes intensités de courant .....	86
Figure 43. Production de chlore résiduel par EO (TiPt/graphite) à différentes intensités de courant .....	87
Figure 44. Formation des chlorates par EO (TiPt/graphite) à différentes intensités de courant .....	88
Figure 45. Formation des perchlorates par EO (TiPt/graphite) à différentes intensités de courant .....	88
Figure 46. Formation des trihalométhanes par EO (TiPt/graphite) à différentes intensités de courant .....	89

## LISTE DES ABRÉVIATIONS

Nb/BDD : Niobium recouvert de diamant dopé au bore

COT : Carbone organique totale

DCO : Demande chimique en oxygène

EC : Électrocoagulation

EC/EO : Électrocoagulation couplée à l'électrooxydation

EC-EO : Électrocoagulation suivie de l'électrooxydation

EO : Électrooxydation

LQE : Loi québécoise sur l'environnement

MDDEP : Ministère du développement durable, de l'environnement et des parcs

MES : Matières en suspension

N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> : Azote ammoniacal

ODD : Objectifs du développement durable

OER : Objectifs environnementaux de rejets

ONU : Organisation des nations unies

PT : Phosphore total

ST : Solide totaux

Ti/IrO<sub>2</sub> : Titane recouvert de dioxyde d'iridium

Ti/Pt : Titane recouvert de platine

UFC : Unité formatrice de colonies

UTN : Unité de turbidité néphélométrique

# 1 INTRODUCTION

En s'appuyant sur l'objectif 11 du développement durable qui prône et revendique des villes vertes et résilientes, la gestion du périmètre urbain laisse entrevoir de grands défis et des enjeux éminents à la mesure de la progression géométrique des espaces urbains (Godard 1996, ONU 2018). Désormais, les enjeux et les spéculations dans le domaine citoyen tendent à générer des valeurs ajoutées tout en respectant les directives du développement durable (Godard 1996, Theys 2002, Ducruet 2005). Certes, les villes sont considérées comme étant des espaces abritant plus de la moitié de la population mondiale (Véron 2007, Gaudreault 2011). Elles contribuent significativement aux PIB nationaux et renferment d'importantes infrastructures et centres d'activités tout en n'occupant qu'environ 0,5 % de l'ensemble des territoires nationaux (Seto, Güneralp et al. 2012, Chatel and Moriconi-Ebrard 2018). Toutefois, leur bonne gestion dans le sens indiqué passe pour l'une des premières priorités. Tenant compte des multiples facettes de cette gestion, celle-ci répertorie un ensemble de sous gestions notamment celles ayant trait à la gouvernance, l'habitat, les services et le territoire par-delà les préoccupations des plans attachés à la maîtrise de l'expansion des villes et à leur occupation du sol, cette dernière inclus les infrastructures de base dont l'adduction en eau potable, l'assainissement et la gestion des déchets municipaux (Marc-Urbain Proulx 2001, Négrier and Tomàs 2003). Conçus pour être éliminés, ces déchets sont souvent destinés à être stockés dans des sites d'enfouissement. Distinctivement et dans une optique de réduction d'impacts et de valorisations, certains cercles urbains prévoient des sites de compostage pour valoriser les déchets municipaux organiques ou des unités de récupérations de biogaz issus des processus de méthanisation (Tabet 2001, Thonart, Diabaté et al. 2005).

La durée d'exploitation d'une décharge ou d'un site d'enfouissement peut aller de 25 à 60 ans. Certaines municipalités prévoient des suivis post-fermetures d'environ 30 ans jusqu'à ce que la décharge n'ait plus d'impacts négatifs sur l'environnement ambiant. De tels impacts pourraient se manifester par des percolations de lixiviats dans le sol, vers les nappes phréatiques ou encore ruisseler vers les réseaux hydrographiques, ce qui

constitue de hauts risques de maladies des habitants mais aussi la contamination de la faune et de la flore (Litvan 1995, Kehila, Mezouari et al. 2009).

Face à ces dangers, dont le spectre croîtrait en l'absence ou manque de la vigilance, parmi les obligations dictées aux sites d'enfouissement sont le traitement des lixiviats produits lors des processus de mise en décharge. En effet, il s'agit d'un effluent résiduaire réfractaire fortement chargé en fractions polluantes. Les eaux infiltrées dans le tas du site d'enfouissement ou de compostage combinées à celles produites lors de la décomposition aérobie de la matière organique sont à l'origine de sa complexité. Néanmoins, les charges et les caractéristiques physico-chimiques de polluants sont très variables d'un lixiviat à un autre en raison du type de déchets enfouis, de la structure du site, des conditions climatiques et leurs variabilités. Certes, les lixiviats contiennent des polluants émergents et réfractaires ce qui implique autant de difficultés à leur traitement nécessitant des combinaisons de procédés biologique et physico-chimique (Chian and DeWalle 1976, Chian 1977, Christensen, Kjeldsen et al. 2001, Wiszniowski, Robert et al. 2006, Öman and Junestedt 2008, Renou, Givaudan et al. 2008). Ceci est la raison pour laquelle la mise en place des filières capables de dépolluer ce type d'effluents récalcitrants se révèle de haute nécessité afin d'endiguer les risques et les dangers que recèlent la présence de ce genre de lixiviats au sein des périmètres urbains voire dans en zones périphériques. Sur ce, plusieurs travaux de recherche se sont intéressés à étudier les performances de procédés de traitement des lixiviats en laboratoire, pilote et semi-pilote. Qualifiés d'innovants et prometteurs, ces travaux se sont articulés autour de procédés d'épuration robustes notamment par des bioréacteurs à membranes et par des procédés d'oxydation avancée (Lin and Chang 2000, Laitinen, Luonsi et al. 2006, Bohdziewicz, Neczaj et al. 2008, Hu, Zeng et al. 2016). Cependant, une problématique surgit à cet égard. Elle implique la formation de sous-produits potentiellement toxiques. Ainsi en est-il des trihalométhanes, des acides haloacétiques, des chlorates, des perchlorates et autres.

## **2 REVUE DE LITTÉRATURE**

### **2.1 Origine des lixiviats de compostage et de site d'enfouissement**

#### **2.1.1 Origine des lixiviat de compostage**

Le compostage est un processus naturel se produisant spontanément là où il y a présence de végétation morte mêlée au fumier et aux matières dégradables (Golueke 1977, Bertoldi, Vallini et al. 1983). Après la 2<sup>e</sup> guerre mondiale, l'agriculture devient un secteur déterminant l'autosuffisance alimentaire d'un pays, les cultures dites scientifiques qui mettaient en avant l'utilisation des engrais chimiques, deviennent intensifiées. En conséquence à ceci, le compostage a été marginalisé. Cependant, plus d'importances ont été accordées aux méthodes d'agriculture et au jardinage biologique avec les travaux de l'agronome Albert Howard, qui réétudie les méthodes de compostage (Howard 1943). Or, un problème majeur associé au compostage surgit. La présence d'humidité dans le compost (matériau à haute teneur en eau) et la production d'eau au cours du même processus de biodégradation engendrent la formation des lixiviats. Ils résultent de la percolation de l'eau à travers les composés solides qui induisent son chargement en fractions solubles et au lessivage des colloïdes (Ozkaya 2005, Brown, Ghoshdastidar et al. 2013, He, Xi et al. 2015). De par cette forte concentration en polluants dont les propriétés diffèrent (biodégradables, non-biodégradables, réfractaires, émergents et autres), l'intérêt porté à ce type de lixiviats se fait sentir par l'exigence réglementaire de mise en place de filières pour leur traitement. Cependant, ces filières sont souvent issues des principes classiques d'épuration biologique, et nécessitent néanmoins des combinaison physico-chimiques (Woldeyohans, Worku et al. 2014).

#### **2.1.2 Origine des lixiviats de site d'enfouissement**

Face aux transitions vers des sociétés de consommation et pour fin la gestion des déchets municipaux, de nombreux déchets ont été destinés à l'incinération malgré les dangereuses émissions atmosphériques (Rogaume 2001, Buclet 2005). Néanmoins, à

revers des refus sociaux quant à cette élimination des déchets, les sites d'enfouissement ont été conçus en vue de mettre en retrait certains types de déchets solides municipaux tout en les isolant de l'environnement. Cependant, et à l'image des décharges contrôlées ou pas, les sites d'enfouissement concentrent des déchets organiques et inorganiques entassés. Par conséquent, la production des lixiviats est un fait inévitable et ce en raison des percolations de l'eau, produite par l'activité microbienne ou s'étant infiltrée, à travers les matières organiques et inorganiques présentes dans le site (Wiszniewski, Robert et al. 2006, Renou, Givaudan et al. 2008, Roy, Azaïs et al. 2018).

## **2.2 Caractéristiques des lixiviats et normes de rejet**

### **2.2.1 Caractéristiques physico-chimiques**

Les caractéristiques physico-chimiques des lixiviats varient d'un site à un autre dépendamment des déchets enfouis ou compostés, des conditions du site d'enfouissement ou de compostage et des facteurs qui conditionnent les processus de fermentation et de lixiviation principalement la température, le taux d'humidité et le degré d'activité microbienne (Lema, Mendez et al. 1988, Bakhshoodeh, Alavi et al. 2017). De façon générale, et afin d'affiner la connaissance des lixiviats et de dresser leurs profils, nous pouvons nous baser sur des indicateurs physico-chimiques notamment la DCO, la DBO<sub>5</sub>, les fractions azotées et phosphorées, la turbidité, la conductivité, l'alcalinité et le pH, ainsi, les concentrations des métaux lourds et des anions.

#### **2.2.1.1 Biodégradabilité**

À première vue, nous distinguons des lixiviats jeunes, matures et vieux selon les conditions et la durée de l'enfouissement considéré (Shouliang, Xi et al. 2008). Les premiers, de 1 à 5 ans, sont issus de matrices de transition qui leur confèrent un caractère biodégradable (ratio DBO<sub>5</sub>/DCO supérieur à 0,3). Les seconds, de 5 à 20 ans, sont issus de formations acides et ont des ratios de biodégradabilité moyens. Ceux de 20 ans et plus sont caractérisés par des états de maturation stables où la matière organique est de caractère réfractaire (Shouliang, Xi et al. 2008, Šír, Podhola et al. 2012). Dans cette

même optique, les lixiviats contiennent les substances transformées ou non qui ont été extraites, suspendues ou dissoutes du compost ou du site d'enfouissement. Ainsi, dépendamment de sa matière première et de son âge, le lixiviat peut contenir des concentrations élevées de métaux, de matières organiques réfractaires tels que les pesticides, les phtalates, les polychlorobiphényles et les dioxines (Renou, Givaudan et al. 2008, Wang, Li et al. 2012, Brown, Ghoshdastidar et al. 2013).

Les valeurs de DCO et de DBO<sub>5</sub> sont très variables d'un lixiviat à un autre. Des travaux ont reporté des variations de DCO entre 100 et 90000 mg/L et de DBO<sub>5</sub> entre 40 et 73000 mg/L (Weng, Zhang et al. 2011). Les travaux de Wangnai et al. (2014) ont indiqué des concentrations de DCO et de DBO<sub>5</sub> respectivement de 34 500 et de 14 775 mg/L (lixiviats collectés à partir d'un compresseur de déchets frais de marché) (Wangnai, Kullavanijaya et al. 2014). D'autre part, les travaux de Lafrance et al. (1996), qui se sont intéressés aux lixiviats issus de déchets de jardin, ont enregistré des concentrations entre 850 et 10000 mg/L pour la DCO et entre 100 et 5000 mg/L pour la DBO<sub>5</sub> (Lafrance, Lessard et al. 1996).

### **2.2.1.2 Fractions azotées et phosphorées**

Les concentrations en azote ammoniacal, rapportées par la littérature, sont variables d'une gamme de 1,3-10,5 mg/L (Cole 1994, Krogmann and Woyczehowski 2000) de 120-520 mg/L (Rajabi and Vafajoo 2012, Bakhshoodeh, Alavi et al. 2017), de 665-800 mg/L (Çakmakcı and Özyaka 2012) et de 1015-2275 mg/L (Mokhtarani, Bayatfard et al. 2011, García-López, Rad et al. 2014). Pour ces mêmes auteurs, les concentrations en azote, exprimées en azote total Kjeldahl, variaient entre 7,2 et 6660 mg/L.

La fraction phosphorée des lixiviats, exprimée en phosphore total, variait d'une gamme de 0,52 mg/L (Rajabi and Vafajoo 2012) à 288 mg/L (Liu, Zuo et al. 2010). Chu et al. (1994) ont rapporté que le phosphore des lixiviats se présentait surtout sous-forme d'orthophosphate (PO<sub>4</sub><sup>3-</sup>) (Chu, Cheung et al. 1994).

### **2.2.1.3 Métaux et anions**

Les concentrations des éléments traces métalliques dans les lixiviats sont influencés par leurs pH (pH acide des lixiviats favorise la mobilité des métaux) qui peuvent être très acides ou légèrement basiques (Förstner, Kersten et al. 1989, Weng, Zhang et al. 2011).

En outre, en fonction du temps de mise en décharge, les concentrations de Pb (variant de 0,002 à 2 mg/L), Cd (variant de 0,003 à 17 mg/L) et de Zn (variant de 0,2 à 370 mg/L) présentent une tendance à la baisse, alors que les concentrations de Cr (variant de 0,01 à 8,7 mg/L), Fe (variant de 0,05 à 2,8 mg/L) et de Mn (variant de 0,07 à 125 mg/L) ont montré une tendance à l'augmentation (Weng, Zhang et al. 2011).

Les concentrations en chlorures des lixiviats, reportées par la littérature, sont aussi dissemblables et ont des valeurs autour de 6440 mg/L (Vlyssides, Karlis et al. 2003), 1071 mg/L (Justin, Pajk et al. 2010), 3720 mg/L (Brown, Ghoshdastidar et al. 2013) et de 5 à 295 mg/L (Weng, Zhang et al. 2011, Tabatabaei, Najafi et al. 2012).

#### **2.2.1.4 Alcalinité, pH et conductivité**

Le pH d'un lixiviat peut varier en fonction du stade de maturation du site et en fonction des saisons. La littérature a rapporté une caractérisation acide pour certains lixiviats (Maleki, Zazouli et al. 2009, Simonič, Valh et al. 2017), pour d'autres rejoignant la neutralité (Ozkaya 2005, Trujillo, Font et al. 2006), alors que pour d'autres, les valeurs de pH étaient légèrement basiques (Cole 1994, Mahdad, Younesi et al. 2016, Ranjbari and Mokhtarani 2016). L'alcalinité associée à ces mêmes matrices, qui donne une idée sur l'effet tampon de l'effluent, fluctuait entre 458 et 9028 mg  $\text{HCO}_3^-$ /L. Enfin, de point de vue conductivité des lixiviats, ce paramètre a pris, dépendamment de la littérature, des valeurs entre 2,1 et 82,6 mS/cm (Brown, Ghoshdastidar et al. 2013, Hashemi, Hajizadeh et al. 2016).

Le tableau ci-dessous présente quelques résultats de caractérisation physico-chimique des lixiviats.



**Tableau 1 : Revue des caractéristiques physico-chimiques des lixiviats**

Références	DCO [mg/L]	DBO <sub>5</sub> [mg/L]	MES [mg/L]	pH	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> [mg/L]	P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> [mg/L]	Conductivité [mS/cm]	Alcalinité [mg/L HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup> ]
(Maleki, Zazouli et al. 2009)	22300-45000	-	-	4,2-5,5	-	-	-	-
(Ozkaya 2005)	8500-9000	-	350-400	6,8-7,2	250-300	30-50	-	3000-3500
(Bakhshoodeh, Alavi et al. 2017)	84200	64400	-	5,3	193	-	-	-
(Wangnai, Kullavanijaya et al. 2014)	34 500	14775	-	-	-	-	-	-
(Mahdad, Younesi et al. 2016)	730	150	1503,33	9,2	-	10,51	-	-
(Brown, Ghoshdastidar et al. 2013)	116000	-	-	5,1	2720	0,37	82,6	7290
(Pablos et al. 2011)	27,78	-	-	6,5	1715	47	21,48	9028
	872	-	-	7,3	27	4,5	25,25	458
	2857	-	-	8,96	5	5,6	15,12	8540
(Ranjbari and Mokhtarani 2016)	800	125	200	9	-	-	13	605
(Simonič, Valh et al. 2017)	51000-55000	-	74,5-104,7	4,9-5,5	-	-	20,2-29	-

## 2.2.2 Caractéristiques microbiologiques

Les analyses microbiologiques des lixiviats ont rapporté leurs contaminations par des bactéries aérobies, psychrophiles et mésophiles, des coliformes, des bactéries sporifères et des champignons filamenteux (Matejczyk, Płaza et al. 2011). En particulier, les coliformes totaux, incluant les coliformes fécaux, qui sont un groupe de bactéries non-sporulantes en forme de bâtonnets ayant une coloration gram négatif, leur dénombrement dans l'effluent donne une idée sur sa contamination par des microorganismes davantage pathogènes et sur l'efficacité d'une désinfection éventuelle (Parr 1939). Par ailleurs, les concentrations de coliformes totaux et fécaux dans les lixiviats sont d'une gamme de  $10^4$  à  $10^7$  UFC/100mL (Umar, Aziz et al. 2011, Galarpea and Parilla 2012, Widiastuti, Hartono et al. 2018). Le tableau suivant présente certaines concentrations de coliformes reportées par la littérature.

Tableau 2 : Concentrations des coliformes totaux et fécaux des lixiviats

Références	Coliformes totaux [UFC/100mL]	Coliformes fécaux [UFC/100mL]
(Galarpea and Parilla 2012)	$1,2 \cdot 10^6$	$3,97 \cdot 10^5$
(Umar, Aziz et al. 2011)	$0,66 \times 10^4$	-
(Widiastuti, Hartono et al. 2018)	-	$1,8 \cdot 10^4$

## 2.2.3 Normes de rejet des lixiviats

Au Québec, le rejet des lixiviats est régi par la *Loi sur la qualité de l'environnement*, précisément par le *Règlement sur l'enfouissement et l'incinération de matières résiduelles* (Québec 2018). À ce corpus réglementaire s'ajoute « les Objectifs Environnementaux de Rejet » qui s'insèrent dans la même optique pour réduire davantage ces limites de rejets. Ils sont déterminés et calculés à partir des caractéristiques du milieu récepteur, de la qualité de l'eau de surface avoisinante, des conditions hydrodynamiques et des usages du milieu (MDDEP 2007). Le tableau ci-dessous présente les critères de rejet des lixiviats prescrits par le règlement québécois.

**Tableau 3 : Critères physico-chimiques et microbiologiques de rejet des lixiviats**

<b>Paramètres</b>	<b>Valeurs limites québécoises ou OER</b>	<b>Valeurs limites moyennes mensuelles québécoises</b>
DCO [mg/L]	-	-
DBO <sub>5</sub> [mg/L]	150	65
MES [mg/L]	90	35
Azote ammoniacal [mg/L]	25	10
Phosphore total [mg/L]	0,3	-
pH	6,0-9,5	
Coliformes totaux [UFC/100mL]	2400	-
Coliformes fécaux [UFC/100mL]	275	100
Indice phénol [mg/L]	0,085	0,03
Fe [mg/L]	17	-
Zn [mg/L]	0,17	0,07

### **2.3 Technologies de traitement des lixiviats**

La composition spécifique d'un effluent de lixiviats détermine sa traitabilité (Maleki, Zazouli et al. 2009). Les processus mis en place pour le traitement de ces effluents sont souvent issus des technologies d'épuration et de traitement des eaux usées. À citer par exemple le traitement biologique aérobie et/ou anaérobie, la clarification physico-chimique, l'oxydation chimique, les procédés membranaires et autres.

### 2.3.1 Traitements biologiques

Le traitement biologique des lixiviats se base sur l'activité microbienne pour l'élimination de la fraction organique biodégradable et de l'azote ammoniacal. La littérature présente plusieurs recherches effectuées qui révèlent diverses échelles d'applicabilité d'un travail à un autre. À l'échelle industrielle, on procède généralement par un lagunage naturel ou à aération forcée, par des boues activées ou par des réacteurs à membrane. L'efficacité de ces traitements se manifeste par les temps de rétention hydraulique, qui sont souvent supérieurs à 48 heures (Roy, Azaïs et al. 2018), et par les ratios de biodégradation où à  $C_{DBO_5}/N/P : 100/5/1$  un traitement aérobie est recommandé (Lafrance, Lessard et al. 1996),  $500/5/1$  un traitement anaérobie est recommandé (Mokhtarani, Bayatfard et al. 2011). Cependant, les ratios carbone biodégradable, azote et phosphore des lixiviats impliquent une succession des conditions aérobie/anoxie/anaérobie pour les réductions respectives de  $DBO_5$ , d'azote et de phosphore (Roy, Azaïs et al. 2018). En outre, et en se basant sur les conclusions les plus significatives de la littérature en la matière, un traitement biologique seul ne permet pas aux lixiviats de se conformer aux normes de rejet dans le milieu naturel.

Dans une optique de valorisation, les travaux de Wangnai et al. (2014) ont examiné la réduction de la fraction organique d'un lixiviat brut, caractérisé par une DCO initiale de 34500 mg/L et une  $DBO_5$  de 14775mg/L, par un réacteur anaérobie hybride. Les auteurs ont conclu qu'avec un temps de rétention hydraulique de 10 jours, le réacteur pouvait présenter un taux d'abattement de la DCO de 8 g/L.j tout en produisant 0,48 L/DCO g de biogaz dont 60 % était du méthane (Wangnai, Kullavanijaya et al. 2014).

Les travaux de Bakhshodeh et al. (2017) s'inscrivent dans la catégorie des biofiltres. Ils se sont intéressés au traitement des lixiviats par des terres humides construites en trois niveaux et plantées avec du vétiver. Cette structure a permis l'élimination de 87,3 % de  $DBO_5$ , 74,5 % de DCO, 91,5 % d'azote ammoniacal, 87,9 % des nitrates, 85,5 % des matières en suspension et en moyenne 80 % des métaux lourds. Le débit optimal de cette étude était de 24 L/j et le temps de rétention était de l'ordre de 15 jours. Néanmoins, cette étude souligne que ce traitement nécessiterait des procédés complémentaires pour parfaire l'épuration des lixiviats (Bakhshodeh, Alavi et al. 2017). D'autre part, les travaux

de Lafrance et al. (1996) ont pu atteindre une élimination de 82 % de DBO<sub>5</sub> et de 80 % des solides en suspension, des taux comparable aux auteurs précédents moyennant une structure de biofiltres de 20 L faite de tourbe. Les conclusions des auteurs ont aussi souligné l'insuffisance des performances de ce traitement vis-à-vis des normes québécoises de rejet surtout lorsque les charges organiques initiales sont d'une gamme de 0,21 à 0,42 kg DBO<sub>5</sub>/m<sup>3</sup>.j (Lafrance, Lessard et al. 1996). Suivant cette manière d'opérer, Woldeyohans et al. (2014) ont recirculés des lixiviats pendant 63 jours dans deux tubes en PVC compactés avec du compost. Deux débits de recirculation ont été testés notamment 4 et 8 mL/min. La recirculation à 4 mL/min a conduit à des éliminations de 84,3 % de DBO<sub>5</sub>, 88,9 % de DCO, 82,2 % de solides totaux et 94% de NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, qui sont supérieures à celles recirculés à débit plus haut (Woldeyohans, Worku et al. 2014).

Pour leur part, Brown et al. (2013) se sont intéressés au bioréacteur à membrane pour traiter les lixiviats. Le dispositif adopté avait une capacité de 114 L renfermant cinq modules membranaires ultrafiltrants (diamètre des pores 20 à 30 nm) et fournissant une surface totale de 1,1 m<sup>2</sup>. Initié par 5 L de boues activées provenant de station de traitement des eaux usées, les temps d'acclimatation et de traitement ont duré 39 jours avec un apport continu d'air de 1100 L/h. Le flux membranaire était de 0.756 mL/cm<sup>2</sup>/min et la pression transmembranaire était maintenue en dessous de 30 kPa. Une diminution de plus de 99 % a été observée pour la DCO (allant d'une DCO initiale de 116000 mg/L). L'ammoniaque a diminué de 2720 mg/L à 0,046 mg/L, soit de 99 % de taux de réduction. De plus, les éléments traces métalliques ont été éliminés en moyenne de 82,7 % (Brown, Ghoshdastidar et al. 2013). De leur côté, pour leur mode opératoire, Liu et al. (2018) ont mis en place un bioréacteur à membrane comprenant deux étages notamment anoxique/oxique. Les réductions de la DCO, de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> étaient de 82,4 et 99,1 % (où les concentrations initiales moyennes de ces paramètres étaient respectivement de 7045 et 2084 mg/L). Le temps de résidence hydraulique était de 7 jours et les communautés bactériennes les plus abondantes étaient de types *phyla-Protéobactérie* et *Bacteroidetes*. La membrane avait un seuil de coupure inférieur à 0,1 µm avec une surface de 0,1 m<sup>2</sup> (Liu, Zhang et al. 2018).

### 2.3.2 Traitements physico-chimiques

Le traitement physico-chimique des lixiviats, ayant pour but l'élimination du phosphore, des matières en suspension et colloïdales et une partie de la DCO, peut être décliné en coagulation-floculation, en oxydation et en séparation membranaire. La coagulation comprend un ajout d'agent métallique coagulant qui neutralise les charges, principalement négatives (dues au pH et aux points isoélectriques), autour des particules insolubles. Par la suite, l'ajout de flocculant de type anionique, cationique, neutre, organique ou inorganique permet la formation de floccs relativement denses (par rapport au surnageant) et donc leur sédimentation ou, moins denses, et donc leur flottation. Ensuite, un bassin de décantation est conçu pour séparer les phases liquides et solides. Il se peut aussi que la filière prévoie une filtration sur un massif pour raffiner la clarification.

Les travaux de Maleki et al. (2009) ont comparé l'efficacité de réduction de la DCO de lixiviats par l'utilisation de deux types de coagulants notamment les chlorures ferriques et l'alumine. Les résultats finaux ont montré que la coagulation avec 2 g/L de chlorure ferrique engendrait une réduction de 28 % de la DCO (où la DCO initiale était de 35000 mg/L) comparativement à l'utilisation de l'alumine qui n'en éliminait que 18 % (Maleki, Zazouli et al. 2009). Suivant cette même manière de faire, Long et al. (2017) ont utilisé 5 g/L de chlorure de fer comme coagulant et 0,07 g/L de polyacrylamide comme flocculant pour le traitement du concentrât membranaire de lixiviats ayant été traités d'abord, dans un bioréacteur à membrane à dispositif de nanofiltration. À pH 4, Les éliminations du COT et de la DCO étaient de 81 et 82 % allant des valeurs initiales respectivement de 1440 mg/L et 4135 mg/L (Long, Xu et al. 2017).

Dans une optique de clarification, le post-traitement des lixiviats par ozonation a été étudié en batch. Les résultats de ces travaux ont montré une élimination de 47 % de la DCO et 89 % de la turbidité après 30 min d'ozonation avec un apport de 0,4 g/h d'ozone à pH 9. Les auteurs conclurent qu'un débit massique d'ozone supérieur à 0,4 g/h n'avait aucun effet sur l'élimination de la DCO, mais la prolongation du temps de réaction l'influençait davantage (Mokhtarani, Bayatfard et al. 2011).

### **2.3.3 Procédés d'oxydation avancée**

#### **2.3.3.1 Aperçu sur les procédés d'oxydation avancée**

Les procédés d'oxydation avancée ont pour but la génération des radicaux hydroxyles qui sont de puissants oxydants. Il existe plusieurs façon de leur mise en œuvre : chimique (par la réaction d'espèces oxydantes données tels que ozone/peroxyde d'hydrogène, fer ferreux/peroxyde d'hydrogène, ozone/persulfate), électrochimique (assistée par un courant électrique), photochimique (catalysée par des ultras violets) et sonochimique (catalysée par des ultras sons) (Andreozzi, Caprio et al. 1999, Comninellis, Kapalka et al. 2008, Zaviska, Drogui et al. 2009).

#### **2.3.3.2 Aperçu sur les procédés électrochimiques**

Particulièrement, les procédés électrochimiques sont des procédés qui combinent les réactions chimiques et électriques pour le traitement des eaux et effluents résiduaire. Ils peuvent être sous-classés en électrocoagulation, électrodéposition, électroflotation, électrofenton et électrooxydation. Ils sont généralement caractérisés par des équipements simples, faciles à manipuler, avec des temps de traitement relativement courts, facilement couplables avec d'autres procédés biologiques et physico-chimiques et ne nécessitant pas d'ajout de réactifs (Meunier, Drogui et al. 2006, Brillas and Martínez-Huitle 2015, Garcia-Segura, Ocon et al. 2018). Les sections suivantes développent davantage les principes de l'électrocoagulation et de l'électrooxydation qui font l'objet de ce travail de recherche.

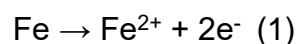
#### **Électrocoagulation**

L'électrocoagulation est directement liée à la coagulation chimique conventionnelle (Garcia-Segura, Ocon et al. 2018). Elle consiste à la formation d'espèces coagulantes à partir de la dissolution anodique d'électrodes métalliques : électrodes de fer, d'aluminium, de zinc ou de magnésium (Koby, Can et al. 2003, Sahu, Mazumdar et al. 2014, Nidheesh and Singh 2017). Ces espèces réagissent, par la suite, avec les matières en suspension et les colloïdes pour stabiliser leurs charges généralement négatives, permettre leurs complexations, et réduire ainsi la turbidité de l'effluent. Ces réactions

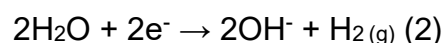
conduisent à la formation d'agrégats résultant de la somme des forces d'attraction de Van der Waals et des forces de répulsion électrostatiques (théorie de DLVO : Derjaguin Landau Verwey Overbeek) (Lin, Suda et al. 2014). En effet, les forces de répulsion sont grandement conditionnées par la double couche des molécules qui est réduite par l'augmentation de la force ionique (ajouts d'ion métallique). Les avantages de l'électrocoagulation s'énumèrent par sa rapidité de séparation des matières en suspension par rapport à la coagulation conventionnelle, l'inutilité de contrôle du pH sauf pour les matrices très complexes, le coagulant, étant directement généré, réduit les apports additionnels de chlorure ou de sulfure dans la matrice qui sont des anions compétiteurs. Aussi, l'électrocoagulation engendre une production relativement moins importante des boues métalliques moindres comparativement à la coagulation chimique. Par contre, les inconvénients de l'électrocoagulation peuvent être dénombrés comme suit : le dépôt des boues sur l'électrode peut conduire à son inactivation, aussi, après une électrocoagulation prolongée, les effluents peuvent contenir des concentrations élevées en fer ou en aluminium, les anodes métalliques font l'objet de consommation et devraient être remplacées de façon périodique et le dépôt de calcium et de magnésium sur la cathode conduit à l'augmentation de la tension et donc à des coûts énergétiques plus élevés (Mollah, Schennach et al. 2001, Moussa, El-Naas et al. 2017, Garcia-Segura, Ocon et al. 2018).

Pour ce qui est de l'électrocoagulation moyennant une anode de fer, plusieurs mécanismes assurent la clarification des effluents et ceci par la solubilisation du fer en fer ferrique et en fer ferreux qui réagissent avec l'eau pour former des hydroxydes de fer insolubles.

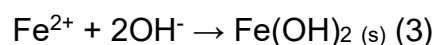
Dans le cas du fer ferreux, la formation d'hydroxydes de fer suit les formules suivantes :



(réaction à l'anode)



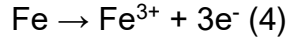
(réaction à la cathode)





(flocs de couleur verte)

Dans le cas du fer ferrique, la formation des hydroxydes de fer suit les formules ci-dessous :

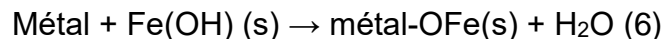


(réaction à l'anode)



Les protons  $\text{H}^+$  produits lors de cette réaction peuvent être neutralisés par les ions  $\text{OH}^-$  ou réduits à la cathode en formant de l'hydrogène gazeux.

Les mécanismes de dépollution par électrocoagulation peuvent être subdivisés en deux catégories : élimination des métaux lourds et celle des composés organiques (Moreno-Casillas, Cocke et al. 2007). La première consiste à une complexation ou à une attraction électrostatique. Dans le cas de complexation des métaux lourds avec les coagulants, exemple les ions de fer, ces derniers agissent comme ligands avec la fraction hydroxyde du floc selon la formule suivante :



L'attraction électrostatique des éléments métalliques avec les flocs se fait sur des sites chargés négativement ce qui implique leur précipitation. De plus, la réduction de ces métaux pourrait aussi se faire par des réactions secondaires et ceci par voie électrochimique (réduction à la cathode). D'autre part, l'élimination de la fraction organique, dépendamment de sa structure et de ses groupements fonctionnels. Cette élimination se fait par complexation, neutralisation des charges négatives, et adsorption ou combinaison des particules.

De point de vue quantité de coagulant solubilisé lors de l'électrocoagulation, la loi suivante, celle de Faraday, donne une idée sur la masse d'ions métalliques produits (Bagga, Chellam et al. 2008, Garcia-Segura, Ocon et al. 2018) :

$$M = (\text{AW.i.t}) / (zF) \quad (7)$$

Où :

M : Masse du coagulant en g

AW : Poids atomique du métal coagulant (pour le fer 55,85 g/mol)

I : Intensité du courant en A

t : Temps de traitement par EC en s

z : Nombre de valence

F : Constante de Faraday 96,486 C/ég

De par la connexion des électrodes lors d'une électrocoagulation au courant électrique, plusieurs configurations sont possibles notamment monopolaire parallèle, monopolaire en série et bipolaire. Ces configurations ont un effet non-négligeable pour atteindre des seuils d'efficacité de traitement (quantité de coagulant solubilisé), les consommations énergétiques et par conséquent l'abaissement des coûts de traitement. La figure ci-dessous schématise ces configurations.

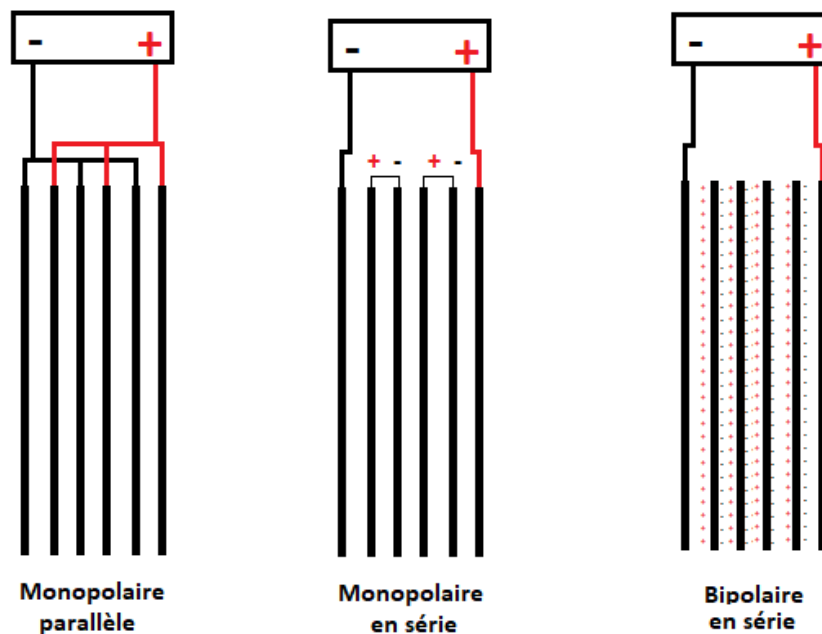
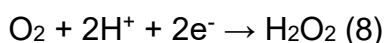


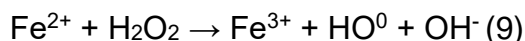
Figure 1. Configurations de l'électrocoagulation

Les travaux de certains auteurs ont montré que lors d'une électrocoagulation avec une anode en fer et du graphite à la cathode, des réactions secondaires de nature électrochimique peuvent avoir lieu (Da Pozzo, Merli et al. 2005, Daghrir and Drogui 2013). L'électrogénération du peroxyde d'hydrogène à la cathode qui réagit avec le fer ferreux

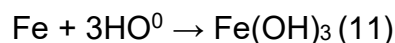
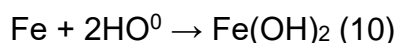
(Fe<sup>2+</sup>) implique des réactions d'oxydation de type Fenton selon les réactions ci-dessous, sauf qu'elles ne sont optimales qu'à des pH très acides :



(réaction à la cathode)



Le radical hydroxyle OH<sup>0</sup> produit lors de cette réaction peut oxyder la quasi-totalité des composés présents dans la matrice, et bien entendu le fer lui-même :



### Électrooxydation

Plusieurs travaux ont souligné l'émergence de polluants récalcitrants et réfractaires (hydrocarbures aromatiques polycycliques, pesticides, molécules issues de l'industrie pharmaceutique) dans les effluents résiduaux. Les filières classiques de traitement, unitaires de types biologiques et physico-chimiques, ont du mal à les éliminer. Comme alternative, et pour surmonter cette problématique, l'électrooxydation se présente comme une solution appropriée puisqu'elle permet l'électrocombustion des polluants (minéralisation en CO<sub>2</sub> et O<sub>2</sub>) ou aboutit à une électroconversion en fractions davantage biodégradables (Drogui, Blais et al. 2007, Särkkä, Bhatnagar et al. 2015). Dans une cellule d'électrooxydation, nous assistons à deux types de réactions à savoir directe et indirecte (Rajkumar, Guk Kim et al. 2005, Kapałka, Joss et al. 2010, Särkkä, Bhatnagar et al. 2015). La première se fait par l'adsorption directe des polluants à l'anode et par la suite leur oxydation. D'autre part, l'oxydation dite indirecte se fait par la réaction des polluants soit avec des radicaux hydroxyles ou avec des espèces oxydantes intermédiaires électrogénérées. Ces oxydants intermédiaires, sont produits à partir de la décharge de l'eau à l'anode et en présence des ions chlorures, bromures, iodures, fluorures, sulfates et autres dans l'effluent. Le résultat en est la formation des oxydants tels les acides hypochloreux, hypobromeux et sulfuriques. À la cathode, et particulièrement dans le cas des cathodes à base de carbone, nous pouvons assister à une formation d'ozone et de peroxyde d'hydrogène.

En outre, les principaux paramètres qui pilotent la performance d'électrooxydation sont le potentiel des électrodes, la densité de courant électrique appliquée (intensité/surface active de l'électrode), la distribution des polluants, le régime de transport de masse (temps de contact), la conception de la cellule, le milieu d'électrolyse (conductivité et pouvoir tampon) et les matériaux d'électrode (active ou non-active). De ce dernier fait se fait sentir l'importance du matériel constituant les électrodes et par conséquent la classification de celles-ci. Les travaux de certains auteurs ont permis de classer les anodes en deux grandes catégories : actives et non-actives. Les anodes actives, dont la surface interagit avec les radicaux hydroxyles, permettent une oxydation partielle des matières organiques. Toutefois elles sont efficaces à de faibles densités de courant mais à de longues durées de traitement. A l'opposé, les anodes non-actives, qui interagissent faiblement avec les  $\text{OH}^0$  d'autant plus ne participent pas à l'oxydation directe des polluants, impliquent l'oxydation complète de la matière organique réfractaire dans de courtes durées de traitement avec des densités de courant relativement élevées (Montilla, Michaud et al. 2002, Anglada, Urtiaga et al. 2009, Flox, Arias et al. 2009).

Le tableau 4 récapitule les valeurs de potentiel d'évolution de l'oxygène de certaines électrodes (Anglada, Urtiaga et al. 2009).

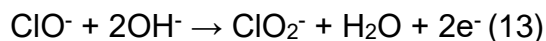
**Tableau 4 : Potentiel d'évolution de l'oxygène de différentes électrodes**

<b>Électrodes</b>	<b>Potentiel d'évolution d'oxygène</b>	<b>Conditions</b>
RuO <sub>2</sub>	1,47	0,5 M H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
IrO <sub>2</sub>	1,52	0,5 M H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
Pt	1,60	0,5 M H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
PbO <sub>2</sub>	1,90	1 M H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
BDD	2,30	0,5 M H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
Ti/BDD	2,70	0,5 M H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>

Étant donné que le chlore est un oxydant non-sélectif, il réagit avec les matières organiques et minérales comme il réagit en tant que désinfectant. Généralement, il est très réactif vis-à-vis des substances dont les valences sont réduites (fer, manganèse, sulfite, azote ammoniacal). Autrement, ces substances contribuent à l'augmentation de la demande initiale en oxydants. De par la présence de composés organiques et inorganiques dans les effluents des lixiviats et en raison des cinétiques réactionnelles, plusieurs sous-produits peuvent se former lors d'un procédé électrochimique. À titre d'exemple, nous pouvons assister à la formation d'organochlorés, d'acides haloacétiques, des haloacétonitriles, des chlorophénols, des hydrates de chlore et des chloropicrines (Krasner, McGuire et al. 1989, Froese, Wolanski et al. 1999, Hrudey 2009).

D'un autre côté, en guise de modélisation de la formation de sous-produits organiques du chlore, plusieurs études ont été menées sur des eaux destinées à la potabilisation. Par différents modèles cinétiques et empiriques, les principaux constats assujettissent ces sous-produits aux concentrations du carbone organique total, à l'absorbance aux UV<sub>254</sub>, au pH, à la température, au temps de traitement et à la concentration des ions bromures (Amy, Chadik et al. 1987, Milot, Rodriguez et al. 2000, Hong, Liang et al. 2007). Il n'en demeure pas moins vrai que la comparaison entre des eaux potentiellement potables et des lixiviats est malcommode. Aussi l'utilisation du chlore (chlore sous forme gazeuse, hypochlorite de sodium ou de calcium) est-elle réprouvée pour le traitement des effluents résiduaux. Cependant, en raison de la présence d'ions chlorures, dont les concentrations peuvent varier d'environ 200 à 5000 mg/L (Krogmann and Woyzechowski 2000, Tabatabaei, Najafi et al. 2012, Roy, Azaïs et al. 2018) dans une matrice de lixiviats, et lors d'une électrooxydation, nous pouvons assister à la formation d'acide hypochloreux HClO et/ou d'ion hypochlorite OCl<sup>-</sup>. Et du fait de la présence de précurseurs aux sous-produits dans les effluents résiduaux, tels que les lixiviats, la prédiction de formation des sous-produits seraient un créneau délicat.

Par ailleurs, durant l'électrolyse, en présence de chlorures dans l'effluent, des réactions peuvent avoir lieu conduisant à la formation de composés inorganiques chlorés persistants, potentiellement cancérigènes notamment les chlorites (ClO<sub>2</sub><sup>-</sup>), les chlorates (ClO<sub>3</sub><sup>-</sup>) et les perchlorates (ClO<sub>4</sub><sup>-</sup>) (Bergmann, Rollin et al. 2009, Ghernaout, Naceur et al. 2011) suivant les séries réactionnelles suivantes :



À titre indicatif et comparatif, les travaux de Bergmann et al. (2009) ont avancé les productions de perchlorate lors d'une électrooxydation pour une densité de courant de 200 mA/m<sup>2</sup> et à différentes anodes dans une eau synthétique composée d'eau distillée avec, et en moyenne, 230 mg/L d'ions chlorures. La cathode était identique pour tous les essais. Leurs résultats ont montré qu'avec une anode en BDD, la formation de perchlorate était 100 fois plus importante qu'avec des anodes d'oxyde mixte notamment en RuO<sub>2</sub> et IrO<sub>2</sub> (Bergmann, Rollin et al. 2009).

### **2.3.3.3 Traitement des lixiviats par les procédés d'oxydation avancée**

L'étude menée par Mahdad et al. (2016) a comparé l'efficacité respective des procédés Fenton et électroFenton sur la réduction de la DCO de lixiviats avec comme résultats une élimination de 55,9 % par le procédé Fenton alors qu'elle était de 69,6 % par l'électroFenton. Les conditions opératoires comprenaient un pH initial de 4,5, un temps de contact de 78 min et des concentrations de H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> et de Fe<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> de 1 mL/L et 0,75 g/L respectivement. Ces travaux ont aussi permis de souligner une augmentation du ratio de biodégradabilité (DBO<sub>5</sub>/DCO) de 0,2 à 0,52 (Mahdad, Younesi et al. 2016). Les travaux de Soubh et al. (2016), qui ont testé l'ozone/persulfate sur des lixiviats, ont obtenu une réduction de 78 % de la DCO après 210 min de traitement à pH 9, un débit massique d'ozone de 0,79 g/h et une concentration de 4,5 g/L de sodium persulfate (Na<sub>2</sub>S<sub>2</sub>O<sub>8</sub>). En opérant de la sorte, ces travaux ont indiqué une augmentation de la biodégradabilité de 0,13 à 0,61, une réduction de la toxicité de 80 % et ont prouvé l'efficacité de la combinaison ozone/persulfate comparée à l'utilisation seule de l'ozone ou du persulfate (Soubh and Mokhtarani 2016).

#### **2.3.3.4 Traitement des lixiviats par électrocoagulation**

L'étude menée par Ilhan et al. (2008) a permis de tester, quant à elle, le traitement des lixiviats par EC configurée en monopolaire. Ainsi, à une densité de courant de  $348 \text{ A/m}^2$ , la DCO a été réduite de 45 % et 32 % (allant d'une valeur initiale de  $12\,860 \text{ mg/L}$ ) avec l'utilisation respective d'anodes en aluminium et en fer, pour un temps de traitement de 30 min. En optimisant l'aération et en augmentant l'alcalinité des lixiviats, les résultats ont montré une réduction de 59 % de la DCO et 24 % de l'azote ammoniacal à une densité de courant de  $631 \text{ A/m}^2$  et l'utilisation d'une anode en aluminium (Ilhan, Kurt et al. 2008). Li et al. (2011) ont pour leur part opéré l'EC en bipolaire. Les DCO et l'azote ammoniacal initiaux, prenant des valeurs de  $2566$  et  $336 \text{ mg/L}$  ont été réduits respectivement de 49,8 % et de 38,6 %. Pour ce mode opératoire d'EC, avec une anode en fer, la densité de courant était de  $4,96 \text{ mA/cm}^2$  et le temps de traitement était de 90 min (Li, Song et al. 2011). Tandis que les travaux de Ricordel et Djelal (2014), ont abouti à une réduction de 56 % de DCO et 40 % de nitrates, qui prenaient des valeurs initiales de  $260$  et  $170 \text{ mg/L}$ . La densité de courant appliquée était de  $9,5 \text{ mA/cm}^2$  et le temps de traitement était de 210 min (Ricordel and Djelal 2014). Enfin, les essais de Zailani et al. (2018) ont enregistré des réductions respectives de la DCO et de l'azote ammoniacal de 60 et 37 %. Les électrodes utilisées dans ces travaux de recherche étaient en aluminium chargées monopolaire. La densité de courant était de  $20 \text{ mA/cm}^2$  et le temps de traitement de 20 min (Zailani, Amdan et al. 2018).

Pour ce qui a trait à la déphosphatation des lixiviats les travaux de certains auteurs ont reporté des taux de réduction du phosphore total, moyennant EC avec des électrodes en fer, allant de 93 à plus de 99 % pour des concentrations initiales variant de  $4,5$  à  $52,13 \text{ mg/L}$ . Les quantités d'électricités appliquées étaient entre  $0,03$  et  $0,41 \text{ Ah/L}$  à des intensités de courant de  $0,12$  à  $0,6 \text{ A}$  (Devlin, Kowalski et al. 2018, Omwene, Kobya et al. 2018).

#### **2.3.3.5 Traitement des lixiviats par électrooxydation**

Les travaux d'Anglada et al. (2011) se sont intéressés à l'application de l'électrooxydation par des électrodes en BDD pour aboutir à une réduction de 51 % la DCO de lixiviats dont le même paramètre prenait une valeur initiale de  $3385 \text{ mg/L}$ . En raison de la concentration élevée d'ions chlorures dans cet effluent (autour de  $2587 \text{ mg/L}$ ), les résultats finaux ont aussi

rapporté la formation de sous-produits d'oxydation chlorés, dont les concentrations étaient linéairement proportionnelles au temps de traitement, notamment le chloroforme, le dichloroacétonitrile, 1,2-dichloroethane et le 1,1-dichloroacetone (Anglada, Urtiaga et al. 2011). De leur côté, Zhao et al. (2010) ont combiné l'électrooxydation à l'irradiation aux UV pour l'obtention d'une réduction de 74,1 % de DCO et de 94,5 % de l'azote ammoniacal, ayant initialement des concentrations de 700 et 560 mg/L. La densité de courant appliquée pour ces travaux était de l'ordre de 67,1 mA/cm<sup>2</sup> et le traitement a duré 150 min moyennant une anode en dioxyde de rubidium à base de titane et une cathode en acier inoxydable (Zhao, Qu et al. 2010). En outre, Silveira et al. (2015) ont obtenu une réduction de 55 % de la DCO et de 71 % d'azote ammoniacal (ayant respectivement des valeurs initiales moyennes de 1375 et 1200 mg/L), avec l'application d'une densité de courant de 242,84 mA/cm<sup>2</sup> durant 37 min. Les électrodes utilisées étaient une anode en titane à base de dioxyde de titane et de dioxyde de rubidium et une cathode en acier inoxydable (Silveira, Zazo et al. 2015).

### ***2.3.3.6 Traitement des lixiviats par électrocoagulation couplée à l'électrooxydation***

En vue d'un traitement tertiaire des lixiviats, Ding et al. (2018) ont combiné les procédés d'électrocoagulation, d'électrooxydation et d'électroréduction. L'effluent avait des caractéristiques initiales de DCO variant entre 130 et 600 mg/L et de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> variant entre 49 et 130 mg/L. La configuration optimale des électrodes, qui avait comme résultats l'élimination respective de 50 à 60 % de la DCO et 100% de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, reposait sur l'utilisation d'une anode en oxydes de rubidium-iridium, une cathode en titane, une électrode consommable de fer chargée bipolaire sous une quantité d'électricité de 1,5 Ah/L (Ding, Wei et al. 2018). Pour leurs travaux de recherche, Ihara et al. (2004) ont combiné l'électrocoagulation à la séparation magnétique et à l'électrooxydation pour le traitement des lixiviats. L'électrocoagulation a été réalisée par des électrodes de fer, le dispositif magnétique a servi à la séparation des floccs métalliques de la phase liquide traitée, et l'électrooxydation a été soutenue par une anode en dioxyde de plomb à base de titane et une cathode en titane. Dans la cellule d'électrocoagulation, et avec une intensité de courant de 35 A, ces travaux ont montré une réduction du phosphore total de 90% (la concentration initiale du phosphore totale était de l'ordre de 1,2 mg/L). Dans la cellule d'électrooxydation, en



appliquant une intensité de 80 A durant 5 heures, la DCO a été réduite d'environ 800 mg/L à 10 mg/L (Ihara, Kanamura et al. 2004).

## 2.3.4 Sommaire des avantages et limites des procédés de traitement des lixiviats

### 2.3.4.1 Avantages et limites des procédés de traitement des lixiviats

Sommairement et sur la base des résultats recueillis de la revue de littérature, les différentes filières de traitement des lixiviats sous-entendent une application complexe des procédés mentionnés. Outre, le choix d'un procédé parmi d'autre est piloté par les caractéristiques qualitatives et quantitatives de l'effluent (lixiviats), les objectifs et restrictions du traitement et de sa faisabilité. Comme le présente le tableau ci-dessous, chacun d'eux cible des polluants spécifiques, tout en présentant des avantages et des limites.

Tableau 5 : Avantages et limites des procédés de traitement des lixiviats

Procédés	Avantages	Limites/Inconvénients
Biologique (aérobie, anaérobie et anoxique)	Réduction de la DBO <sub>5</sub> , d'une partie de la DCO, de NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> , une partie du phosphore et des nitrates	Sensible aux ratios C/N/P, aux conditions climatiques et à la présence de substances inhibitrices
Physico-chimique (coagulation, floculation, décantation et oxydation)	Clarification, déphosphatation	Augmentation de la salinité par ajout d'agents coagulants, production de boues métalliques
	Désinfection	Désinfection ponctuelle sans effet rémanent, risque de formations de sous-produits
Procédé d'oxydation avancée	Oxydation de polluants réfractaires, clarification	Risque de production de sous-produits par des réactions secondaires, sélectivité des polluants, ammonification à la cathode

Le tableau suivant récapitule les performances de traitement des lixiviats par les procédés biologiques, physico-chimiques et électrochimiques.

**Tableau 6 : Performances de traitement des lixiviats par différents types de procédés**

Procédés		DCO	DBO <sub>5</sub>	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	MES	Éléments métalliques	Pt	Références
Biologique	Biofiltre	74,5	87,3	91,5	87,9	85,5	80	-	(Bakhshoodeh, Alavi et al. 2017)
	Biofiltre	-	82	-	-	80	-	-	(Lafrance, Lessard et al. 1996)
	Biofiltre	88,9	84,3	94		82,2	-	-	(Woldeyohans, Worku et al. 2014)
	Bioréacteur à membrane	99	-	-	99		82,7	-	(Brown, Ghoshdastidar et al. 2013)
	Bioréacteur à membrane	82,4	-	-		99,1	-	-	(Liu, Zhang et al. 2018)
Physico-chimique	Coagulation FeCl <sub>3</sub>	28	-	-	-	-	-	-	(Maleki, Zazouli et al. 2009)
	Coagulation Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	18	-	-	-	-	-	-	(Maleki, Zazouli et al. 2009)
	Coagulation FeCl <sub>3</sub>	81	-	-	-	-	-	-	(Long, Xu et al. 2017)
	Ozonation	47	-	-	-	-	-	-	(Mokhtarani, Bayatfard et al. 2011)
Électrochimique	Fenton	55,9	-	-	-	-	-	-	(Mahdad, Younesi et al. 2016)
	ÉlectroFenton	69,6	-	-	-	-	-	-	(Mahdad, Younesi et al. 2016)
	O <sub>3</sub> /K <sub>2</sub> S <sub>2</sub> O <sub>8</sub>	78	-	-	-	-	-	-	(Soubh and Mokhtarani 2016)
	EC Al	59	-	24	-	-	-	-	(Ilhan, Kurt et al. 2008)
	EC Fe	49,8	-	38,6	-	-	-	-	(Li, Song et al. 2011)
	EC Fe	56	-	-	40	-	-	-	(Ricordel and Djelal 2014)
	EC Al	60	-	-	37	-	-	-	(Zailani, Amdan et al. 2018)
	EC		-	-	-	-	-	93	(Omwene, Kobya et al. 2018)
	EC		-	-	-	-	-	99	(Devlin, Kowalski et al. 2018)
	EO (BDD)	51	-	-	-	-	-	-	(Anglada, Urriaga et al. 2009)
	EO (TiRuO <sub>2</sub> ) et irradiation aux UV	74,1	-	94,5	-	-	-	-	(Zhao, Qu et al. 2010)
	EO Ti-TiO <sub>2</sub> RuO <sub>2</sub>	55	-	71	-	-	-	-	(Silveira, Zazo et al. 2015)
	EC(Fe)/EO(RuO <sub>2</sub> )/ER	50-60	-	100	-	-	-	-	(Ding, Wei et al. 2018)
EC(Fe)/EO(Ti-PbO <sub>2</sub> )	98	-	-	-	-	-	90	(Ihara, Kanamura et al. 2004)	

### **2.3.4.2 Pertinence de l'application des procédés électrolytiques pour le traitement tertiaire des lixiviats**

Le post-traitement des lixiviats par les procédés électrolytiques notamment l'électrocoagulation et l'électrooxydation se présente comme substitution aux procédés physico-chimiques. Les arguments marquant la pertinence du choix d'EC, EO et leurs combinaisons peuvent être énumérés comme suit :

- Production de boues métalliques moindre par électrocoagulation par rapport à la coagulation chimique,
- Production de coagulant in situ,
- Limitation de l'augmentation de la salinité de l'effluent par les ions associés aux coagulants chimiques,
- Possibilité d'application d'EC à pH non-ajusté,
- Oxydation directe à l'anode et oxydation indirecte par les espèces générées en fonction du contenu ionique de l'effluent et
- Possibilité d'achèvement de la clarification, la déphosphatation et la désinfection en une seule étape de traitement.

Dans le cadre de cette étude, et étant donné que les lixiviats ont été d'abord traités par lagunage aéré (en vue la réduction de la DBO<sub>5</sub> et de NH<sub>4</sub><sup>+</sup>), le procédé souhaité vise seulement la déphosphatation et la désinfection (traitement tertiaire). En s'appuyant sur les résultats de la littérature, les procédés électrochimiques s'avèrent plus efficaces que les procédés physico-chimiques pour pallier à cette problématique. De ce fait, l'application des procédés électrolytiques sera davantage investiguée.

### **3 OBJECTIFS, ORIGINALITÉ, HYPOTHÈSES DE RECHERCHE ET DÉMARCHE EXPÉRIMENTALE**

#### **3.1 Objectifs de recherche**

##### **3.1.1 Objectif principal**

L'objectif principal de ce travail consiste à proposer une filière de post-traitement des lixiviats de site d'enfouissement et de compostage, objet de cette étude, par le biais de procédés électrochimiques. La filière de traitement des lixiviats proposée doit permettre de se conformer aux normes de rejets prescrites par *le Règlement sur l'enfouissement et l'incinération des matières résiduelles* et les objectifs environnementaux de rejet.

##### **3.1.2 Objectifs spécifiques**

Les objectifs spécifiques découlant de l'objectif principal pré mentionné peuvent être énumérés comme suit :

- Objectif spécifique 1 : Évaluer l'efficacité du traitement des lixiviats par électrocoagulation (EC), électrocoagulation combinée à l'électrooxydation (EC/EO) et électrocoagulation suivie d'électrooxydation (EC-EO) et les comparer à la coagulation chimique conventionnelle ;
- Objectif spécifique 2 : Évaluer la désinfection par électrooxydation (EO) des lixiviats successivement prétraités par lagunage et par coagulation chimique. Mener par la suite, une étude comparative entre la désinfection électrolytique et la désinfection par ajout de peroxyde d'hydrogène.

#### **3.2 Originalité**

L'originalité de ce travail de recherche repose sur l'application des procédés électrochimiques pour le traitement d'un mélange de lixiviats issus de site

d'enfouissement sanitaire et de site de compostage. De plus, cette étude s'intéresse parallèlement à la formation de sous-produits en l'occurrence les trihalométhanes, les chlorates et les perchlorates afin d'obtenir la meilleure efficacité de traitement tout en minimisant la production de sous-produits de désinfection.

### 3.3 Hypothèses de recherche

À la lumière des objectifs fixés et selon la revue de littérature, les procédés électrochimiques seraient potentiellement à même de traiter les lixiviats en dépit de leurs caractères complexes et réfractaires.

- Hypothèse 1 : Le traitement par EC, EC/EO ou EC-EO devrait permettre une clarification et une désinfection des lixiviats via la production *in-situ* d'agents coagulants ( $\text{Fe}^{+2}/\text{Fe}^{3+}$ ) et d'agents oxydants ( $\text{H}_2\text{O}_2$ ,  $\text{HClO}$ , etc.). Il serait possible de générer du peroxyde d'hydrogène ( $\text{H}_2\text{O}_2$ ) sur une électrode de graphite (Gr) par réduction cathodique de l'oxygène dissous. Sur une électrode de fer (Fe), les ions ferreux ( $\text{Fe}^{2+}$ ) sont générés par dissolution anodique, suivi de l'oxydation du fer ferreux en fer ferrique ( $\text{Fe}^{3+}$ ) en solution et ce, en présence de l'oxygène de l'air.
- Hypothèse 2 : La quantité d'électricité est un paramètre clé dans tout procédé de traitement électrolytique. Ainsi, en maintenant ce paramètre constant, mais en faisant varier soit le temps de traitement ou l'intensité de courant, les performances épuratoires devraient être similaires.
- Hypothèse 3 : Une anode à moyenne surtension en oxygène (Ti/Pt, MMO, etc.) devrait permettre d'assurer la désinfection des lixiviats tout en minimisant la formation de sous-produits de désinfection lors de l'application du procédé d'électrooxydation.

### 3.4 Démarche expérimentale

En vue d'atteindre les objectifs mentionnés, trois types de lixiviats ont été échantillonnés de façon saisonnière (été, automne et hiver) :

- **Effluent 0** : Lixiviats bruts n'ayant subi aucun traitement et ayant servi à l'augmentation des concentrations de coliformes des effluents 1 et 2 (ajout d'un volume de 1,2 % par rapport au volume total traité)
- **Effluent 1** : Lixiviats prétraités par lagunage aéré
- **Effluent 2** : Lixiviats prétraités par lagunage aéré et par voie physico-chimique

Après réception des échantillons, ces effluents ont fait l'objet de caractérisations physico-chimiques et microbiologiques. Par la suite, et sur la base de l'étape préliminaire de caractérisation, les procédés EC, EO et leurs combinaisons ont été expérimentés. D'une part, l'effluent 1, lixiviats prétraités par lagunage, qui présentait des concentrations élevées de phosphore total (principalement du phosphore particulaire), de coliformes totaux et fécaux et une turbidité élevée a été traité par EC, EC-EO et EC/EO. Le traitement par électrocoagulation dans ces procédés a eu pour fin l'élimination des matières colloïdales et en suspension (garantissant une bonne désinfection), du phosphore particulaire (assurant la déphosphatation) et une partie des coliformes en agrégation avec les colloïdes. Par ailleurs, le traitement oxydant, soit par oxydation directe à l'anode ou par le biais d'oxydants intermédiaires électrogénérés, a eu pour fin la désinfection. Quant à l'effluent 2, lixiviats prétraités par voies biologique et physico-chimique, dont le seul dépassement constaté était celui des coliformes totaux et fécaux, seul le procédé EO a été investigué pour atteindre les normes de désinfection.

La figure ci-dessous schématise les différentes filières (filières 1, 2, 3 et 4) par rapport à la filière actuelle adoptée par la station de traitement des lixiviats (filière actuelle).

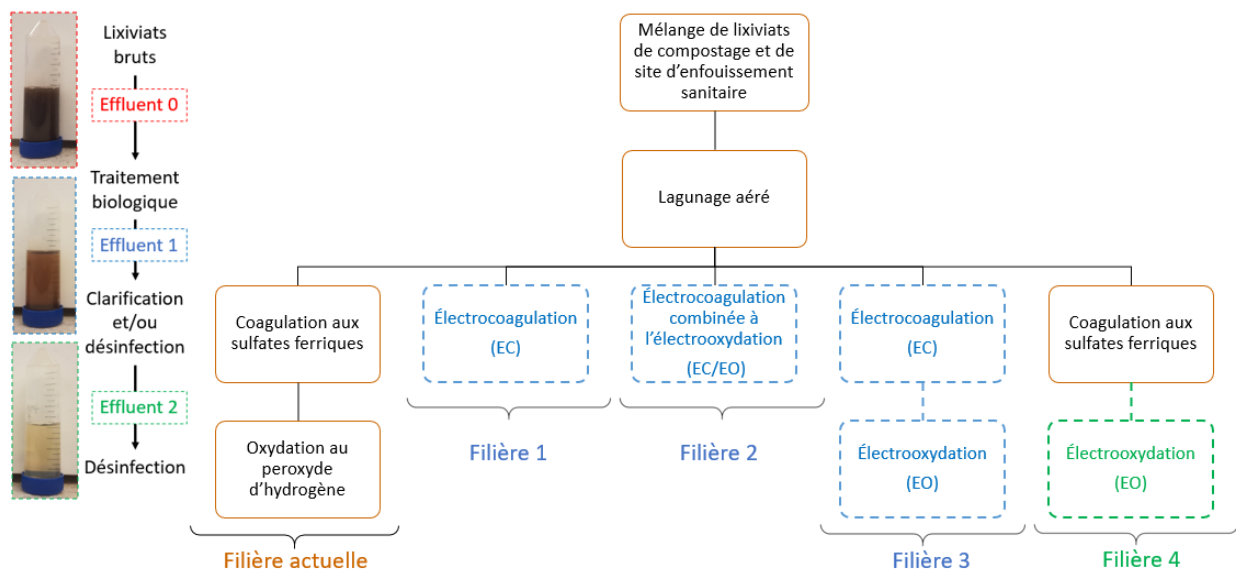


Figure 2. Structure des filières proposées pour le traitement des lixiviats

Des essais préliminaires ont été effectués pour la mise en application des procédés EC et EO (seul ou combiné), en faisant varier la nature des électrodes, le temps de traitement, l'intensité du courant et la quantité d'électricité. Ces essais ont permis d'établir des conditions opératoires permettant à la fois d'atteindre la clarification, la déphosphatation et/ou la désinfection tout en formant le minimum de sous-produits (trihalométhane, chlorates et perchlorates) à moindre coût énergétique. Les figures ci-dessous détaillent les paramètres opératoires étudiés pour le traitement des effluents 1 et 2. En effet, ceux qui ont présenté les meilleures performances de traitement (abattements de la DCO, de la turbidité, du phosphore total, des coliformes et autres) ont été retenus.

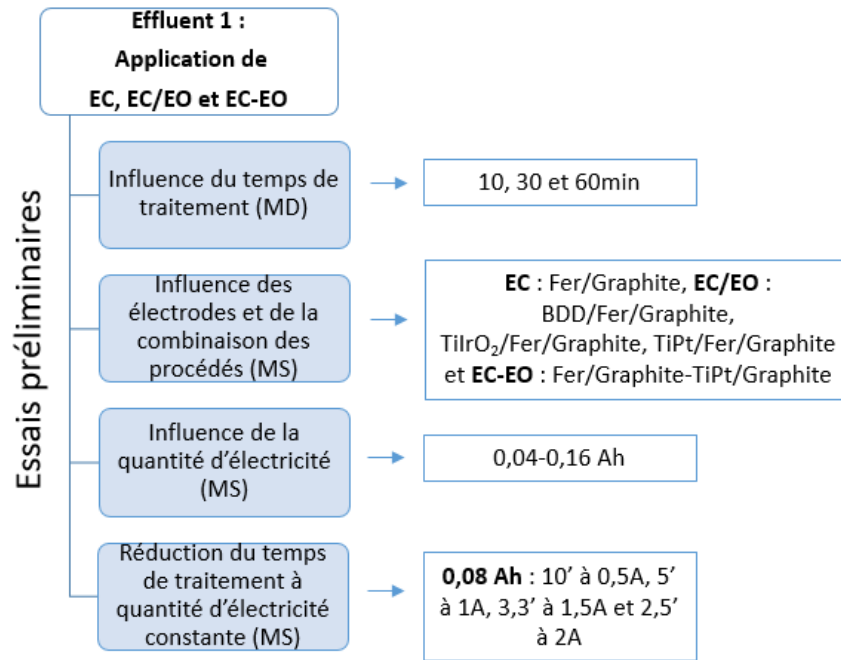


Figure 3. Paramètres étudiés pour le traitement des lixiviats (effluent 1) par les procédés EC, EC/EO et EC-EO, MD : Mode dynamique, MS : Mode statique

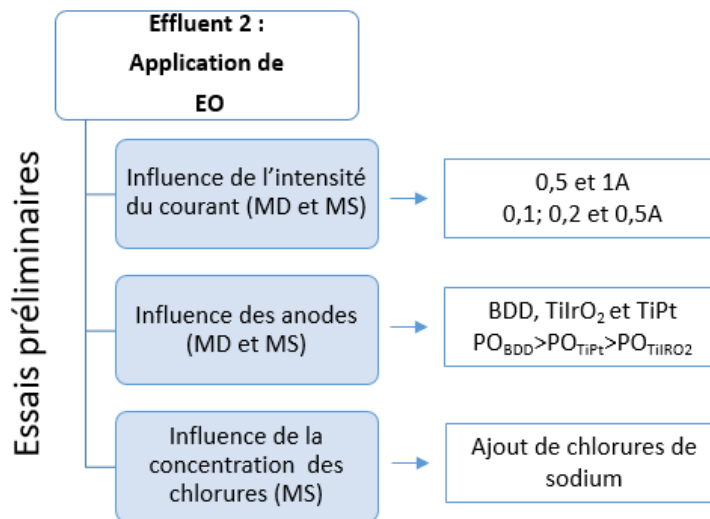


Figure 4. Paramètres étudiés pour le traitement des lixiviats (effluent 2) par EO, MD : Mode dynamique, MS : Mode statique



## 4 MATÉRIELS ET MÉTHODES

### 4.1 Échantillonnage des lixiviats

Les échantillons, faisant l'objet de cette étude, ont été prélevés de la station de traitement des lixiviats. Cette station traite un mélange de lixiviats issus de site d'enfouissement sanitaire fermé et ceux issus d'un site de compostage, de type pile statique, en exploitation. Pour ce faire, la station adopte un ensemble de procédés notamment un lagunage aéré caractérisé par un temps de résidence hydraulique variant de 15 à 22 jours et une liqueur mixte d'environ 0,3 g MVES/L. Cette première phase de traitement biologique est assurée dans deux bassins. Elle est suivie d'un traitement continu de clarification moyennant des sulfates ferriques comme coagulant et un polymère anionique comme flocculant. Après une décantation, le traitement de l'effluent est achevé par une étape de désinfection au peroxyde d'hydrogène concentré à 50 %. Une fois les lixiviats traités, ils sont rejetés dans une fosse naturelle en aval de la station. La mise en marche de cette filière de traitement dure environ 6 mois par année (du mois de mai jusqu'au mois d'octobre).

La figure ci-dessous présente un schéma de la filière actuelle de traitement des lixiviats.

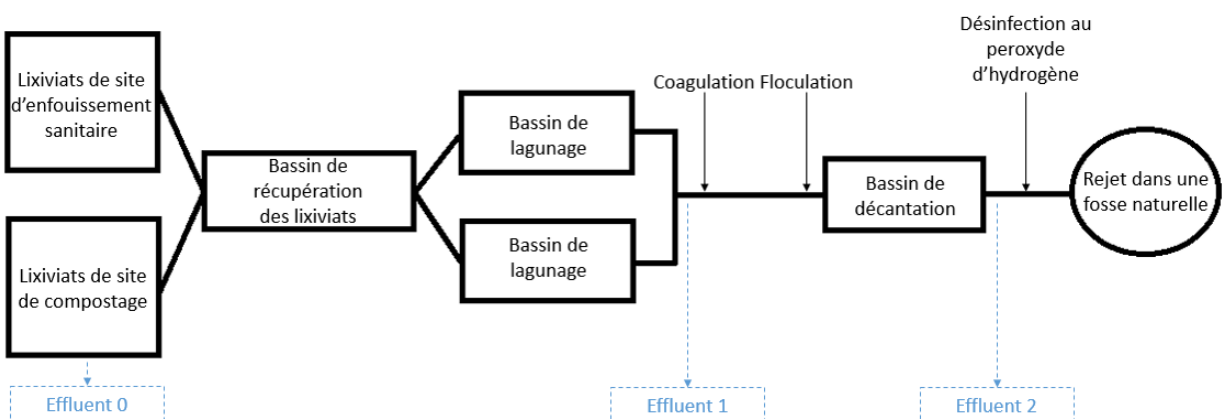


Figure 5. Schéma de la filière actuelle de traitement des lixiviats

Principalement, pour cette étude, trois types d'échantillon ont été prélevés : des lixiviats bruts n'ayant subi aucun traitement (effluent 0), d'autres traités par voie biologique seulement (effluent 1) et des lixiviats prétraités par voies biologique et physico-chimique (effluent 2). Les effluents ont été, après chaque échantillonnage, placés dans des contenants en polypropylène de 20 L de volume puis conservés dans une chambre froide (4 °C) à l'abri de la lumière jusqu'à leur utilisation.

## **4.2 Dispositifs électrochimiques**

### **4.2.1 Cellule d'électrocoagulation (EC)**

La cellule d'électrocoagulation, de 13 cm de longueur, 4 cm de largeur et 15 cm de profondeur, contenait une anode consommable de fer et une cathode en graphite, toutes deux branchées en configuration monopolaire à une distance de 1 cm l'une de l'autre. Les deux électrodes avaient chacune une surface active de 110 cm<sup>2</sup>. L'application du courant électrique a été assurée par un générateur de courant de type EXTECH R1.8 où des intensités entre 0,5 A et 2 A ont été imposées. Enfin, le volume à traiter était de 506 mL et le mélange à l'intérieur du réacteur était assuré par un agitateur magnétique. La figure ci-dessous présente une structure schématique du dispositif expérimental d'électrocoagulation.

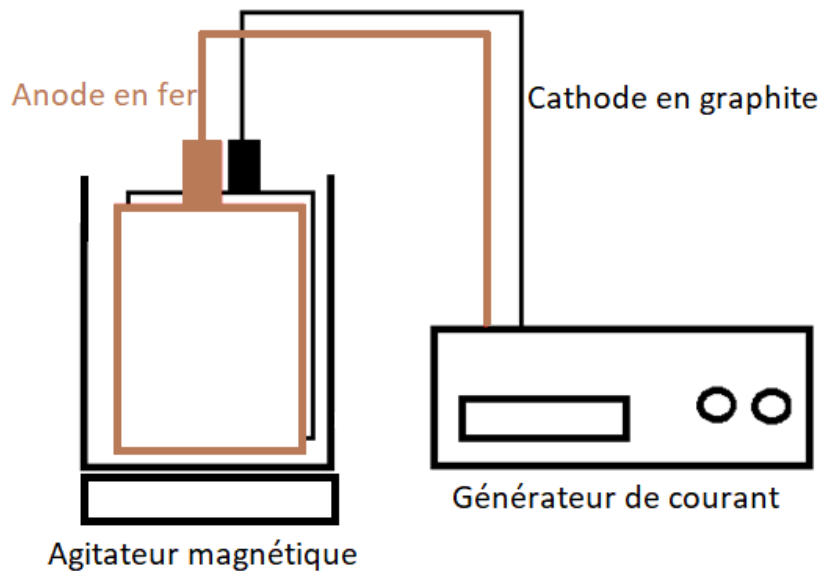


Figure 6. Schéma du dispositif d'électrocoagulation (EC)

#### 4.2.2 Cellule d'électrocoagulation/électrooxydation (EC/EO)

La cellule électrolytique (EC/EO) combinant électrocoagulation et électrooxydation, était de dimensions de 12,5 cm de longueur, 4,5 cm de largeur et 17 cm de profondeur, et contenait trois électrodes. Trois anodes ont été respectivement testées : Nb/BDD (niobium recouvert de diamant dopé en bore), Ti/IrO<sub>2</sub> (titane recouvert d'oxyde d'iridium) et Ti/Pt (titane recouvert de platine). Une électrode de graphite (Gr) est utilisée à la cathode. Une électrode bipolaire de fer (Fe) non connectées au générateur de courant est installée entre la cathode et l'anode. L'électrode bipolaire de Fe est installée à une distance de 1cm de part et d'autre de l'anode et de la cathode. Le volume utile dans le réacteur était de 506 mL. La figure 7 présente une structure schématique du dispositif expérimental EC/EO, tandis que la figure 8 présente la distribution théorique des charges électriques sur chaque face des électrodes utilisées respectivement dans les procédés EC et EC/EO.

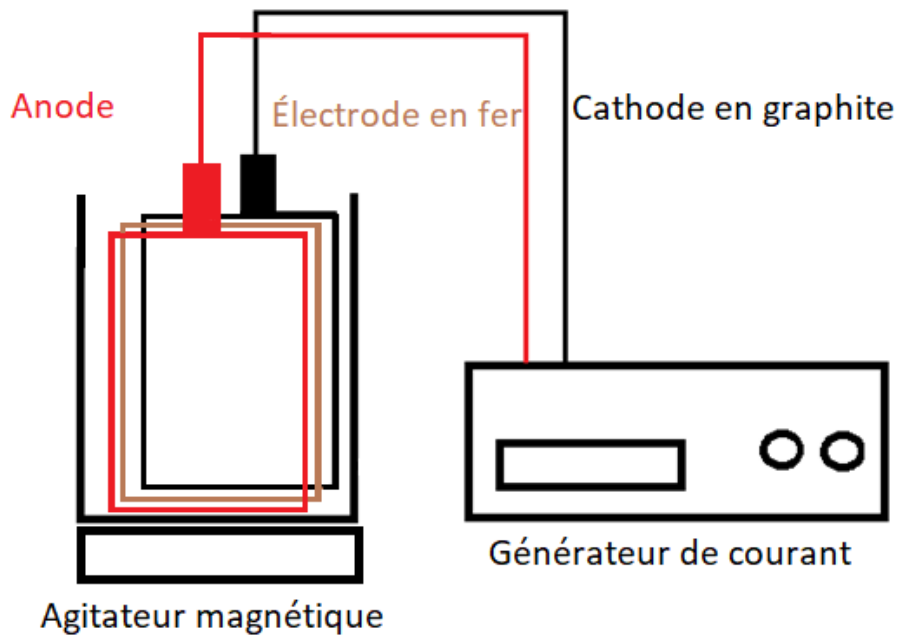


Figure 7. Schéma du dispositif de l'électrocoagulation couplant l'électrooxydation (EC/EO)

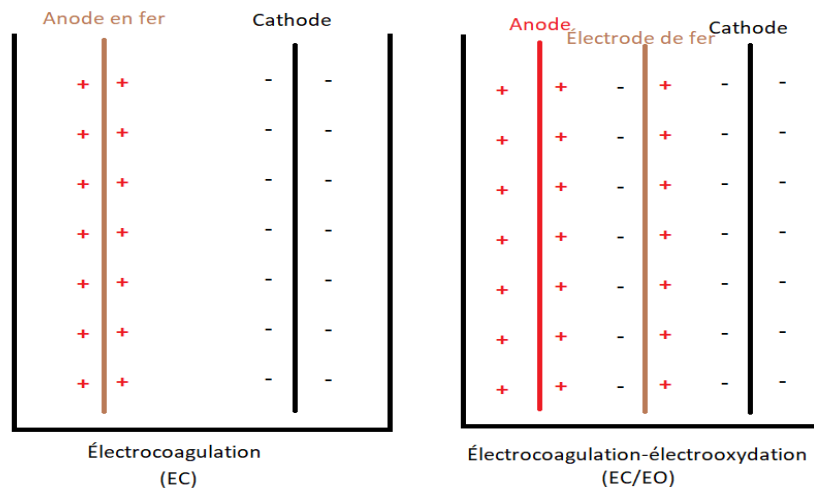


Figure 8. Distribution des charges électriques sur les surfaces des électrodes lors d'EC vs EC/EO

En effet, les deux procédés, EC et EC/EO, impliquent théoriquement des oxydations soient directes à l'anode ou par le biais d'oxydants intermédiaires électrogénérés. Cependant, la différence réside dans le nombre de faces actives positives pour l'électrode de fer et donc la quantité produite de coagulants lors de chaque procédé.

### 4.2.3 Cellule d'électrooxydation (EO)

Pour les essais d'EO, un réacteur en plexiglas de 12 cm de longueur, 3,5 cm de largeur et 17 cm de profondeur, a été utilisé contenant verticalement deux électrodes, notamment une cathode en graphite et, dépendamment de l'expérience, différentes anodes (Nb/BDD, Ti/IrO<sub>2</sub> et Ti/Pt). La distance entre les électrodes était de 1 cm, la surface de l'électrode en graphite (cathode) était de 110 cm<sup>2</sup> tandis que celle des anodes était de 65 cm<sup>2</sup> chacune. Le réacteur était relié, par le biais d'une pompe fixée à 300 rpm, à un bac de recirculation de 14 cm de de longueur, 9,5 cm de largeur et 15 cm de profondeur. Le volume total de lixiviats traité dans ce réacteur était de 1000 mL, où un générateur de courant de type EXTECH R1.8 a été utilisé. Il a été configuré de manière à imposer des intensités constantes de courant allant de 0,5 A à 4 A.

Les figures ci-dessous schématisent les dispositifs d'électrooxydation des trois anodes notamment le Nb/BDD, le Ti/IrO<sub>2</sub> et le Ti/Pt.

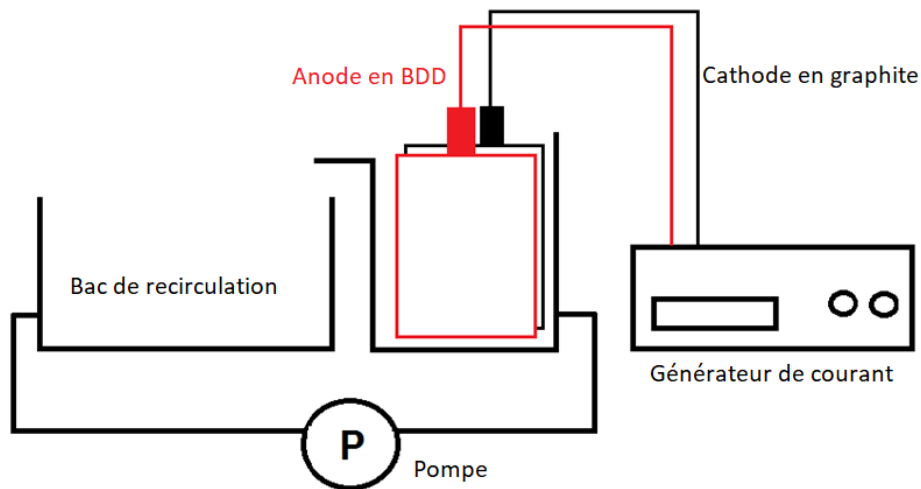


Figure 9. Dispositif d'électrooxydation (EO) en batch dynamique avec anode en BDD

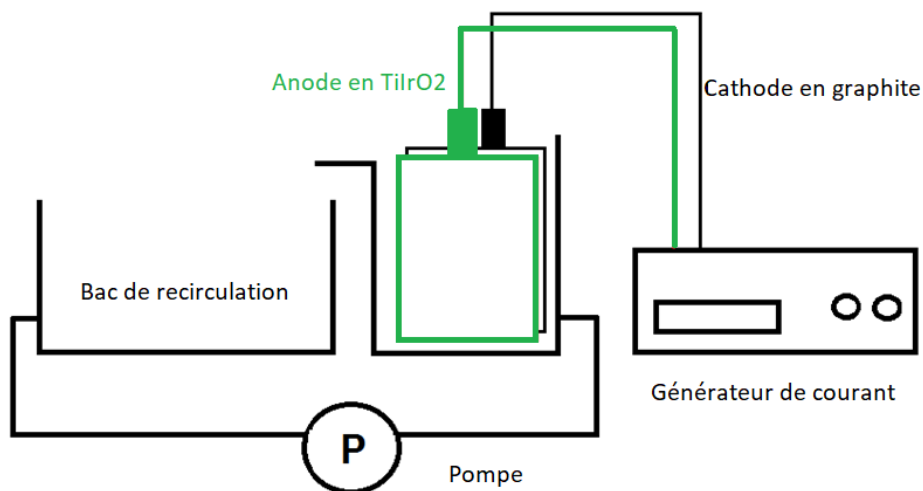


Figure 10. Dispositif d'électrooxydation (EO) en batch dynamique avec anode en TiIrO<sub>2</sub>

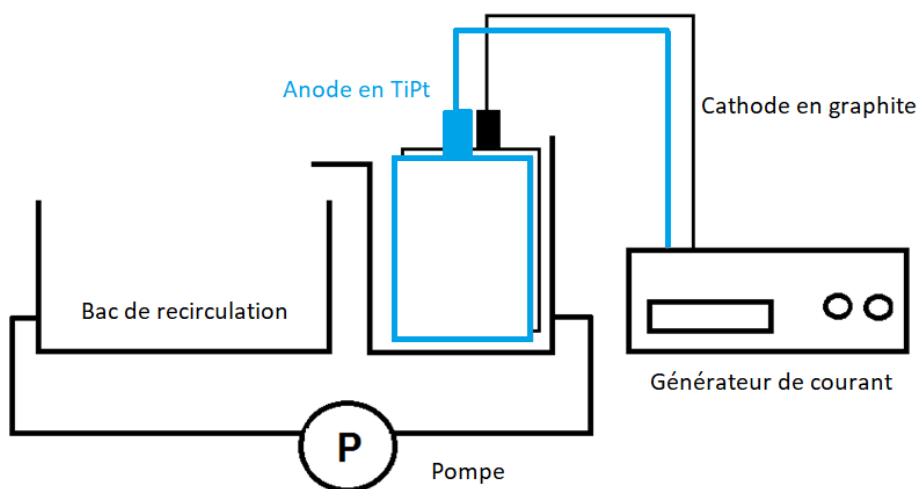


Figure 11. Dispositif d'électrooxydation (EO) en batch dynamique avec anode en TiPt

Pour les essais en batch statique, un réacteur en plexiglas de 13 cm de longueur, 4 cm de largeur et 15 cm de profondeur contenant deux électrodes disposées de façon verticale parallèle. Au cours des traitements, l'homogénéisation des lixiviats a été assurée par le biais d'un agitateur magnétique et l'application du courant électrique a été exercée par le même générateur de courant (EXTECH R1.8). La figure ci-dessous présente le schéma du dispositif d'électrooxydation en mode statique fermé qui, pour chaque essai, contenait un volume de 506 mL de lixiviats.

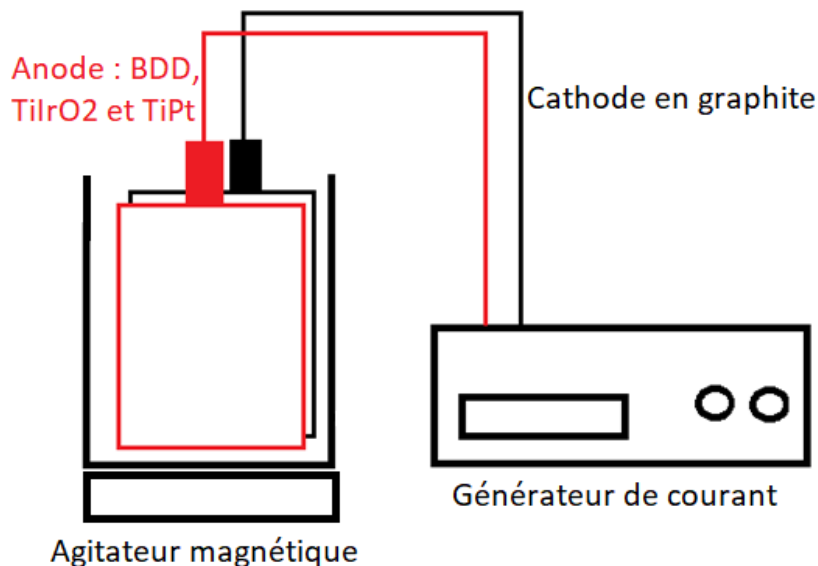


Figure 12. Dispositif d'électrooxydation (EO) en batch statique

### 4.3 Démarche expérimentale

Avant chaque essai, les réacteurs étaient d'abord rincés successivement avec une solution acide (1 % de  $\text{HNO}_3$ ) et de l'eau distillée puis séchés en vue de réduire les contaminations microbiennes et celles du résidu de fer. Par ailleurs, les électrodes, destinées aux travaux d'oxydation, ont été trempées pendant 20 min, dans une solution de thiosulfate de sodium ayant pour fin la limitation de l'effet oxydant rémanent de certaines espèces électrogénérées comme le chlore. De plus, plusieurs échantillons ont été prélevés au cours du temps pour dresser des profils cinétiques réactionnels.

Le tableau suivant présente les paramètres analysés lors des prises d'échantillon et leurs conditions de conservations.

**Tableau 7 : Paramètres d'analyse et de conservation des échantillons**

<b>Paramètres d'analyse</b>	<b>Volume échantillonné</b>	<b>Modalités de conservation et temps d'analyse après prélèvement</b>
Coliformes totaux et fécaux	250 mL	Bouteilles stérilisées contenant du thiosulfate de sodium, 4 °C, <48h
Chlore libre et chlore total	10 mL chacun	Ajout de diéthyl-p-phénylènediamine, <1min
Fer total	10 mL	Acidification au HNO <sub>3</sub> 5%, 4 °C
Carbone organique total	10 mL	Acidification au H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 0,1%, 4 °C
Azote ammoniacal	10 mL	Acidification au H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 0,1%, 4 °C
Autres paramètres (chlorates, perchlorates, trihalométhanes, alcalinité, DCO, pH...)	1 à 40 mL	Sans additifs, 4 °C

## **4.4 Méthodes analytiques**

### **4.4.1 Mesures du pH, de la conductivité et de la turbidité**

Les mesures du pH ont été effectuées avec un pH-mètre de la marque Fisher Scientific Accument (modèle XL25) préalablement étalonné par des solutions dont les valeurs de pH sont respectivement de 4, 7 et 10. La conductivité des échantillons, quant à elle, a été mesurée par le conductimètre de la marque Oakton modèle 510. La mesure de la turbidité, a été évaluée grâce au turbidimètre Hach 2100 calibré par des solutions étalons dont la turbidité varie de <20 à 4000 UTN.



#### 4.4.2 Analyses des matières en suspension et des solides totaux

La détermination des matières en suspension (MES) et des solides totaux (ST) a été faite suivant la méthode MA. 115–S.S. 1.2 du Centre d'expertise en analyse environnementale du Québec (CEAEQ). D'une part pour les MES, des volumes de lixiviats ont été d'abord filtrés sur des filtres de type Wattman (diamètre des pores de 47 µm) et mis dans des coupoles en aluminium préalablement pesés. D'autre part, pour l'analyse des ST, des volumes de lixiviats ont été directement pesés dans des coupoles, sans filtration. Les échantillons ont ensuite été séchés à 105 °C pendant 24 h puis repesés sur une balance de type Mettler Toledo, XS205 Dual Range. Les concentrations des MES et ST ont été calculés à partir des formules suivantes :

- Matières en suspension :

$$\text{MES} = (\text{Pf} - \text{Pv}) / \text{V} * 10^6 \text{ (16)}$$

Où :

MES : Concentration des matières en suspension [mg/L]

Pf : Poids du filtre-coupole + solide après étuve [g]

Pv : Poids du filtre-coupole vide avant étuve [g]

V : Volume d'échantillon filtré [mL]

- Solides totaux :

$$\text{ST} = (\text{Pf} - \text{Pv}) / \text{V} * 10^6 \text{ (17)}$$

Où :

ST : Concentration des solides totaux [mg/L]

Pf : Poids de la coupole + solide après étuve [g]

Pv : Poids de la coupole vide avant étuve [g]

V : Volume d'échantillon utilisé [mL]

#### 4.4.3 Analyse de la demande chimique en oxygène

La concentration de la demande chimique en oxygène des échantillons a été analysée suivant le protocole MA. 315-DCO 1.0 du CEAEQ. Cette méthode consiste à acidifier les

échantillons avec une solution préparée d'acide sulfurique et de sulfate d'argent et de les digérer avec une solution préparée à base de bichromate de potassium, d'acide sulfurique et de sulfate mercurique. Les échantillons sont ensuite mis à 150 °C pendant deux heures. La lecture des valeurs de DCO, par le biais d'un spectrophotomètre à 600 nm, a été faite sur une courbe étalonnée de 80 à 800 mg/L. Le spectrophotomètre utilisé pour cette fin était de type UV 0811 M136 de la marque Varian Canada Inc.

#### **4.4.4 Analyses de l'alcalinité**

La mesure de l'alcalinité des échantillons, qui définit leur pouvoir tampon, a été faite suivant le protocole proposé par le CEAEQ MA. 315 – Alc-Aci 1.0. Il s'agit d'une méthode de titration jusqu'à obtention d'un pH 4,5 avec de l'acide sulfurique de normalité 0,02 étalonné avec du carbonate de sodium de 0,04 de normalité. Le domaine d'application de cette méthode était de 8 à 1000 mg CaCO<sub>3</sub>/L. Après titration, les résultats d'alcalinité des échantillons ont été déterminés par la formule suivante :

$$C = (A * N * 50\ 000) / B \quad (18)$$

Où :

C : Alcalinité totale [mg/L CaCO<sub>3</sub>]

A : Volume utilisé de la solution H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> [mL]

B : Volume de l'échantillon [mL]

N : Normalité de la solution utilisée de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> [N]

50 000 : Poids d'un équivalent de CaCO<sub>3</sub> [mg]

#### **4.4.5 Analyses des trihalométhanes**

L'analyse des trihalométhanes a été réalisée par GC-MS/headspace de la marque Clarus 500 Perkin. Les limites de détection des trihalométhanes analysés soit le chloroforme, le bromoforme, le dichlorobromométhane et le dibromochlorométhane sont respectivement de 1, 2, 1 et 1 µg/L.

#### **4.4.6 Analyse du carbone organique total**

L'analyse du carbone organique total a été effectuée via l'analyseur Shimadzu TOC-VCPH dont la limite de détection est de 0,05 mg/L. L'analyse du COT est fait par la méthode de combustion catalytique à haute température et détection et à détection infrarouge, standardisée 5310 B. Les échantillons ont été préalablement filtrés et acidifiés avec 0,1% d'acide sulfurique.

#### **4.4.7 Analyse des métaux et des ions**

L'analyse des métaux et du phosphore total a été réalisé grâce à ICP-AES de la marque Varian, modèle vista AX, Australie. Les échantillons de lixiviats ont été acidifié à 5% avec de l'acide nitrique et conservés à 4 °C jusqu'à leur analyse. Les limites de détection du fer et du phosphore étaient respectivement de 0,4 et 5 µg/L.

Les anions ont été analysés par la méthode de chromatographie ionique moyennant une colonne résine échangeuse d'ion de marque Ion PAC AS11-HC 4µm et à l'aide de l'appareil Integrion HPIC de Thermo. Les limites de détection des ions chlorures, et sulfates étaient respectivement de 5 et 3 µg/L.

Les chlorites, chlorates et perchlorates ont été analysés par LC-MS-MS par l'analyseur Thermo TSQ Quantum. Les limites de détection de  $\text{ClO}_2^-$ ,  $\text{ClO}_3^-$  et  $\text{ClO}_4^-$  étaient respectivement de 125, 25 et 1 µg/L.

Les nitrites et nitrates ont été analysés par l'autoanalyseur Lachat, suivant la méthode colorimétrique au sulfanamide ( $\text{NO}_2^-$ ) et après réduction au cadmium ( $\text{NO}_3^-$ ). La méthode suit les standards 4500-NO3 E avec des limites de détections de 0,01 mg/L pour les nitrites et 0,003 mg/L pour les nitrates. L'azote ammoniacal a été aussi analysé par l'autoanalyseur Lachat, QuickChem, suivant la méthode colorimétrique au salicylate-hypochlorite sous référence 10-107-06-2-B et dont la limite de détection est de l'ordre de 0,003 mg/L.

#### **4.4.8 Analyses du chlore libre et du chlore total**

Le chlore libre et le chlore total ont été mesurés grâce à un chlorimètre portatif HACH suivant la méthode de dosage colorimétrique à 515 nm. Des sachets de DPD (diéthyl-p-phénylènediamine) ont été ajoutés à chaque échantillon pour limiter les réactions d'oxydation. Les concentrations mesurées, exprimées en mg/L de Cl<sub>2</sub>, étaient comprises entre 0,01 et 8 mg/L. En revanche, des dilutions ont été effectuées en cas de concentrations supérieures à 8 mg Cl<sub>2</sub>/L.

#### **4.4.9 Analyses des coliformes totaux et fécaux**

Le dénombrement des coliformes totaux et fécaux a été effectué par le laboratoire Environex puis par les Laboratoires de la Ville de Québec, service de la qualité de l'eau. Ces deux laboratoires ont utilisés la méthode de filtration membranaire (MA. 700 – col 1.0 pour les coliformes totaux et MA.700 – Fec.EC 1.0 pour les coliformes fécaux) proposées par le CEAEQ. Avant d'être acheminés au laboratoire, les échantillons ont été mis dans des contenants de 250 mL traités au thiosulfate de sodium, en vue d'inhiber les réactions oxydantes rémanentes. Ils étaient ensuite placés dans une chambre froide (4 °C) à l'abri de la lumière. Par la suite, les analyses ont été réalisées dans un délai ne dépassant pas 48h. Par ailleurs, la limite de détection pour ces analyses était de 10 UFC/100mL.

#### **4.4.10 Résidus métalliques, siccité et pourcentage des boues**

L'analyse des résidus métalliques (RM) et de la siccité des boues a été effectuée sur les échantillons de boues et de surnageant non-floculés. Avant et après filtration sur des filtres Wattman (diamètre des pores de 1mm), les échantillons (boues-filtre-couple en aluminium) ont été pesés sur une balance de type Mettler Toledo, XS205 Dual Range puis séchés à 105 °C pendant 24 h. Une fois le séchage complété, ils ont été placés pendant 4 h dans un dessiccateur jusqu'à leur refroidissement puis ont été repesés.

La concentration des RM et de la siccité des boues ont été calculées de la façon suivante :

- Résidus métalliques :

$$RM = (Pf - Pv) / V * 10^6 \text{ (19)}$$

Où :

RM : Concentration des résidus métalliques [mg/L]

Pf : Poids de la coupole-filtre + boues après étuve [g]

Pv : Poids de la coupole-filtre vide avant étuve [g]

V : Volume d'échantillon filtré [mL]

- Siccité des boues :

$$\text{Siccité} = (Pf - Pv) / (Pi - Pv) * 100 \text{ (20)}$$

Où :

Siccité : Pourcentage des matières sèches [%]

Pf : Poids de la coupole-filtre + boues après étuve [g]

Pi : Poids de la coupole-filtre + boues avant étuve [g]

Pv : Poids de la coupole vide avant étuve [g]

Pour estimer le pourcentage des boues métalliques produites après coagulation électrochimique, le volume de lixiviats traités a été mis dans un cylindre gradué de 1000mL. Le pourcentage des boues a été calculé à partir du rapport du volume des boues décantées en 30min et le volume total des lixiviats.

## 5 RÉSULTATS ET DISCUSSION

Cette section est subdivisée en deux grandes sous-sections notamment celle reportant les résultats et discussions relatifs aux traitements des lixiviats prétraités par lagunage (effluent 1) et celle concernant les lixiviats prétraités par lagunage et par voie physico-chimique (effluent 2).

### 5.1 Caractéristiques physico-chimiques et microbiologiques des lixiviats

Sur une période d'une année environ, plusieurs échantillonnages des lixiviats ont été effectués pour dresser leurs caractéristiques physico-chimiques, microbiologiques et leurs variations saisonnières en fonction de la période d'activité de la station de traitement : i) ouverture récente prévue au mois de mai; ii) exploitation normale prévue au mois d'août et; iii) pré arrêt prévue au mois d'octobre. Le tableau 6 présente ces caractéristiques comparées aux normes de rejets (LQR : Loi sur la Qualité de l'Environnement ; OER : Objectifs Environnementaux de Rejet). En comparaison avec d'autres juridictions, les recommandations en Ontario limitent les concentrations du chloroforme (10 mg/L), du tetrachlorométhane (0,5 mg/L), du dichlorométhane (1,4 mg/L), du benzène (0,5 mg/L) et autres (Act 2000). Les directives européennes exigent aussi des concentrations inférieures à 0,1 mg/L d'arsenic, de cadmium, de chrome (VI), 0,5 mg/L de plomb, de chrome (III), de cuivre, 1mg/L de nickel, 0,2 mg/L de zinc, 10 mg/L hydrocarbures totaux, 2 mg N /L de nitrite et 200 mg/L de DCO (OFEV 2012).

Les résultats présentés dans les sections suivantes concernent les lixiviats (effluents 1 et 2)ensemencés à 1,4 % de lixiviats non-traités (effluent 0). À cet effet, les caractéristiques physico-chimiques et microbiologiques dans toutes les batch d'essais ont demeurés relativement similaires.

**Tableau 8 : Caractéristiques physico-chimiques et microbiologiques des lixiviats objet de l'étude**

Paramètres physico-chimiques et microbiologiques	Unité	Lixiviats bruts non-traités (effluent 0)			Lixiviats prétraités par voie biologique (effluent 1)				Lixiviats prétraités par voies biologique et physico-chimique (effluent 2)				LQE/OER
		Nov/Déc 2017	Juil/Août 2018	Sept/Oct 2018	Oct/Nov 2017	Mai/Juin 2018	Juil/Août 2018	Sept/Oct 2018	Oct/Nov 2017	Mai/Juin 2018	Juil/Août 2018	Sept/Oct 2018	
DCO	mg/L	5368	8273,75	5088,95	1012	997,2	1098,3	881,12	519,2	639,35	644,8	639,17	-
COT	mg/L	-	-	364	-	72	176	152	42	50	76	82	-
Turbidité	UTN	581,5		2166	104	90,2	55,9	59,6	12	25,3	11,3	17,2	-
Conductivité	mS/cm	14,05	9,05	-	1,16	1,851	3,48	-	1,71	1,904	2,55	-	-
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	mg/L	-	-	337	-	0,16	0,35	0,54	0,84	0,40	2,3	0,23	10
NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	mg/L	-	-	2,84	-	0,7	0,45	<0,2	0,61	1,3	23,8	2,71	-
NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	mg/L	-	-	67	-	221	451	387	48,4	182	361	374	-
Fer total	mg/L	-	-	10,3	8,52	5,79	10,1	9,99	1,75	7,23	3,39	4,8	17
Phosphore total	mg/L	-	-	9,62	4,09	1,64	2,8	3,36	0,119	0,17	0,24	0,3	0,3
Cl <sup>-</sup>	mg/L	-	-	670	-	138	381	329	250	149	377	339	-
SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>	mg/L	-	-	265	-	61	186	50	560	383	755	480	-
Coliformes totaux	UFC/100 mL	4,6 x 10 <sup>6</sup>	4,5 x 10 <sup>5</sup>	3,0 x 10 <sup>5</sup>	2,6 x 10 <sup>4</sup>	2,4 x 10 <sup>4</sup>	2,7 x 10 <sup>4</sup>	3,1 x 10 <sup>4</sup>	3,7 x 10 <sup>3</sup>	1,3 x 10 <sup>3</sup>	5,5 x 10 <sup>3</sup>	3,6 x 10 <sup>3</sup>	2400
Coliformes fécaux	UFC/100 mL	6,0 x 10 <sup>4</sup>	2,7 x 10 <sup>4</sup>	1,6 x 10 <sup>4</sup>	8,2 x 10 <sup>2</sup>	3,3 x 10 <sup>2</sup>	-	2,5 x 10 <sup>2</sup>	-	1,7 x 10 <sup>2</sup>	1,0 x 10 <sup>3</sup>	1,0 x 10 <sup>2</sup>	200





## 5.2 Essais sur les lixiviats prétraités par lagunage (effluent 1)

Cette première partie porte sur les traitements électrolytiques des lixiviats, préalablement traités par lagunage. Les procédés électrochimiques seront utilisés en substitution aux procédés physico-chimiques traditionnellement utilisés (coagulation chimique et oxydation au peroxyde d'hydrogène) pour le traitement tertiaire des lixiviats.

La figure 13 présente les approches technologiques alternatives employées pour le traitement tertiaires des lixiviats prétraités par lagunage : i) La **filière-1** comprend le traitement par électrocoagulation seule (EC) ; ii) La **filière-2** utilise la combinaison simultanée des techniques d'électrocoagulation et d'électrooxydation (EC/EO) et ; iii) la **filière-3** utilise successivement les procédés d'électrocoagulation (EC) et d'électrooxydation (EO). Les performances des **filières 1, 2 et 3** seront comparées à la **filière actuelle** comprenant la coagulation chimique suivi par la désinfection au peroxyde d'hydrogène.

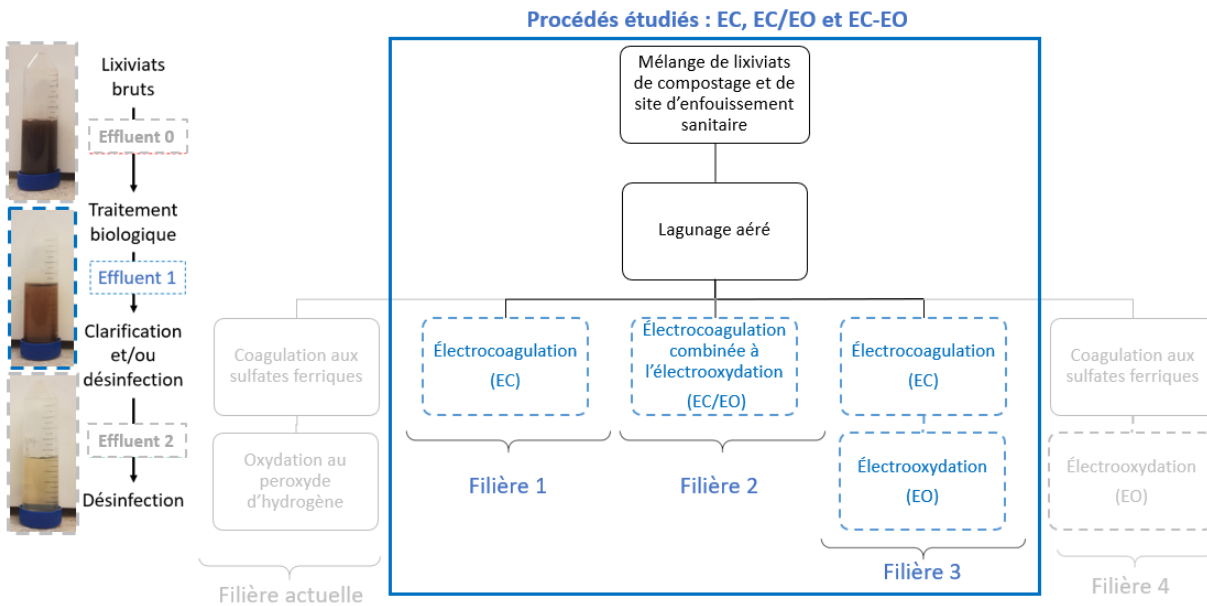


Figure 13. Structure des procédés EC, EC/EO et EC-EO pour le traitement des lixiviats (effluent 1)

### **5.2.1 Analyse des caractéristiques physico-chimique et microbiologique des lixiviats prétraités par lagunage**

L'analyse de l'effluent 1 indique que certains paramètres tels que le phosphore total, les coliformes totaux et les coliformes fécaux dépassent les limites de rejets. L'analyse microbiologique effectuée en fonction des saisons d'échantillonnage, montre des concentrations importantes des coliformes en saison estivale (mois d'août) qui présente des conditions favorables aux développements microbiens. Tandis qu'en mois de mai, coïncidant avec une récente reprise de l'activité de la station de traitement après un arrêt en période hivernale, enregistre des concentrations relativement faibles des coliformes. En comparaison, l'échantillonnage effectué pendant le mois d'octobre, période de pré-arrêt de la station, présente pour le même paramètre des concentrations dont les amplitudes sont moyennes. Dans l'optique de rencontrer les normes de rejets microbiologiques, des unités d'abattement logarithmiques se situant entre 1,0 à 1,5 sont requis.

S'agissant des concentrations de DCO, de COT, des valeurs de conductivité et de turbidité, elles présentent des fluctuations en fonction de la saison d'échantillonnage. Cela pourrait s'expliquer par les entrées du site de compostage en termes de matières compostées et enfouies, sa configuration (pile statique ouverte) et du caractère ouvert de la station de traitement qui, ensemble, rendent les caractéristiques des lixiviats dissemblables (Mor, Ravindra et al. 2006, Renou, Givaudan et al. 2008, Roy, Azaïs et al. 2018). Bien que ces paramètres ne soient pas considérés par la réglementation en vigueur, ils exercent néanmoins une nette influence dans la mise en œuvre des procédés EC et EO (influence sur la consommation énergétique et influence sur les demandes en coagulants et en oxydants).

Par ailleurs, dans le cadre de cette caractérisation, les concentrations des ions nitrites, nitrates et de l'azote ammoniacal ont été considérées pour évaluer la réduction cathodique des nitrates en azote ammoniacal.

Le tableau suivant présente les caractéristiques physico-chimiques et microbiologiques des lixiviats prétraités par lagunages sur différentes périodes d'échantillonnage.

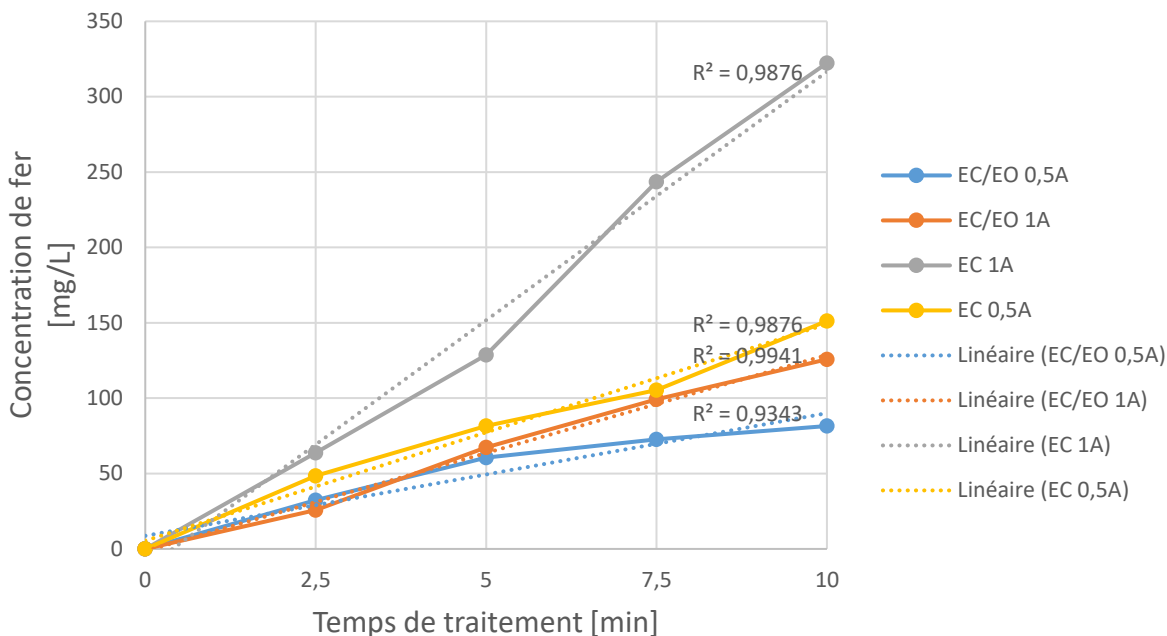
**Tableau 9 : Caractéristiques physico-chimiques et microbiologiques des lixiviats (effluent 1)**

Paramètres physico-chimique et microbiologique	Lixiviats prétraités par voie biologique (effluent 1)				LQE/ OER
	Oct/Nov 2017	Mai/Juin 2018	Juil/Août 2018	Sept/Oct 2018	
DCO	1012	997,2	1098,3	881,12	-
COT	-	72	176	152	-
Turbidité	104	90,2	55,9	59,6	-
Conductivité	1,16	1,851	3,48		-
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	-	0,16	0,35	0,54	10
NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	-	0,7	0,45	<0,2	-
NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	-	221	451	387	-
Fer total	8,52	5,79	10,1	9,99	17
Phosphore total	4,09	1,64	2,8	3,36	0,3
Cl <sup>-</sup>	-	138	381	329	-
SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>	-	61	186	50	-
Coliformes totaux	2,6 x 10 <sup>4</sup>	2,4 x 10 <sup>4</sup>	2,7 x 10 <sup>4</sup>	3,1 x 10 <sup>4</sup>	2400
Coliformes fécaux	8,2 x 10 <sup>2</sup>	3,3 x 10 <sup>2</sup>	-	2,5 x 10 <sup>2</sup>	200

### 5.2.2 Rendement faradique des procédés EC et EC/EO

À partir d'une eau synthétique, préparée à base d'eau distillée et de chlorures de sodium, des essais d'EC et d'EC/EO ont été réalisés pour évaluer la quantité de fer produite pour des intensités de courant différentes, soit 0,5 et 1 A, compte tenu du temps de traitement.

La figure 14 présente les concentrations de fer qui y sont produites. La concentration en fer augmente au cours du temps d'électrolyse. Elle est d'autant plus importante que l'intensité de courant augmente.



**Figure 14. Concentration de fer après EC et EC/EO sur 500 mL d'eau salée à 0,5 et 1 A en fonction du temps**

Ces concentrations de fer peuvent être estimées à partir de la loi de Faraday, formulée ainsi :

$$[\text{Fe}] = i * t * M / (F * z) \quad (21)$$

Dans l'équation 21,  $i$  (A) représente l'intensité du courant,  $t$  (s) le temps d'électrolyse,  $M$  (g/mol), la masse molaire,  $F$  (C/mol) la constante de Faradays et  $z$  représente le nombre d'électrons échangés.

D'un point de vue comparatif, la quantité de fer produite lors d'EC se révèle largement supérieure à celle produite lors d'EC/EO. Ceci pourrait être expliqué par le fait que l'électrode de fer en EC est une électrode monopolaire (les deux faces de l'électrode sont chargées positivement), alors que celle intégrée dans le procédé EC/EO est une électrode bipolaire (possédant une face chargée positivement et une face chargée négativement). Pour cette raison, la dissolution anodique du fer au cours d'EC/EO, pour une même quantité d'électricité, est théoriquement attribuée à une seule face de l'électrode.

Le tableau 8 présente les concentrations de fer mesurées expérimentalement et celles théoriquement calculées. Le ratio ( $F_{\text{théorique}}/F_{\text{expérimental}}$ ) indique que le rendement faradique, est en moyenne de 88,43 %.

**Tableau 10 : Concentrations de fer théoriques et expérimentales pour l'estimation du rendement faradique**

Conditions (intensité, temps)	Quantité d'électricité [A*s]	[Fe] théorique [mg/L]	[Fe] expérimentale [mg/L]	Rendement faradique [%]
EC : 1A ; 2,5'	150	86,83	63,83	73,51
EC : 1A ; 5'	300	173,65	128,7	74,11
EC : 1A ; 7,5'	450	260,48	243,55	93,50
EC : 1A ; 10'	600	347,30	322,3	92,80
EC : 0,5A ; 5'	150	86,83	81,54	93,911
EC : 0,5A ; 7,5'	225	130,24	105,41	80,94
EC : 0,5A ; 10'	300	173,65	151,21	87,08
<b>Moyenne</b>				<b>88,43</b>

Une deuxième approche pour l'estimation du rendement faradique, reportée dans le tableau 9, a été réalisée se basant sur la quantification de la masse de fer dissoute après un essai d'EC sur des lixiviats prétraités par lagunage. Pour ce genre d'essai, l'électrode de fer a été pesée avant et après une EC. De ceci, le rendement faradique était obtenu à partir du rapport de la différence de masse de l'électrode de fer et de la masse théorique produite de coagulant estimée par la loi de Faraday. Suivant cette approche, le rendement faradique est estimé à 89,95 %.

**Tableau 11 : Estimation du rendement faradique par différence de masse de l'électrode de fer**

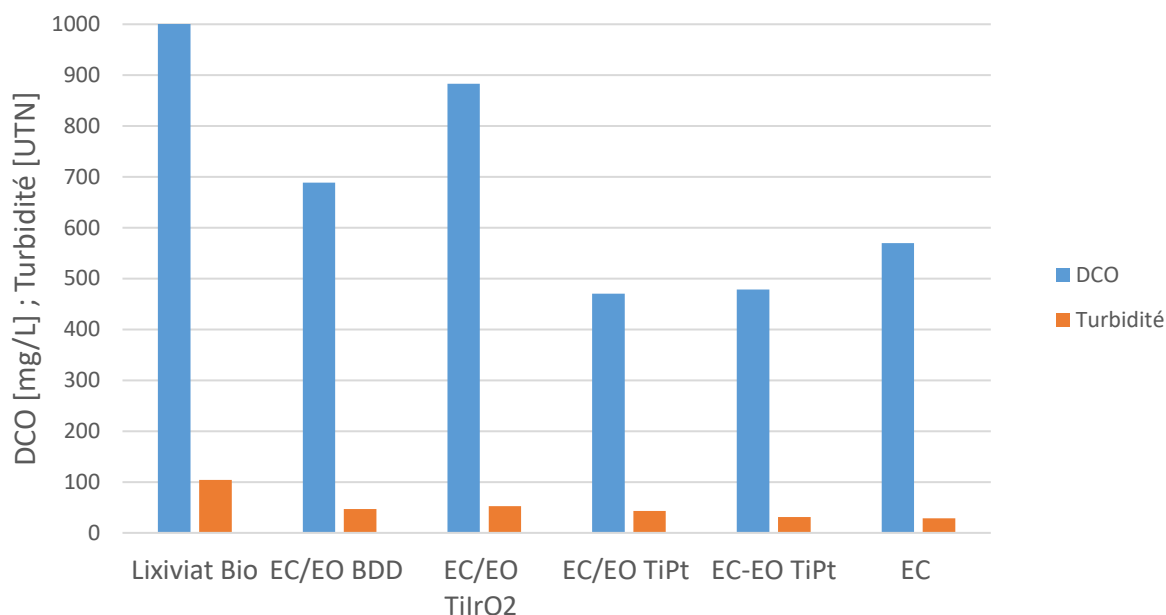
Conditions opératoires de l'essai	Masse de l'électrode de fer [g]	Masse expérimentale de fer dissous [g]	Masse théorique de fer dissous [g]	Rendement faradique [%]
Intensité : 1A Temps : 10min	$m_i = 47,3652$ $m_f = 47,209$	0,1562	0,17365214	<b>89,95</b>

### **5.2.3 Influence des paramètres opératoires sur le traitement des lixiviats par les procédés EC, EC/EO et EC-EO**

#### ***5.2.3.1 Influences des électrodes et de la combinaison des procédés EC et EO***

En se basant sur les résultats précédents, des essais additionnels de clarification des effluents ont été effectués en appliquant respectivement les procédés EC, EC/EO et EC-EO. Un temps de traitement de 10 min et une intensité de courant de 1 A (quantité d'électricité de 0,32 Ah/L) ont été appliqués. En mode batch statique, EC/EO a été testée en utilisant trois électrodes : une anode (Nb/BDD, Ti/IrO<sub>2</sub> ou Ti/Pt), une cathode en graphite et une électrode bipolaire en fer. En revanche, EC a été aussi testée en utilisant une anode en fer et une cathode en graphite, toutes deux monopolaires. Le procédé EC-EO a été réalisé successivement dans deux réacteurs séparés. Le premier a renfermé la même configuration d'EC (Fer/Graphite) et le second a comporté une anode en Ti/Pt et une cathode en graphite.

La figure 15 présente les abattements de la DCO et de la turbidité des lixiviats prétraités par voie biologique et soumis aux traitements par voie électrolytique (EC, EC/EO et EC-EO).



**Figure 15. Réduction de la DCO et de la turbidité des lixiviats par EC, EC/EO et EC-EO à différentes anodes**

Au bout de la coagulation-floculation des lixiviats, les floccs formés après EC/EO (anode en Nb/BDD ou en Ti/IrO<sub>2</sub>) étaient peu compacts par rapport à ceux formés par EC/EO avec une anode en Ti/Pt. De plus, ces derniers présentaient une tendance à la précipitation. Les floccs formés après EC étaient assez compacts et ont présenté une tendance à la flottation. À titre comparatif, les procédés EC (Fer/Graphite), EC/EO (TiPt/Fer/Graphite) et EC-EO (Fer/Graphite-TiPt/Graphite), ont abouti respectivement à des abattements de DCO de 43,7, 53,5 et 52,7 % et de turbidité de 72,7, 58,5 et 69,9 % pour une quantité d'électricité de 0,32 Ah/L et une densité de courant de 9,1 mA/cm<sup>2</sup>. Ces configurations ont permis d'enregistrer des abattements de DCO supérieurs à ceux obtenus par EC/EO mettant en jeu une anode de Nb/BDD (31,9% d'abattement de DCO) ou une anode de Ti/IrO<sub>2</sub> (abattement de DCO 12,7 %) et ce, en imposant la même quantité d'électricité.

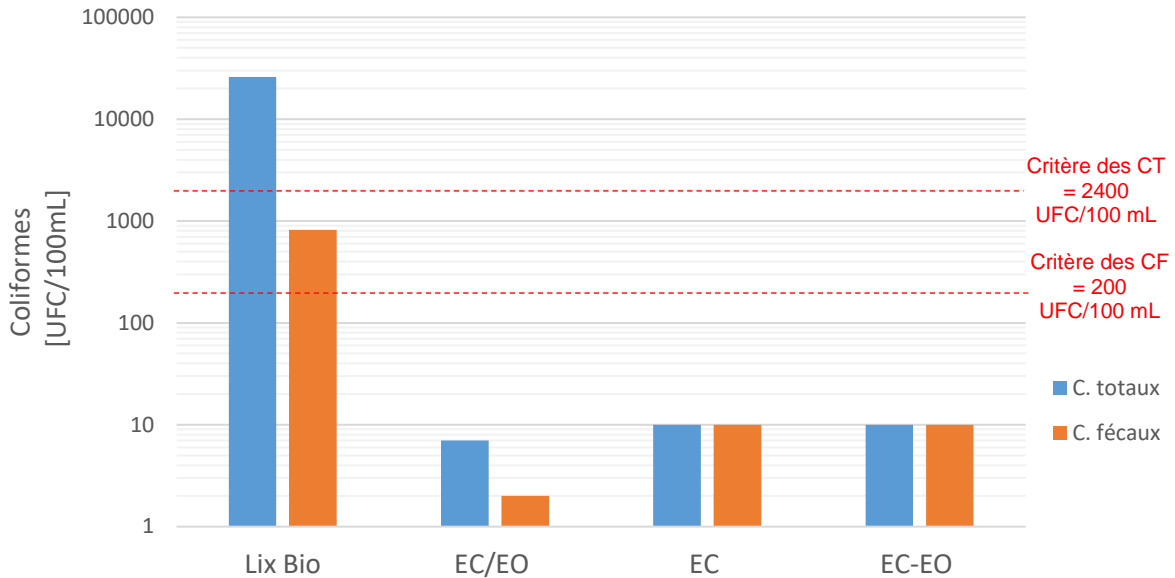
Force est de constater que ces résultats sont comparables à ceux enregistrés dans la littérature. Ilhan et al. (2008) ont obtenu un abattement de 55 % de DCO en traitant par électrocoagulation des lixiviats, dont la DCO initiale était de l'ordre de 12860 mg/L. Les travaux d'Ilhan et al. (2008) ont été menés à une quantité d'électricité de 2,8 Ah/L et une densité de courant de 63,1 mA/cm<sup>2</sup> (Ilhan, Kurt et al. 2008). Pour leur part, Li et al. (2011)

ont noté l'efficacité des électrodes de fer en EC pour ce qui est de la réduction de la DCO des lixiviats avec un abattement de 49,8 % pour une DCO initiale de 2566 mg/L. Une quantité d'électricité de 0,6 Ah/L et une densité de courant de 4,96 mA/cm<sup>2</sup> (intensité de courant de 0,4 A pendant 90 min de temps de traitement) ont été appliquées (Li, Song et al. 2011).

De leur côté, Ricordel et al. (2014) ont enregistré un abattement moyen de DCO de 56 % (avec une valeur initiale de 260 mg/L) lors du traitement des lixiviats en appliquant EC (deux électrodes en aluminium). Une quantité d'électricité de 1,22 Ah/L et une densité de courant de 9,5 mA/cm<sup>2</sup> (210 min de traitement à une intensité de 1,4 A) ont été imposées (Ricordel and Djelal 2014).

Suite à l'application d'EC (Fer-Graphite), EC/EO (Ti/Pt-Fer-Graphite) et EC-EO (Fer-Graphite et Ti/Pt-Graphite), les analyses microbiologiques ont montré un abattement satisfaisant des coliformes totaux et fécaux (de 2 à 3 unités d'abattement logarithmique). En effet, la désinfection électrolytique résulte de plusieurs processus simultanés : i) L'oxydation directe (désactivation des bactéries) ii) Déstabilisation par neutralisation des charges négatives des bactéries (coagulation des bactéries assimilées aux colloïdes) ; iii) Éradication des bactéries par génération *in situ* d'agents oxydants (H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>, HClO, etc.) (Drogui, Blais et al. 2007, Garcia-Segura, Ocon et al. 2018). La figure 16 présente les concentrations initiales et finales des coliformes totaux et fécaux dans les lixiviats.





**Figure 16. Abattements des coliformes totaux et fécaux en appliquant EC, EC/EO et EC-EO**

Les critères de rejets pour les coliformes totaux (CT) et coliformes fécaux (CF) sont atteints quel que soit le procédé appliqué (EC, EC/EO ou EC-EO). D'une part, la meilleure efficacité désinfectante est atteinte avec EC/EO. En outre, l'utilisation du procédé EC seule suffit largement pour rencontrer les critères en matière de désinfection des lixiviats. Il n'est donc pas nécessaire de combiner plusieurs procédés électrolytiques pour la désinfection des lixiviats.

Pour les essais subséquents, seuls les procédés EC et EC/EO ont été employés.

### **5.2.3.2 Influence de la quantité d'électricité**

Afin de déterminer la quantité d'électricité optimale pour la clarification, la désinfection et la déphosphatation des lixiviats prétraités par lagunage, des essais EC et EC/EO ont été effectués en variant l'intensité du courant appliquée et/ou le temps de traitement.

La figure ci-dessous présente les abattements de DCO, de turbidité et du phosphore total pour différentes quantités d'électricité notamment 0,08 Ah/L, 0,16 Ah/L et 0,32 Ah/L. Le tableau 10 présente les taux d'abattement de DCO, de turbidité et de phosphore total pour chaque essai.

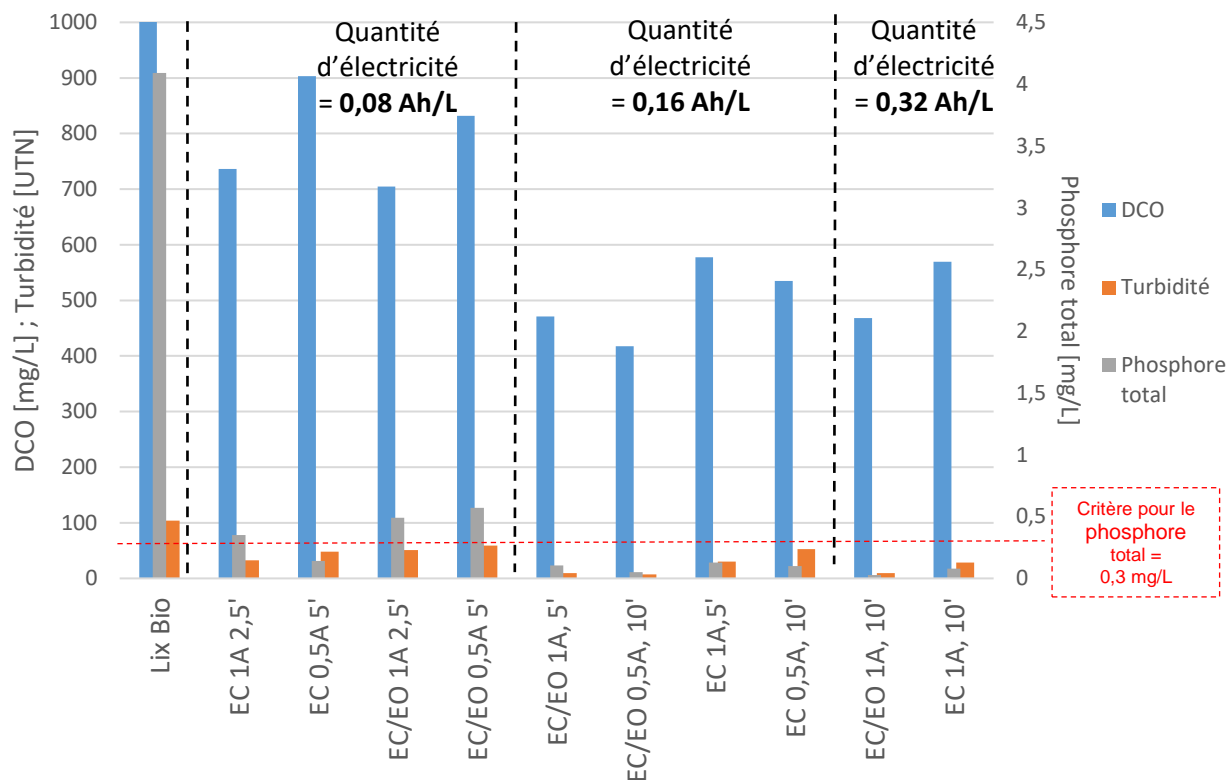


Figure 17. Réduction de la DCO, de la turbidité et du phosphore total en appliquant EC et EC/EO à différentes quantités d'électricités

Tableau 12 : Taux d'abattelements de la DCO, de la turbidité et du phosphore total à différentes quantités d'électricité par EC et EC/EO

Procédé	Quantité d'électricité [Ah/L]	Intensité ; Temps de traitement	Taux d'abattement de la DCO [%]	Taux d'abattement de la turbidité [%]	Taux d'abattement du phosphore total [%]
EC/EO	0,32	1 A ; 10'	53,72	90,62	99,26
	0,16	1 A ; 5'	53,45	90,64	97,55
		0,5 A ; 10'	58,72	92,88	98,77
	0,08	1 A ; 2,5'	30,34	51,20	88,02
0,5 A ; 5'		17,77	43,17	86,06	
EC	0,32	1A ; 10'	43,72	72,74	98,04
	0,16	1A ; 5'	42,91	71,15	96,82
		0,5A ; 10'	47,17	49,52	97,55
	0,08	1 A ; 2,5'	27,26	68,88	91,44
		0,5 A ; 5'	10,74	53,94	96,57

Ces résultats montrent que l'application d'une quantité d'électricité de 0,08 Ah/L ne permettait pas d'atteindre les critères de rejets pour ce qui est de la concentration de phosphore total (< 0,3 mg/L). Par ailleurs, des abattements non négligeables de la DCO,

de la turbidité et du phosphore total ont été enregistrés lors de l'application d'une quantité d'électricité de 0,16 Ah/L. Ces abattements sont comparables à ceux obtenus lorsqu'une quantité d'électricité de 0,32 Ah/L est imposée.

Devlin et al. (2018) ont abouti à des taux d'abattement de 93 % du phosphore total en appliquant EC (électrodes de fer) sur des lixiviats contenant en moyenne 4,5 mg/L de phosphore total. Une quantité d'électricité de 0,03 Ah/L et une densité de courant de 3 mA/cm<sup>2</sup> (soit 0,6 A pendant 30 min) ont été appliqués lors de l'électrolyse (Devlin, Kowalski et al. 2018).

Pour leur part, Omwene et al. (2018) ont obtenu une réduction de plus de 99,99 % du phosphore total en appliquant EC hybride composée de deux anodes (une en fer et une autre en aluminium) et deux cathodes en titane. La concentration initiale de phosphore était de 52,13 mg/L. La densité de courant était de l'ordre de 2 mA/cm<sup>2</sup> et la quantité d'électricité de 0,41 Ah/L, soit 0,12 A pendant 100 min de traitement (Omwene, Koby et al. 2018).

### ***5.2.3.3 Réduction du temps de traitement à quantité d'électricité constante***

Dans une optique de réduction du temps de traitement tout en gardant la quantité d'électricité constante à 0,16 Ah/L (identifiée comme étant la meilleure quantité d'électricité), des essais complémentaires ont été réalisés tout en ajustant l'intensité du courant appliquée et la durée de traitement. Dans ce cas, les abattements de DCO et de turbidité étaient relativement similaires et présentaient des performances de traitement comparables à celles obtenues lors du traitement physico-chimique conventionnellement utilisé par la station de traitement des lixiviats (coagulation et floculation chimiques suivies de décantation).

La figure 18 présente les valeurs de DCO, de turbidité et les concentrations de phosphore total après EC et EC/EO. Parallèlement à ces résultats, les concentrations de fer résiduel dans tous les échantillons de surnageant, après électrocoagulation-floculation-décantation, étaient inférieures à 11 mg/L.

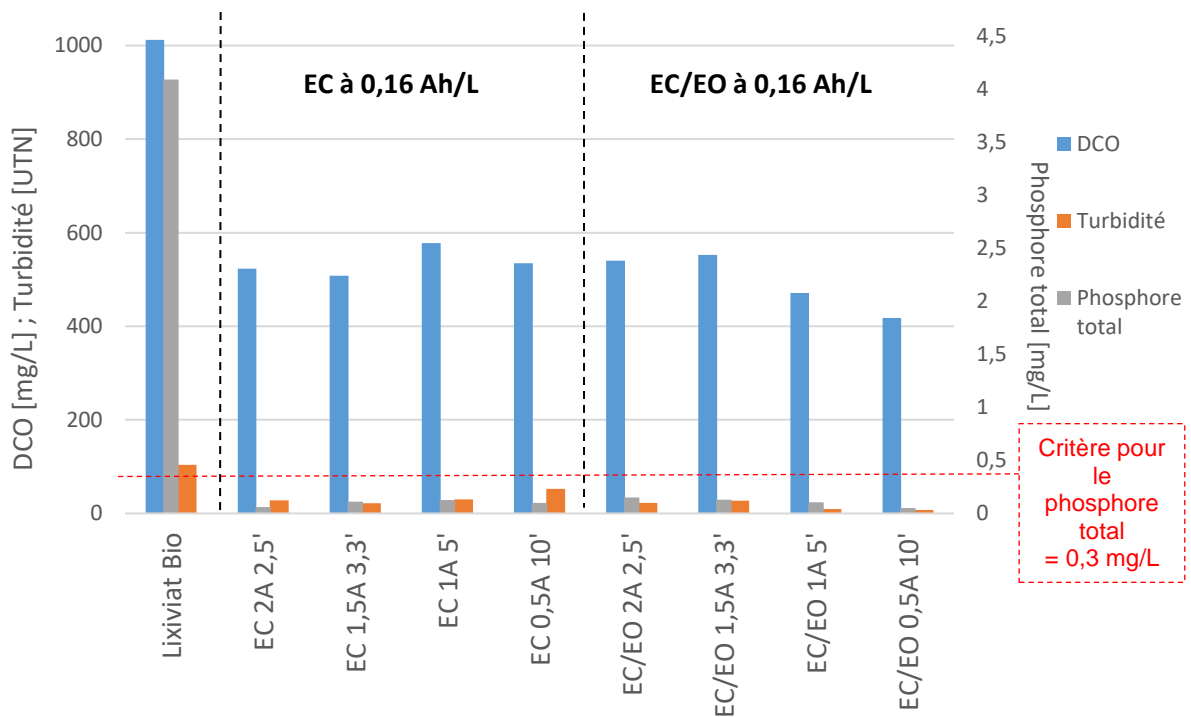


Figure 18. Abattements de la DCO, de la turbidité et du phosphore total par EC et EC/EO à quantité d'électricité constante

En moyenne, les abattements de DCO et de turbidité sont relativement proches et comparables quel que soit le procédé de traitement appliqué. Sachant que ces essais ont été effectués à une même quantité d'électricité (produit de l'intensité et du temps de traitement par unité de volume), la quantité de coagulant ( $Fe^{2+}/Fe^{3+}$ ) serait la même (Garcia-Segura, Ocon et al. 2018). Ainsi, par exemple, le fait d'opérer une EC pendant 10 min de temps de traitement en imposant 0,5 A d'intensité conduirait à des abattements similaires de DCO obtenus lors de l'application de EC pendant 2,5 min de traitement à une intensité de 2 A.

Par ailleurs, compte tenu de la loi de Faraday et du rendement faradique présentés dans la sous-section « Rendement faradique des procédés EC et EC/EO », les électrodes de fer utilisées pour les essais EC produiraient une concentration moyenne de 156 mg/L de coagulant soit le double de celle produite en EC/EO pour une quantité d'électricité de 0,16 Ah/L. Ceci pourrait s'expliquer par la bipolarité de l'électrode de fer en EC/EO qui fait qu'une seule de ses faces est positive. Cependant, la monopolarité de l'électrode de fer en EC fait en sorte que ses deux faces sont chargées positivement. Les deux

participent à la dissolution anodique du fer et conduisent à la génération in situ d'agent coagulant. Bien que EC produise deux fois plus de coagulant que EC/EO, les résultats précédents présentent une similitude quant aux abattements de DCO, de turbidité et de phosphore total. L'agent coagulant généré lors du traitement électrolytique des eaux n'est pas le seul élément responsable de l'abattement de la DCO. Lors de l'application du procédé EC/EO, des réactions d'oxydation (génération de H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> par réduction cathodique de l'oxygène dissous sur une électrode de graphite) peuvent également être mises en jeu pour l'oxydation de la matière organique. Cela pourrait expliquer la similitude des taux d'abattement de la DCO enregistrés, bien que EC produise deux fois plus de coagulant que EC/EO.

Le tableau ci-dessous présente les proportions moyennes, en pourcentage, de réduction pour chacun des paramètres de suivi.

**Tableau 13 : Pourcentage de réduction de la DCO, de la turbidité et du phosphore total par EC et EC/EO et comparaison avec la coagulation chimique**

<b>Procédé de traitement</b>	<b>Réduction de la DCO [%]</b>	<b>Réduction de la turbidité [%]</b>	<b>Réduction du phosphore total [%]</b>
EC	47,04	68,17	97,57
EC/EO	51,05	83,91	97,34
Coagulation chimique	48,69	88,17	92,71

## **5.2.4 Cinétique de traitement des lixiviats par les procédés EC et EC/EO**

### ***5.2.4.1 Cinétique de clarification, déphosphatation et de désinfection des lixiviats prétraités par lagunage***

Sur la base des données répertoriées et analysées dans les sections précédentes, des essais ont été menés pour mettre en exergue les cinétiques des différents abattements. À ce titre, le temps de traitement et l'intensité du courant ont été identifiés et retenus comme paramètres essentiels de dissolution des électrodes de fer. Avec un rendement faradique d'environ 89 %, les procédés EC et EC/EO présentaient des similarités

d'abattements de DCO, de phosphore total et de coliformes. En outre, le procédé EC suivi d'EO (EC-EO) avait des performances semblables à celles enregistrées par EC seule. C'est ainsi que les essais à quantité d'électricité constante, appuyés par la loi de Faraday, ont montré que le traitement par EC ou par EC/EO entraînait les mêmes performances de clarification et de déphosphatation (exemple : performances de traitement à 2 A ; 2,5 min similaires à celles obtenues à 0,5 A ; 10 min). Pour une quantité d'électricité fixée à 0,16 Ah/L, les efficacités de traitement des lixiviats par les procédés EC et EC/EO sont comparables à celles obtenues par le traitement physico-chimique adopté par la station.

Les procédés EC (Fer/Graphite) et EC/EO (TiPt/Fer/Graphite) ont été testés appliquant une intensité de courant de 2 A et un temps de traitement allant de 1 à 5 min soit une quantité d'électricité variant de 0,06 à 0,33 Ah/L qui inclut la quantité d'électricité optimale 0,16 Ah/L.

Les figures 19, 20 et 21 présentent respectivement les abattements de DCO, du phosphore total et des coliformes totaux et fécaux en fonction du temps de traitement.

En premier lieu, la figure 19 indique que les abattements de la DCO se situent autour de 63,93 et 62,85 % après 2,5 min de traitement respectivement en appliquant EC et EC/EO.

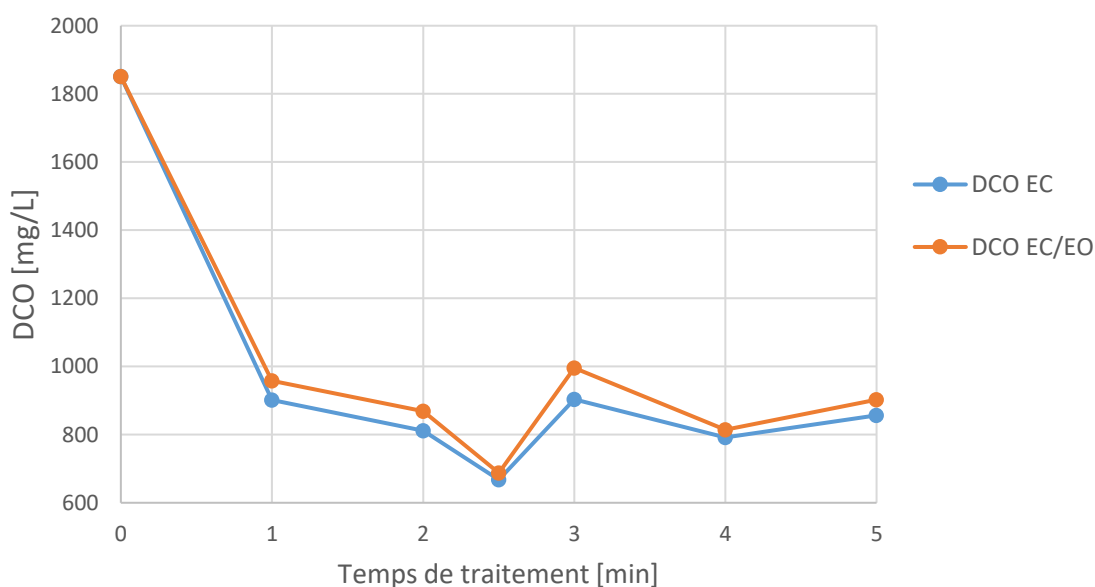
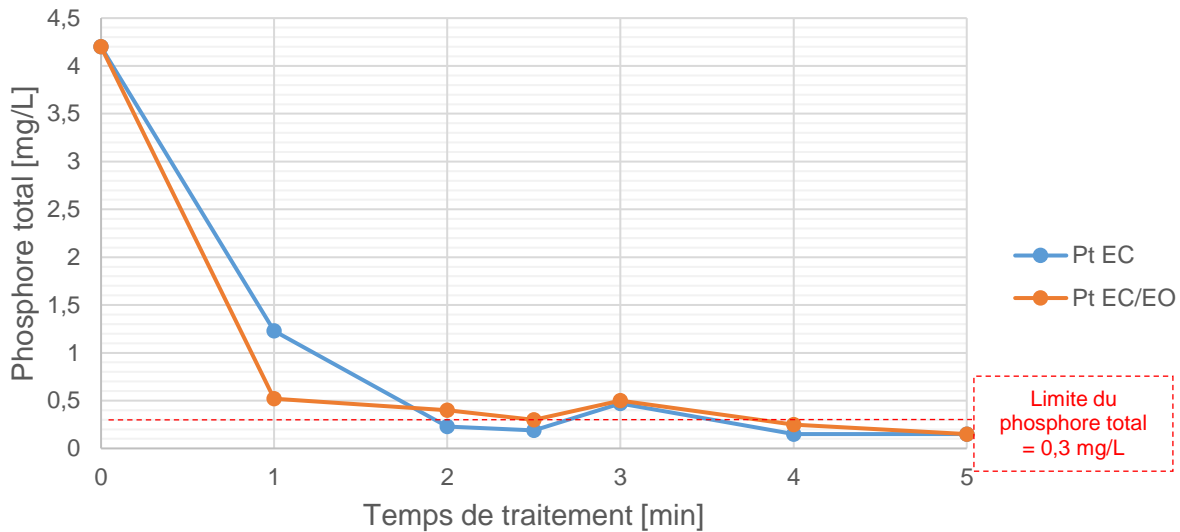


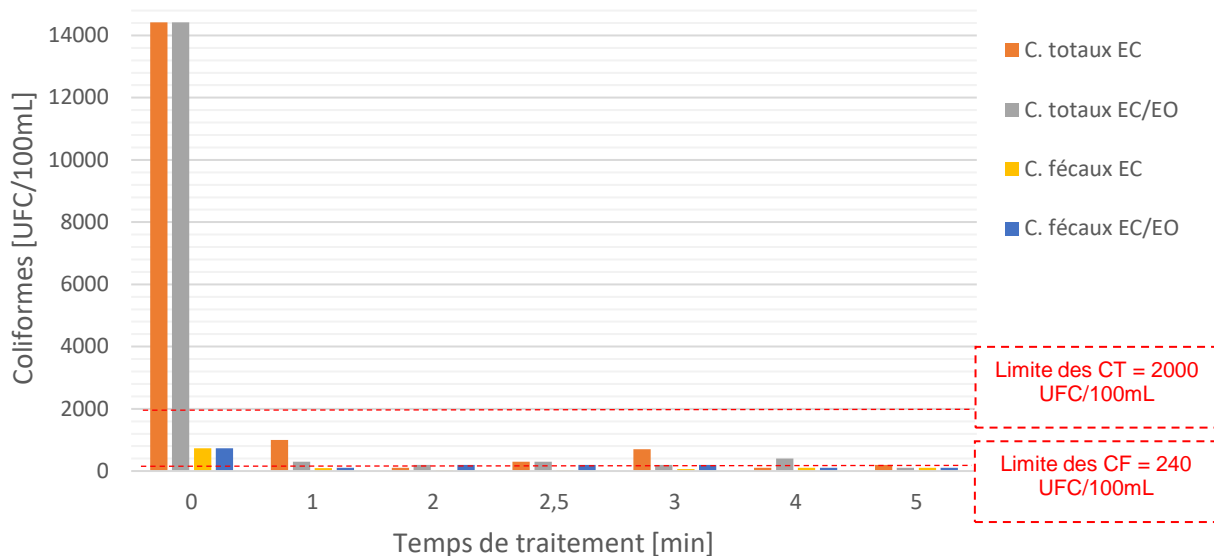
Figure 19. Cinétique de réduction de la DCO par EC (fer/graphite) et EC/EO (TiPt/fer/graphite) à 2 A

Les concentrations résiduelles de phosphore total, présentées dans la figure 20 sont conformes aux objectifs environnementaux de rejet après 2,5 min de traitement à une intensité de 2 A. Ainsi, EC permet d'enregistrer un taux d'abattement de 95,48 %, alors qu'un taux de 92,85 % est enregistré dans le cas du procédé EC/EO.



**Figure 20. Cinétique de déphosphatation par EC (fer/graphite) et EC/EO (TiPt/fer/graphite) à 2 A**

Finalement, en ce qui concerne la désinfection, 1,68 et 1,06 unités d'abattement logarithmique des coliformes totaux et fécaux ont été respectivement enregistrés lors de l'application des procédés EC et EC/EO et ce, en fixant une quantité d'électricité de 0,16 Ah/L (soit 2 A pendant 2,5 min de traitement). La figure ci-dessous montre que la désinfection pourrait être achevée en 1 min. Cependant, en tenant compte des cinétiques d'abattement de DCO et du phosphore total précédemment décrites, le traitement devrait être maintenu jusqu'à 2,5 min.



**Figure 21. Cinétique d'abattement des coliformes totaux et fécaux par EC (fer/graphite) et EC/EO (TiPt/fer/graphite) à 2 A**

Par ailleurs, les cinétiques d'abattement, allant de 0,06 jusqu'à 0,33 Ah/L, confirment qu'une quantité d'électricité d'au moins 0,16 Ah/L et une densité de courant de 18,1 mA/cm<sup>2</sup> sont nécessaires pour assurer la clarification, la déphosphatation et la désinfection de ces lixiviats en une seule étape de traitement. Les taux d'abattement obtenus par EC seule (Fer/Graphite) et par EC combinée à EO (TiPt/Fer/Graphite) sont relativement similaires et sont résumés dans le tableau 12.

**Tableau 14 : Taux de réduction de la DCO, de déphosphatation et de désinfection par EC (fer/graphite) et EC/EO (TiPt/fer/graphite) à 2 A**

Procédés	Taux d'abattement [%]		
	DCO	Phosphore total	Coliformes totaux et fécaux
EC (2A ; 2,5min)	63,9	95,4	97,2 - 97,9 (1,55 - 1,67 log)
EC/EO (2A ; 2,5min)	62,8	92,8	72,7 - 97,9 (0,56 - 1,67 log)

Pour le procédé EC, la figure 22 présente la cinétique d'abattement de la turbidité qui atteint un taux de réduction de 96,12 % après 2,5 min de traitement pour une intensité de courant de 2 A.



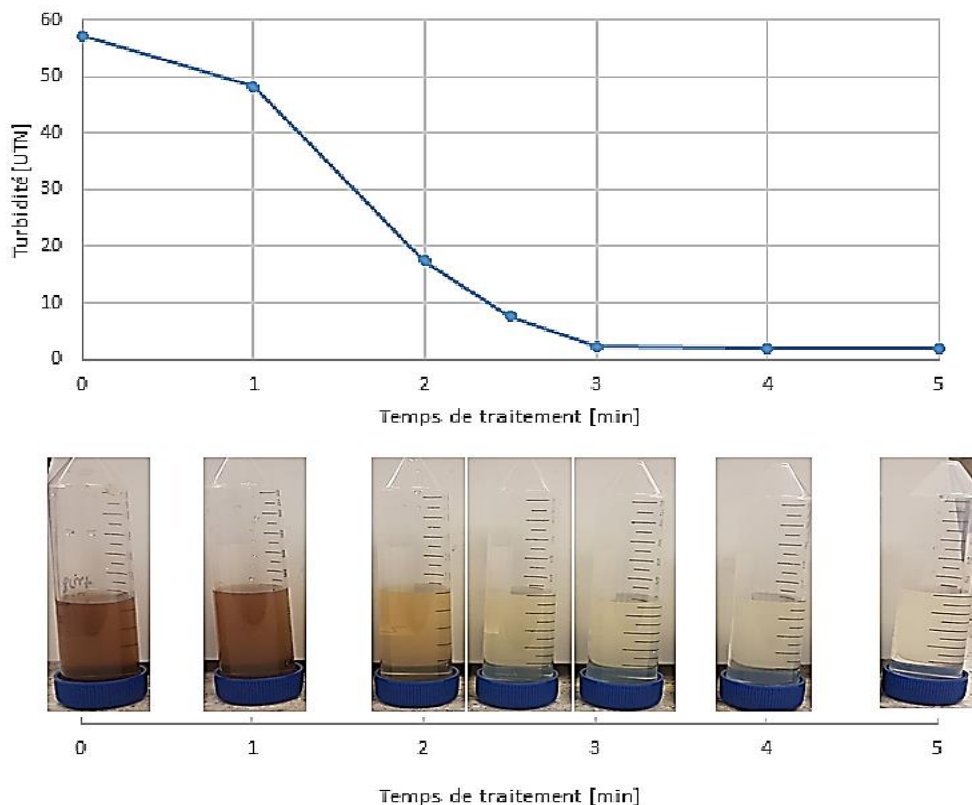
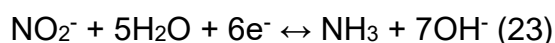
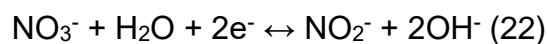


Figure 22. Cinétique de réduction de la turbidité par EC (fer/graphite) à 2 A

#### 5.2.4.2 Cinétique de réduction des nitrates en azote ammoniacal

Parmi les principaux inconvénients liés à l'application de l'électrocoagulation (EC), il se trouve la réduction cathodique des nitrates en azote ammoniacal (Koparal and Öğütveren 2002, Dia, Drogui et al. 2017) selon les équations suivantes :



Pour vérifier cet aspect, la figure 23 présente la cinétique de formation de l'azote ammoniacal. Un temps d'électrolyse de 2,5 min et une intensité de courant de 2 A d'intensité ont été imposés. L'azote ammoniacal augmente au cours du temps d'électrolyse, passant d'une concentration initiale de 0,4 mg/L à des concentrations finales se situant entre 1,7 et 1,9 mg/L. Toutefois, ces concentrations sont inférieures à

la limite prescrite par le *Règlement sur l'enfouissement et l'incinération des matières résiduelles* déterminant une concentration maximale de 10 mg/L.

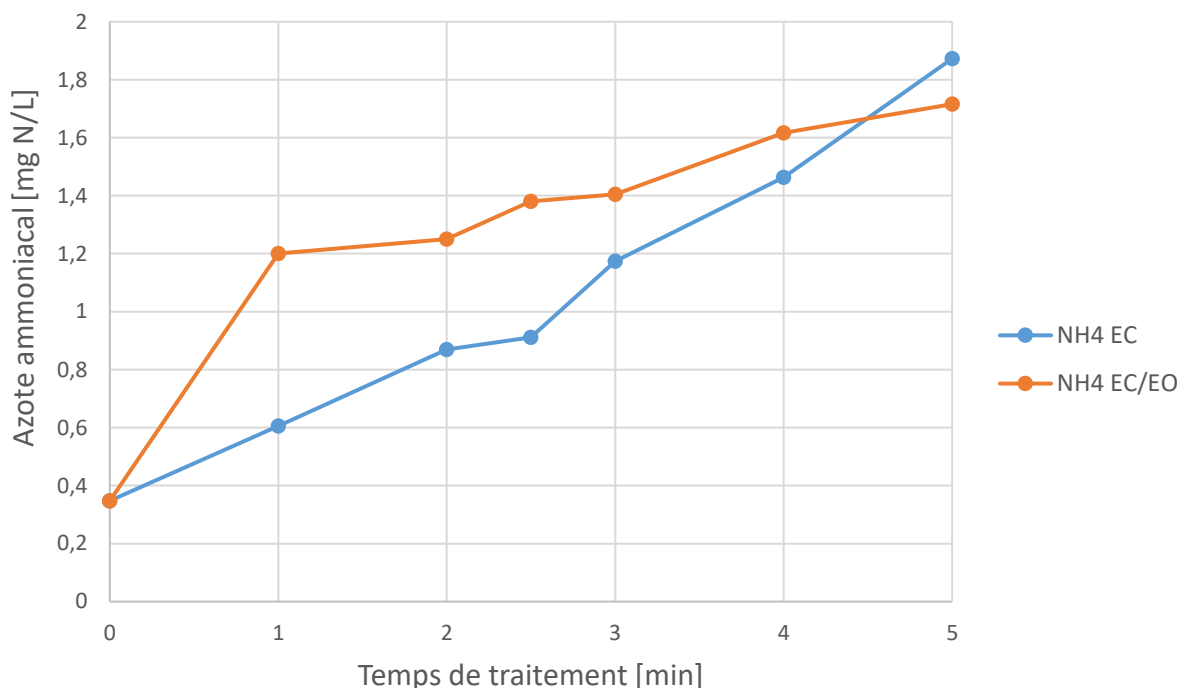
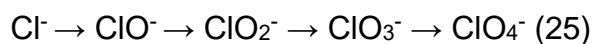
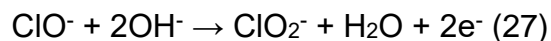


Figure 23. Cinétique de formation de l'azote ammoniacal par EC (fer/graphite) et EC/EO (TiPt/fer/graphite) à 2 A

#### 5.2.4.3 Formation des sous-produits chlorés : Chlorate, perchlorate et trihalométhanes

Les lixiviats étudiés, contiennent une concentration moyenne d'ion chlorure de 283 mg/L. L'oxydation des ions conduit à la formation de chlorate et perchlorates qui constituent un risque pour la santé humaine (Bergmann, Rollin et al. 2009, Azizi, Hubler et al. 2011, Ghernaout, Naceur et al. 2011, Pérez, Saiz et al. 2012). Les équations suivantes décrivent leur formation à partir des ions chlorures formant successivement des ions hypochlorites, chlorites chlorates et perchlorates où plusieurs voies réactionnelles sont possibles :





Des concentrations résiduelles de 600 µg/L de chlorates et de 230 µg/L de perchlorates sont générées au bout 2,5 min d'électrolyse suite à l'application du procédé EC/EO opéré à une intensité de courant de 2 A (figure 24). En comparaison, des concentrations de chlorates et perchlorates inférieures à 25 µg/L sont enregistrées lorsque le procédé EC est appliqué.

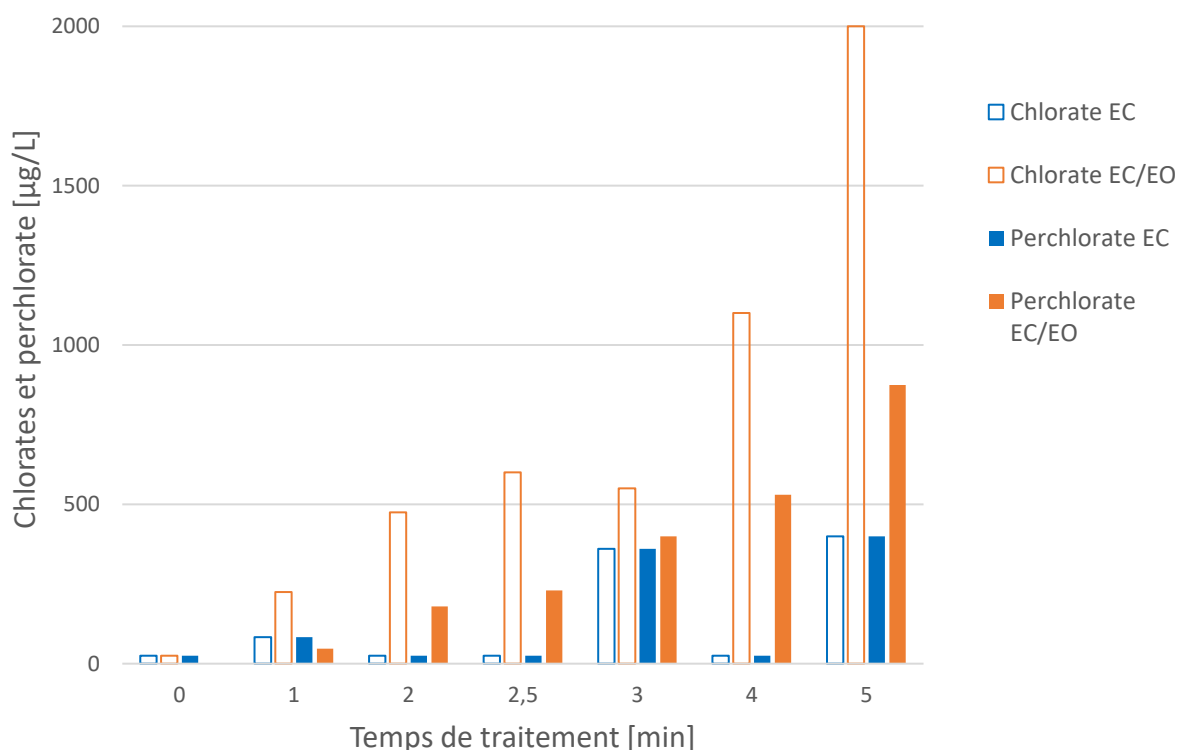


Figure 24. Cinétique de formation des chlorates et des perchlorates par EC (fer/graphite) et EC/EO (TiPt/fer/graphite) à 2 A

L'oxydation électrolytique des ions chlorures conduit à la formation de l'acide hypochloreux (HClO). HClO peut réagir sur un grand nombre de molécules organiques présentes dans les lixiviats. Les réactions de HClO sur les composés organiques sont

souvent à l'origine de composés organiques chlorés tels que les trihalométhanes dont le chloroforme, ainsi que les acides haloacétiques (Amy, Chadik et al. 1987, Hong, Liang et al. 2007).

La figure 25 montre que l'application du procédé EC, en 2,5 min de temps de traitement à une intensité de 2 A, n'engendre pas de formation des trihalométhanes alors que le procédé EC/EO conduit à la formation du chloroforme et du dichlorobromométhane avec des concentrations de 5,6 et 4,7 µg/L. Toutefois, dans ces conditions opératoires, les concentrations des trihalométhanes sont relativement faibles voire inférieures aux limites de concentrations fixées à 80 µg/L pour la potabilisation des eaux (*Règlement sur la qualité de l'eau potable du Québec*).

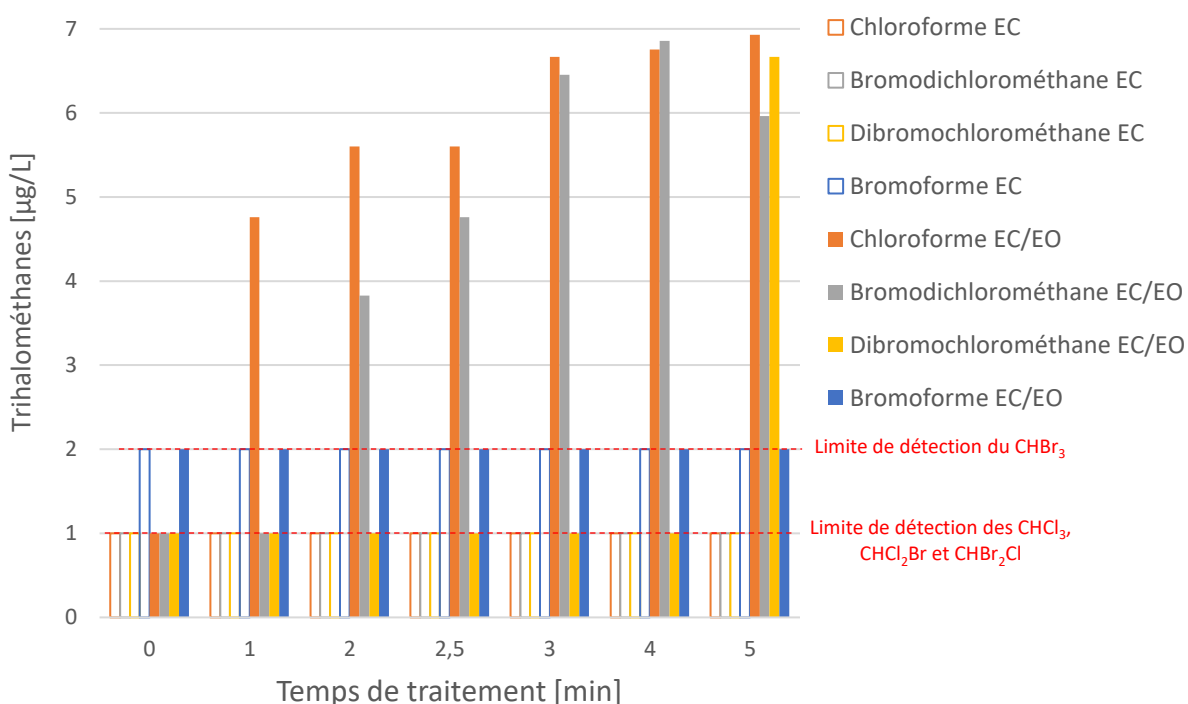


Figure 25. Cinétique de formation des THM par EC (fer/graphite) et EC/EO (TiPt/fer/graphite) à 2 A

### 5.2.5 Estimation des coûts énergétiques

Pour tout procédé de traitement des lixivats, les coûts de fonctionnement représentent un facteur déterminant dès qu'il s'agit d'examiner le bilan général du procédé. Cet aspect

du problème dépasse le cadre de l'étude car il nécessite une considération de plusieurs facteurs décisifs devant présider au choix du procédé parmi tant d'autres (performance des procédés EC et EC/EO en essais continus, efficacités des traitements à grande échelle, durée de vie des électrodes). Certes la question mérite une investigation plus approfondie, mais nous nous limitons au volet technique portant strictement sur la consommation de l'électricité par les deux procédés adoptés notamment EC et EC/EO.

En partant du fait que les applications d'EC et d'EC/EO permettent une amélioration sensible du traitement des lixiviats, objet de cette étude, cette sous-section s'intéresse à l'estimation de leurs coûts énergétiques associés. Dans cet exercice d'évaluation, nous nous basons sur les données chiffrées de consommation énergétique en termes d'intensité du courant appliquée soit 2 A, du temps de traitement requis soit 2,5 min et de la tension du courant suivant la formule présentée ci-dessous :

$$\text{Coûts énergétiques [$/m}^3\text{]} = (i \cdot U \cdot t \cdot P_{\text{Kw}} \cdot 10^{-3}) / V \quad (32)$$

Où :

i : Intensité du courant [A]

U : Tension [V]

t : Temps de traitement [h]

$P_{\text{Kw}}$  : Prix du kilowatt-heure [0,06 \$]

V : Volume traité [m<sup>3</sup>]

Le tableau 13 présente les coûts énergétiques liés aux traitements des lixiviats par les procédés EC et EC/EO en dollars par unité de volume. Ainsi, le procédé EC implique des coûts de 0,11 \$ pour le traitement d'un mètre cube de lixiviats soit deux fois moins que le procédé EC/EO. Ce résultat serait obtenu en raison de la tension imposée au cours de l'application de différence de potentiel qui est plus importante lors d'EC/EO. Entre autres, du fait que la distance inter électrode d'EC/EO est de 2 cm alors que celle d'EC est de 1 cm, elle conduirait à une résistance davantage importante de l'électrolyte (lixiviats) et par conséquent, une imposition de tension plus élevée.

**Tableau 15 : Estimation des coûts énergétiques liés au traitement des lixiviats (effluent 1) par EC et EC/EO**

Procédés	Intensité [A]	Tension [V]	Temps de traitement [min]	Volume traité [mL]	Coûts énergétiques de traitement [\$/m <sup>3</sup> ]
EC	2	11,13	2,5	506	0,11
EC/EO	2	25,13	2,5	506	0,25

### 5.2.6 Analyses des boues produites par EC et EC/EO

Étant donné que les procédés EC et EC/EO se basent sur la production in situ de coagulant métallique (dissolution anodique de l'électrode de fer) pour neutraliser les colloïdes, les matières en suspension et le phosphore total, des boues métalliques sont générées en aval du traitement après floculation-décantation.

Le tableau ci-dessous présente les valeurs de solides totaux et des matières en suspension présentes dans le surnageant après coagulation/floculation, à 2 A d'intensité pendant 2,5 min de traitement, ainsi que les pourcentages de boues et des matières sèches (siccité des boues). Par EC et EC/EO 13,5 et 11,3 de boues métalliques sont produites d'une siccité moyenne de 5,5 %.

**Tableau 16 : Analyse des boues, des solides totaux et des matières en suspension en appliquant EC (fer/graphite) et EC/EO (TiPt/fer/graphite) à 2 A**

Échantillons	Solides totaux [mg/L]	Matières en suspension [mg/L]	Volume des boues / Volume total [%]	Résidus métalliques [mg/L]	Siccité des boues [%]
	Surnageant			Surnageant + Boues	
Lixiviats prétraités par lagunage	2494	133	-	-	-
EC	2208	36,1	13,5	663	5,57
EC/EO	2107	43,8	11,3	487	± 1,22

### 5.3 Essais sur les lixiviats prétraités par voies biologique et physico-chimique (effluent 2)

Cette deuxième partie concerne le post-traitement de lixiviats prétraités par lagunage et par coagulation chimique. L'application d'EO, en substitution à l'oxydation au peroxyde d'hydrogène, a été étudiée avec comme objectif principal la réduction des coliformes totaux et fécaux. À cet effet, des essais ont été réalisés en variant l'intensité du courant, le temps de traitement, la quantité d'électricité et le types des anodes pour assurer une désinfection efficace tout en limitant la génération de sous-produits. Dans cette perspective, le suivi de production de chlore libre résiduel, considéré comme oxydant intermédiaire, a été l'argument principal justifiant une partie de cette désinfection.

La figure suivante présente l'arrangement du procédé EO appliqué en aval de la coagulation chimique des lixiviats (filière 4) par rapport à la filière adoptée par la station. En outre, le tableau 15 présente les caractéristiques physico-chimiques et microbiologiques des lixiviats ainsi que les objectifs environnementaux de rejet.

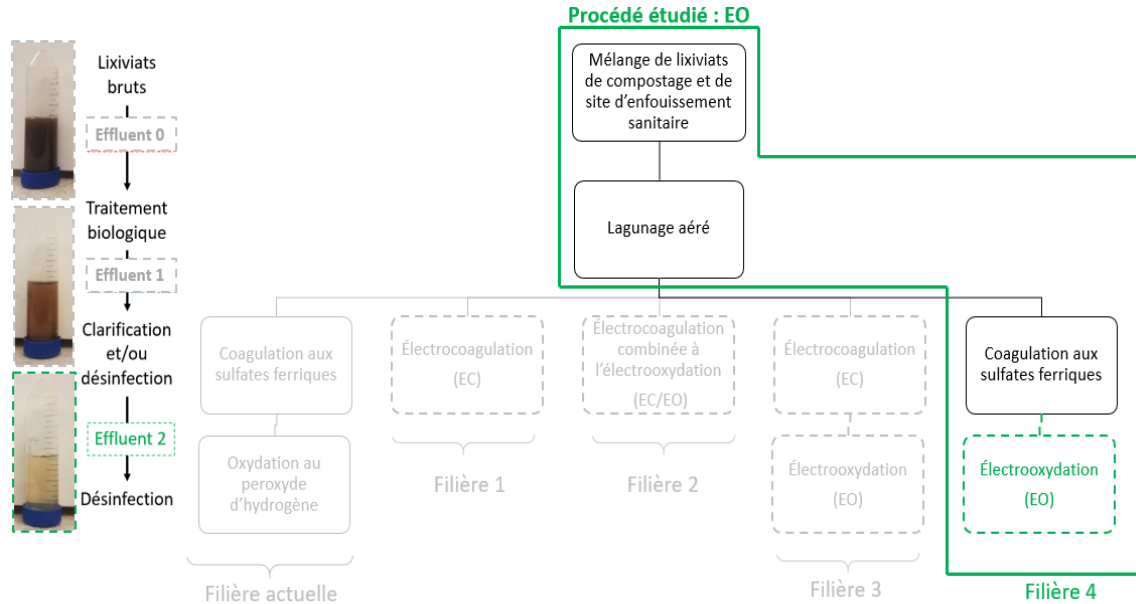


Figure 26. Structure du procédé EO pour le traitement des lixiviats (effluent 2)

**Tableau 17 : Caractéristiques physico-chimiques et microbiologiques des lixiviats (effluent 2)**

Paramètres physico-chimiques et microbiologiques	Unité	Lixiviats prétraités par voies biologique et physico-chimique (effluent 2)				LQE/OER
		Oct/Nov 2017	Mai/Juin 2018	Juil/Août 2018	Sept/Oct 2018	
DCO	mg/L	519,2	639,35	644,8	639,17	-
COT	mg/L	42	50	76	82	-
Turbidité	UTN	12	25,3	11,3	17,2	-
Conductivité	mS/cm	1,71	1,904	2,55		-
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	mg/L	0,84	0,40	2,3	0,23	10
NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	mg/L	0,61	1,3	23,8	2,71	-
NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	mg/L	48,4	182	361	374	-
Fer total	mg/L	1,75	7,23	3,39	4,8	17
Phosphore total	mg/L	0,119	0,17	0,24	0,3	0,3
Cl <sup>-</sup>	mg/L	250	149	377	339	-
SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>	mg/L	560	383	755	480	-
<b>Coliformes totaux</b>	UFC/100 mL	3,7 x 10 <sup>3</sup>	1,3 x 10 <sup>3</sup>	1,0 x 10 <sup>3</sup>	3,6 x 10 <sup>3</sup>	2400
<b>Coliformes fécaux</b>	UFC/100 mL	-	1,7 x 10 <sup>1</sup>	5,5 x 10 <sup>3</sup>	1,0 x 10 <sup>2</sup>	200

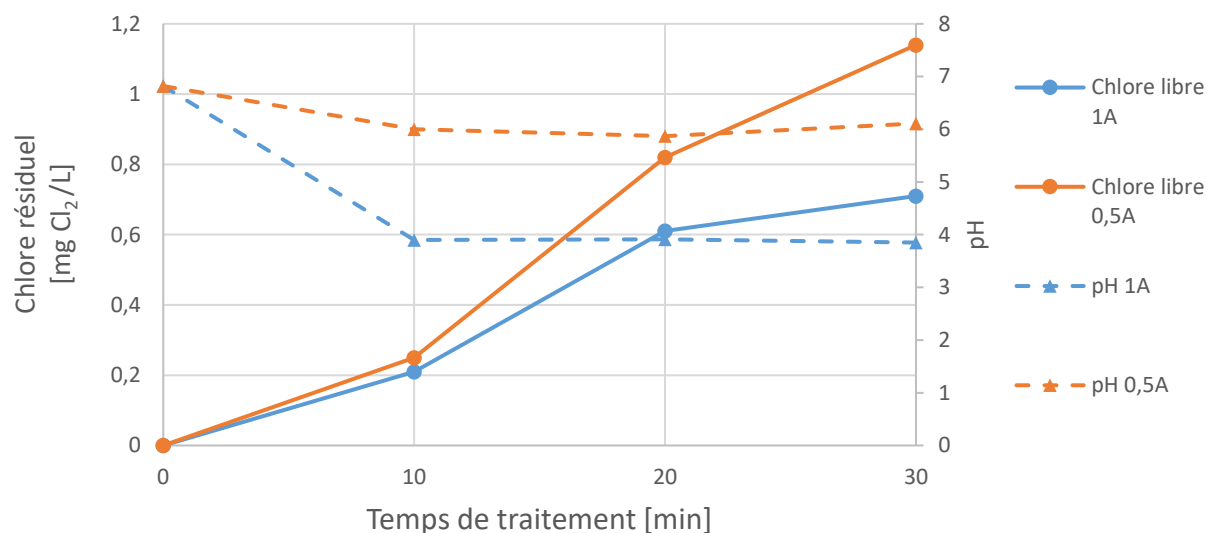
### 5.3.1 Influence de l'intensité du courant sur la production du chlore résiduel

#### 5.3.1.1 Essais d'électrooxydation sur des lixiviats prétraités

Les procédés d'EO impliquent la formation in-situ d'espèces oxydantes comme les radicaux hydroxyles, l'ozone, le peroxyde d'hydrogène, l'acide sulfurique, l'acide hypochloreux, les ions hypochlorites, l'acide hypobromeux, etc. (Drogui, Blais et al. 2007, Kapalka, Joss et al. 2010, Särkkä, Bhatnagar et al. 2015). En raison de la présence de



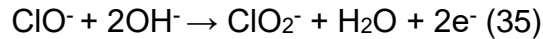
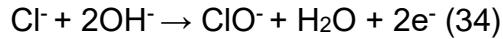
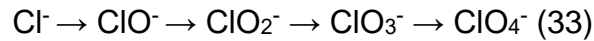
concentrations d'ion chlorure variant entre 149-339 mg/L dans l'effluent de lixiviats, des suivis de formations de chlore résiduel, considéré comme oxydant électrogénéré utile pour la désinfection, ont été réalisés. La figure ci-dessous présente les concentrations de chlore libre, sous forme d'acide hypochloreux (HClO) et d'ions hypochlorites (ClO<sup>-</sup>) électrogénéré lors d'EO des lixiviats à deux intensités notamment 0,5 et 1 A.



**Figure 27. Formation du chlore libre à 0,5 et 1 A par EO en batch dynamique (BDD/graphite), 300 rpm ; volume de lixiviats traités = 1000 mL**

En appliquant une intensité de 0,5 A, soit une densité de courant de 7,69 mA/cm<sup>2</sup>, les concentrations du chlore résiduel sont supérieures à celles formées à une intensité de 1 A, soit 15,4 mA/cm<sup>2</sup> de densité de courant. En effet, au bout de 30 min d'EO à 0,5 A, une concentration de 1,14 mg Cl<sub>2</sub>/L de chlore résiduel est produite alors que, à 1 A, elle est d'environ 0,71 mg Cl<sub>2</sub>/L. Pour cette dernière, une baisse du pH a été observée, passant d'une valeur initiale de 6,8 (proche de la neutralité) à une valeur finale autour de pH 4 (moyennement acide). En outre, la concentration du chlore résiduel enregistrée à 1 A était relativement faible par rapport à celle mesurée à 0,5 A. Lorsque l'intensité augmente plusieurs réactions parasites peuvent se dérouler telles que celles des radicaux hydroxyles ou des ions hydroxydes avec les ions chlorures qui produisent simultanément des ions chlorites (ClO<sub>2</sub><sup>-</sup>), chlorates (ClO<sub>3</sub><sup>-</sup>) et perchlorates (ClO<sub>4</sub><sup>-</sup>) (Bergmann, Rollin et al. 2009, Azizi, Hubler et al. 2011, Ghernaout, Naceur et al. 2011). Ces réactions

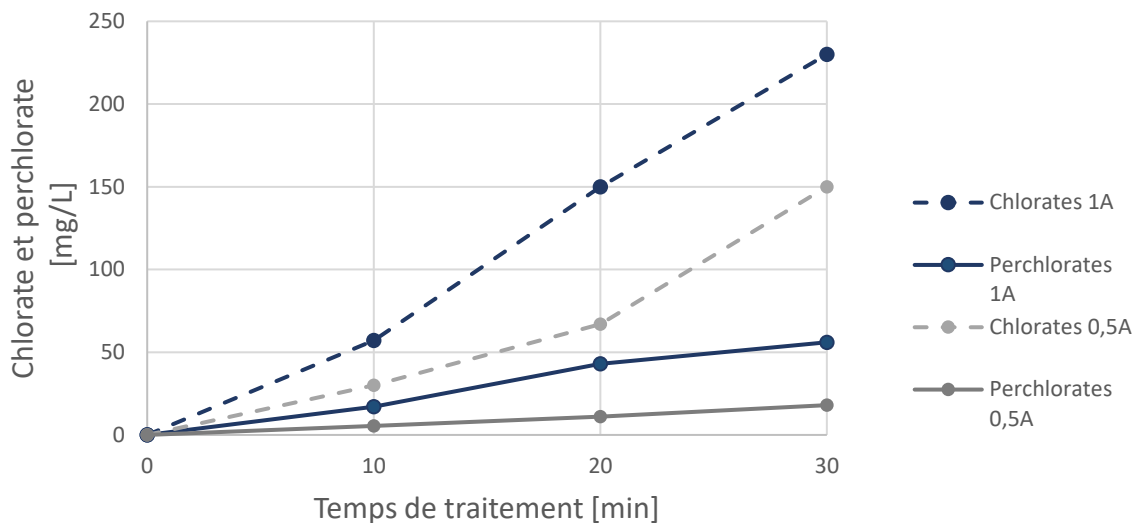
d'oxydation des ions chlorures sont souvent favorisées à pH acide et se succèdent selon les formules suivantes :



D'autres réactions impliquent la production de protons ( $\text{H}^+$ ) qui pourraient être à l'origine de la baisse du pH observée lors de l'application de EO à 1 A (Azizi, Hubler et al. 2011, Ghernaout, Naceur et al. 2011, Llanos, Cotillas et al. 2014). Les équations ci-dessous présentent ces réactions :



La figure 28 présente les concentrations de chlorates et perchlorates produites lors des essais précédemment décrits. Les concentrations de chlorites étaient inférieures aux limites de détection (125  $\mu\text{g/L}$ ). Ainsi, en 30 min d'EO à 1 A, les concentrations de chlorates et de perchlorates étaient respectivement de 230 et 56  $\text{mg/L}$ . Par comparaison, des concentrations résiduelles de 150  $\text{mg/L}$  de chlorates et de 18  $\text{mg/L}$  de perchlorates ont été enregistrées lorsqu'une intensité de 0,5 A est imposée.



**Figure 28. Concentrations de chlorates et de perchlorates produites à 0,5 et 1 A par EO en batch dynamique (BDD/graphite), 300 rpm**

De plus, la figure 29 présente l'évolution de formation du chlore combiné (donné par la différence de concentrations du chlore total et du chlore libre), pour chaque intensité de courant appliquée. En effet, le chlore combiné représente la somme des concentrations de monochloramine, dichloramine et trichloramine ainsi que des chloramines organiques. L'évolution de ces concentrations reflète une partie des réactions des ions chlorures, après leur oxydation en  $\text{HClO}$  et  $\text{ClO}^-$ , avec les matières organiques et ammoniacales (de Laat, Merlet et al. 1982, Anglada, Urtiaga et al. 2011). Certes, EO à une intensité relativement élevée et moyennant une anode à haut potentiel d'oxydation telle que le Nb/BDD, engendre la formation de sous-produits (chlorates, perchlorates, organochlorés et chloramines) davantage importante qu'à une intensité relativement faible et pour un même temps de traitement.

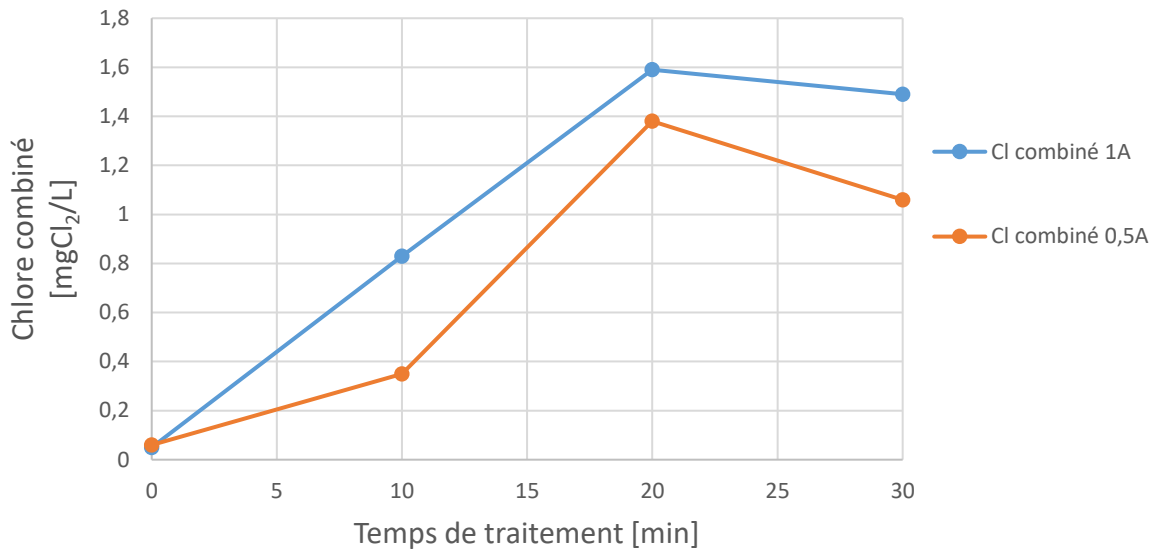


Figure 29. Concentrations de chlore combiné produites à 0,5 et 1 A par EO en batch dynamique (BDD/graphite), 300 rpm

### 5.3.1.2 Essais d'électrooxydation d'une eau saline (eau synthétique)

Des essais d'EO ont été réalisés sur une eau synthétique préparée d'eau distillée et 20 mg/L d'ion chlorure. Ces essais ont eu pour objectif d'apporter un certain éclairage sur les paramètres opératoires contrôlant la production du chlore résiduel (intensité du courant ou quantité d'électricité). Pour ce faire, des cinétiques de production du chlore libre ont été réalisées en fonction de la quantité d'électricité. Trois intensités de courant (0,1, 0,2 et 0,5 A) ont été imposées en adaptant les temps de traitement pour chaque essai.

Les résultats de ces essais, présentés à la figure 30, montrent qu'une intensité de courant relativement élevée conduit à une production de chlore résiduel plus importante que celle produite à une intensité relativement faible avec une prolongation du temps d'oxydation. Par exemple, pour une même quantité d'électricité de 0,08 Ah/L, l'application d'une intensité de courant de 0,5 A pendant 10 min d'EO implique la production de plus de 0,7 mg/L de chlore résiduel alors que l'application d'une intensité de 0,1 A pendant 48 min n'en produit que 0,03 mg/L.

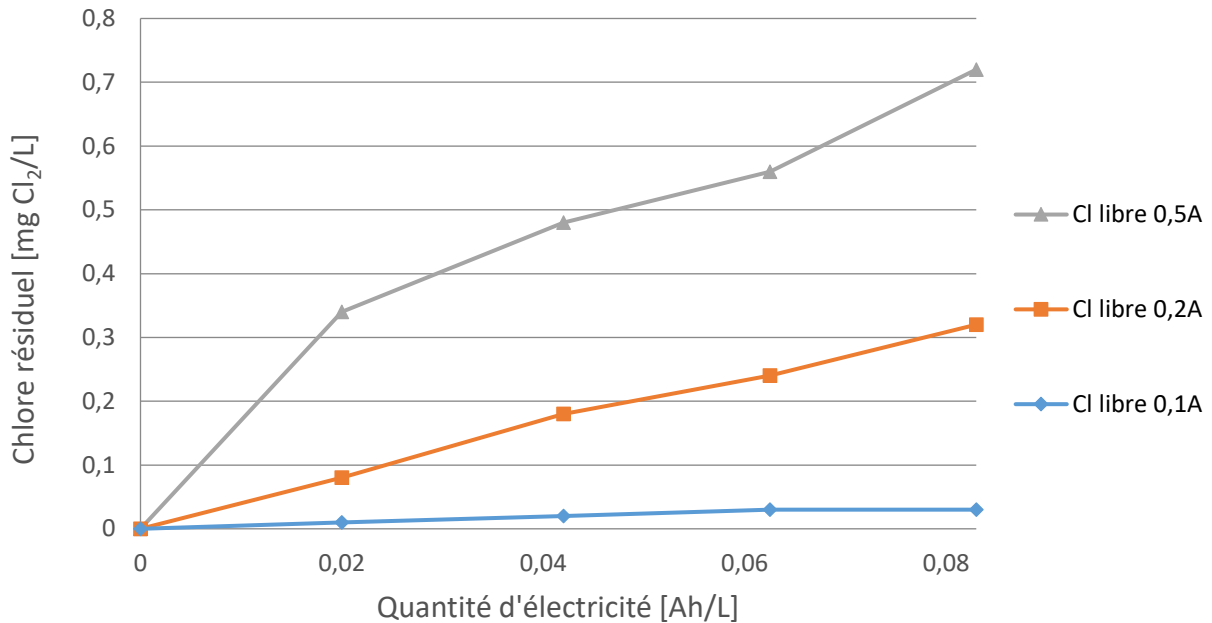


Figure 30. Concentrations de chlore résiduel produites par EO (BDD/graphite) à différentes intensités de courant

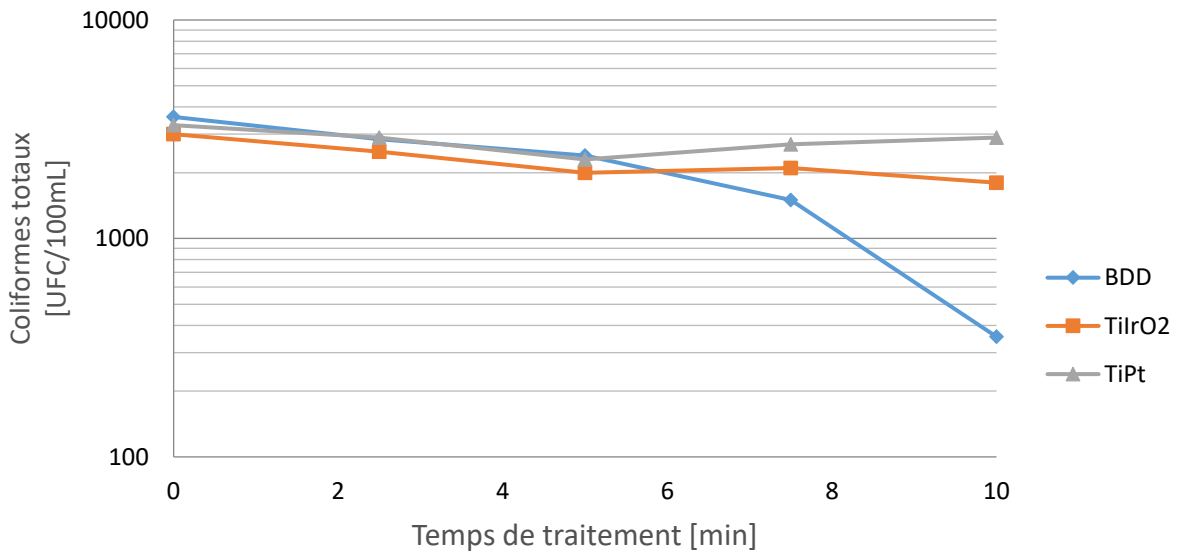
### 5.3.2 Influence des électrodes sur la désinfection, la production du chlore résiduel et la génération de sous-produits

#### 5.3.2.1 Désinfection et production du chlore résiduel

Pour déterminer l'effet des anodes sur la désinfection des lixiviats, une première série d'essais (en mode batch dynamique) a été réalisée à l'aide de trois anodes ayant différentes surtensions en oxygène (potentiel d'évolution d'oxygène (Nb/BDD, Ti/TiPt et Ti/IrO<sub>2</sub>). Les potentiels de dégagement de de l'oxygène de ces électrodes sont : 2,3 mV (Nb/BDD), 1,6 mV (Ti/TiPt) et 1,5 mV (Ti/IrO<sub>2</sub>) (Jeong, Kim et al. 2006, Panizza and Cerisola 2007, Anglada, Urtiaga et al. 2009).

Ces essais ont été réalisés sous une intensité de courant constante de 0,5 A et à un temps de traitement allant jusqu'à 10 min, soit une quantité d'électricité de 0,08 Ah/L et une densité de courant de 7,69 mA/cm<sup>2</sup>. La figure 31 montre que 1 unité d'abattement logarithmique est enregistrée lorsqu'une électrode anodique de Nb/BDD est utilisée, alors

que 0,05 et 0,22 unités abattements logarithmiques sont respectivement enregistrées pour les anodes de Ti/TiPt et en Ti/IrO<sub>2</sub>.



**Figure 31. Abattements des coliformes totaux par EO à 0,5 A moyennant différentes anodes**

En parallèle à ceci, l'analyse des concentrations du chlore libre formées au cours de ces essais indiquent qu'elles sont plus importantes dans le cas d'EO avec une anode en Nb/BDD, et ce à partir de 7,5 min de traitement soit 0,12 Ah/L, par rapport au Ti/Pt et au Ti/IrO<sub>2</sub>. En effet, en 10 min de traitement, ils produisent respectivement des concentrations de 0,44, 0,12 et 0,16 mg Cl<sub>2</sub>/L.

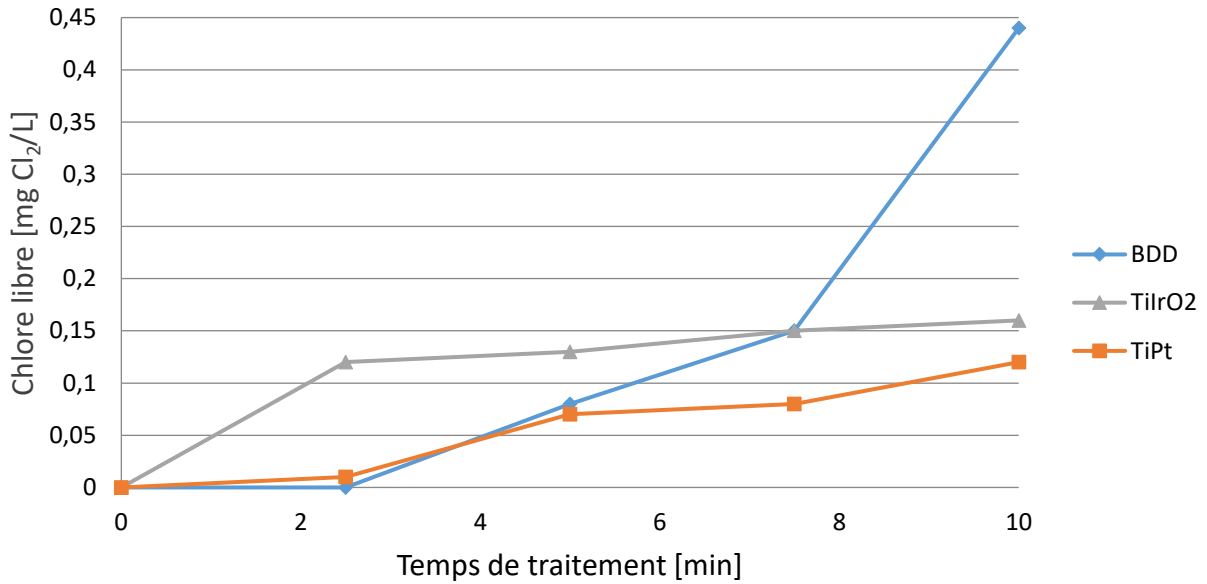


Figure 32. Concentrations de chlore résiduel produites par EO à 0,5 A moyennant différentes anodes

En particulier, avec une anode de Nb/BDD, il est possible d'observer deux cinétiques d'abattement des coliformes totaux. La première, allant de 0 à 5 min de traitement, reflète un abattement lent des coliformes totaux avec une formation rapide des perchlorates et une production de chlore résiduel relativement nulle. La seconde cinétique, à partir d'environ 5 min de traitement, donne lieu à un abattement des coliformes rapide assisté par une concentration de chlore libre plus importante.

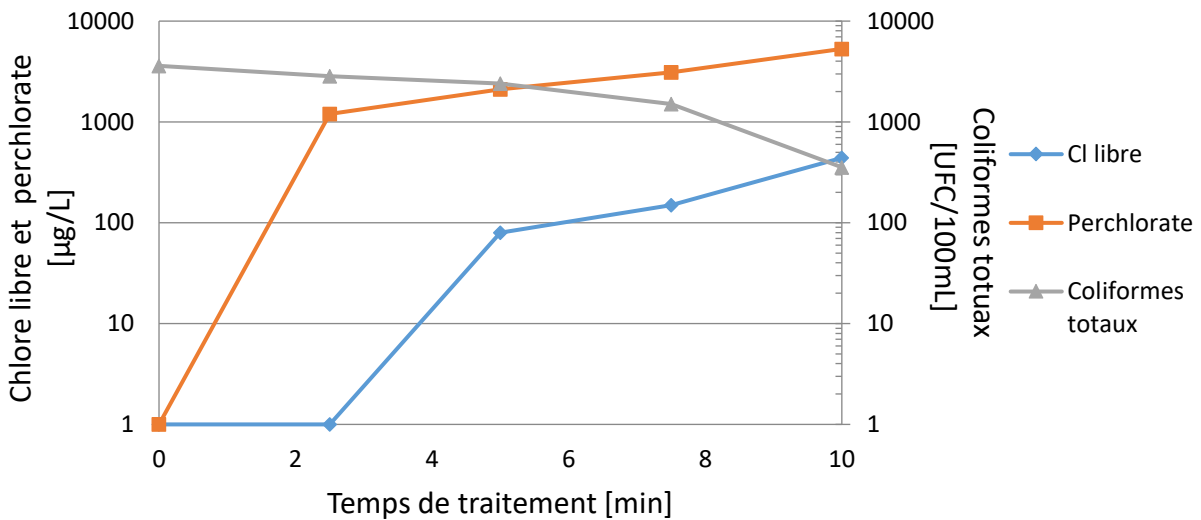


Figure 33. Cinétique de désinfection, de production du chlore résiduel et de formation des perchlorates par EO (BDD/graphite) à 0,5 A

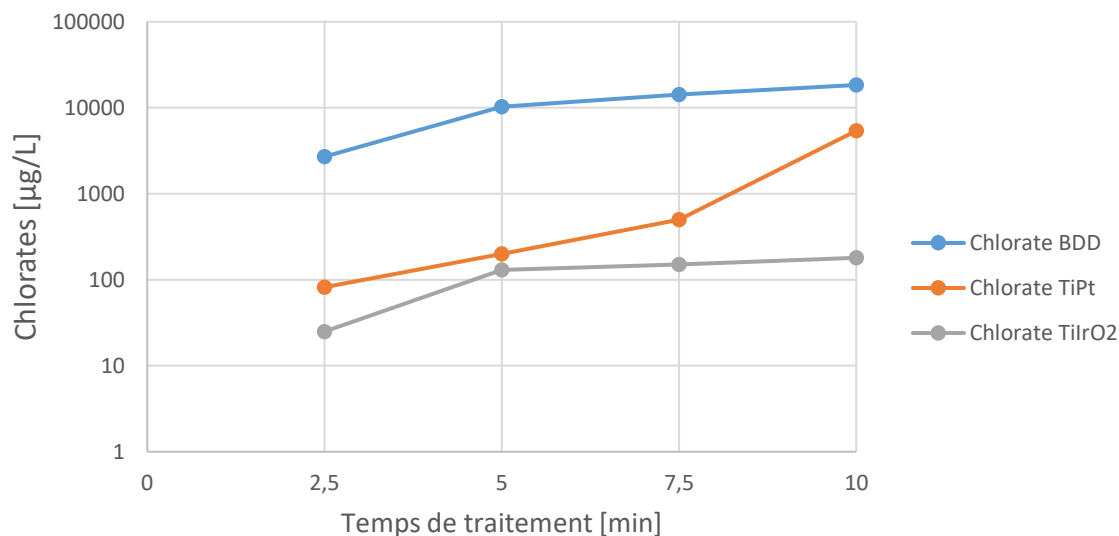
### **5.3.2.2 Formation des chlorates et perchlorates**

Afin de mieux cerner l'effet des anodes, de par leurs natures (active ou non-active) et leur potentiel d'oxydation, sur la formation des chlorates et perchlorates à partir de l'oxydation des ions chlorures, une seconde série d'essais d'EO était réalisée en batch statique sur un volume de lixiviats de 506 mL. L'intensité du courant a été maintenue à 0,5 A pour un temps de traitement allant jusqu'à 10 min, soit une quantité d'électricité de 0,16 Ah/L et une densité de courant de 7,69 mA/cm<sup>2</sup>.

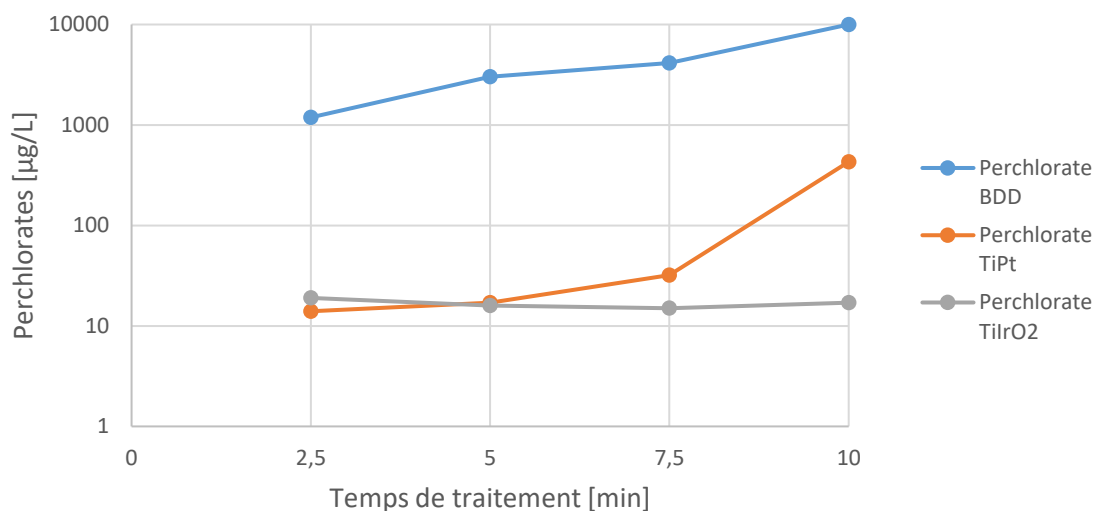
Sur la base des résultats obtenus, les concentrations de chlorate (ClO<sub>3</sub><sup>-</sup>) et de perchlorate (ClO<sub>4</sub><sup>-</sup>) étaient élevées dans le cas d'une EO utilisant une anode de Nb/BDD comparativement à des anodes de Ti/Pt et Ti/IrO<sub>2</sub>. Ces résultats sont cohérents avec ceux reportés par certains auteurs. Bergmann et al. (2009) et Polcaro et al. (2008) soulignent que le mécanisme de formation de ces composés est étroitement lié à la nature des électrodes notamment celles à oxyde mixte telles que le Ti/TiPt et le Ti/IrO<sub>2</sub> et celles à base de diamant tel que le BDD (Polcaro, Vacca et al. 2008, Bergmann, Rollin et al. 2009).

Sur ce, les figures 34 et 35 présentent les cinétiques de formation des ClO<sub>3</sub><sup>-</sup> et des ClO<sub>4</sub><sup>-</sup> en fonction du temps de traitement et du type d'électrodes. En ce qui concerne les concentrations de ClO<sub>3</sub><sup>-</sup> produit lors d'EO en utilisant des anodes en Nb/BDD, Ti/TiPt et Ti/IrO<sub>2</sub> pendant 10 min de traitement, les concentrations résiduelles de ClO<sub>3</sub><sup>-</sup> étaient respectivement de 18,4, 5,4 et 0,18 mg/L, tandis que celles des ClO<sub>4</sub><sup>-</sup> étaient de 10, 0,43 et 0,017 mg/L.



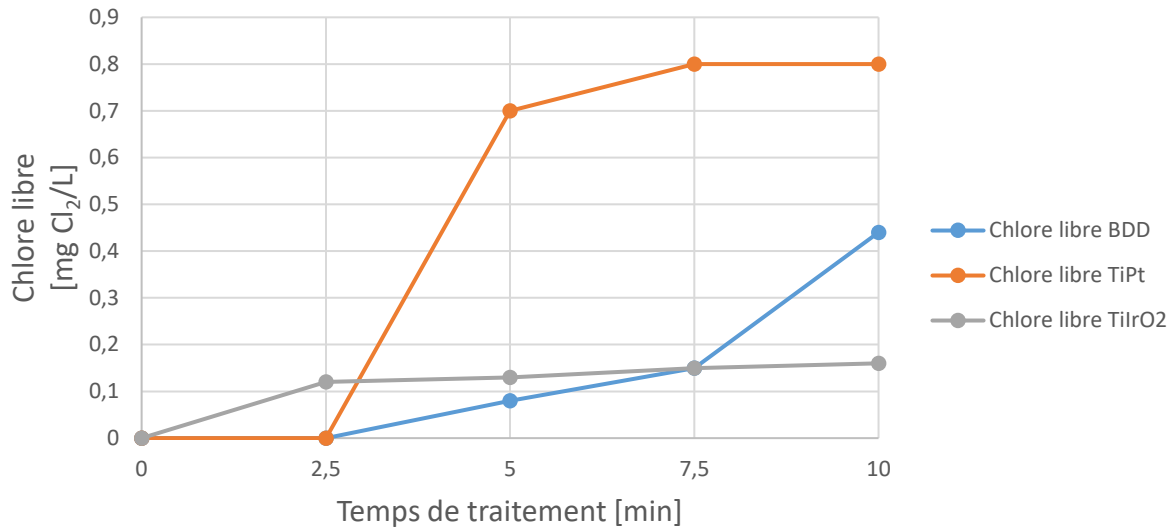


**Figure 34. Concentration de chlorates produite par EO à 0,5 A moyennant différentes anodes**



**Figure 35. Concentration de perchlorates produite par EO à 0,5 A moyennant différentes anodes**

Les concentrations de chlore libre résiduel analysées en deçà de 0,04 Ah/L (soit 2,5 min de traitement à 0,5 A), étaient plus importantes en utilisant Ti/IrO<sub>2</sub> mis à l'anode. En suivant cette approche comparative de l'effet des anodes sur la production du chlore résiduel, les résultats enregistrés sont proches et concordants avec ceux reportés par certains auteurs (Jeong, Kim et al. 2006, Ghernaout, Naceur et al. 2011). Il s'ensuit que pour une quantité d'électricité de 0,16 Ah/L, les concentrations résiduelles de chlore par EO au Nb/BDD, au Ti/Pt et au Ti/IrO<sub>2</sub> étaient respectivement de 0,44, 0,8 et 0,16 mg Cl<sub>2</sub>/L.



**Figure 36. Production de chlore libre résiduel par EO à 0,5 A moyennant différentes anodes**

En raison de la concentration de chlore libre produite par EO au Ti/Pt, et compte tenu de la nature de l'électrode du Nb/BDD (active, conduisant à une formation importante de sous-produits) et du Ti/IrO<sub>2</sub> (non-active, impliquant des temps de traitement relativement long) (Marselli, Garcia-Gomez et al. , Jeong, Kim et al. 2006, Drogui, Blais et al. 2007), les essais subséquents concernent EO des lixiviats avec anode en Ti/Pt.

### 5.3.3 Influence de la concentration des ions chlorures sur la production du chlore résiduel

Afin de comprendre l'effet de la concentration des ions chlorures (Cl<sup>-</sup>) sur la production du chlore résiduel, différentes concentrations de chlorures de sodium (NaCl) ont été ajoutées à des lixiviats prétraités par voies biologique et physico-chimique. La concentration initiale moyenne des Cl<sup>-</sup> était de 149 mg/L. Le tableau ci-dessous présente les concentrations finales théoriques d'ion chlorure dans les lixiviats en fonction de la quantité de sel ajoutée.

**Tableau 18 : Estimation de la concentration des ions chlorures dans les lixiviats après ajout de NaCl**

<b>Échantillons</b>	<b>Cl<sup>-</sup> initiale moyenne [mg/L]</b>	<b>NaCl ajoutée [mg/500mL]</b>	<b>Masse molaire Na<sup>+</sup> [g/mol]</b>	<b>Masse molaire Cl<sup>-</sup> [g/mol]</b>	<b>Cl<sup>-</sup> ajoutée dans le lixiviat [mg/L]</b>	<b>Cl<sup>-</sup> finale dans le lixiviat [mg/L]</b>
1	149	100	22,98	35,453	122	271
2	149	300	22,98	35,453	366	515
3	149	500	22,98	35,453	610	759
4	149	800	22,98	35,453	976	1125
5	149	1000	22,98	35,453	1220	1369

La figure 37 présente les cinétiques de production du chlore libre pour ces échantillons de lixiviats ayant subi un traitement oxydatif (EO) à 0,5 A (anode en Ti/Pt et cathode en graphite). Les résultats obtenus montrent que la concentration de chlore actif est d'autant plus importante que la concentration en ion chlorure augmente dans le lixiviat. De plus, selon Kapalka et al. (2010), lors d'EO les concentrations de chlore libre dépendent à la fois de la concentrations initiales des ions chlorures et du pH de la solution (Kapalka, Joss et al. 2010).

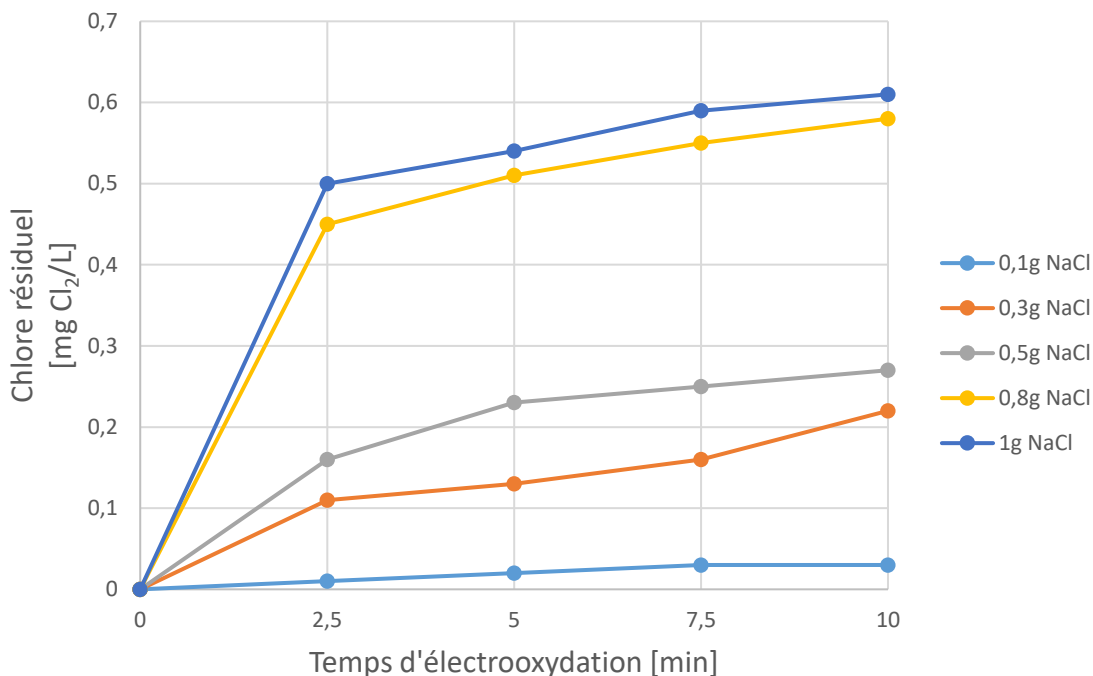


Figure 37. Production du chlore résiduel par EO (TiPt/graphite) à 0,5 A en fonction de la quantité de NaCl ajoutée aux lixiviats

### 5.3.4 Cinétique de désinfection des lixiviats

#### 5.3.4.1 Cinétique de désinfection à faible densité de courant

Ces premiers essais d'EO ont été réalisés sous une intensité de courant de 0,5 A mettant à l'anode une électrode en Ti/Pt et à la cathode une électrode en graphite. La figure 38 présente les cinétiques d'abattement des coliformes totaux et fécaux en fonction du temps pour des lixiviats avec et sans ajout de NaCl. En outre, comme discuté précédemment, l'ajout de 0,8 g/L de sel a été fait dans l'optique de favoriser la génération in situ du chlore résiduel à partir de l'oxydation des ions chlorures. Toutefois, les abattements des coliformes constatés étaient relativement similaires. Au bout de 10 min, 0,54 unité d'abattement logarithmique des coliformes totaux et 0,67 unité d'abattement logarithmique des coliformes fécaux ont été enregistrés lors de d'électrooxydation (0,16 Ah/L et 69 mA/cm<sup>2</sup>) sans ajout de sel. Par comparaison, 0,42 unité d'abattement logarithmique des coliformes totaux et 0,79 unité d'abattement logarithmique des coliformes fécaux ont été enregistrés lors de l'électrolyse avec ajout de sel. L'ajout de sel

dans le lixiviat a permis d'atteindre les critères de désinfection imposés respectivement de 2400 et 200 UFC/100mL pour les coliformes totaux et fécaux.

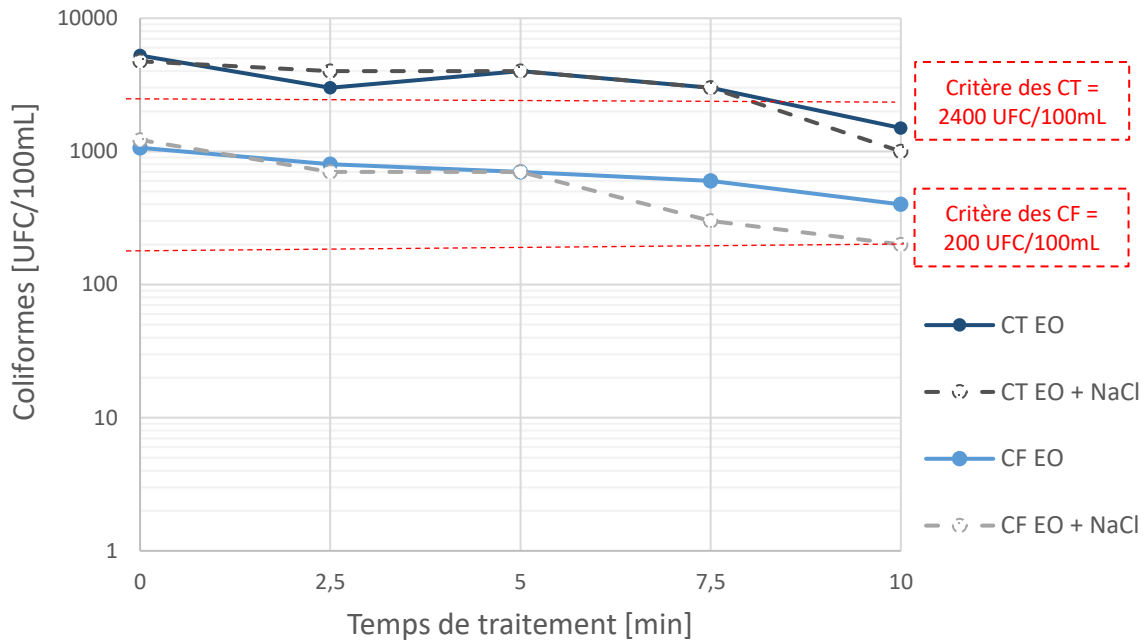


Figure 38. Cinétique d'abattement des coliformes totaux et fécaux par EO (TiPt/graphite) à 0,5 A

Lors de ces essais (figure 39), les concentrations du chlore résiduel étaient faibles voire inférieures à 0,2 mg Cl<sub>2</sub>/L. De plus, en appliquant l'EO sur les lixiviats auxquels 0,8 g/L de NaCl a été ajoutée, les résultats ont montré une tendance à former du chlore combiné, qui regroupe les organochlorés et les chloramines, des chlorates et des perchlorates. Ceci pourrait être expliqué par la réaction des ions chlorures avec les matières organiques et l'azote ammoniacal.

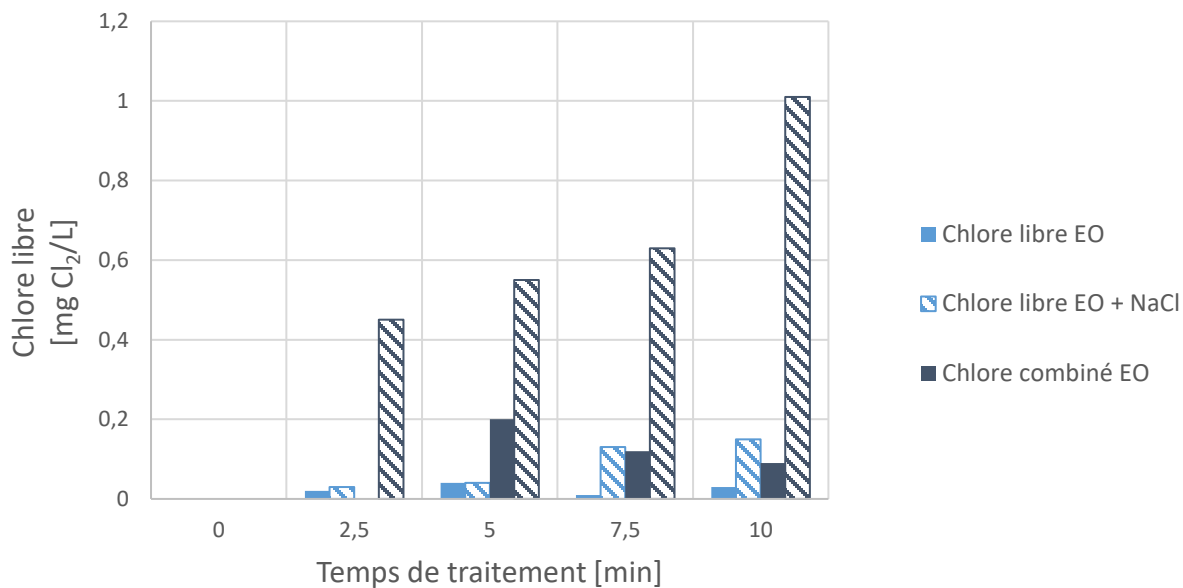


Figure 39. Production du chlore résiduel par EO (TiPt/graphite) à 0,5 A

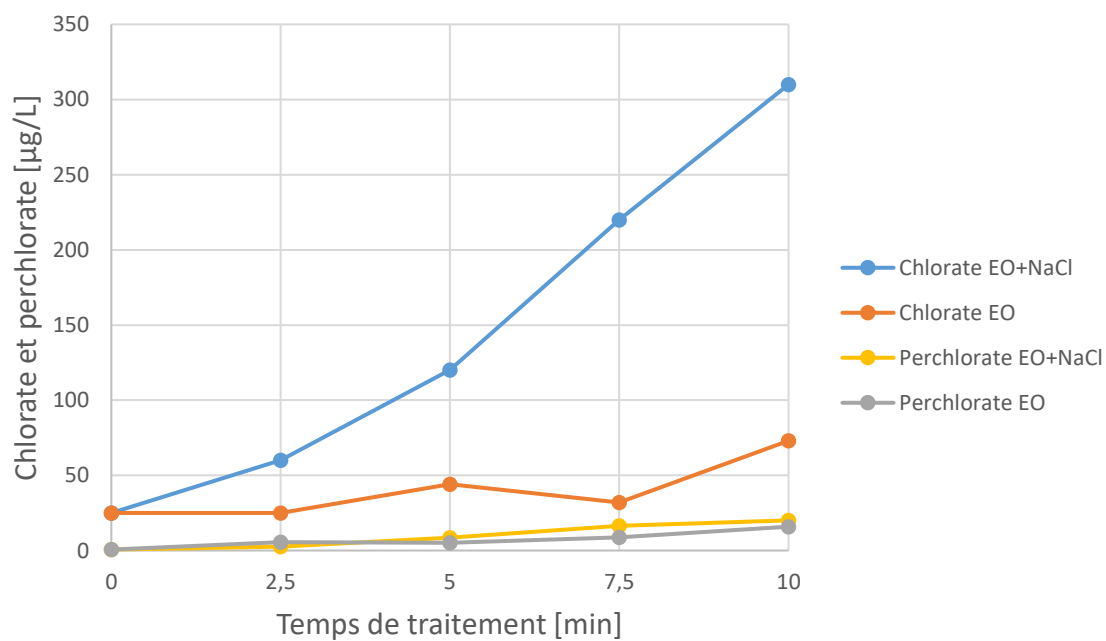


Figure 40. Formation des chlorates et des perchlorates par EO (TiPt/graphite) à 0,5 A

### 5.3.4.2 Cinétique de désinfection à haute densité de courant

Étant donné que l'application d'EO (anode en TiPt) à une intensité de 0,5 A, soit 7,69 mA/cm<sup>2</sup> de densité de courant, n'était pas suffisante pour rencontrer les critères de désinfection des lixiviats, des essais d'EO ont été réalisés en imposant des intensités plus importantes notamment 2, 3 et 4 A, soit à des densités de courant de 30,77, 46,15 et 61,54 mA/cm<sup>2</sup>. Le tableau ci-dessous présente les tranches de temps de traitement pour chaque intensité en vue de comparer les performances de désinfection des essais d'EO en fonction de la quantité d'électricité.

Tableau 19 : Intensités de courant et temps de traitement considérés pour l'EO des lixiviats (effluent 2)

Quantité d'électricité [Ah/L]	Temps d'EO [min] selon l'intensité du courant appliquée [A]		
	2 A (30,77 mA/cm <sup>2</sup> )	3 A (46,15 mA/cm <sup>2</sup> )	4 A (61,54 mA/cm <sup>2</sup> )
0	0	0	0
0,12	1,8	1,2	1
0,26	3,9	2,6	2
0,39	6	4	3
0,51	7,8	5,2	4
0,65	9,9	6,6	5

Les cinétiques d'abattement des coliformes totaux et fécaux, présentées dans les figures 41 et 42, mettent en évidence le rôle prédominant de la densité de courant lors de l'application d'EO par rapport à celui de la quantité d'électricité. Autrement dit, le fait d'opérer à faible intensité de courant pendant un temps de traitement assez long n'induit pas forcément les mêmes performances de désinfection qu'à une intensité de courant élevée durant un temps de traitement court et ce pour une même quantité d'électricité. En revanche, les critères de désinfection ont été atteints par l'application d'EO à une intensité de 4 A pendant 3 min de traitement, soit une densité de courant de 61,54 mA/cm<sup>2</sup> et une quantité d'électricité de 0,39 Ah/L. En effet, dans ces conditions

opérateurs, la réduction des coliformes totaux et fécaux étaient respectivement de l'ordre de 1,09 et 1,3 log d'abattement.

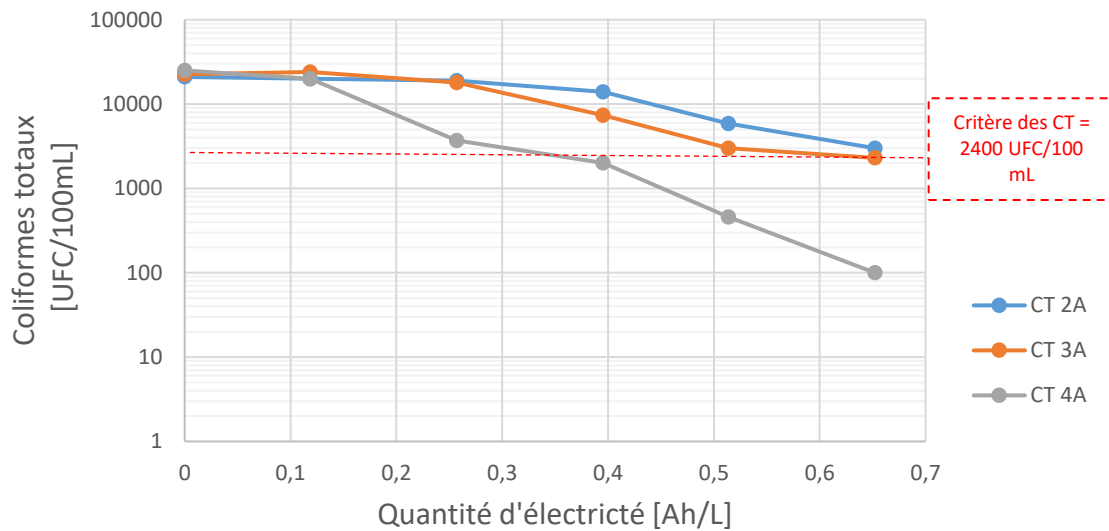


Figure 41. Abattement des coliformes totaux par EO (TiPt/graphite) à différentes intensités de courant

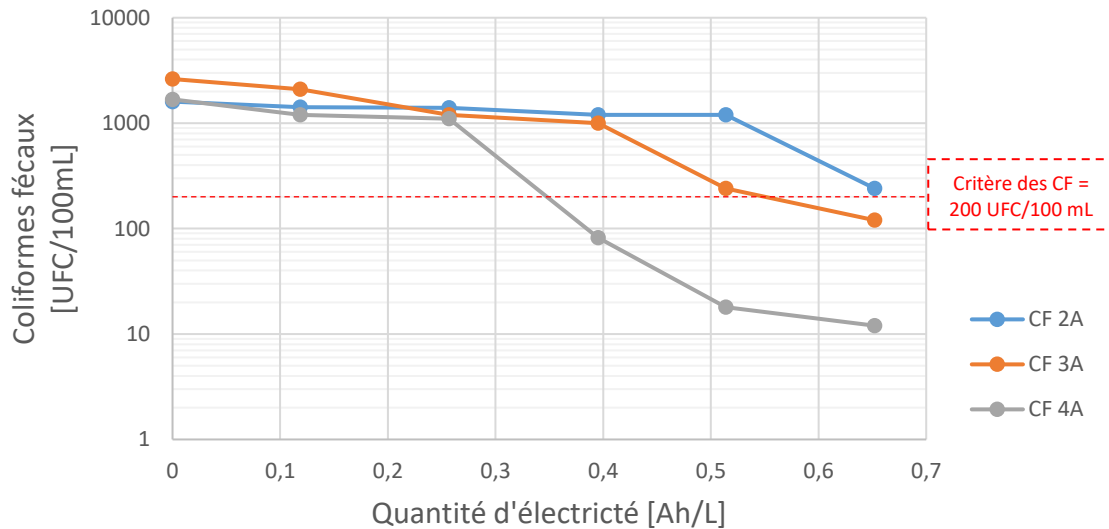
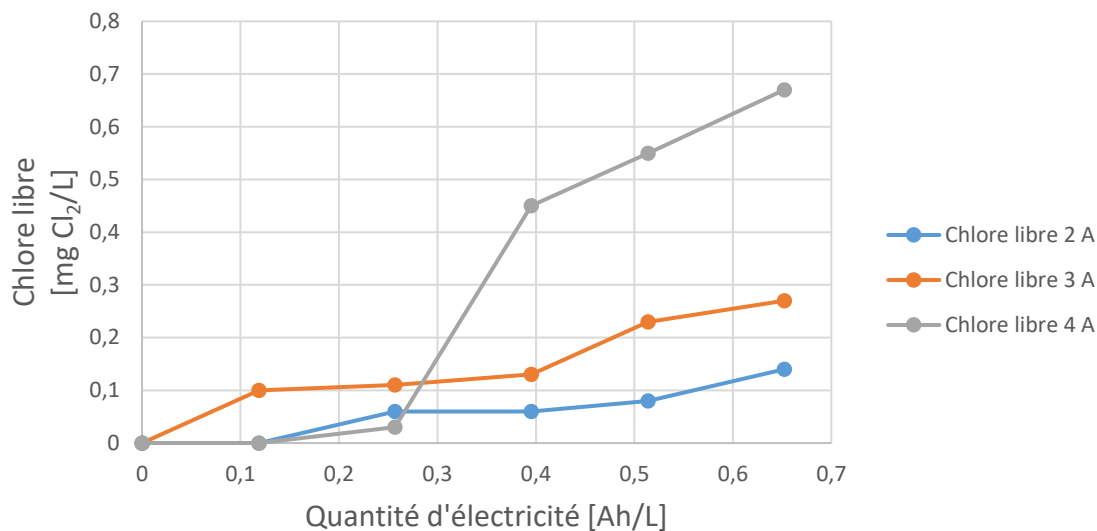


Figure 42. Abattement des coliformes fécaux par EO (TiPt/graphite) à différentes intensités de courant

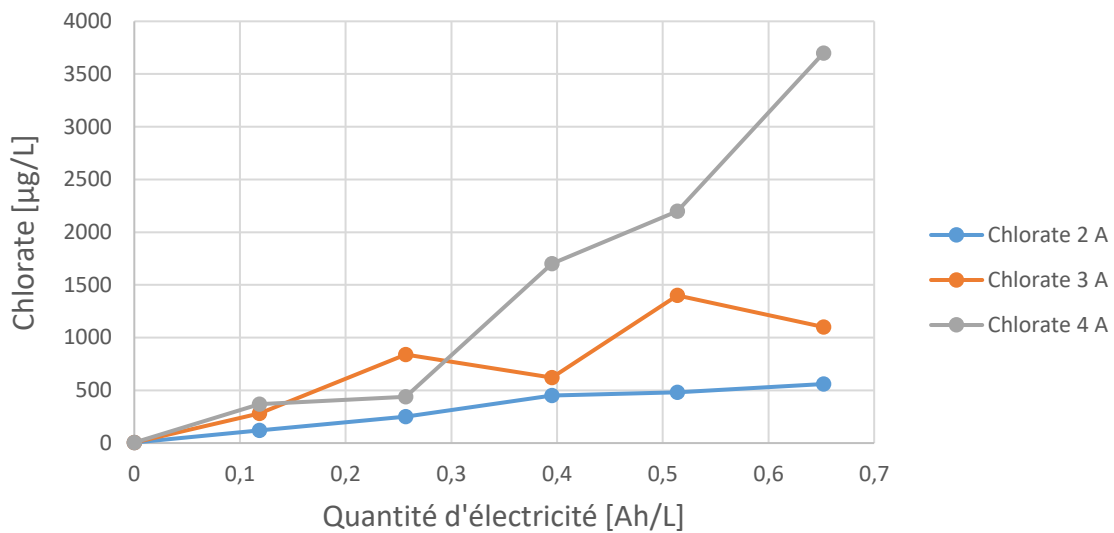
Par ailleurs, d'après l'analyse du chlore résiduel produit lors de ces essais qui justifie une partie de la désinfection, des concentrations de 0,45, 0,13 et 0,06 mg Cl<sub>2</sub>/L ont été mesurées en appliquant respectivement des intensités de 4, 3 et 2 A pour une quantité d'électricité de 0,39 Ah/L.



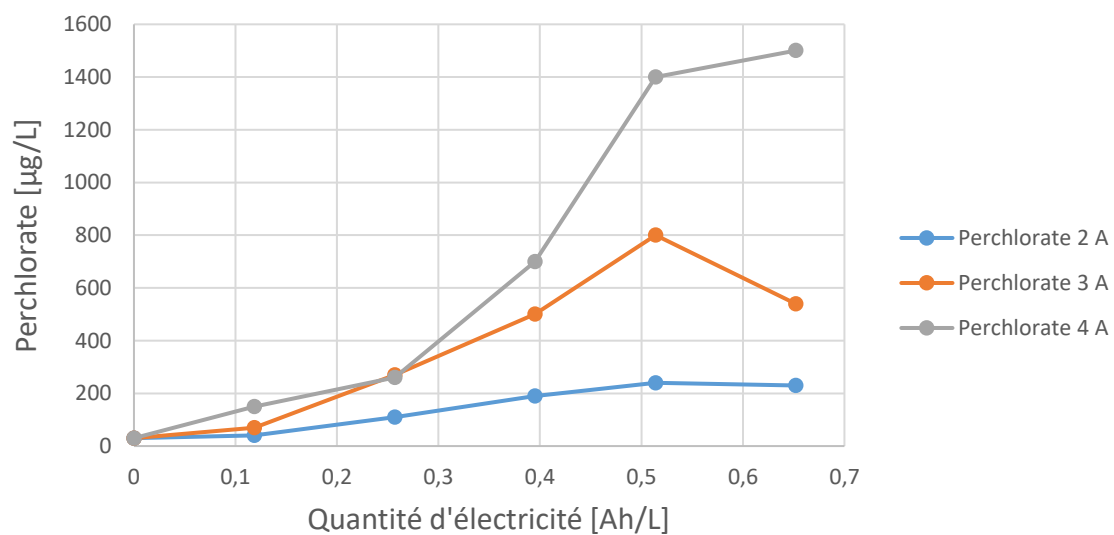


**Figure 43. Production de chlore résiduel par EO (TiPt/graphite) à différentes intensités de courant**

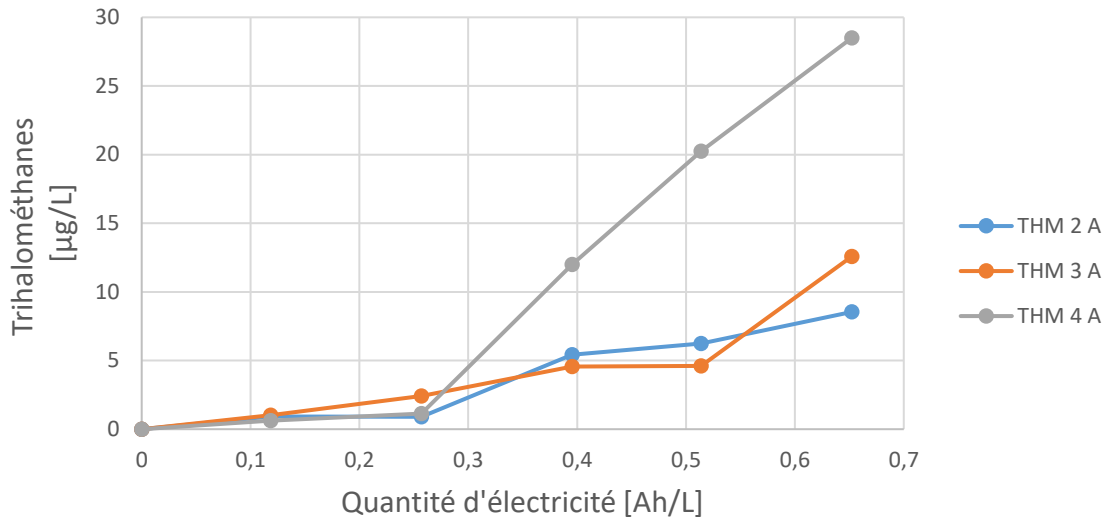
Pour ce qui a trait aux sous-produits de cette désinfection, les figures 44, 45 et 46 présentent les concentrations de chlorates, perchlorates et de trihalométhanes produites au cours d'EO à 2, 3 et 4 A d'intensité. En ce qui concerne les chlorates, une concentration de 1,7 mg/L a été enregistrée en imposant une intensité de courant à 4 A. En comparaison, des concentrations de 0,62 et 0,45 mg ClO<sub>3</sub><sup>-</sup>/L ont été respectivement mesurées en imposant des intensités de courant 3 et 2 A. Les concentrations de perchlorate étaient de l'ordre 0,7, 0,5 et 0,19 mg/L et celles des trihalométhanes 12, 5,4 et 4,5 µg/L en imposant respectivement des intensités de courant de 4, 3 et 2 A



**Figure 44. Formation des chlorates par EO (TiPt/graphite) à différentes intensités de courant**



**Figure 45. Formation des perchlorates par EO (TiPt/graphite) à différentes intensités de courant**



**Figure 46. Formation des trihalométhanes par EO (TiPt/graphite) à différentes intensités de courant**

Finalement, en considérant la tension du courant imposée lors de ces essais d'EO, les coûts énergétiques associés à la désinfection des lixiviats, à une quantité d'électricité de 0,39 Ah/L, sont estimés à respectivement 0,45, 0,35 et 0,25 \$/m<sup>3</sup> en imposant des intensités de courant 4, 3 et 2 A. Cette estimation a été faite selon l'équation suivante :

$$\text{Coûts énergétiques} = (i \cdot U \cdot t \cdot P_{Kw} \cdot 10^{-3}) / V \quad (43)$$

Où :

i : Intensité du courant [A]

U : Tension [V]

t : Temps de traitement [h]

P<sub>Kw</sub> : Prix du kilowatt-heure [0,06 \$]

V : Volume traité [m<sup>3</sup>]

## 5.4 Validation des hypothèses de recherche

À la lumière de ces essais, les hypothèses présentées dans la section «Hypothèses de recherche» sont discutées dans le tableau suivant. Pour argumenter les réactions d'oxydation secondaire, seul le chlore résiduel a été suivi. De ce fait, les oxydations par  $\text{OH}^0$  et  $\text{H}_2\text{O}_2$  ne seront pas discutés.

Tableau 20 : Validation des hypothèses de recherche

Hypothèses	Énoncés	Validation
1	EC, EC/EO ou EC-EO devrait permettre une clarification et une désinfection des lixiviats via la production <i>in-situ</i> d'agents coagulants et d'agents oxydants. Sur une électrode de fer (Fe), les ions ferreux ( $\text{Fe}^{2+}$ ) sont générés par dissolution anodique, suivi de l'oxydation du fer ferreux en fer ferrique ( $\text{Fe}^{3+}$ ) en solution et ce, en présence de l'oxygène de l'air	<ul style="list-style-type: none"> <li>- EC, EC/EO et EC-EO ont permis la clarification et la désinfection des lixiviats</li> <li>- La valence prédominante du fer coagulant lors de EC/EO (réactions d'oxydation favorisées) est de forme trivalente alors qu'elle est divalente lors d'EC et d'EC-EO</li> </ul>
2	La quantité d'électricité est un paramètre clé dans tout procédé de traitement électrolytique. Ainsi, en maintenant ce paramètre constant, mais en faisant varier soit le temps de traitement ou l'intensité de courant, les performances épuratoires devraient être similaires	<ul style="list-style-type: none"> <li>- La quantité d'électricité (QÉ) était le paramètre clé lors des essais EC, EC/EO et EC-EO</li> <li>- À une QÉ constante, les taux d'épuration étaient similaires</li> <li>- La densité du courant était le paramètre clé des essais EO</li> </ul>
3	Une anode à surtension en oxygène moyenne (Ti/Pt, MMO, etc.) devrait permettre d'assurer la désinfection des lixiviats tout en minimisant la formation de sous-produits de désinfection lors de l'application du procédé EO	L'anode Ti/Pt a présenté des taux de désinfection satisfaisants tout en générant des quantités de chlorates, perchlorates et de trihalométhanes moindres par rapport aux anodes Nb/BDD et $\text{Ti/IrO}_2$

## 6 CONCLUSION

Ces travaux de recherche ont eu pour principal objectif le post-traitement d'un mélange de lixiviats issus de site d'enfouissement sanitaire et de site de compostage. Les applications des procédés électrochimiques EC, EC/EO, EC-EO et EO ont permis de se conformer aux critères de rejet prescrits par le *Règlement sur l'enfouissement et l'incinération des matières résiduelles*, aussi aux objectifs environnementaux de rejet propres au site.

En premier lieu, les procédés EC, EC/EO et EC-EO, expérimentés pour le traitement de lixiviats prétraités par lagunage, ont abouti à des taux de clarification, de déphosphatation et de désinfection assez similaires et ce, en imposant une quantité d'électricité de 0,16 Ah/L, soit l'application d'une intensité de courant de 2 A pendant 2,5 min de temps de traitement. De plus, ces procédés étaient aussi efficaces que les traitements physico-chimiques adoptés par la station. Particulièrement pour l'EC (fer-graphite) et l'EC/EO (Ti/Pt-fer-graphite), qui ont assuré le traitement des lixiviats en une seule étape, les quantités de coagulant produites in situ étaient doublement différentes mais ont conduit aux mêmes performances de traitement probablement en raison de la valence prédominante du coagulant. Par ailleurs, à titre comparatif, EC s'est distinguée en termes de consommation énergétique et de production minimale de sous-produits notamment les chlorates, les perchlorates et les trihalométhanes.

En deuxième lieu, l'application de l'EO (TiPt/graphite) pour la désinfection de lixiviats, prétraités par lagunage et par coagulation chimique, avait comme paramètres clés la densité du courant et la nature des électrodes dont la conjugaison a permis d'atteindre de meilleurs résultats. En effet, pour une densité de 61,5 mA/cm<sup>2</sup> et un temps de traitement de 3 min, les objectifs de désinfection ont été atteints tout en générant des concentrations modérées de chlorates, de perchlorates et de trihalométhanes.

Dans l'ensemble, ces essais qui ont été réalisés en batch statique, ont donné une vue assez globale sur les performances de post-traitement de ce type de lixiviats

par les procédés électrochimiques EC, EC/EO, EC-EO et EO. Toutefois, d'autres essais devraient être réalisés pour investiguer davantage les modes opérationnels à citer :

- Réalisation des essais en continu et à plus grande échelle ;
- Analyse de la production d'oxydants intermédiaires tels qu' $\text{OH}^0$  et  $\text{H}_2\text{O}_2$  et leurs effets sur la désinfection ;
- Considération globale des coûts de traitement par les procédés électrolytiques (coûts énergétiques, électrodes, maintenance) et comparaison avec les procédés physico-chimiques.

## 7 RÉFÉRENCES

Act, E. P. (2000). GENERAL – WASTE MANAGEMENT. **558/00**.

Amy, G. L., P. A. Chadik and Z. K. Chowdhury (1987). "Developing Models for Predicting Trihalomethane Formation Potential and Kinetics." Journal - American Water Works Association **79**(7): 89-97.

Andreozzi, R., V. Caprio, A. Insola and R. Marotta (1999). "Advanced oxidation processes (AOP) for water purification and recovery." Catalysis Today **53**(1): 51-59.

Anglada, Á., A. Urriaga and I. Ortiz (2009). "Contributions of electrochemical oxidation to waste-water treatment: fundamentals and review of applications." Journal of Chemical Technology & Biotechnology **84**(12): 1747-1755.

Anglada, Á., A. Urriaga and I. Ortiz (2009). "Pilot Scale Performance of the Electro-Oxidation of Landfill Leachate at Boron-Doped Diamond Anodes." Environmental Science & Technology **43**(6): 2035-2040.

Anglada, Á., A. Urriaga, I. Ortiz, D. Mantzavinos and E. Diamadopoulos (2011). "Boron-doped diamond anodic treatment of landfill leachate: Evaluation of operating variables and formation of oxidation by-products." Water Research **45**(2): 828-838.

Azizi, O., D. Hubler, G. Schrader, J. Farrell and B. P. Chaplin (2011). "Mechanism of Perchlorate Formation on Boron-Doped Diamond Film Anodes." Environmental Science & Technology **45**(24): 10582-10590.

Bagga, A., S. Chellam and D. A. Clifford (2008). "Evaluation of iron chemical coagulation and electrocoagulation pretreatment for surface water microfiltration." Journal of Membrane Science **309**(1): 82-93.

Bakhshoodeh, R., N. Alavi, M. Majlesi and P. Paydary (2017). "Compost leachate treatment by a pilot-scale subsurface horizontal flow constructed wetland." Ecological Engineering **105**: 7-14.

Bergmann, M. E. H., J. Rollin and T. Iourtchouk (2009). "The occurrence of perchlorate during drinking water electrolysis using BDD anodes." Electrochimica Acta **54**(7): 2102-2107.

Bertoldi, Vallini and Pera (1983). "The biology of composting: A review." Waste Management & Research **1**(2): 157-176.

Bohdziewicz, J., E. Neczaj and A. Kwarciak (2008). "Landfill leachate treatment by means of anaerobic membrane bioreactor." Desalination **221**(1): 559-565.

Brillas, E. and C. A. Martínez-Huitle (2015). "Decontamination of wastewaters containing synthetic organic dyes by electrochemical methods. An updated review." Applied Catalysis B: Environmental **166-167**: 603-643.

- Brown, K., A. J. Ghoshdastidar, J. Hanmore, J. Frazee and A. Z. Tong (2013). "Membrane bioreactor technology: A novel approach to the treatment of compost leachate." Waste Management **33**(11): 2188-2194.
- Buclet, N. (2005). "Gestion de crise environnementale et démocratie participative : le cas de l'incinération des déchets ménagers." Politiques et Management Public **23-2**: 91-116.
- Çakmakçı, M. and V. Ş. Özyaka (2012). "Aerobic composting leachate treatment by the combination of membrane processes." Waste Management & Research **31**(2): 187-193.
- Chatel, C. and F. Moriconi-Ebrard (2018). "Les 32 plus grandes agglomérations du monde : comment l'urbanisation repousse-t-elle ses limites ?" Confins **37**.
- Chian, E. and F. DeWalle (1976). "Sanitary landfill leachates and their leachate treatment." Environmental Engineering Division **102**(2): 411-431.
- Chian, E. S. K. (1977). "Stability of organic matter in landfill leachates." Water Research **11**(2): 225-232.
- Christensen, T. H., P. Kjeldsen, P. L. Bjerg, D. L. Jensen, J. B. Christensen, A. Baun, H.-J. Albrechtsen and G. Heron (2001). "Biogeochemistry of landfill leachate plumes." Applied Geochemistry **16**(7): 659-718.
- Chu, L. M., K. C. Cheung and M. H. Wong (1994). "Variations in the chemical properties of landfill leachate." Environmental Management **18**(1): 105-117.
- Cole, M. A. (1994). "Assessing the impact of composting yard trimmings." BioCycle **35**: 92-96.
- Comninellis, C., A. Kapalka, S. Malato, S. A. Parsons, I. Poulios and D. Mantzavinos (2008). "Advanced oxidation processes for water treatment: advances and trends for R&D." Journal of Chemical Technology & Biotechnology **83**(6): 769-776.
- Da Pozzo, A., C. Merli, I. Sirés, J. A. Garrido, R. M. Rodríguez and E. Brillas (2005). "Removal of the herbicide amitrole from water by anodic oxidation and electro-Fenton." Environmental Chemistry Letters **3**(1): 7-11.
- Daghrir, R. and P. Drogui (2013). "Coupled electrocoagulation–electro-Fenton for efficient domestic wastewater treatment." Environmental Chemistry Letters **11**(2): 151-156.
- de Laat, J., N. Merlet and M. Dore (1982). "Chloration de composés organiques: demande en chlore et réactivité vis-a-vis de la formation des trihalométhanes. Incidence de l'azote ammoniacal." Water Research **16**(10): 1437-1450.
- Devlin, T. R., M. S. Kowalski, E. Pagaduan, X. Zhang, V. Wei and J. A. Oleszkiewicz (2018). "Electrocoagulation of wastewater using aluminum, iron, and magnesium electrodes." Journal of Hazardous Materials.



Dia, O., P. Drogui, G. Buelna and R. Dubé (2017). "Strategical approach to prevent ammonia formation during electrocoagulation of landfill leachate obtained from a biofiltration process." Separation and Purification Technology **189**: 253-259.

Ding, J., L. Wei, H. Huang, Q. Zhao, W. Hou, F. T. Kabutey, Y. Yuan and D. D. Dionysiou (2018). "Tertiary treatment of landfill leachate by an integrated Electro-Oxidation/Electro-Coagulation/Electro-Reduction process: Performance and mechanism." Journal of Hazardous Materials **351**: 90-97.

Drogui, P., J.-F. Blais and G. Mercier (2007). "Review of Electrochemical Technologies for Environmental Applications." Recent Patents on Engineering **1**(3): 257-272.

Ducruet, C. (2005). "Approche comparée du développement des villes-ports à l'échelle

mondiale : problèmes conceptuels et méthodologiques." Cahiers Scientifiques du Transport **48**.

Flox, C., C. Arias, E. Brillas, A. Savall and K. Groenen-Serrano (2009). "Electrochemical incineration of cresols: A comparative study between PbO<sub>2</sub> and boron-doped diamond anodes." Chemosphere **74**(10): 1340-1347.

Förstner, U., M. Kersten and R. Wienberg (1989). Geochemical processes in landfills. The Landfill, Berlin, Heidelberg, Springer Berlin Heidelberg.

Froese, K. L., A. Wolanski and S. E. Hrudey (1999). "Factors governing odorous aldehyde formation as disinfection by-products in drinking water." Water Research **33**(6): 1355-1364.

Galarpea, V. R. K. and R. B. Parilla (2012). "Influence of Seasonal Variation on the Biophysicochemical Properties of Leachate and Groundwater in Cebu City Sanitary Landfill, Philippines." International Journal of Chemical and Environmental Engineering **3**: 175-181.

García-López, J., C. Rad and M. Navarro (2014). "Strategies of management for the whole treatment of leachates generated in a landfill and in a composting plant." Journal of Environmental Science and Health, Part A **49**(13): 1520-1530.

Garcia-Segura, S., J. D. Ocon and M. N. Chong (2018). "Electrochemical oxidation remediation of real wastewater effluents — A review." Process Safety and Environmental Protection **113**: 48-67.

Gaudreault, V. (2011). ANALYSE DE L'AGRICULTURE URBAINE DANS LES GRANDS CENTRES URBAINS EN AMÉRIQUE DU NORD M. Env., Université de Sherbrooke en vue de l'obtention du grade de maître en environnement.

Ghernaout, D., M. W. Naceur and A. Aouabed (2011). "On the dependence of chlorine by-products generated species formation of the electrode material and applied charge during electrochemical water treatment." Desalination **270**(1): 9-22.

Godard, O. (1996). "Le développement durable et le devenir des villes : bonnes intentions et fausses bonnes idées." Futuribles(209): 29-35.

Golueke, C. G. (1977). "Biological processing : composting and hydrolysis." Handbook of solid waste management.

Hashemi, H., Y. Hajizadeh, M. M. Amin, B. Bina, A. Ebrahimi, A. Khodabakhshi, A. Ebrahimi and H. R. Pourzamani (2016). "Macropollutants removal from compost leachate using membrane separation process." Desalination and Water Treatment **57**(16): 7149-7154.

He, X.-S., B.-D. Xi, Z.-Y. Zhang, R.-T. Gao, W.-B. Tan, D.-Y. Cui and Y. Yuan (2015). "Composition, removal, redox, and metal complexation properties of dissolved organic nitrogen in composting leachates." Journal of Hazardous Materials **283**: 227-233.

Hong, H. C., Y. Liang, B. P. Han, A. Mazumder and M. H. Wong (2007). "Modeling of trihalomethane (THM) formation via chlorination of the water from Dongjiang River (source water for Hong Kong's drinking water)." Science of The Total Environment **385**(1): 48-54.

Howard, A. (1943). An agricultural testament, Oxford University Press, London.

Hrudey, S. E. (2009). "Chlorination disinfection by-products, public health risk tradeoffs and me." Water Research **43**(8): 2057-2092.

Hu, L., G. Zeng, G. Chen, H. Dong, Y. Liu, J. Wan, A. Chen, Z. Guo, M. Yan, H. Wu and Z. Yu (2016). "Treatment of landfill leachate using immobilized *Phanerochaete chrysosporium* loaded with nitrogen-doped TiO<sub>2</sub> nanoparticles." Journal of Hazardous Materials **301**: 106-118.

Ihara, I., K. Kanamura, E. Shimada and T. Watanabe (2004). "High gradient magnetic separation combined with electrocoagulation and electrochemical oxidation for the treatment of landfill leachate." IEEE Transactions on Applied Superconductivity **14**(2): 1558-1560.

Ilhan, F., U. Kurt, O. Apaydin and M. T. Gonullu (2008). "Treatment of leachate by electrocoagulation using aluminum and iron electrodes." Journal of Hazardous Materials **154**(1): 381-389.

Jeong, J., J. Y. Kim and J. Yoon (2006). "The Role of Reactive Oxygen Species in the Electrochemical Inactivation of Microorganisms." Environmental Science & Technology **40**(19): 6117-6122.

Justin, M. Z., N. Pajk, V. Zupanc and M. Zupančič (2010). "Phytoremediation of landfill leachate and compost wastewater by irrigation of *Populus* and *Salix*: Biomass and growth response." Waste Management **30**(6): 1032-1042.

Kapalka, A., L. Joss, Á. Anglada, C. Comninellis and K. M. Udert (2010). "Direct and mediated electrochemical oxidation of ammonia on boron-doped diamond electrode." Electrochemistry Communications **12**(12): 1714-1717.

Kehila, Mezouari and Matejka (2009). "Impact de l'enfouissement des déchets solides urbains en Algérie : expertise de deux centres d'enfouissement technique (CET) à Alger et Biskra." Revue francophone d'écologie industrielle **56**.

- Koby, M., O. T. Can and M. Bayramoglu (2003). "Treatment of textile wastewaters by electrocoagulation using iron and aluminum electrodes." Journal of Hazardous Materials **100**(1): 163-178.
- Koparal, A. S. and Ü. B. Ögütveren (2002). "Removal of nitrate from water by electroreduction and electrocoagulation." Journal of Hazardous Materials **89**(1): 83-94.
- Krasner, S. W., M. J. McGuire, J. G. Jacangelo, N. L. Patania, K. M. Reagan and E. M. Aieta (1989). "The Occurrence of Disinfection By-products in US Drinking Water." Journal - American Water Works Association **81**(8): 41-53.
- Krogmann, U. and H. Woyczehowski (2000). "Selected characteristics of leachate, condensate and runoff released during composting of biogenic waste." Waste Management & Research **18**(3): 235-248.
- Lafrance, C., P. Lessard and G. Buelna (1996). "Évaluation de la filtration sur tourbe et compost pour le traitement de l'effluent d'une usine de compostage de résidus verts." Canadian Journal of Civil Engineering **23**(5): 1041-1050.
- Laitinen, N., A. Luonsi and J. Vilen (2006). "Landfill leachate treatment with sequencing batch reactor and membrane bioreactor." Desalination **191**(1): 86-91.
- Lema, J. M., R. Mendez and R. Blazquez (1988). "Characteristics of landfill leachates and alternatives for their treatment: A review." Water, Air, and Soil Pollution **40**(3): 223-250.
- Li, X., J. Song, J. Guo, Z. Wang and Q. Feng (2011). "Landfill leachate treatment using electrocoagulation." Procedia Environmental Sciences **10**: 1159-1164.
- Lin, F., J. Suda and A. Yeung (2014). "A small point regarding DLVO coagulation conditions." Journal of Colloid and Interface Science **430**: 113-115.
- Lin, S. H. and C. C. Chang (2000). "Treatment of landfill leachate by combined electro-Fenton oxidation and sequencing batch reactor method." Water Research **34**(17): 4243-4249.
- Litvan, D. (1995). "Politique des déchets : l'approche du Royaume-Uni." Economie et Statistique: 81-90.
- Liu, J., P. Zhang, H. Li, Y. Tian, S. Wang, Y. Song, G. Zeng, C. Sun and Z. Tian (2018). "Denitrification of landfill leachate under different hydraulic retention time in a two-stage anoxic/oxic combined membrane bioreactor process: Performances and bacterial community." Bioresource Technology **250**: 110-116.
- Liu, J., J. Zuo, Y. Yang, S. Zhu, S. Kuang and K. Wang (2010). "An autotrophic nitrogen removal process: short-cut nitrification combined with ANAMMOX for treating diluted effluent from an UASB reactor fed by landfill leachate." J Environ Sci (China) **22**(5): 777-783.
- Llanos, J., S. Cotillas, P. Cañizares and M. A. Rodrigo (2014). "Effect of bipolar electrode material on the reclamation of urban wastewater by an integrated electrodisinfection/electrocoagulation process." Water Research **53**: 329-338.

- Long, Y., J. Xu, D. Shen, Y. Du and H. Feng (2017). "Effective removal of contaminants in landfill leachate membrane concentrates by coagulation." Chemosphere **167**: 512-519.
- Mahdad, F., H. Younesi, N. Bahramifar and M. Hadavifar (2016). "Optimization of Fenton and photo-Fenton-based advanced oxidation processes for post-treatment of composting leachate of municipal solid waste by an activated sludge process." KSCE Journal of Civil Engineering **20**(6): 2177-2188.
- Maleki, A., M. A. Zazouli, H. Izanloo and R. Rezaee (2009). "Composting plant leachate treatment by coagulation-flocculation process." American-Eurasian Journal of Agricultural and Environmental Science **5**(5): 638-643.
- Marc-Urbain Proulx, N. J. (2001). "La dynamique organisationnelle des territoires de MR." Cahiers de géographie du Québec **45**.
- Marselli, B., J. Garcia-Gomez, P. A. Michaud, M. A. Rodrigo and C. Comninellis "Electrogeneration of Hydroxyl Radicals on Boron-Doped Diamond Electrodes." **150**, D79-D83-D79-D83 DOI: 10.1149/1.1553790.
- Matejczyk, M., G. A. Płaza, G. Nałęcz-Jawecki, K. Ulfig and A. Markowska-Szczupak (2011). "Estimation of the environmental risk posed by landfills using chemical, microbiological and ecotoxicological testing of leachates." Chemosphere **82**(7): 1017-1023.
- MDDEP (2007). Calcul et interprétation des objectifs environnementaux de rejets pour les contaminants du milieu aquatiques. 2. Québec, Ministère du Développement durable, de l'Environnement et des Parcs: 56.
- Meunier, N., P. Drogui, C. Montané, R. Hausler, J.-F. Blais and G. Mercier (2006). "Heavy Metals Removal from Acidic and Saline Soil Leachate Using Either Electrochemical Coagulation or Chemical Precipitation." Journal of Environmental Engineering **132**(5): 545-554.
- Milot, J., M. J. Rodriguez and J. B. Sérodes (2000). "Modeling the susceptibility of drinking water utilities to form high concentrations of trihalomethanes." Journal of Environmental Management **60**(2): 155-171.
- Mokhtarani, N., A. Bayatfard and B. Mokhtarani (2011). "Full scale performance of compost's leachate treatment by biological anaerobic reactors." Waste Management & Research **30**(5): 524-529.
- Mollah, M. Y. A., R. Schennach, J. R. Parga and D. L. Cocke (2001). "Electrocoagulation (EC) — science and applications." Journal of Hazardous Materials **84**(1): 29-41.
- Montilla, F., P. A. Michaud, E. Morallón, J. L. Vázquez and C. Comninellis (2002). "Electrochemical oxidation of benzoic acid at boron-doped diamond electrodes." Electrochimica Acta **47**(21): 3509-3513.
- Mor, S., K. Ravindra, R. P. Dahiya and A. Chandra (2006). "Leachate Characterization and Assessment of Groundwater Pollution Near Municipal Solid Waste Landfill Site." Environmental Monitoring and Assessment **118**(1): 435-456.

- Moreno-Casillas, H. A., D. L. Cocke, J. A. G. Gomes, P. Morkovsky, J. R. Parga and E. Peterson (2007). "Electrocoagulation mechanism for COD removal." Separation and Purification Technology **56**(2): 204-211.
- Moussa, D. T., M. H. El-Naas, M. Nasser and M. J. Al-Marri (2017). "A comprehensive review of electrocoagulation for water treatment: Potentials and challenges." Journal of Environmental Management **186**: 24-41.
- Négrier, E. and M. Tomàs (2003). "Temps, pouvoir, espace la métropolisation de Barcelone." Revue française d'administration publique **107**(3): 357-368.
- Nidheesh, P. V. and T. S. A. Singh (2017). "Arsenic removal by electrocoagulation process: Recent trends and removal mechanism." Chemosphere **181**: 418-432.
- OFEV (2012). Exigences applicables au déversement du lixiviat de décharge.
- Öman, C. B. and C. Junestedt (2008). "Chemical characterization of landfill leachates – 400 parameters and compounds." Waste Management **28**(10): 1876-1891.
- Omwene, P. I., M. Koby and O. T. Can (2018). "Phosphorus removal from domestic wastewater in electrocoagulation reactor using aluminium and iron plate hybrid anodes." Ecological Engineering **123**: 65-73.
- ONU (2018). Rapport sur les objectifs de développement durable.
- Ozkaya, B. (2005). "Chlorophenols in leachates originating from different landfills and aerobic composting plants." Journal of Hazardous Materials **124**(1): 107-112.
- Panizza, M. and G. Cerisola (2007). "Electrocatalytic materials for the electrochemical oxidation of synthetic dyes." Applied Catalysis B: Environmental **75**(1): 95-101.
- Parr, L. W. (1939). "COLIFORM BACTERIA." Bacteriological reviews **3**(1): 1-48.
- Pérez, G., J. Saiz, R. Ibañez, A. M. Urtiaga and I. Ortiz (2012). "Assessment of the formation of inorganic oxidation by-products during the electrocatalytic treatment of ammonium from landfill leachates." Water Research **46**(8): 2579-2590.
- Polcaro, A. M., A. Vacca, M. Mascia and F. Ferrara (2008). "Product and by-product formation in electrolysis of dilute chloride solutions." Journal of Applied Electrochemistry **38**(7): 979-984.
- Québec, G. d. (2018). Règlement sur l'enfouissement et l'incinération de matières résiduelles. LégisQuébec: 78.
- Rajabi, S. and L. Vafajoo (2012). "Investigating the Treatability of a Compost Leachate in a Hybrid Anaerobic Reactor: An Experimental Study." International Journal of Environmental, Chemical, Ecological, Geological and Geophysical Engineering **6**: 41-44.
- Rajkumar, D., J. Guk Kim and K. Palanivelu (2005). "Indirect Electrochemical Oxidation of Phenol in the Presence of Chloride for Wastewater Treatment." Chemical Engineering & Technology **28**(1): 98-105.

- Ranjbari, A. and N. Mokhtarani (2016). "Kinetics Study of UV-ZnO Photocatalytic Process for Post Treatment of Composting Leachate." Modares Civil Engineering journal **16**(4): 123-134.
- Renou, S., J. G. Givaudan, S. Poulain, F. Dirassouyan and P. Moulin (2008). "Landfill leachate treatment: Review and opportunity." Journal of Hazardous Materials **150**(3): 468-493.
- Ricordel, C. and H. Djelal (2014). "Treatment of landfill leachate with high proportion of refractory materials by electrocoagulation: System performances and sludge settling characteristics." Journal of Environmental Chemical Engineering **2**(3): 1551-1557.
- Rogaume, T. (2001). Caractérisation expérimentale et modélisation de l'émission de polluants lors de l'incinération des déchets ménagers.
- Roy, D., A. Azaïs, S. Benkaraache, P. Drogui and R. D. Tyagi (2018). "Composting leachate: characterization, treatment, and future perspectives." Reviews in Environmental Science and Bio/Technology **17**(2): 323-349.
- Sahu, O., B. Mazumdar and P. K. Chaudhari (2014). "Treatment of wastewater by electrocoagulation: a review." Environmental Science and Pollution Research **21**(4): 2397-2413.
- Särkkä, H., A. Bhatnagar and M. Sillanpää (2015). "Recent developments of electro-oxidation in water treatment — A review." Journal of Electroanalytical Chemistry **754**: 46-56.
- Seto, K. C., B. Güneralp and L. R. Hutyrá (2012). "Global forecasts of urban expansion to 2030 and direct impacts on biodiversity and carbon pools." Proceedings of the National Academy of Sciences **109**(40): 16083.
- Shouliang, H., B. Xi, H. Yu, L. He, S. Fan and H. Liu (2008). "Characteristics of dissolved organic matter (DOM) in leachate with different landfill ages." Journal of environmental sciences (China) **20**(4): 492-498.
- Silveira, J. E., J. A. Zazo, G. Pliego, E. D. Bidóia and P. B. Moraes (2015). "Electrochemical oxidation of landfill leachate in a flow reactor: optimization using response surface methodology." Environmental Science and Pollution Research **22**(8): 5831-5841.
- Simonič, M., J. V. Valh, S. Vajnhandl, S. Hribernik, M. Kurečič and L. F. Zemljič (2017). "Alternative cleaning of compost leachate using biopolymer chitosan." Fibers and Polymers **18**(3): 445-452.
- Šír, M., M. Podhola, T. Patočka, Z. Honzajková, P. Kocurek, M. Kubal and M. Kuraš (2012). "The effect of humic acids on the reverse osmosis treatment of hazardous landfill leachate." Journal of Hazardous Materials **207-208**: 86-90.
- Soubh, A. and N. Mokhtarani (2016). "The post treatment of composting leachate with a combination of ozone and persulfate oxidation processes." RSC Advances **6**(80): 76113-76122.

Tabatabaei, S.-H., P. Najafi, S. M. J. Mirzaei, Z. Nazem, M. Heidarpour, S. Hajrasoliha, M. Afyuni, H. B. Harchegani, E. Landi, L. Akasheh, M. Zamanian, M. Barani and H. Amini (2012). "Compost' leachate recycling through land treatment and application of natural Zeolite." International Journal Of Recycling of Organic Waste in Agriculture **1**(1): 2.

Tabet, A. (2001). "Types de traitement des déchets solides urbains : Évaluation des coûts et impacts sur l'environnement." Rev. Energ. Ren.

Theys, J. (2002). "L'approche territoriale du " développement durable ", condition d'une prise en compte de sa dimension sociale " openedition.

Thonart, P., S. I. Diabaté, S. Hiligsmann and M. Lardinois (2005). Guide pratique sur la gestion des déchets ménagers et des sites d'enfouissement technique dans les pays du Sud. Collection points de repère. L. p. d. l'IEPF, Organisation internationale de la francophonie.

Trujillo, D., X. Font and A. Sánchez (2006). "Use of Fenton reaction for the treatment of leachate from composting of different wastes." Journal of Hazardous Materials **138**(1): 201-204.

Umar, M., H. A. Aziz and M. S. Yusoff (2011). "Assessing the chlorine disinfection of landfill leachate and optimization by response surface methodology (RSM)." Desalination **274**(1): 278-283.

Véron, J. (2007). "La moitié de la population mondiale vit en ville." Population et sociétés **435**.

Vlyssides, A. G., P. K. Karlis and G. Mahnken (2003). "Influence of various parameters on the electrochemical treatment of landfill leachates." Journal of Applied Electrochemistry **33**(2): 155-159.

Wang, Y., X. Li, L. Zhen, H. Zhang, Y. Zhang and C. Wang (2012). "Electro-Fenton treatment of concentrates generated in nanofiltration of biologically pretreated landfill leachate." Journal of Hazardous Materials **229-230**: 115-121.

Wangnai, C., P. Kullavanijaya and S. Pitayarangsarit (2014). Anaerobic Treatment and Biogas Production of Raw Leachate from Fresh Market Waste Composting by an Anaerobic Hybrid Reactor. Progress in Sustainable Energy Technologies: Generating Renewable Energy. I. Dincer, A. Midilli and H. Kucuk. Cham, Springer International Publishing: 671-681.

Weng, H.-X., F. Zhang, Y.-M. Zhu, Y.-C. Qin, Z.-q. Ji and C. Cheng (2011). "Treatment of leachate from domestic landfills with three-stage physicochemical and biochemical technology." Environmental Earth Sciences **64**(6): 1675-1681.

Widiastuti, A., D. M. Hartono, S. S. Moersidik and I. Gusniani (2018). "Characteristics of Leachate and Their Effect on Shallow Groundwater Quality (Case Study : TPA Cipayung, Depok)." IOP Conference Series: Earth and Environmental Science **120**(1): 012003.

Wiszniewski, J., D. Robert, J. Surmacz-Gorska, K. Miksch and J. V. Weber (2006). "Landfill leachate treatment methods: A review." Environmental Chemistry Letters **4**(1): 51-61.

Woldeyohans, A. M., T. Worku, H. Kloos and W. Mulat (2014). "Treatment of leachate by recirculating through dumped solid waste in a sanitary landfill in Addis Ababa, Ethiopia." Ecological Engineering **73**: 254-259.

Zailani, L. W. M., N. S. M. Amdan and N. S. M. Zin (2018). "Removal Efficiency of Electrocoagulation Treatment Using Aluminium Electrode for Stabilized Leachate." IOP Conference Series: Earth and Environmental Science **140**(1): 012049.

Zaviska, F. A., P. Drogui, G. Mercier and K. Blais (2009). "Advanced oxidation processes for waters and wastewaters treatment : application to degradation of refractory pollutants." Procédés d'oxydation avancée dans le traitement des eaux et des effluents industriels : application à la dégradation des polluants réfractaires **22**(4): 535-564.

Zhao, X., J. Qu, H. Liu, C. Wang, S. Xiao, R. Liu, P. Liu, H. Lan and C. Hu (2010). "Photoelectrochemical treatment of landfill leachate in a continuous flow reactor." Bioresource Technology **101**(3): 865-869.