



HAL
open science

Étude expérimentale et théorique du procédé d'électrocoagulation : application au traitement de deux effluents textiles et d'un effluent simulé de tannerie

Inoussa Zongo

► **To cite this version:**

Inoussa Zongo. Étude expérimentale et théorique du procédé d'électrocoagulation : application au traitement de deux effluents textiles et d'un effluent simulé de tannerie. Autre. Institut National Polytechnique de Lorraine, 2009. Français. NNT : 2009INPL066N . tel-01748733

HAL Id: tel-01748733

<https://hal.univ-lorraine.fr/tel-01748733v1>

Submitted on 29 Mar 2018

HAL is a multi-disciplinary open access archive for the deposit and dissemination of scientific research documents, whether they are published or not. The documents may come from teaching and research institutions in France or abroad, or from public or private research centers.

L'archive ouverte pluridisciplinaire **HAL**, est destinée au dépôt et à la diffusion de documents scientifiques de niveau recherche, publiés ou non, émanant des établissements d'enseignement et de recherche français ou étrangers, des laboratoires publics ou privés.



AVERTISSEMENT

Ce document est le fruit d'un long travail approuvé par le jury de soutenance et mis à disposition de l'ensemble de la communauté universitaire élargie.

Il est soumis à la propriété intellectuelle de l'auteur. Ceci implique une obligation de citation et de référencement lors de l'utilisation de ce document.

D'autre part, toute contrefaçon, plagiat, reproduction illicite encourt une poursuite pénale.

Contact : ddoc-theses-contact@univ-lorraine.fr

LIENS

Code de la Propriété Intellectuelle. articles L 122. 4

Code de la Propriété Intellectuelle. articles L 335.2- L 335.10

http://www.cfcopies.com/V2/leg/leg_droi.php

<http://www.culture.gouv.fr/culture/infos-pratiques/droits/protection.htm>

ECOLE NATIONALE SUPÉRIEURE DES INDUSTRIES CHIMIQUES

LABORATOIRE DES SCIENCES DU GÉNIE CHIMIQUE

ECOLE DOCTORALE RP2E



THÈSE EN COTUTELLE

AVEC

L'INSTITUT INTERNATIONAL D'INGENIERIE
DE L'EAU ET DE L'ENVIRONNEMENT DE OUAGADOUGOU (2iE)



présentée à

L'INSTITUT NATIONAL POLYTECHNIQUE DE LORRAINE

pour l'obtention du titre de

DOCTEUR DE L'INPL

Spécialité : GÉNIE DES PROCÉDÉS ET DES PRODUITS

par

Inoussa ZONGO

Sujet :

**ÉTUDE EXPÉRIMENTALE ET THÉORIQUE DU PROCÉDÉ
D'ELECTROCOAGULATION : APPLICATION AU
TRAITEMENT DE DEUX EFFLUENTS TEXTILES ET D'UN
EFFLUENT SIMULÉ DE TANNERIE.**

Soutenue publiquement le 3 novembre 2009 devant la commission d'examen

Jury :

Rapporteurs :

M. Christophe DAGOT, Professeur ENSIL, Limoges, France

M. Christophe VIAL, Maître de conférences HDR, ENSCCF, Clermont-Ferrand, France

Examineurs :

Mme Marie-Noëlle PONS, Directeur de Recherche CNRS, LSGC Nancy, France

M. Amadou Hama MAIGA, Professeur 2iE, Ouagadougou, Burkina Faso

M. Joseph WETHE, Maître de conférences 2iE, Ouagadougou, Burkina Faso

M. François LAPICQUE, Directeur de recherche CNRS, LSGC Nancy, France

Membres invités :

M. Jean-Pierre LECLERC, Directeur de Recherche CNRS, LSGC Nancy, France

M. Pascal MULLER, Directeur, VEOLIA, Amnéville, France

PLAN GENERAL

AVANT PROPOS.....	3-4
INTRODUCTION GENERALE.....	5-7
CHAPITRE I : Etude bibliographique.....	9-42
CHAPITRE II: Matériel et méthodes.....	43-62
CHAPITRE III: Résultats expérimentaux.....	63-110
CHAPITRE IV : Modélisation.....	111-140
CHAPITRE V: Etude d'un procédé d'électrocoagulation pour le traitement des effluents industriels de Ouagadougou.....	141-172
CONCLUSIONS GENERALES ET PERSPECTIVES.....	173-176
REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES	176-190
LISTE DES SIGNES ET SYMBOLES	191-193
LISTES DES FIGURES	195-200
LISTE DES TABLEAUX	201
ANNEXES.....	203-222

AVANT-PROPOS

Ce travail de recherche réalisé dans le cadre d'une thèse en cotutelle entre l'INPL et le 2iE et financé par le Service de Coopération et d'Action Culturelle de l'Ambassade de France au Burkina Faso a été réalisé au Laboratoire des Sciences du Génie Chimique (LSGC) de Nancy et au Laboratoire de Contrôle de Pollution des eaux sous climat tropical (LCP-Eau) du 2iE. Cela a été un réel plaisir pour moi de travailler dans ce milieu universitaire de recherche.

J'ai été recruté au Centre National de la Recherche Scientifique et Technologique (CNRST) pour travailler sur le thème de l'environnement et la dépollution, il me fallait trouver de meilleures armes que le diplôme d'ingénieur en vue de la formation d'une future équipe dans ce thème porteur nouvellement acquis pour ce département scientifique du CNRST.

Ce fut une chance pour moi que la direction du 2iE, cette école inter états regroupant plus de 14 pays d'Afrique ait accepté de me soutenir dans mes nombreuses démarches jusqu'à ce que j'obtienne ce financement ; je remercie toute la direction du 2iE, M. Paul GINIES, le Directeur Général, Pr Amadou Hama MAIGA, le Directeur Général Adjoint, codirecteur de ma thèse et Dr Joseph WETHE qui m'ont soutenu pour que ce travail arrive à terme aujourd'hui.

Je ne peux pas oublier la genèse de cette belle histoire qui je l'espère perdurera. Quand on veut faire une thèse, pour nous autres qui n'avons pas fait l'université dans notre pays, on se tourne vers l'extérieur et surtout l'Europe. Pendant que j'étais à la recherche désespérée d'un directeur de thèse en France pour monter les dossiers de financement, je tombai sur une ancienne connaissance qui me mit en contact avec Mme Marie-Noëlle PONS. Elle proposa ma candidature à M. Jean-Pierre LECLERC qui l'accepta après étude de mon CV et qui codirigea la thèse avec M. François LAPICQUE. Du côté du 2iE, j'ai pu aussi m'approcher du Dr WETHE (par l'intermédiaire d'une autre connaissance) qui me mit en relation avec le Pr MAIGA. La suite est donc cette thèse en cotutelle que je présente aujourd'hui.

Je tiens à remercier les personnes qui ont œuvré à cette rencontre Dr Fatou Touti N'Diaye, Dr Marie-Noëlle PONS, Dr Joseph WETHE et M. Yacouba KONATE, merci pour votre esprit d'aide et de partage, votre esprit sans empreint d'égoïsme.

Ceux qui ont été très proches de moi pendant les initiatives au départ et même pendant la thèse ont bien été patients pour me transmettre au fil des trois années, des connaissances et du savoir faire qui m'ont été utiles et resteront utiles pour ma future carrière scientifique :

- Je remercie M. François LAPICQUE qui m'a transmis les connaissances en électrochimie et qui m'a supporté pendant mes expériences en brillant par sa gentillesse, sa générosité et ses encouragements. Je lui suis reconnaissant pour toute son aide et son amabilité ;

- M. Jean-Pierre LECLERC pour m'avoir transmis les bonnes méthodes de travail, pour ses initiatives multiformes dans la rédaction de la thèse, sa volonté à faire continuer cette collaboration et son appui administratif. Quelle ne fut pas grande ma joie lorsqu'il est venu au Burkina Faso pour s'enquérir de l'évolution de mes travaux et chercher une collaboration plus franche avec le 2iE, merci;

- Pr Amadou Hama MAIGA, malgré ses occupations administratives, il a souvent eu le temps de prendre la température de mes travaux et de m'orienter sans oublier son soutien administratif au 2iE aux côtés du Directeur Général M. Paul GINIES. Recevez toute ma reconnaissance ;

- M. Joseph WETHE, pour ses nombreux conseils et ses orientations dans la rédaction, merci.

Je remercie les membres du jury, MM. Christophe DAGOT et Christophe VIAL pour avoir accepté de sacrifier une partie de leur précieux temps pour être rapporteurs de cette thèse puis membres du jury ; Dr Pascal MULLER pour avoir accepté notre invitation et apporté une

touche industrielle au travail ; et Mme Marie-Noëlle PONS pour avoir accepté être membre président du jury.

Je ne peux pas omettre, de risque d'être ingrat, de reconnaître l'aide et l'appui sans faille de Gérard PATERNOTTE, Stéphanie PACAULT, Steve PONTVIANNE et Xavier FRAMBOISIER dans mes travaux de thèse. Ils ont souvent fait don de soi pour me supporter dans mes nombreuses analyses et expérimentations. Qu'ils reçoivent toute ma reconnaissance et mon amitié car au-delà du travail, chacun a été un(e) bon(ne) ami(e) pour moi par des échanges cordiaux à l'occasion. Je remercie également M. Pascal BEURAIN et toute son équipe de l'atelier de mécanique du LSGC pour leur aide dans la construction de la cellule électrochimique et tout le pilote.

Je ne saurais oublier les personnes que j'ai plus côtoyées pendant les séjours en alternance en l'occurrence les membres du groupe SYSPOL, l'équipe pile à combustible et microfluidique avec qui nous avons passé de bons moments parfois loin du laboratoire. Je citerai Caroline, Ludivine, Denis, Delphine et Patrick qui me soutenaient à leur façon sans forcément s'en rendre compte.

Toute ma gratitude à la direction de l'IRSAT et la Délégation Générale du CNRST pour avoir accepté ma formation et soutenu toutes les formalités administratives pour les dossiers.

Je remercie enfin ma famille, Fatou mon épouse et mes deux enfants Emérentienne et Abraham qui ont supporté mes absences, souvent malgré eux, pour que je puisse réussir à finaliser mes travaux.

Une pensée particulière à mon beau-père Amado Koutou Ouédraogo disparu le 23 février de cette même année. Paix à son âme.

Je remercie mon père et ma mère pour l'éducation qu'ils m'ont donnée qui me permet d'avoir la volonté et l'ambition d'aller de l'avant en me battant quotidiennement dans la vie. Je prie que Dieu leur donne longue vie pour qu'ils puissent, comme on le dit en Afrique, goûter pleinement au fruit de l'arbre qu'ils ont planté.

Merci à tous ceux qui, de près ou de loin, ont participé directement ou indirectement à ces travaux.

Enfin, je remercie celui en qui je crois.

INTRODUCTION GENERALE

A la fin du siècle dernier, le nombre de personnes qui n'avaient pas accès à l'eau potable était estimé à 1,1 milliards soit 1/6 de la population mondiale (Holt *et al.* 2005). Les besoins en eau potable augmentent régulièrement avec l'accroissement démographique et l'industrialisation de nombreux pays émergents. Souvent réputée être liée au tiers monde, la problématique de l'eau potable s'est généralisée au point que les pays développés comme les Etats-Unis et l'Australie commencent à ne plus négliger la préservation de cette ressource naturelle. Le principal problème de l'accès à l'eau potable est dû à une mauvaise répartition dans le monde mais aussi à une pollution continue des ressources en eau par l'industrie, l'agriculture et les rejets urbains (Khemis, 2005). Les eaux de retenue des barrages, les rivières, les lacs et les nappes phréatiques sont de plus en plus pollués entraînant aussi des conséquences inquiétantes sur la faune aquatique (Fent, 1996). En plus de ces facteurs humains, dont on peut penser que l'impact sera progressivement atténué par une prise de conscience rapide de la population et des autorités, les processus géochimiques naturels ont contribué à contaminer les eaux souterraines par des polluants naturellement présents dans les sols comme l'arsenic (Mollah *et al.* 2001). La problématique du traitement des eaux naturelles prend aussi une importance accrue dans notre société.

Le traitement biologique des eaux est une méthode souvent efficace et peu coûteuse. Il est utilisé pour le traitement des eaux usées urbaines mais aussi de certaines eaux issues du domaine agroalimentaire ou d'autres industries. La principale contrainte d'utilisation systématique de cette méthode de traitement provient de la difficulté d'acclimater des bactéries à certains effluents et à leur inhibition par certains composants chimiques (Alinsafi *et al.* 2005) ainsi que la durée du traitement. L'épuration des eaux industrielles nécessite souvent un prétraitement avant l'envoi sur une filière biologique classique.

Ces prétraitements dépendent du type d'effluents rejetés. Les méthodes physicochimiques par l'adjonction d'alun, du chlorure de fer, des polymères, l'adsorption sur carbone actif, les bioadsorbants, les membranes bioréacteurs, l'oxydation chimique, la photocatalyse nécessitent souvent l'ajout d'additifs chimiques qui peuvent aussi être polluants (Alinsafi *et al.* 2005). Parmi les différentes solutions envisageables, la coagulation-floculation chimique et l'électrocoagulation permettent de répondre à de nombreuses situations. La présente thèse est consacrée à l'étude du procédé d'électrocoagulation pour le traitement d'effluents issus des industries textiles et des tanneries.

Le procédé d'électrocoagulation crée, au sein de l'eau que l'on souhaite épurer, des floccs d'hydroxydes métalliques par électrodissolution d'anodes solubles (le fer et l'aluminium sont les matériaux d'anode les plus utilisés). A des valeurs de pH proches de la neutralité ou légèrement acide (4 à 7), l'aluminium et le fer dissous sous forme cationique, réagissent avec l'eau pour former des complexes de type $Al_2(OH)_5^+$, $Al_2(OH)_2^{4+}$, ou des hydroxydes peu solubles $Al(OH)_3$, $Fe(OH)_2$ ou $Fe(OH)_3$. Ce sont ces dernières formes qui jouent le rôle de coagulant ; des agrégats de particules sont alors formés et peuvent décanter pour laisser place à une eau claire et "épurée". Le champ électrique régnant dans la cellule d'électrolyse entraîne la migration des particules colloïdales vers l'anode, ce qui a pour effet d'accroître leur probabilité de rencontre, donc de favoriser la coagulation - floculation. L'électrolyse de l'eau entraîne aussi la formation de petites bulles d'oxygène et d'hydrogène (dont la taille moyenne est inférieure à 100 micromètres) respectivement à l'anode et à la cathode. Ces bulles sont principalement constituées d'hydrogène car la formation d'oxygène est une réaction secondaire et souvent d'une importance négligeable à l'anode. Ces microbulles s'adsorbent

alors sur les matières flocculées et peuvent provoquer leur ascension. Ce phénomène est parfois favorisé pour récupérer les boues par flottation. La mousse formée peut être de stabilité médiocre et les matières oxydables retombent au fond de la cuve. Malgré ce fait, de nombreuses particules légères et lourdes restent en suspension et il faut recourir à leur séparation par décantation ou par filtration.

Poteaux (1978) a proposé une classification de la pollution en trois classes :

- La matière décantable et donc éliminable par un simple traitement physique tel que la décantation ou la flottation naturelle sans ajout de réactifs.
- La matière colloïdale : Rovel (1947) la définit comme l'ensemble des particules qui ne sont pas directement sédimentables et de faible taille ($< 20 \mu\text{m}$). Ces particules sont caractérisées par une charge électrique de surface généralement négative qui provoque une répulsion inter particule et empêchent toute agrégation. Selon le même auteur, pour obtenir une agrégation, il faut prévoir une double action de coagulation (annulation des charges négatives) et de floculation (assemblage de particules).
- La matière soluble qui est souvent la plus difficile à éliminer.

Il est intéressant de noter que l'électrocoagulation a l'avantage d'agir potentiellement sur les particules en suspension et la matière dissoute (Debillemont, 1996 ; Michel, 1996). C'est une méthode électrochimique d'épuration d'eau efficace aussi bien pour les eaux de consommation humaine que les effluents industriels avant leur rejet dans la nature (Mollah *et al.* 2004).

L'électrocoagulation est particulièrement intéressante pour les effluents très fortement chargés en pollution organique, jusqu'à 200 g/L, les effluents colorés et ceux contenant des métaux lourds. Elle est donc aussi particulièrement intéressante sur les sites industriels composés de petites unités indépendantes et dont les effluents sont mélangés. Le traitement de ces effluents industriels, pouvant contenir une pollution complexe, organique, minérale et colorée de composition et de débit variables dans le temps, nécessite un prétraitement robuste avant d'être acheminés vers une station de traitement biologique classique. Nous reviendrons plus en détail sur les nombreuses applications industrielles. Néanmoins, il existe une application un peu différente de l'électrocoagulation, il s'agit du traitement de grosses quantités d'eau polluée à un degré moindre par des métaux lourds et quelques composés organiques avant rejet dans le milieu naturel dans les mines d'extraction. Cette application diffère notablement de celles qui nous préoccupent puisqu'elle concerne le traitement d'un débit élevé mais faiblement pollué alors que nous nous intéressons à de faibles débits d'effluent très pollués.

Cette thèse qui relève du génie électrochimique appliquée à l'environnement a été réalisée dans le cadre d'une bourse de l'Ambassade de France à Ouagadougou. Elle se doit d'apporter deux types de contribution. La première est bien évidemment scientifique. Nous verrons dans le chapitre bibliographique que cette tâche est particulièrement difficile dans le cas présent. En effet, la littérature est particulièrement abondante sur ce sujet, une recherche sur « science direct » avec le mot clé « electrocoagulation » conduit à plus de 77 références sur la seule année 2007. Nos objectifs scientifiques sont de répondre aux trois verrous scientifiques suivants listés par ordre d'importance :

- Etude de la compétition entre la pollution organique et la pollution par des métaux lourds lors du traitement simultané de ces deux pollutions ;

- Vérifier si les différences de comportement des cinétiques d'élimination de la DCO et du COT observés par Khemis *et al.* (2006) dans le cas des huiles solubles existent aussi pour les effluents textiles et de tannerie ;
- Comparer les résultats obtenus avec les deux types principaux d'électrodes pour un même effluent. En effet, paradoxalement on trouve des dizaines d'articles décrivant le traitement d'effluents industriels variés par des électrodes en fer ou en aluminium mais très peu comparent les résultats obtenus avec les deux électrodes pour des effluents parfaitement identiques.

La seconde contribution concerne l'applicabilité de cette méthode aux problèmes principaux de pollutions rencontrés au Burkina Faso. Les principales industries du Burkina Faso sont l'agro-alimentaire, l'industrie textile et les tanneries ; les effluents de ces industries sont chargés en pollution organique. Nous nous sommes plus particulièrement intéressés à la tannerie qui pose respectivement le problème des pollutions olfactives et de celle chargée en métaux lourds (plus spécifiquement en chrome).

Afin d'apporter une contribution à ces problématiques, nous proposons les chapitres suivants :

Le chapitre I est l'étude bibliographique du traitement des effluents industriels par l'électrocoagulation. Comme nous l'avons signalé plus haut, la littérature est extrêmement abondante sur le sujet et une synthèse exhaustive est inenvisageable et serait, de toutes les façons, fastidieuse pour le lecteur. Après avoir tout de même rappelé le principe de ce procédé, nous avons synthétisé les principaux résultats sur le traitement des effluents organiques et des métaux lourds. Nous avons plus détaillé les points fondamentaux qu'ils restent à éclaircir afin de justifier notre choix scientifique.

Le chapitre II décrit les effluents étudiés, le dispositif expérimental mis au point, les analyses effectuées et le détail des conditions opératoires choisies pour les expériences et sa justification.

Le chapitre III présente l'ensemble des résultats obtenus sur nos traitements. Il détaille l'influence des paramètres de l'EC sur la cinétique de traitement des pollutions. C'est une des parties importantes du document.

Le chapitre IV présente les différents modèles de cinétique d'élimination des pollutions lorsque cela est possible. Ces modèles ont été confrontés aux valeurs expérimentales. Ce chapitre est, avec le chapitre III, le cœur de la thèse puisque l'on retrouve dans ces deux chapitres la réponse aux trois verrous scientifiques exposés.

Enfin, le chapitre V est centré sur l'application du traitement aux effluents industriels et de tannerie du Burkina Faso et plus précisément de Ouagadougou sa capitale. Il comprend notamment, l'estimation des flux de pollution, une analyse technico-économique de l'implantation de ce procédé au Burkina-Faso et l'impact espéré sur l'écosystème.

Une conclusion et des perspectives générales viendront clore ce manuscrit.

CHAPITRE I
ETUDE BIBLIOGRAPHIQUE

Chapitre I : Etude bibliographique

1. Coagulation-floculation.....	13
1.1. Théorie de la double couche.....	13
1.2. Mécanismes de destabilisation des suspensions colloïdales par la coagulation.....	14
1.3. Les étapes de l'agrégation	15
1.4. La floculation	15
2. Le procédé d'électrocoagulation (EC)	18
2.1. Historique du procédé	18
2.2. Principes de l'EC.....	19
2.3. Les différents matériaux utilisés pour les électrodes	20
2.4. Les réactions aux électrodes : rendement faradique.....	20
2.5. Les différents types d'électrodes et de connexions électriques.....	22
2.6. Principales lois de l'électrolyse.....	23
2.7. Exemples d'effluents traités par électrocoagulation	27
3. Comparaison entre la floculation-coagulation chimique et l'électrocoagulation.....	31
4. Chimie de l'aluminium et du fer	32
4.1. L'aluminium.....	32
4.2. Le fer	34
5. Principaux résultats obtenus.....	37
5.1. Traitement des effluents organiques	37
5.2. Traitement des métaux lourds	37
5.3. Traitement du chrome VI	38
5.3.1. Problématique.....	38
5.3.2. Traitement du chrome par électrocoagulation.....	38
6. Modélisation et modèles existants.....	40
6.1. Modèles électriques.....	40
6.2. Modèles électrochimiques de l'impédance	40
6.3. Modèles d'élimination de polluants	40
Conclusion sur la bibliographie	42

L'objectif de ce chapitre est de donner un récapitulatif des principales connaissances sur l'électrocoagulation et de décrire plus précisément les manques qui nous ont conduit à choisir les trois verrous scientifiques que l'on souhaite lever (voir en Introduction générale). Il décrit le principe de l'électrocoagulation, les résultats obtenus lors du traitement de la pollution organique et des métaux lourds pour différents types d'effluents, la comparaison de différentes électrodes et les différentes approches pour la modélisation. Mais il est difficile lorsque l'on choisit d'exposer des travaux sur l'électrocoagulation de ne pas rappeler en premier lieu les principes physiques de base de la coagulation-floculation chimique.

1. Coagulation-floculation

La coagulation-floculation facilite l'élimination des MES (Matières En Suspension) et des colloïdes en les rassemblant sous forme de floes dont la séparation s'effectue par décantation, flottation et/ou filtration. C'est donc un traitement physique qui permet d'éliminer tout ou partie des polluants des effluents notamment les fractions particulaires inertes ou vivantes, les fractions floculables des matières organiques et de certains métaux lourds, les micropolluants associés aux MES et les macromolécules colloïdales.

Le temps de décantation des particules coagulées dépend du type de particules, du diamètre des particules et de leur surface spécifique. Ce temps va d'une seconde pour du gravier coagulé ayant un diamètre de 10 mm et une surface spécifique de $6.10^2 \text{ m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$ à 20 ans pour du colloïde de $10^{-2} \mu\text{m}$ ayant une surface spécifique de $6.10^8 \text{ m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$ (Degrémont, 2005). Il est donc impossible que certaines particules notamment les colloïdes et les particules à surface spécifique très élevée décantent naturellement. Pour obtenir la décantation de ces particules, il faudrait assembler un très grand nombre de colloïdes en agrégats d'au moins 10 à 100 μm . Malheureusement, ces particules exercent entre elles des forces de répulsion de nature électrostatique empêchant leur assemblage. C'est ce phénomène qui rend certaines suspensions totalement stables.

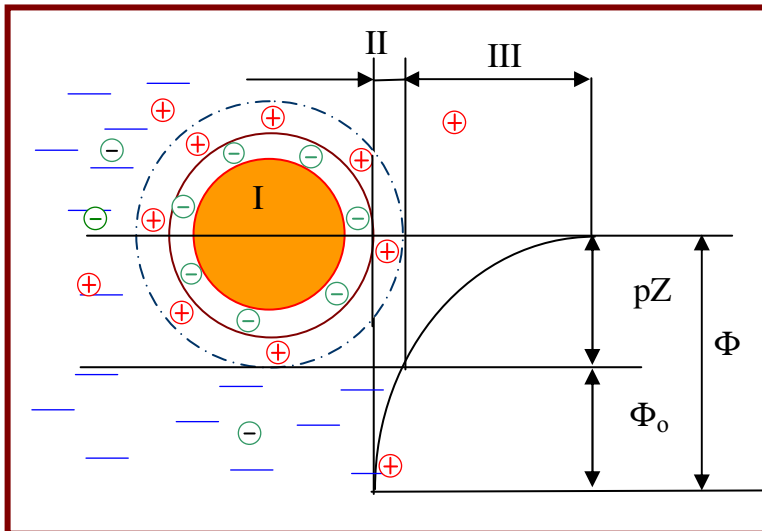
La destabilisation des entités en suspension passe par des phénomènes d'adsorption, expliqués par la théorie de la double couche. Elle explique comment les colloïdes sont traités par coagulation.

1.1. Théorie de la double couche

Les colloïdes sont généralement chargés négativement. Afin de neutraliser cette charge négative de surface, des ions positifs présents dans l'eau brute ou ajoutés sont attirés et forment une couche autour du colloïde. Diverses théories expliquent le phénomène (Bensadok, 2007).

- Helmholtz : Selon cette théorie, la totalité de la surface du colloïde est recouverte par les ions positifs assurant ainsi une électroneutralité.
- Gouy-Chapman : La couche d'ions positifs est inégalement répartie autour du colloïde ; la neutralité s'obtient à plus grande distance.
- Stern combine les deux et arrive à la neutralisation des colloïdes par une double couche.

La figure I-1 montre les différentes couches et le potentiel électrique des particules colloïdales.



I - Particule colloïdale
 II - Couche adhérente de Stern
 III- Couche diffuse de Gouy-Chapman

Φ : Potentiel total à l'interface
 Φ_0 : Potentiel différentiel dans la couche adsorbée
 pZ : Potentiel zéta

Figure I-1 : Potentiel électrique de particules colloïdales (Bensadok, 2007)

Un colloïde se caractérise par deux potentiels:

- Potentiel thermodynamique ou potentiel de Nernst ;
- Potentiel zéta ou potentiel électrocinétique.

Le potentiel thermodynamique est présent à la surface même du colloïde mais est malheureusement non mesurable par des méthodes simples.

Le potentiel zéta reste négatif comme la charge générale des colloïdes. Il donne le niveau de l'interaction mutuelle des colloïdes et se mesure par électrophorèse.

$$pZ = \frac{\kappa \cdot \mu}{\epsilon} \cdot m \cdot e \quad (I-1)$$

Cette relation simple existe entre l'électrophorèse et le potentiel zéta permettant de déterminer ce dernier. Un appareil de mesure directe du potentiel existe et est appelé zétamètre.

1.2. Mécanismes de destabilisation des suspensions colloïdales par la coagulation

Les colloïdes sont, comme souligné précédemment, chargés négativement. Etant de même signe, deux particules colloïdales se repoussent. Elles sont soumises à deux types de force de direction opposée :

- Force d'attraction gravitationnelle de van der Waals F_A , liée à la surface spécifique et à la masse des colloïdes ainsi qu'à la nature du milieu.
- Force de répulsion électrostatique F_R , liée aux charges superficielles des colloïdes et donc à leur potentiel zéta (pZ).

Si $F_A > F_R$, l'agrégation se produit

Si $F_R > F_A$, il y a principalement la répulsion entre les particules colloïdales

L'énergie totale d'interaction (E) entre les particules colloïdales est la somme de l'énergie répulsive E_R due au potentiel électrique et l'énergie attractive E_A (figure I-2). E et F sont des grandeurs proportionnelles.

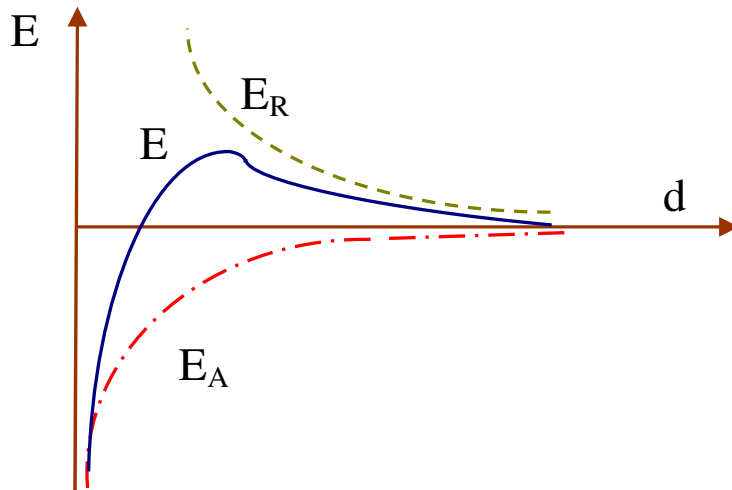


Figure I-2 : Energie d'interaction entre deux particules lipophiles en fonction de la distance depuis la surface de la particule (Bensadok, 2007).

1.3. Les étapes de l'agrégation

La coagulation est la destabilisation des particules colloïdales par addition d'un réactif chimique, le coagulant, qui apporte au milieu des cations multivalents, libres ou liés à une macromolécule organique. Ces cations sont attirés et adsorbés sur la couche de Stern. Le potentiel zêta s'annule ou avoisine le zéro avec la neutralisation de toutes les charges avoisinantes. Il faudra donc que le coagulant se disperse dans l'eau pour obtenir une répartition homogène avant toute précipitation d'hydroxyde. Cela demande une forte agitation en un temps court ou, en d'autres termes, utiliser un gradient de vitesse très élevé.

En régime turbulent, le gradient de vitesse est défini par la formule :

$$G = \left(\frac{P}{V\mu} \right)^{1/2} = \kappa \left(\frac{P}{V} \right)^{1/2} \quad (I-2)$$

G = Gradient de vitesse moyen (s^{-1})

P = Puissance mécanique dissipée (W)

V = Volume occupé par le fluide (m^3)

μ = Viscosité dynamique (Pa.s)

L'agrégation se fait à travers trois phénomènes successifs que sont l'hydrolyse (formation des radicaux hydroxydes métalliques), la coagulation et la floculation (figure I-3).

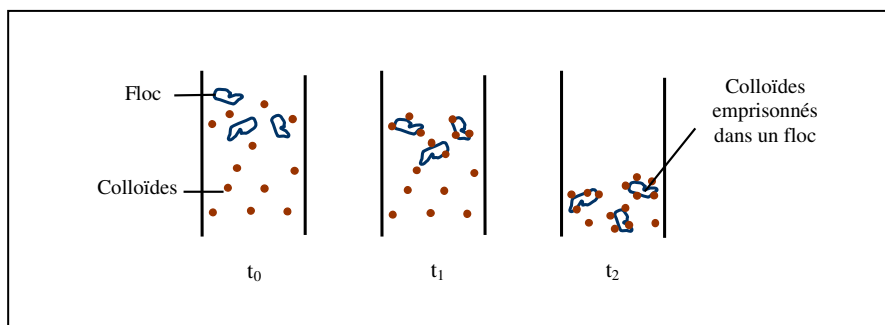


Figure I-3 : Emprisonnement des particules dans les flocs pendant la décantation (Bensadok, 2007)

Quand les particules préalablement déchargées s'agglomèrent en microflocs par partage, soit par les hydroxydes résultant de l'hydrolyse du coagulant minéral, soit par les macromolécules de polyélectrolytes cationiques, on parle de floculation. En effet les microflocs s'agrègent en flocons plus volumineux et décantent. Il arrive qu'un adjuvant de floculation soit ajouté.

L'agrégation successive des particules est régie par des phénomènes de transport de la floculation :

Il y a la floculation péricinétique liée à l'agitation brownienne, où toutes les particules ont la même énergie cinétique et donc les plus petites ont les vitesses les plus élevées, d'où une plus grande probabilité de rencontre. La vitesse de floculation au cours du temps est donnée par :

$$\frac{dn}{dt} = -\alpha \left[\left(\frac{8KT}{3\mu} \right) n^2 \right] \quad (I-3)$$

n = Nombre de particules par unité de volume ($1/m^3$)

α = Fraction des chocs efficaces

K = Constante de Boltzmann (SI)

T = Température absolue (K)

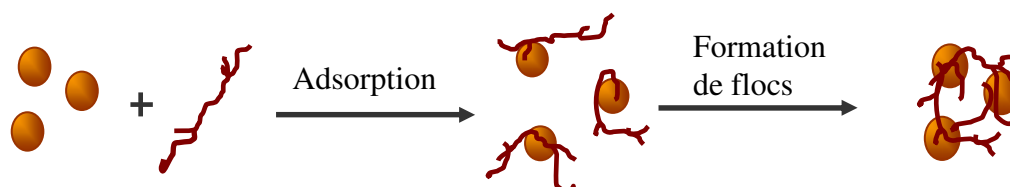


Figure I-4 : Adsorption et pontage à l'aide de polymères (Bensadok, 2007)

On remarque l'influence très grande de la densité des particules définie comme le nombre de particules par unité de volume. Cette formule n'est valable qu'avec les particules dont la taille est inférieure à $10 \mu m$.

La floculation orthocinétique est, quant à elle, liée à l'énergie mécanique dissipée dans la zone de floculation. Elle permet d'obtenir un floc volumineux facilement séparable. La loi la décrivant est fonction du régime d'écoulement.

En régime laminaire, $\frac{dn}{dt} = \left(-\frac{1}{6} \right) \alpha n^2 d^3 G$ (I-4)

En régime turbulent, $\frac{dn}{dt} = -Kn^2 d^3 G$ (I-5)

Dans ce cas, c'est le gradient de vitesse qui est un paramètre très important. Le gradient de vitesse agit sur la probabilité de rencontre des microflocs mais il n'est pas possible de l'augmenter exagérément. Pour des valeurs élevées de G , les floccs subissent un cisaillement mécanique qui les détruit. En coagulation, on admet une valeur de G comprise entre 400 et $1000 s^{-1}$ mais en floculation le gradient ne peut excéder $100 s^{-1}$ et beaucoup moins quand les floccs sont de taille supérieure au millimètre. La coagulation se produit de façon rapide (quelques secondes) alors que la floculation requiert plus de temps (20 min et plus).

Selon la théorie de Schulze-Hardy, l'efficacité de la coagulation est proportionnelle à la valence du cation.

$$C = \kappa \cdot z^{-6} \quad (I-6)$$

où C représente la demande en réactifs et z la valence du contre ion utilisé. Le choix du réactif tient donc compte de sa valence. C'est ce qui justifie l'utilisation courante des sels de fer et d'aluminium qui sont trivalents.

Au cours du traitement par coagulation, les caractéristiques physico-chimiques de l'eau telles que le pH, le Titre Alcalimétrique Complet (TAC) et la conductivité sont modifiées. L'efficacité du traitement dépend du pH. Le pH optimal constitue un compromis entre le pH nécessaire à la coagulation des colloïdes (leur nature et leur point isoélectrique) et le pH nécessaire à la floculation (correspondant au minimum de solubilité du métal).

Par exemple, le pH optimal de coagulation-floculation est compris entre 6 et 7.4 pour l'aluminium et est supérieur à 5 pour le fer.

Exemple de l'aluminium :

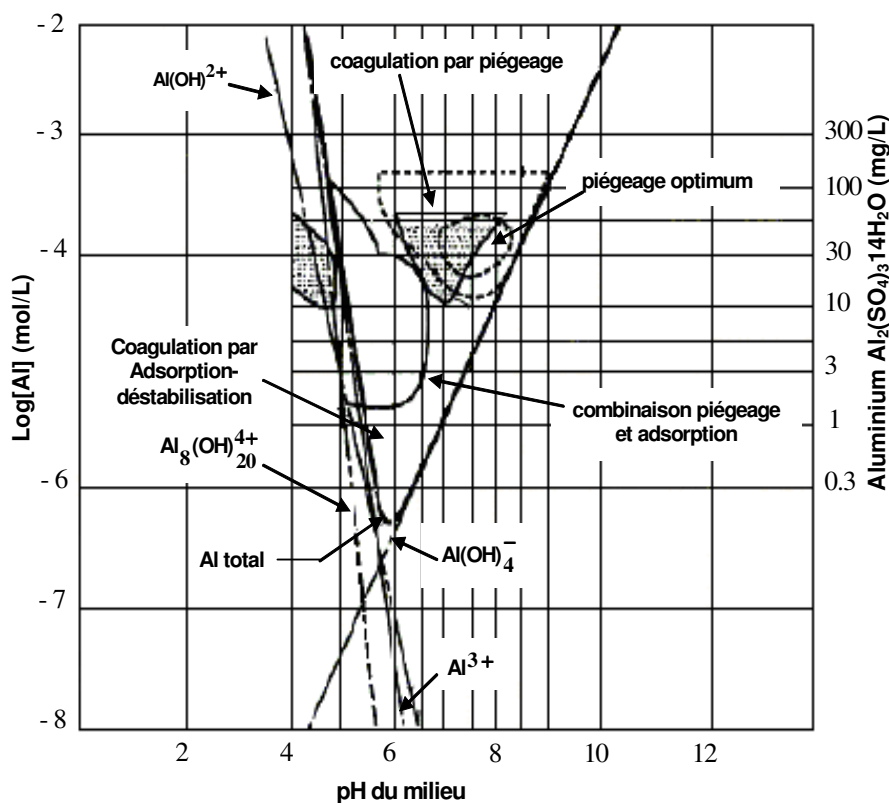


Figure I-5 : Diagramme de coagulation au sulfate d'aluminium (Bensadok, 2007)

La quantité de coagulants à ajouter peut être optimisée par une étude du potentiel zêta, le traitement idéal correspondant à un pZ de zéro.

Pour rendre le traitement plus efficace, certains adjuvants contribuant à former des floccs résistants de plus grand diamètre sont utilisés.

Récapitulatif du traitement par la coagulation chimique au sulfate d'aluminium :

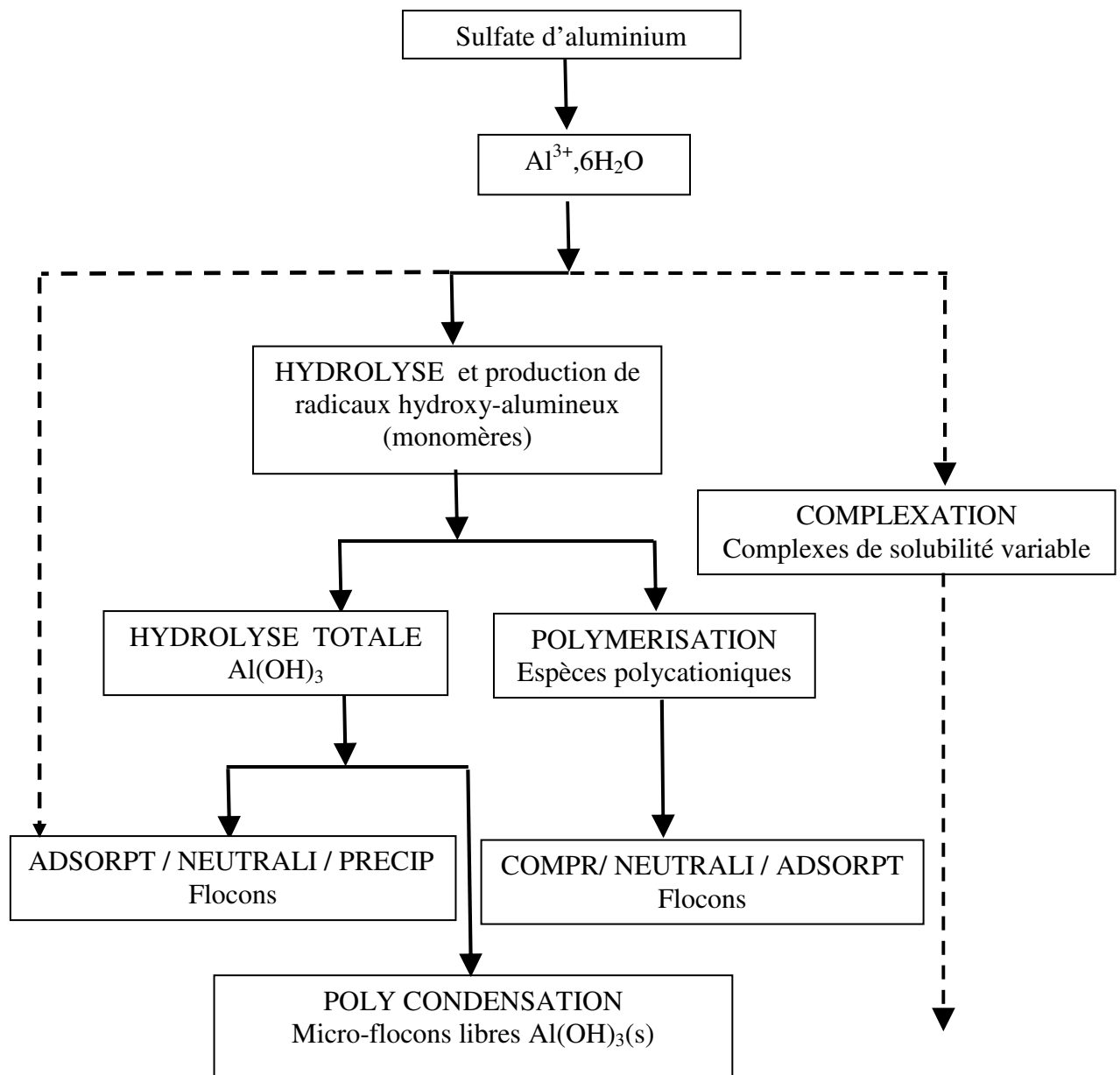


Figure I-6 : Mécanismes et produits dérivés du sulfate d'aluminium lors de la coagulation (Bensadok, 2007)

2. Le procédé d'électrocoagulation (EC)

2.1. Historique du procédé

L'électrocoagulation (EC) est une technique de traitement développée avant le 20^{ème} siècle. Un pilote a été construit à Londres en 1889 pour traiter de l'eau de mer par électrolyse. Une demande de licence a été déposée par A.E. Dietrich en 1906 pour le traitement des eaux usées de manufactures.

En 1909, J.T. Harries (cité par Debillemont, 1996) reçut une licence des USA pour le traitement des eaux usées par des électrodes de fer et d'aluminium.

En 1940, Matteson et al (cité par Moreno *et al.* 2007a) décrivait un « coagulateur électronique » qui consistait à faire dissoudre une anode en aluminium pour ensuite former avec les hydroxydes produits à la cathode, des hydroxydes d'aluminium qui flocculent et coagulent en entraînant les matières en suspensions et purifient l'eau.

Un procédé similaire a été développé en Grande Bretagne pour traiter les eaux de rivière par des électrodes de fer.

L'EC a été utilisée pendant toutes ces années sans véritablement connaître un succès et sans qu'elle ne soit acceptée par les populations et les industriels. Cependant, ces dernières années, on constate un regain d'intérêt, et son utilisation s'est accrue et bon nombre d'industriels font appel à elle pour le traitement de leur effluent. La technologie a été optimisée pour minimiser la consommation énergétique et pour augmenter l'efficacité du traitement. Son efficacité a été démontrée sur divers polluants. Il est efficace dans le traitement des métaux lourds tels que Pb, Cd, Cr et As ; les métaux tels que Mn, Cu, Zn, Ni, Al, Fe, Sn, Mg, Se, Mo, Ca et Pt ; également des anions tels que CN^- , PO_4^{3-} , SO_4^{2-} , NO_3^- , F et Cl⁻ ; les non métaux tels que le phosphore et des composés organiques, Hydrocarbures Totales de Pétrole (TPH), Toluène, Benzène et Xylène (TBX), Methyl tert-butyl ether (MTBE), DBO, MES, Minéraux, colorants organiques, huiles et graisses tous des effluents industriels variés (Moreno *et al.* 2007a).

2.2. Principes de l'EC

L'électrocoagulation est une méthode de traitement des eaux basée sur la dissolution électrochimique d'un métal sacrificiel qui, une fois dans l'effluent et moyennant les autres réactions connexes telle que l'électrolyse de l'eau, donne des complexes d'hydroxydes métalliques qui vont assurer l'adsorption puis la floculation des particules et des composés polluants dissous.

Elle est considérée comme un procédé complexe avec une multitude de mécanismes synergiques concourant au traitement de la pollution. Holt *et al.* (2002) ont pu identifier trois catégories de mécanismes en électrocoagulation :

- les phénomènes électrochimiques,
- la coagulation et
- l'hydrodynamique.

L'action directe d'un champ électrique sur une eau résiduaire permet de créer des conditions d'une bonne coagulation-floculation (Rovel, 1947). En effet le champ électrique permet de créer, d'une part, un gradient de vitesse affectant toutes les particules chargées notamment les ions et les colloïdes facilitant ainsi leur rencontre (Debillemont, 1996) et, d'autre part, en utilisant les anodes de fer et d'aluminium, on arrive à faire passer en solution des quantités contrôlables d'ions métalliques indispensables à la création de floccs de taille suffisante.

La séparation de la masse aqueuse est réalisée par flottation ou par décantation.

Mollah *et al.* (2001) résument ce processus comme suit:

- a) La formation des coagulants par l'oxydation électrolytique de métaux sacrificiels
- b) La destabilisation des contaminants, des polluants, des matières en suspension et la cassure des émulsions
- c) L'aggrégation des phases destabilisées pour former les floccs.

Cette dernière étape peut être résumée par les sous étapes suivantes :

- Présence forte de la double couche diffuse autour des espèces chargées obtenues grâce aux interactions des ions métalliques provenant de la dissolution de l'anode sacrificielle ;

- Neutralisation des espèces ioniques présentes dans l'eau par les cations ;
- Formation de floccs comme le résultat de l'agglomération des particules et des colloïdes autour des espèces coagulées.

Le procédé d'électrocoagulation peut être utilisé seul ou en série avec d'autres procédés dans une chaîne de traitement des eaux.

2.3. Les différents matériaux utilisés pour les électrodes

Les électrodes les plus couramment utilisées sont celles en fer et en aluminium. Cependant des essais ont été conduits sur d'autres types d'électrode. Le tableau suivant illustre quelques couples d'anode/cathode qui sont utilisés en électrocoagulation.

Tableau I-1 : Matériaux d'électrodes utilisés en EC

Electrodes utilisées	Références
Anode en plomb et cathode en acier inox	Vik <i>et al.</i> (1984)
Titane /Platine et Ti/Pt/Ir	Garrote <i>et al.</i> (1995)
Al et Mn	EDF GDF Services et partenaires (1995)
Fe/Fe	Ibanez <i>et al.</i> (1995), Ögütveren and Koparal (1997), Ibanez <i>et al.</i> (1998), Hansen <i>et al.</i> (2006), Lai <i>et al.</i> (2006), Mrozowski <i>et al.</i> (1983), Golder <i>et al.</i> (2005), Wilcock <i>et al.</i> (1996), Christoskova <i>et al.</i> (1988), Do et Chen (1994), Zaroual <i>et al.</i> (2006), Golder et Samanta (2006), Meneses <i>et al.</i> (2005), Ün <i>et al.</i> (2006), Daneshvar <i>et al.</i> (2006).
Fe/Al ou Al/Fe	Gao <i>et al.</i> (2005), Mollah <i>et al.</i> (2004), Holger (1995), Damien <i>et al.</i> (1992), Mrozowski et Zielinski (1983), Kobya <i>et al.</i> (2006), Can <i>et al.</i> (2006).
Ti/acier	Jordao <i>et al.</i> (1997).
Comparaison Al et Fe	Golder <i>et al.</i> (2006), Kobya <i>et al.</i> (2006).
Al/Al	Murell, Wilfried Anthony (1987), Donini <i>et al.</i> (1994), Groterud et Smoczynski (1992), Biotys (1995), Lu <i>et al.</i> (1999), Rubach et Saur (Octobre 1997), Michel (1996), Khemis <i>et al.</i> (2006), Kobya <i>et al.</i> (2006), Ögütveren et Koparal (1997), Lai et Lin (2006), Mrozowski et Zielinski (1983), Do et Chen (1994).
Al/Cu et Fe/Cu	Tsai <i>et al.</i> (1997)
Al/Sn	Kliskic <i>et al.</i> (1998).
Zn/Ni	Roev et Gudim (1996)

2.4. Les réactions aux électrodes: rendement faradique

L'effluent va passer à l'intérieur d'une cellule formée d'un ou plusieurs couples d'électrodes entre lesquelles existe un courant électrique qui va créer des réactions électrochimiques.

A l'anode :

On a l'oxydation et le métal va passer de l'état solide à l'état ionique selon la réaction :



L'aluminium se dissout suivant:



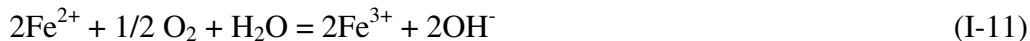
Du fait du potentiel standard très négatif du couple Al/Al³⁺, l'aluminium réagit avec l'eau en présence d'anions tels que les chlorures.



La dissolution du fer se fait à travers la réaction suivante:

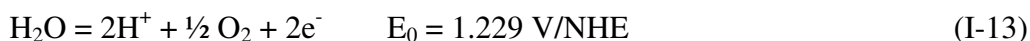


Les ions ferreux précipitent sous forme de Fe(OH)₂ à un pH supérieur à 6. Cependant, les ions ferreux sont instables dans un environnement contenant de l'oxygène comme en présence d'oxygène dissout dans l'eau (Irdemez *et al.* 2006).



Les ions ferriques à des niveaux variés d'hydratation forment dans l'effluent les hydroxydes ferriques qui sont responsables des floccs bruns qui précipitent. Même s'il est souvent ressorti que les hydroxydes ferriques favorisent le traitement, plusieurs autres hydroxydes et oxydes sont souvent cités (Treille, 1973 ; Dalrymple, 1995).

L'électrolyse de l'eau se produit à la cathode et à l'anode. Dans le cas d'un milieu acide, on a les réactions suivantes:



Les cations métalliques forment des complexes avec les ions hydroxydes. L'espèce majoritaire dépend du pH du milieu.

Dans le cas de l'aluminium, on trouve une multitude de complexes anioniques et cationiques (Murugunathan *et al.* 2004a):

- Les monocomplexes: Al(OH)²⁺, Al(OH)₂⁺, Al(OH)₄⁻
- Les polycomplexes: Al₂(OH)₂⁴⁺, Al₂(OH)₅⁺, Al₆(OH)₁₅³⁺, Al₁₃(OH)₃₄⁵⁺
- Les espèces amorphes et très peu solubles telles que Al(OH)₃, Al₂O₃

Can *et al.* (2006) rappellent que les floccs polymérisent et $n \text{ Al(OH)}_3$ donnent $\text{Al}_n (\text{OH})_{3n}$.

Dans le cas du fer, on a les complexes tels que FeOH^{2+} , Fe(OH)_2^+ , Fe(OH)_2 , Fe(OH)_3 , Fe(OH)_4^- et FeO(OH) , $\text{Fe}_2(\text{OH})_2^{4+}$, $\text{Fe}_2(\text{OH})_4^{2+}$ (Gomes *et al.* 2007).

Les complexes s'adsorbent sur les particules et annulent aussi leurs charges colloïdales, ce qui conduit à destabiliser l'émulsion. Cela se passe de cette manière dans le cas de la coagulation chimique. On note les différences au niveau de la source de coagulant chimique et électrochimique et au niveau de la présence du champ électrique dans le cas de l'électrocoagulation qui facilite la migration des espèces.

A la cathode, la réduction de l'eau conduit à la formation d'hydrogène dont le dégagement permet la flottation des particules flocculées. La taille des microbulles est assez faible et estimée entre 20 et 30 micromètres. Ces bulles empêchent ou réduisent la formation des dépôts sur la cathode et donc augmentent le rendement de l'EC quel que soit le type d'électrode utilisé.

Dans le cas des électrodes en fer, l'oxydation de l'eau à l'anode par la formation d'oxygène contribue à oxyder les ions ferreux en ferriques pour rendre efficace la flottation (Drogui *et al.* 2007).

Le rendement faradique très supérieur à l'unité lorsque les électrodes d'aluminium sont utilisées peut s'expliquer par l'oxydation chimique de l'aluminium par les ions OH^- produits selon (Picard *et al.* 2000 ; Khemis, 2005) ou bien par la présence de Cl^- qui réduit la passivation de l'aluminium (Khemis, 2005).

2.5. Les différents types d'électrodes et de connexions électriques

Plusieurs technologies d'électrocoagulation existent. Les cellules électrochimiques peuvent être montées en série ou en parallèle seules ou associées à d'autres types de procédés tels que les méthodes biologiques, les filtres presses, des décanteurs ou d'autres méthodes physiques de traitement.

Au laboratoire ou en industrie, on trouve diverses géométries de plaques telles que les plaques planes, cylindriques, des lits fixes de billes sphériques, et des électrodes rotatives. Les électrodes planes offrent un montage et un nettoyage faciles des plaques surtout lorsque la dimension du réacteur atteint une certaine taille.

On distingue trois modes de connexion électrique : le mode monopolaire en série, le mode bipolaire série et le mode monopolaire en parallèle. La différence entre les trois modes se trouve dans la connexion entre les électrodes qui entraîne une différence des expressions des tensions et des intensités de courant dans les cellules.

- La connexion monopolaire en série montre que l'utilisation de n électrodes présente $n/2$ résistances (chacune définie par l'ensemble anode, électrolyte et cathode) en série. Si le générateur fournit une tension U et une intensité I , chaque résistance est traversée par un courant I et soumise à une tension $U/2n$.
- La connexion bipolaire série présente des caractéristiques qui se rapprochent de la précédente connexion. Le même courant I passe à travers les résistances qui sont soumises à la tension $U/n-1$. On remarque toutefois une différence dans le nombre de résistances. Pour n électrodes, il y a $(n-1)$ résistances.

- Pour le mode de connexion monopolaire parallèle, on a n électrodes qui donnent $n-1$ résistances montées en parallèles. Dans le cas où le générateur fournit une tension U et une intensité I , les cellules sont soumises à la même tension U . L'intensité qui passe à travers chaque résistance vaut $I/n-1$.

2.6. Principales lois de l'électrolyse

Le procédé d'électrocoagulation met en œuvre plusieurs types de phénomènes tels que les réactions chimiques inter-ioniques, les réactions électrochimiques d'oxydoréduction, les phénomènes physiques de transfert de charge à l'interface électrode solution, les adsorptions physiques ou chimiques entre hydroxydes et polluants et adsorption chimique entre les ions métalliques et la pollution, l'hydrodynamique dans l'espace inter électrodes, les interactions gaz-liquide plus précisément entre les gaz produits et la solution.

La compréhension de tous ces phénomènes est indispensable pour la maîtrise et l'optimisation du procédé. Cela se fait par la maîtrise d'un certain nombre de lois :

- Cinétique de transfert de charge ou loi de Butler-Volmer
- La loi de Faraday
- L'expression de la tension de cellule
- Energie consommée et rendements d'électrolyse

2.6.1. La cinétique de transfert de charge ou loi de Butler-Volmer

La cinétique de transfert de charge et de matière qui se produit à l'interface électrode-solution régit les courbes courant-potentiel. On distingue essentiellement dans la réaction, le transfert de l'espèce A du sein de la solution vers la surface d'électrode, l'adsorption chimique ou physique de A selon sa nature à la surface de l'électrode, le transfert de charge entre la surface et l'espèce adsorbée conduisant à la formation de B , la désorption de l'espèce B et le transfert de l'espèce B depuis la surface vers l'électrolyte. La figure I-7 illustre les étapes de transfert de matière dans une cellule électrochimique.

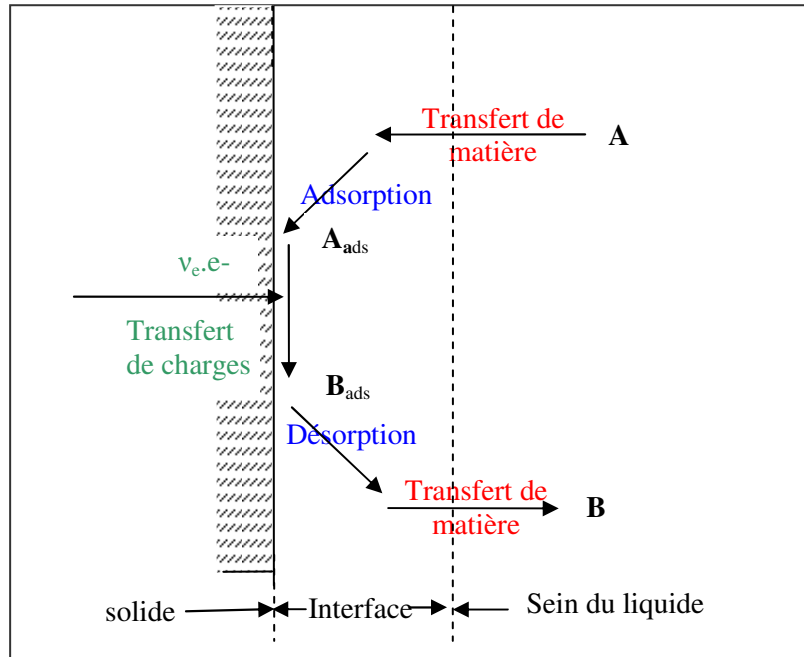


Figure I-7 : Les étapes de transfert de matière dans une cellule électrochimique (Khemis, 2005)

L'équation de Butler-Volmer donne la variation de la densité de courant en fonction de la surtension en absence de limitation par le transfert de matière et dans le cas d'une réaction réversible. Sa formule est donnée par la relation (I-14) :

$$i = i_0 \left[\exp\left(\alpha \cdot \frac{ve.F}{RT} \eta\right) - \exp\left(- (1-\alpha) \cdot \frac{ve.F}{RT} \eta\right) \right] \quad (\text{I-14})$$

où i_0 , la densité de courant d'échange est donnée, selon cette théorie, par :

$$i_0 = nFk^0 (C_{Red}^0)^\alpha (C_{Ox}^0)^{1-\alpha} \quad (\text{I-15})$$

Où k_m est le coefficient de transfert de charge.

La relation (I-14) peut être simplifiée dans les cas suivants :

- A faible valeur de surtension au voisinage de l'équilibre thermodynamique, la densité de courant est exprimée par une relation linéaire simple :

$$i = i_0 \cdot \frac{ve.F}{RT} \cdot \eta \quad (\text{I-16})$$

- A forte valeur absolue de surtension, l'expression de la densité de courant s'exprime par :

- Pour l'anode :
$$i = i_0 \exp\left(\alpha \cdot \frac{ve.F}{RT} \eta_a\right) \quad (\text{I-17})$$

- Pour la cathode : $i = -i_0 \cdot \exp\left(- (1 - \alpha) \cdot \frac{v_e \cdot F}{RT} \eta_c\right)$ (I-18)

La surtension s'exprime par la relation de Tafel : $\eta = a + b \ln|i|$ (I-19)

2.6.2. La loi de Faraday

La quantité de matière produite ou consommée lors d'une réaction électrochimique se calcule par la loi de Faraday et est fonction de la durée de l'opération Δt et de l'intensité du courant I.

$$m = \frac{I \cdot \Delta t \cdot M}{v_e \cdot F} \quad (\text{I-20})$$

où M est la masse molaire de l'espèce considérée. Cette relation (I-20) suppose que les électrons échangés ont servi effectivement à la réaction considérée.

Une partie de l'énergie imposée peut être utilisée par des réactions secondaires, d'où la notion de rendement faradique. Il se détermine par le rapport de la quantité théorique d'électricité nécessaire pour produire ou consommer une mole de B sur la quantité d'électricité réellement consommée ou produite.

Soit la réaction suivante :



Le rendement faradique est donné par :

$$\Phi = \frac{v_e F}{Q} \frac{m_B}{M_B} \quad (\text{I-22})$$

avec Q, la charge électrique et m_B la masse de l'espèce B formée.

2.6.3. La tension de cellule

Lorsque le courant circule dans une cellule électrochimique, il en résulte une augmentation de la tension. Cette tension se décompose en plusieurs éléments (figure I-8):

- Le potentiel d'équilibre réversible de l'anode, $E_{0,a}$
- La surtension d'activation à l'anode, η_{Aa} , qui est fonction de la densité de courant
- La surtension de diffusion à l'anode, η_{Da} , résultant de la différence de concentration de l'espèce A entre l'anode et l'électrolyte, par la relative lenteur des phénomènes de diffusion-convection
- La chute ohmique dans la masse de la solution, qui transforme une partie de l'énergie électrique fournie en chaleur par effet Joule.

- La surtension de diffusion à la cathode η_{Dc} , générée par le gradient de concentration au voisinage de la cathode.
- La surtension d'activation η_{Ac} de la réaction électrochimique se produisant à la cathode
- Le potentiel d'équilibre réversible de la cathode, E_{0c} .

La tension appliquée est ainsi donnée par l'équation suivante:

$$U_c = E_a - E_c + \eta_{Aa} + \eta_{Da} + |\eta_{Dc}| + |\eta_{Ac}| + R_s \cdot I \quad (I-23)$$

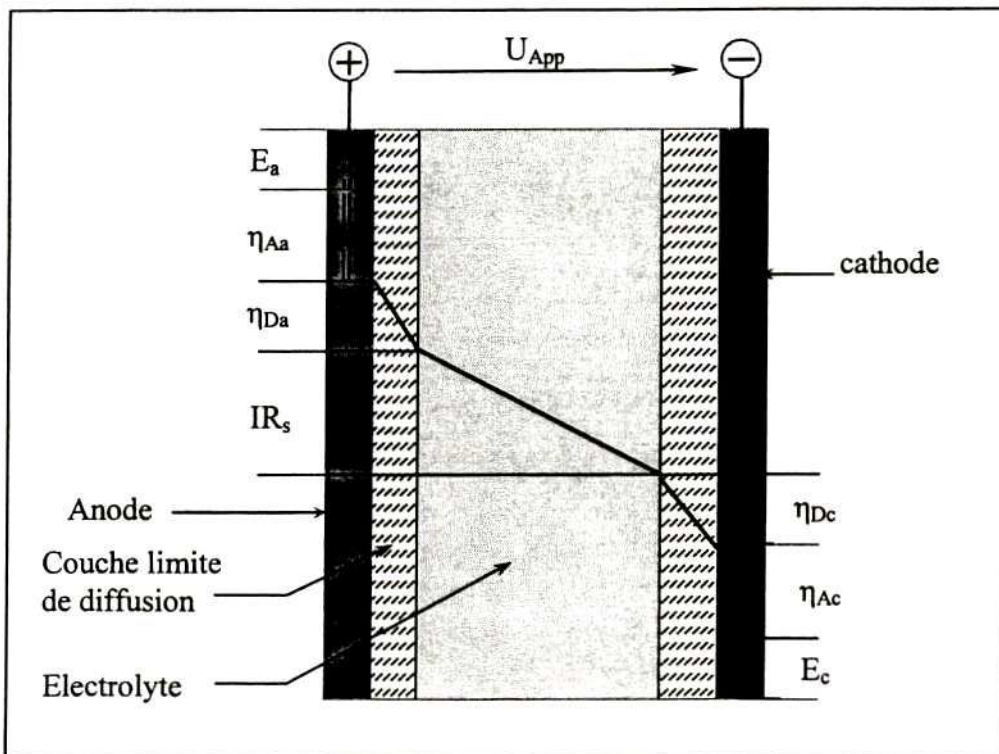


Figure I-8: Décomposition de la tension de cellule (Khemis, 2005)

R_s est la résistance ohmique de l'électrolyte. Dans notre dispositif où les électrodes planes sont placées en parallèle et vis-à-vis à une distance d l'une de l'autre, on a :

$$R_s = \frac{d}{A \cdot \kappa} \quad (I-24)$$

Avec A qui représente la surface géométrique d'une face d'électrode et κ la conductivité de l'électrolyte.

2.6.4. Energie et rendements d'électrolyse

En plus du rendement faradique, on définit aussi un rendement par rapport à l'énergie consommée lors de la formation d'une mole de B. Ce rendement est défini par le rapport entre l'énergie théorique nécessaire à la formation d'une mole de B et l'énergie réellement consommée pendant l'électrolyse.

Ce rendement d'électrolyse peut se simplifier à :

$$\Phi_E = \Phi \frac{U_0^0}{U_c} \quad (\text{I-25})$$

avec Φ , le rendement faradique, U_0^0 , la différence de potentiel standard de la réaction anodique ou cathodique et U_c , la tension réelle de la cellule.

La différence de potentiel est proportionnelle à l'opposé de la somme des variations d'enthalpie libre des processus anodiques et cathodiques, ΔG , ce qui donne la relation suivante du rendement d'électrolyse :

$$\Phi_E = \frac{-\Delta G}{vF.U_c} \Phi \quad (\text{I-26})$$

Le facteur $\left(\frac{-\Delta G}{vF.U_c} \right)$ correspond à un rendement en tension, $\frac{U_0^0}{U_c}$.

L'énergie électrique consommée, exprimée en Watt heure ou en Joule, s'exprime en fonction de la tension réelle U_c , de l'intensité I et de la période considérée Δt :

$$W = U_c \cdot I \cdot \Delta t \quad (\text{I-27})$$

2.7. Exemples d'effluents traités par électrocoagulation

Un grand nombre de travaux fondamentaux ou plus appliqués ont été entrepris pour le traitement de nombreux effluents liquides. Le tableau I-2 en donne quelques exemples significatifs.

Tableau I-2 : Les différents traitements en EC

Références	Composition	Rendement	Types de polluants	Electrodes
Gomes <i>et al.</i> (2007)	Eaux synthétiques contenant du chrome	78 à 99.6 % d'abattement	Métaux lourds (As, Cr)	Al/Fe
Bejankiwar (2002)	Eaux usées de manufacture de cigarettes, plus eaux domestiques	56% d'abattement DCO, 84% DBO	DBO, DCO, MES	Fer
Pandit <i>et al.</i> (1992)	Eaux usées domestiques avec effluents industriels	79 à 56 mg/l de DBO finale, 127 à 88mg/l de DCO finale	Turbidité, DCO, DBO, bactéries	Al/Al
Kobyas <i>et al.</i> (2003)	Effluents textiles	98% abattement de turbidité, 77% DCO	DCO, MES, COT, Turbidité	Fe et Al
Raju <i>et al.</i> (2008)	Effluent textile synthétique	99% d'abattement de MES, 62% de DCO, 47% de TKN,	DCO, DBO, MES, Chlorures, TKN, Dureté, Sulfate	Al et Fe
Canizarès <i>et al.</i>	Emulsions eau/huile	Même efficacité de CC et EC	DCO, potentiel	Al

(2008b)	(comparaion EC Al avec la coagulation chimique avec ajout de sels d'Al)	au même évolution de pH.	zêta	
Drogui <i>et al.</i> (2007)	Effluent d'agro-industries	82 à 86% d'abattement de DCO	DCO, azote, germes pathogènes, turbidité	Fe et Al
Daneshvar <i>et al.</i> (2006)	Solution basique de colorant	20 à 100% d'abattement de couleur, 75 à 99% d'abattement DCO	DCO, couleur.	Anode Fe, cathode acier
Arslan-Alaton, (2008)	Effluent réel réactif de bain	L'acier > Al, 99 à 100% d'abattement de la couleur, Al > acier pour DCO L'acier consomme 9 kWh/m ³ alors que Al en consomme 5 kWh/m ³	DCO, couleur.	Al, acier inox
Irdemez <i>et al.</i> (2006)	Eaux usées phosphatées	100% d'abattement de phosphate avec l'Al et l'abattement diminue avec la concentration de phosphate dans le cas du fer.	Phosphate	Al et Fe
Idbelkas <i>et al.</i> (2001)	Eaux usées chargées de phénol	Dégradation totale avec Pb/PbO ₂ et partielle avec Pt, abattement de phénol élevé aux potentiels élevés, l'augmentation de la concentration initiale réduit le taux l'abattement	phénol	Dioxyde de plomb et de platine
Can <i>et al.</i> (2006)	Effluent textile	PAC plus efficace que alun en CEC, CEC donne 80% d'abattement DCO contre 23% pour EC	DCO	Al
Szpyrkowicz <i>et al.</i> (1995)	Effluent de tannerie	Ti/Pt/Ir meilleur que Ti/Pt, Ti/Pt meilleur pour DCO, Ti/Pt résiste à l'attaque de l'effluent	NH ₄ ⁺ , DCO	Ti/Pt et Ti/Pt/Ir
Zuo <i>et al.</i> (2008)	Eau de consommation	Fluorure réduit de 4-6mg/l à moins de 1mg/l	Fluorure	Al
Babu <i>et al.</i> (2007)	Effluent de tannerie	Abattement de toute la pollution proportionnel à la densité de courant i, abattement meilleur à de faibles débits	DCO, DBO, TDS et Cr (VI)	Fe anode Al cathode
Escobar <i>et al.</i> (2006)	Cuivre, plomb, cadmium dans l'eau et effluent simulé	Distance interélectrodes optimale=2cm pour le traitement du plomb et 2,5cm pour le traitement du Cu et du Cd, abattement de Cu de 80%, 100% d'abattement du Pb et du Cd à pH 7 et plus	Cu, Pb, Cd	Lame d'acier
Mukhopadhyay <i>et al.</i> (2007)	Eau souterraine contaminée en Cr VI.	Réduction chimique du Cr VI par le Fe II et réduction électrochimique du Cr VI	Cr VI	Fe
Heidman <i>et al.</i> (2007)	Solution aqueuse contenant du Zn(II), Cu(II), Ni(II), Ag(I) et Cr(VI)	Réduction directe du Zn, Cu, Ni et Ag, puis précipitation en partie sous forme d'hydroxydes, puis	Zn(II), Cu(II), Ni(II), Ag(I) et Cr(VI)	Al

		coprécipitation avec $Al(OH)_3$, réduction directe à la cathode du Cr VI, puis précipitation sous forme de $Cr(OH)_3$		
Golder <i>et al.</i> (2007)	Solution aqueuse de Cr (III)	Abattement important de Cr (III) de 1000mg/l à 2mg/l, phase de latence avant que le traitement ne démarre, pH élevé permet une coprécipitation et une précipitation chimique, la boue coproduite est amorphe et doubler la densité de courant entraîne une augmentation de 18% de boue. Cr/Fe= 3,5 à 4 pour la boue	Cr(III)	acier
Muruganathan <i>et al.</i> (2004)	Effluent de tannerie	MES, Cr VI, Sulfures, éliminés à 95%, pathogènes éliminés à 99,97%, EC plus efficace sur la DCO, DBO que la CC et la sédimentation	MES, Cr, Sulfures, pathogènes, DCO, DBO	Al, Fe, Ir/Ta/Ru
Heidmann <i>et al.</i> (2007)	Eaux usées enrichies en chrome VI	Cr VI réduit directement à la cathode à i élevée, Cr VI réduit par Fe II aux faibles i, i inférieur à 0,1A rend l'EC efficace et moins chère.	Cr VI	Fe
Gao <i>et al.</i> (2005)	Eaux usées contenant du Cr VI	Réduction de CrVI en Cr III par le Fe II, Fe (III) formé et Al (III) forment de bons coagulants	Cr VI	Hybride Fe-Al
Golder <i>et al.</i> (2007)	Solution aqueuse de Cr III	Le montage bipolaire donne un abattement de Cr de 100% contre 81,5% en monopolaire au bout de 50 min d'EC, en présence de 1820mg/l de Cl^- , l'abattement décroît de 3,6%, le rendement de 64,5 et 91,7% respectifs pour les cellules bi et monopolaires.	Cr III	Fe
Vlyssides <i>et al.</i> (1997)	Liqueur de tannerie	Résultat au traitement respectif de 30min et d'une heure : abattement de DCO de 52-83%, DBO de 35-66%, MES de 8.6-26%, phénol de 95,6-99,4%, sulfure-ammoniac-Cr soluble de 100% dans les deux cas, 4,8kWh/kg et 200kWh/kg de DCO traités respectivement	DCO, DBO, MES, Composés phénoliques totaux, ammoniac, sulfures, Cr soluble	Ti/Pt anode et cathode en acier inox
Muthukumar <i>et al.</i> (2007)	CI acide orange 10	60% d'abattement de CI acide orange par EC	CI acide orange 10	Fe
Zaroual <i>et al.</i> (2006)	Effluent basique textile	Abattement 100% de couleur et 84% de DCO La potentiel zêta montre que $Fe(OH)_2$ est responsable de la coagulation	Couleur DCO	Fe
Daneshvar <i>et al.</i> (2003)	Couleur Orange II en solution aqueuse	Plus de 84% d'élimination de DCO, plus de 98% d'élimination de couleur Densité de courant optimale	Couleur orange II et DCO	Fe

		de 34,6 A/m ²		
Alinsafi <i>et al.</i> (2005)	Colorant réactif de textile et effluent textile	Efficacité d'EC influencée par le temps et i. Couleur éliminée à 90-95% et DCO à 30-36%	DCO Couleur	Al
Golder <i>et al.</i> (2005)	Solutions de bleu de méthylène et de l'éosine jaune	5 à 15min suffisantes à décolorer les deux effluents Durant EC, on a 1,5 kWh/m ³ énergie, 0,22 à 0,3kg/m ³ de boue et 89 et 74% d'abattement de DCO pour méthylène et eosine respectivement	Couleur DCO Boue	acier
Kobyas <i>et al.</i> (2006)	Solution aqueuse	15min d'EC, 100A/m ² , à pH initial de 3 donne 99,9% d'abattement de polluants. On a 2 kg Al/kg de colorant et 43 kWh/kg de colorant de consommée.	Couleur	Al
Un <i>et al.</i> (2009)	Eaux usées de raffinage d'huile végétale	98,9% réduction de DCO en 90min à 35mA.m ⁻² avec une SEEC de 42kWh/kg DCO traitée.	Emulsion huile/eau	Al
Nanseu-Njiki <i>et al.</i> (2009)	Solution synthétique de Hg (II)	99,95% d'élimination du Hg à 9,33 et 15,55F/m ³ pour l'Al et Fe respectivement.	Hg (II)	Al et Fe
Biswas et Lazarescu (1991)	émulsions d'industrie pétrolière, d'automobile, d'industries chimiques et de fabriques de machine	Abattement de l'huile atteignant 96% en utilisant 150 mg/l de FeSO ₄ et 16 min d'EC à 100 V.	Emulsions huile/eau	Fe en EC combiné avec CC utilisant le FeSO ₄
Chou <i>et al.</i> (2009)	Traitement de solution contenant des ions indium (III)	Abattement de 78,3 ; 70,1 ; 31,4 ; 15,8% de l'indium avec les électrodes respectives de Fe/Al, Al/Fe, Fe/Fe et Al/Al, ajout de NaCl à 100mg/l et 20V sont des optima pour l'énergie; la cinétique de décroissance de l'In au cours du traitement suit une pseudo loi du second ordre.	Indium (III)	Fe et Al
Raghu <i>et al.</i> (2007)	Effluent textile	Abattement maximal de DCO de 81,3% avec 300 mg/l de coagulant en CC, abattement maximal de DCO de 92,3% à 0,25A/dm ² avec une énergie consommée de 19,29 kWh/kg de DCO en EC avec des électrodes de fer, 80% d'abattement à 1 A/dm ² et une énergie consommée de 130kWh avec des électrodes d'aluminium.	DCO	CC coagulant polymérique, EC Al et EC Fe.

3. Comparaison entre la floculation-coagulation chimique et l'électrocoagulation

La coagulation chimique ou la floculation/coagulation chimique a souvent été opposée à l'électrocoagulation pour justifier le choix de l'une ou de l'autre.

Toute coagulation est l'agrégation des particules colloïdales résultant d'une diminution de la charge statique surfacique ou d'une liaison inter particules, conduisant ainsi à un pontage des particules. Quand cela se fait par l'ajout de produits chimiques, on parle de coagulation chimique.

L'électrocoagulation, elle, se base sur une production in situ de cations métalliques par la dissolution d'électrodes sous l'effet d'un courant électrique. Malgré cette ressemblance, le procédé d'électrocoagulation et la coagulation chimique diffèrent par leur mécanisme.

La coagulation-floculation chimique consiste à ajouter des sels de métaux trivalents ou d'autres substances chimiques dans les dispersions aqueuses afin d'assembler en agrégats plus gros les particules dispersées dans l'effluent. Ces agrégats peuvent être ensuite éliminés par décantation, filtration ou sédimentation. Une large gamme de coagulants est utilisée et on les distingue en deux grands groupes (Degrémont, 2005) :

- Les coagulants minéraux tels que $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$, AlCl_3 , FeSO_4 , CaCO_3 , MgO ;
- Les coagulants organiques comme les polyacrilamides qui forment des polymères qui entraînent toutes les entités en suspension dans l'eau pour former des floes

Selon le mode de coagulation-floculation, on distingue la coagulation-floculation par des électrolytes et la coagulation-floculation par des polyélectrolytes.

- Coagulation-floculation par des électrolytes

Les sels les plus utilisés sont les sels de fer et d'aluminium dans le domaine du traitement des eaux. Ces sels, électrolytes forts, fournissent, par dissociation dans la solution, des cations trivalents à fort pouvoir destabilisant. Certains électrolytes peuvent agir, par réaction ou adsorption chimique, avec les composés de la surface des particules et modifient de façon irréversible la charge particulaire. Si la quantité d'ions adsorbés est plus élevée que le nombre de sites à la surface, on assiste à une re-stabilisation due à l'inversement de la charge.

- Coagulation floculation par des polyélectrolytes

Dans ce cas, le coagulant est un polyélectrolyte. C'est donc un cas particulier de coagulation par adsorption où l'un des groupes fonctionnels du polymère peut s'adsorber à la surface de la particule alors que le reste de la chaîne est momentanément libre. L'autre groupe fonctionnel peut à son tour s'adsorber sur une ou plusieurs autres particules : c'est la coagulation par pontage.

On peut aussi comparer la coagulation chimique (CC) et l'électrocoagulation (EC) de la façon suivante (Holt *et al.* 2002) :

- La coagulation chimique s'opère par ajout discontinu de coagulants alors que l'électrocoagulation s'opère par ajout continu de cations métalliques et la concentration de ce coagulant augmente avec le temps de traitement
- Les polluants sont séparés différemment avec une décantation comme seule possibilité pour la coagulation chimique et une possibilité de combinaison flottation/décantation pour l'électrocoagulation, ce qui rend d'ailleurs intéressante une étude comparative de la turbidité.

- Le mode de traitement par électrocoagulation n'est pas modulable selon la nature des polluants alors que pour des colloïdes très fins, la coagulation chimique impose des étapes plus lentes et des quantités de coagulants importantes.
- La coagulation chimique a des boues plus hydrophiles et moins denses qu'en électrocoagulation.

L'EC permet un abattement important de virus et d'autres microorganismes par rapport à la CC, vraisemblablement lié au fait du champ électrique (Zhu *et al.* 2005). Dans le cas d'élimination partielle de virus par microfiltration, un prétraitement par l'EC permet d'avoir une efficacité relative déjà aux faibles concentrations de fer dissous comparé à la CC (Zhu *et al.* 2005).

L'EC permet l'élimination de certains composés tels que le chrome (Zongo *et al.* 2009a ; Heidmann *et al.* 2007), les nitrites, les sulfures, les cyanures, les sulfites (Murugananthan *et al.* 2004), et les ions fluor (Zuo *et al.* 2008).

Dans le cas d'huiles de coupe, l'abattement du COT est plus important en début de traitement avec la CC que l'EC mais à la fin, on obtient une meilleure efficacité avec l'EC (Khemis, 2005).

Le temps de traitement semble être plus contrôlable et réduit en EC qu'en CC.

La nécessité d'avoir un effluent conducteur commande l'ajout d'électrolyte NaCl. L'utilisation de l'énergie électrique, assez coûteuse, et le coût des électrodes consommables constituent un désavantage pour le procédé d'EC.

Malgré les inconvénients de l'EC indiqués, on peut dire que, de nos jours, les bonnes raisons de son utilisation l'emportent sur le reste. En effet, avec la rigueur antipollution, les composés minéraux et les colorants sont facilement éliminables par l'EC.

Une autre de leur ressemblance est que les deux méthodes ont des efficacités équivalentes au même pH (Canizarès *et al.* 2008c ; 2009).

Par ailleurs l'EC et la CC ne permettent pas de séparer des solutions parfaitement miscibles comme les mélanges eaux-benzène ou eau-solvants oxygénés.

Enfin pour des eaux faiblement polluées, il serait préférable d'utiliser des électrodes d'aluminium que des électrodes de fer, la dissolution anodique du fer étant ferreux et donc soluble, entraîne une pollution colorée de l'effluent.

4. Chimie de l'aluminium et du fer

Les métaux les plus couramment utilisés en électrocoagulation, puisqu'ils possèdent des formes ioniques trivalentes, sont l'aluminium et le fer. Afin de maîtriser le procédé d'électrocoagulation, il est nécessaire de mieux connaître le comportement et les caractéristiques chimiques et électrochimiques de ces deux métaux que nous avons utilisés dans nos travaux.

4.1. L'aluminium

L'aluminium est utilisé le plus souvent sous forme d'alliage dont les propriétés et les caractéristiques dépendent globalement des éléments ajoutés. Selon l'élément ajouté, on trouve sept familles d'alliages d'aluminium.

L'aluminium réagit avec l'air pour former un oxyde Al_2O_3 protecteur. L'aluminium pur ne réagit pas avec l'eau mais les alliages pourraient réagir avec l'eau si l'oxyde d'aluminium protecteur ne se formait pas.

L'aluminium peut être attaqué par les acides minéraux. Plus l'acide est concentré, plus la dissolution est rapide. Il se dissout aussi dans la soude 0.5N.

Dans l'eau l'ion trivalent Al^{3+} se présente sous la forme hydratée $Al(H_2O)_6^{3+}$ mais on l'écrit Al^{3+} pour simplifier l'écriture. L'ion Al^{3+} réagit avec l'eau en attirant les ions OH^- pour former des complexes anioniques, cationiques ou neutres selon la réaction suivante :



Les ions hydroxyles proviennent de l'électrolyse de l'eau ou de l'ajout d'une solution basique à l'effluent.

En ne considérant que les espèces mononucléaires, les réactions de l' Al^{3+} sont résumées dans le tableau suivant :

Tableau I-3: Réactions de réduction de Al^{3+}

Réactions	pK_i	Equation
$Al^{3+} + H_2O \leftrightarrow Al(OH)^{2+} + H^+$	5.03	(I-29)
$Al(OH)^{2+} + H_2O \leftrightarrow Al(OH)_2^+ + H^+$	3.7	(I-30)
$Al(OH)_2^+ + H_2O \leftrightarrow Al(OH)_3 + H^+$	6.5	(I-31)
$Al(OH)_3 + H_2O \leftrightarrow Al(OH)_4^- + H^+$	8.1	(I-32)

En considérant ces réactions, on peut établir la prédominance des espèces d'aluminium en fonction du pH (Voir figure IV-8).

Pourbaix (1963) a établi les diagrammes potentiel-pH de nombreux métaux en déterminant leur réactivité en fonction du pH et du potentiel E pour les réactions électrochimiques à l'équilibre thermodynamique. Le diagramme potentiel-pH représente les relations entre deux espèces en solution, une espèce en solution et une espèce dissoute ou bien deux espèces solides. Pour l'aluminium, les espèces solides Al, Al_2O_3 hydraté, Al_2O_3 anhydre et $Al(OH)_3$; les espèces ioniques Al^{3+} et AlO_2^- ainsi que les réactions d'oxydation d'aluminium pour établir le diagramme d'équilibre potentiel-pH. Ce diagramme est valable en absence des espèces formant avec l'aluminium des complexes solubles ou des sels insolubles. Le domaine de stabilité de l'aluminium est situé en dessous de celui de l'eau (zone comprise entre les courbes a et b).

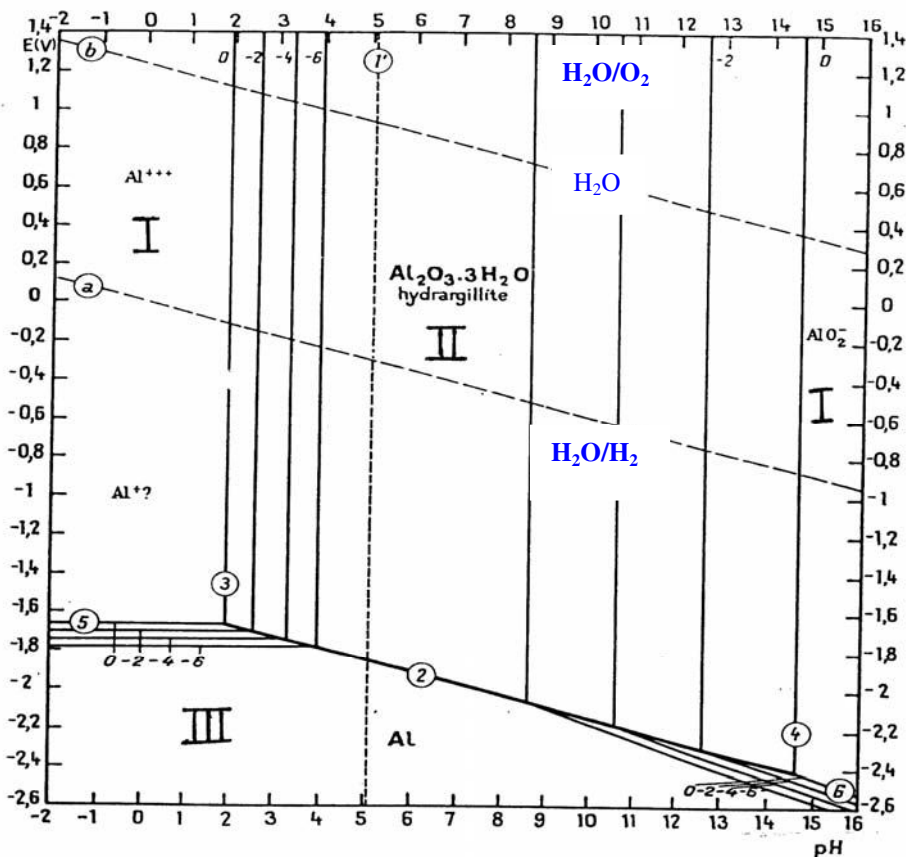


Figure I-9: Diagramme de Pourbaix de l'aluminium (Bensadok et al, 2007)

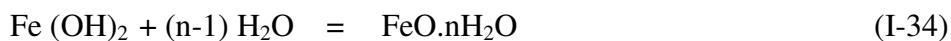
4.2. Le fer

Tout comme l'aluminium la plupart des formes de fer utilisées sont des alliages de fer obtenus par coulage ou trempe, ce qui leur confèrent une dureté conséquente par la présence d'une certaine quantité de carbone.

Selon les différents stades d'oxydation, le fer présente des couleurs différentes (Moreno *et al.* 2007) :

- l'oxyde ferreux hydraté ou l'hydroxyde ferreux

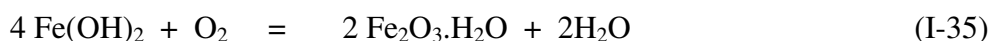
Ce composé consiste en une oxydation de fer en présence d'eau pour former dans un premier temps l'hydroxyde ferreux puis ensuite la réaction se poursuit en présence d'eau toujours pour donner l'oxyde ferreux hydraté. Les réactions sont les suivantes :



Les sels ferreux ont une couleur verte mais du fait de la présence de l'oxygène, l'oxyde prend une couleur verte très sombre.

- l'oxyde ferrique hydraté ou l'hydroxyde ferrique

A la surface extérieure soumise aussi à la corrosion, l'exposition à l'air par la présence d'oxygène convertit l'oxyde ferreux en oxyde ferrique selon la réaction suivante :



Cet oxyde est de couleur orange à tendance rouge-brune pouvant être très sombre. Il existe plusieurs formes d'oxydes ferriques, non magnétique $\alpha\text{-Fe}_2\text{O}_3$ ou magnétique $\delta\text{-Fe}_2\text{O}_3$.

La forme α - possède une énergie libre de formation négative.

- L'oxyde magnétique hydraté ferreux-ferrique (magnétite)

La magnétite de fer est une forme intermédiaire des oxydes ferreux et ferrique qui forme une couche protectrice de couleur noire. La réaction est la suivante :



Nous avons ainsi les trois phases d'autoprotection du fer face à la corrosion. On imagine bien que certaines de ces réactions se déroulent pendant l'électrocoagulation. La conversion du fer en ses différents oxydes dépend du pH, de la composition de la solution en présence, de l'oxydant, du taux d'oxydation et du degré et de son niveau d'hydratation.

On a remarqué une certaine similarité entre les réactions devant se dérouler et les polluants à éliminer entre la rouille verte (qui est un mélange d'oxydes de fer) et l'électrocoagulation. Un des facteurs conduisant à l'élimination des polluants par le fer est la formation de la rouille verte.

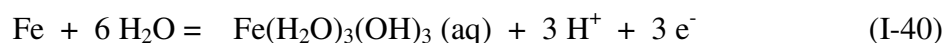
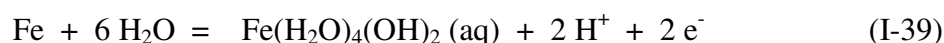
En électrocoagulation nous avons les réactions suivantes :

- Génération des ions métalliques

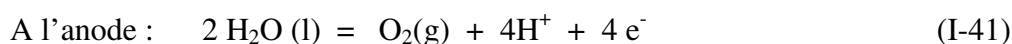
A l'anode :



- Hydrolyse des ions métalliques et générations des hydroxydes métalliques et des polyhydroxydes. Cela a été souvent étudié et expliqué dans la coagulation dans le traitement des eaux. Les réactions sont les suivantes :



- Electrolyse de l'eau : l'électrolyse de l'eau se déroule en parallèle à l'anode et à la cathode, ce qui est à l'origine de la flottation des polluants par les bulles de gaz.



On pourrait penser que le dégagement d'oxygène à l'anode est responsable de l'oxydation du fer en magnétite et maghémite. Cette supposition est erronée. La formation de ces oxydes

provient de la déshydratation des hydroxydes de fer et la formation de la rouille se passe à la surface de la boue en flottation. La formation de l'oxygène n'a pas été clairement mise en évidence durant l'électrocoagulation.

- Destabilisation et agrégation: c'est la destabilisation des polluants, en particulier les suspensions, les émulsions et la destabilisation des phases pour former les floccs par la compression de la double couche et de la neutralisation des espèces ioniques présentes. Ainsi, les matières en suspension et les colloïdes sont éliminés par électrocoagulation.
- Les réactions physicochimiques: les réactions physicochimiques se produisant pendant l'électrocoagulation sont: la réaction chimique et la précipitation des hydroxydes métalliques avec les polluants, la réduction cathodique des impuretés ou des ions présents, la migration électrophorétique des ions, parfois l'oxydation des polluants en des espèces que l'on espère moins toxiques et d'autres réactions électrochimiques et processus chimiques.

La figure I-10 donne les réactions possibles en fonction du pH par le diagramme de Pourbaix.

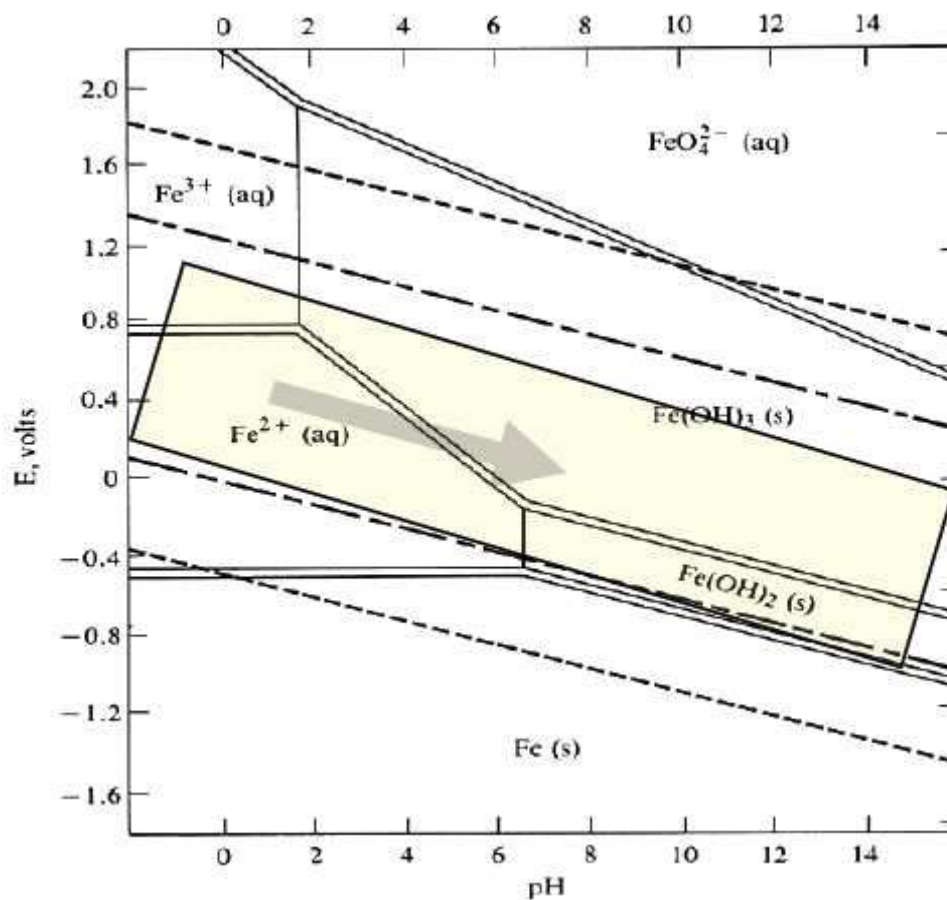


Figure I-10: Diagramme de Pourbaix du fer montrant la région de l'EC (Moreno et al., 2007).

5. Principaux résultats obtenus

5.1. Traitement des effluents organiques

La littérature décrit un grand nombre de procédés de traitement par électrocoagulation comme nous l'avons signalé dans l'introduction générale alliant des montages différents, des matériaux d'électrodes variés et de divers effluents traités.

Debillemont (1996) a obtenu une efficacité d'abattement de DCO, DBO5, MES et couleur allant de 60-99%, 61-91%, 71-99% et 95-100% respectivement pour différents effluents comme les effluents urbains, les effluents de teinturerie, de fabrique de papiers peints, des eaux colorées de cartonnerie, de lavage de laine, de conserverie de légumes, de papeterie pour un temps de séjour de 2.5 min dans l'électrocoagulateur.

En plus du traitement efficace de ces polluants, il a aussi noté que l'électrolyse peut avoir un effet direct sur certains composés dissous. On cite en exemple l'oxydation des nitrites, des sulfures, des cyanures, des sulfites, la réduction du Cr (VI). On peut avoir aussi un effet bactéricide par la formation d'oxydants tels que l'eau oxygénée ou les acides hypochloreux obtenus lors de l'oxydation des chlorures.

Irdemez *et al.* (2006a) ont utilisé des électrodes de fer et d'aluminium pour traiter le phosphate de l'eau. Ils ont trouvé un abattement de 100% avec l'aluminium quelle que soit la concentration initiale de phosphate et un abattement décroissant avec la concentration initiale de phosphate lorsqu'on utilise les électrodes de fer. Pour tous ces traitements d'électrocoagulation, le pH est réglé initialement à 3. La consommation énergétique augmente avec le temps par le fait que le traitement élimine progressivement le phosphate de l'effluent.

Can *et al.* (2006), en comparant l'EC, la coagulation chimique et la combinaison des deux sur un effluent textile a trouvé une efficacité d'abattement de la DCO de 78% pour la coagulation chimique, de 50% pour l'EC seule à 100 A/m² pendant 10 min et de 79.5% dans le cas du procédé combiné EC-PAC pendant 10 min. Le coût du traitement serait plus élevé en coagulation chimique qu'en électrocoagulation seule qui est aussi plus cher que le procédé combiné d'électrocoagulation avec l'ajout du chlorure de polyaluminium (PAC).

Le traitement de rejet urbain (Camilleri, 1980) par électrocoagulation-flottation a permis d'avoir un abattement de 90% de MES, 80% de DBO5, 80% de DCO, 25% d'azote, 90% de phosphates, 80% de détergents.

La plupart des résultats confirment un abattement de plus de 80% de DCO, un bon traitement des matières organiques, inorganiques, les pathogènes, les matières en suspensions et la turbidité (Drogué *et al.* 2007).

Une combinaison EC et EF (ElectroFlottation) permettent même d'avoir de l'eau potable à la consommation par un traitement du fluor (Zuo *et al.* 2008).

5.2. Traitement des métaux lourds

Toute technique de dépollution, pour être viable, doit se justifier, non seulement, par son caractère incontournable du point de vue efficacité mais aussi du point de vue coût d'investissement et opératoire.

Ce paragraphe montre les résultats en termes d'abattement ou de cinétique des différents métaux lourds rencontrés dans les eaux usées industrielles.

L'électrocoagulation a été citée de nombreuses fois dans le traitement des eaux polluées aux métaux lourds avec, comme les autres effluents, des électrodes de fer ou d'aluminium.

Les métaux tels que le chrome III, le chrome VI, le cuivre, le plomb, le cadmium, le zinc, le Nickel et l'argent ou leur présence simultanée dans l'effluent ont été traités par électrocoagulation.

La littérature n'abonde pas d'articles sur le traitement des autres métaux lourds que le chrome mais néanmoins quelques uns nous permettent d'en arriver à certaines conclusions.

La cinétique d'élimination des différents métaux montre une décroissance de la concentration au cours du traitement quel que soit le matériau d'électrode. La concentration du Zinc, du nickel et du cuivre diminue de façon linéaire au cours du traitement pour disparaître totalement à courant constant lorsque l'on traite avec des électrodes d'aluminium (Heidmann *et al.* 2007), et le pH qui décroît de la même façon puis s'élève brusquement à la fin du traitement pour atteindre 10, correspondant à une élimination totale du métal.

Selon le même auteur, la concentration en ion argent décroît de la même façon mais ne s'élimine pas en totalité.

L'utilisation d'électrodes de fer permet d'atteindre des abattements de 77 à 99% de cuivre, de plomb et de cadmium en optimisant la distance inter électrodes à 2 cm, une surface de travail de 35 cm² (Escobar *et al.* 2006). Le cuivre diminue de façon régulière avec un abattement maximal de 80% au bout de 6 min de traitement au pH optimal de 5. Le pH optimal de traitement du cadmium est de 7.

5.3. Traitement du chrome VI

5.3.1. *Problématique*

Le chrome hexavalent ou trivalent est notamment utilisé en tannerie afin d'éviter toute dégradation bactérienne des peaux. Le chrome peut oxyder partiellement des substances organiques ou jouer le rôle de désinfectants. Il reste donc dans l'effluent à traiter outre une grande variété de substances organiques ou inorganiques, du chrome, vraisemblablement sous la forme de Chrome VI (Gao *et al.* 2005 ; Muruganathan *et al.* 2004 ; Heidmann et Calmona, 2007, a, b) ou de Chrome III (Golder *et al.* 2006, 2007).

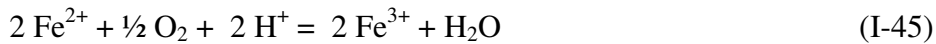
Le chrome VI se rencontre dans un grand nombre de secteurs industriels tels que la chimie, la galvanoplastie ou le traitement du bois.

Le chrome VI est nettement plus nocif que le Chrome III pour les êtres vivants et sa teneur maximale autorisée dans l'eau potable est de 50 ppb. Le traitement des effluents contenant du Chrome VI passe généralement par une phase de réduction en chrome trivalent qui, à des pH voisins de 8 ou 9, précipite largement sous la forme d'hydroxydes de chrome (Cr(OH)₃). Le traitement des effluents chargés en Chrome VI passe généralement par une phase de réduction en chrome trivalent qui, à des pH voisins de 8 ou 9 précipite largement sous la forme d'hydroxyde Cr(OH)₃. La méthode la plus simple de traitement du chrome des eaux usées consisterait à baisser le pH à 2-3 pour la réduction acide du Chrome VI, puis l'augmentation du pH pour une précipitation du Chrome III sous forme de Cr(OH)₃ (Aber *et al.* 2009) mais cette méthode ne permet pas d'éliminer la totalité du chrome.

5.3.2. *Traitement du chrome par électrocoagulation*

Le traitement par électrocoagulation consiste en une dissolution électrochimique d'une anode métallique :

- de fer (I-43). Les ions ferreux formés peuvent précipiter si le pH est assez élevé, mais ils vont principalement être oxydés sous l'action de l'oxygène de l'air (I-45) et du Cr(VI) présent (I-44).



Compte tenu des teneurs relativement faibles de Cr(VI) et du pH du milieu généralement supérieur à 6, le chrome hexavalent est sous la forme d'ion chromate CrO_4^{2-} . La voie considérée présente les avantages suivants :

- La dissolution d'électrode de fer se fait généralement avec des rendements faradiques élevés, de l'ordre de l'unité.
- L'oxydation des ions Fe^{2+} à l'oxygène de l'air est relativement rapide et produit du fer trivalent qui précipite sous forme d'hydroxyde dans un large domaine de pH.
- Le chrome hexavalent est rapidement réduit par le fer divalent et, dans un certain domaine de pH les deux espèces trivalentes sont sous la forme d'hydroxydes neutres donc non solubles.

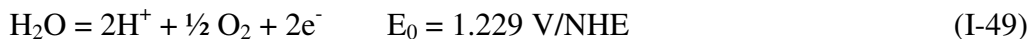
Certains auteurs parlent de la formation de solides supplémentaires lors de la réduction de Cr(VI). En premier lieu, la combinaison d'hydroxyde de Fe(II) et de Cr(III) conduit à la formation de chromite de fer, FeCr_2O_4 . De plus, on parle parfois d'oxyde de chrome, Cr_2O_3 , obtenu par déshydratation d'hydroxyde chromique $\text{Cr}(\text{OH})_3$: à température ambiante et en milieu aqueux, on peut négliger la formation de cet oxyde.

- d'aluminium

Lorsque les électrodes d'aluminium sont utilisées, les réactions suivantes se déroulent:



L'électrolyse d'eau se passe à la cathode et à l'anode:



La cathode d'aluminium est soumise à une corrosion importante en présence d'eau, résultant à la formation d'hydrogène:



Le chrome hexavalent est réduit en chrome III suivant:



Il est généralement admis, sans une explication claire, que le chrome VI est réduit directement aux électrodes à travers les deux réactions précédentes lorsque l'aluminium est utilisé.

6. Modélisation et modèles existants

Une modélisation en EC peut se faire à plusieurs niveaux. On peut modéliser non seulement les phénomènes qui se passent dans la cellule électrochimique, les paramètres globaux tels que la densité de courant et la tension de cellule, mais on peut aussi modéliser les abattements ou les cinétiques d'élimination des polluants au cours du traitement.

6.1. Modèles électriques

Des modèles des courbes intensité-potential ont été développés sur la base de la loi de Tafel :

$$E = E_0 + A \ln \left[\frac{i}{1 - \frac{i}{B}} \right] \quad (\text{Khemis, 2005}) \quad (\text{I-53})$$

où les paramètres E_0 et A sont en Volts et B un nombre adimensionnel.

Des modèles ont été développés, en application sur les électrodes d'aluminium non passivées ou bien passivées en EC (Mollah *et al.* 2004 ; Chen *et al.* 2002).

$$U_0 = A + \eta_{a,p} + \frac{d}{\kappa} i + k_1 \ln i \quad \text{pour l'aluminium non passivé} \quad (\text{I-54})$$

$$U_0 = A + \frac{d}{\kappa} i + K_1 \ln i + K_2 \frac{i^n}{\kappa^m} \quad \text{Pour l'aluminium passivé} \quad (\text{I-55})$$

6.2. Modèles électrochimiques de l'impédance

Il est possible de modéliser les couches électrochimiques et l'impédance de la cellule d'électrocoagulation en prenant en compte les différentes résistances et la double couche au voisinage de l'électrode. La modélisation de la cellule électrochimique permet de déterminer les différentes valeurs des résistances de transfert de charges et de capacités. Les résistances représentent la difficulté du système à transférer les charges électroniques sous forme d'ions ou réciproquement au niveau de la surface de l'électrode. Les capacités électriques représentent la potentialité des doubles couches à stocker les ions.

La modélisation de l'impédance de la cellule électrochimique peut être faite en considérant des circuits électriques équivalents composés de résistances et de capacités (Khemis *et al.* 2005) pour représenter l'électrode plongée dans la solution. Cette modélisation réalisée sur des solutions de NaCl et d'émulsions d'huile de coupe a permis de déterminer les composants des circuits équivalents au système de traitement.

6.3. Modèles d'élimination de polluants

Des modèles de prédiction de l'abattement de la fraction hydrocarbonée d'une émulsion eau/huile ont été développés en électrocoagulation utilisant des électrodes d'aluminium en fonction de l'effluent traité (Carmona *et al.* 2006). Ce modèle a aussi permis de voir les effets de la densité de courant et de la charge de pollution sur l'efficacité du traitement.

Le modèle de Carmona *et al.* (2006), mis au point sur l'EC sur une émulsion eau/huile, dérive de la simplification par les hypothèses suivantes :

- La quantité d'aluminium dissous dans la cellule est ϕ fois supérieure à la valeur prédite par la loi de Faraday. On suppose qu'en plus de la réaction électrochimique, il y a d'autres réactions comme la corrosion d'Al avec Cl^- comme catalyseur, l'attaque de l'aluminium par des ions hydroxydes OH^- . De plus, les ions OH^- augmentent la dissolution de l'aluminium.
- Les ions aluminium produits sont entièrement convertis en $\text{Al}(\text{OH})_3$ dans le réacteur.
- Les hydroxydes métalliques forment un noyau de particules colloïdales et l'adsorption prend naissance autour de ce noyau.
- On suppose que les concentrations sont en équilibre à l'intérieur et à l'extérieur du noyau.
- La phase solide est toujours en équilibre avec la phase liquide et le procédé d'adsorption de $\text{Al}(\text{OH})_3$ est un processus extrêmement instantané.
- L'huile de l'émulsion ne subit aucune réaction chimique avec le dispositif.

Cette simplification a permis de déterminer la concentration en Al au sein de la cellule électrochimique sur la base de la distance inter électrodes, la longueur de l'électrode et la densité de courant.

La modélisation a aussi été faite sur le comportement de l'électrocoagulation dans son fonctionnement en batch (Holt *et al.* 2005). Ce modèle s'est basé sur un autre déjà existant sur le rendement de la production d'eau claire qui avait été appliqué sur la flottation par (Edzwald *et al.* 1991 ; Edzwald *et al.* 1995 ; Gregory *et al.* 1999). Cette théorie considère que chaque bulle est une entité indépendante. Cela a abouti à un modèle de prédiction de l'efficacité d'élimination de polluant par flottation au cours de l'électrocoagulation. L'expression du modèle est une combinaison linéaire de l'attachement de la bulle, du nombre de diffusion brownien, de l'interception de la particule par la bulle, de la sédimentation de la particule avec la bulle et du contact inerte.

Certains modèles prennent en compte les paramètres opératoires tels que la densité de courant, le pH et la cinétique du chrome sur un effluent de tannerie (Espinoza *et al.* 2009). D'autres relient le temps d'électrolyse, la densité de courant mais en suivant le traitement de la couleur ou la DCO sur un effluent coloré et un effluent textile respectivement (Alinsafi *et al.* 2005).

D'autres modèles conduisent à la détermination prédictive des abattements des différents polluants dans les effluents à traiter. On a le cas du modèle de Khemis *et al.* (2006) qui donne avec une très bonne corrélation l'évolution d'abattement de la DCO sur des effluents d'huile de coupe, de latex et de silice anionique.

De façon générale, la DCO a été plusieurs fois rapportée comme suivant une loi du type :

$$\frac{d[\text{DCO}]}{dt} = -k[\text{DCO}]^2 \quad (\text{Linares-Hernandez } et al. 2009) \quad (\text{I-56})$$

Sur cette base, la cinétique d'abattement de la DCO peut être calculée en fonction du temps, mais la constante k est une fonction de la densité de courant appliquée.

Conclusion sur la bibliographie :

L'historique de l'EC peut être divisé en deux périodes. Une période pendant laquelle son efficacité n'avait pas été optimisée pour intéresser les industriels et les scientifiques (avant 1990) ; et une deuxième période correspondant à la renaissance de l'EC (après 1990), avec un très grand nombre d'articles (Moreno *et al.* 2007b).

Dans ce chapitre, nous avons fait la synthèse des différents processus intervenant en électrocoagulation. Nous avons examiné tour à tour les théories de la coagulation-floculation avec tous les mécanismes de destabilisation des colloïdes valables aussi en EC ; les principes de l'électrocoagulation, les différents effluents traités en EC, la comparaison entre EC et CC, la chimie de l'aluminium et le fer utilisés en EC, les résultats obtenus sur le traitement des effluents organiques avec les deux matériaux d'électrodes, les principaux résultats obtenus pour le traitement des métaux lourds avec les deux métaux d'électrodes et les possibles modèles de l'EC, en vue de servir de base pour ce travail.

La chimie de l'aluminium et du fer a permis de connaître les avantages de chaque métal sur le point de vue du mécanisme réactionnel, chaque métal passant par les stades d'oxydation de façon différente de l'autre.

Si nous avons trouvé de nombreux travaux sur le traitement par EC avec les électrodes de fer et d'aluminium, un petit nombre fait la comparaison des deux matériaux sur le plan de l'efficacité. En outre nous n'avons pas rencontré de travaux sur la dualité métaux lourds /pollution organique ou pollution organique/absorbance. Enfin les nombreux modèles ont été développés sur l'électrocoagulation notamment sur l'aspect élimination de polluants organiques mais très peu ont été proposés sur l'élimination des métaux lourds. C'est pourquoi, nous avons développé ces points dans cette thèse qui n'ont pas été traités ou insuffisamment traités dans la littérature.

CHAPITRE II
MATERIEL ET METHODES

Chapitre II : Matériel et méthodes

1. Choix du procédé	47
2. Description du montage	48
2.1. Le réacteur électrochimique (A) :	48
2.2. La pompe péristaltique (B).....	50
2.3. Le réacteur agité (C).....	51
2.4. L'alimentation stabilisée (D).....	51
2.5. Les plaques d'électrodes	51
3. Description des moyens analytiques	53
3.1. Analyses ou mesures réalisées en continu.....	53
3.2. Analyses nécessitant des prélèvements	54
3.2.1. Mesure de la turbidité.....	54
3.2.2. Mesures de la conductivité.....	54
3.2.3. Analyse de la Demande Chimique en Oxygène (DCO).....	55
3.2.4. Analyse du Carbone Organique Total (COT)	56
3.2.5. Analyse des métaux.....	57
3.2.6. Suivi de la couleur de l'effluent par l'absorbance à l'UV visible.....	58
3.2.7. Pesée.....	59
4. Effluents choisis et leurs caractéristiques.....	59
5. Choix des expériences réalisées et objectifs	60
5.1. Manipulation réalisée sur les différents effluents	60
5.2. Le traitement des effluents « usine » et « station »	61
5.3. Le traitement de l'effluent enrichi en chrome.....	61

Ce chapitre décrit le montage expérimental mis en œuvre au cours de cette étude et les méthodes analytiques. Il explique le choix des différentes expériences réalisées et la composition des effluents étudiés.

1. Choix du procédé

Plusieurs technologies d'électrocoagulation ont été mises au point à l'échelle du laboratoire et à l'échelle industrielle (Chen, 2004). Des cellules électrochimiques peuvent être combinées avec d'autres modes de traitement tels que les traitements biologiques ou des procédés physiques tels que la sédimentation, la décantation ou la filtration (Debillmont, 1996 ; Camilleri, 1980). On peut avoir dans le domaine même de l'électrocoagulation, de nombreuses variantes selon les formes des électrodes (planes, cylindriques, des lits fixes de billes sphériques ou des électrodes rotatives) ou selon leur mode de connexion électrique (Jansen *et al.* 2002). On distingue pour ce dernier point comme pour d'autres procédés électrochimiques, le mode monopolaire en série, le mode bipolaire série et le mode monopolaire en parallèle.

Nous avons choisi un pilote à fonctionnement continu à recirculation dont le réacteur électrochimique est muni de deux électrodes planes en parallèles.

Les composants du pilote électrochimique utilisé pour les travaux de la thèse sont assemblés selon le schéma suivant :

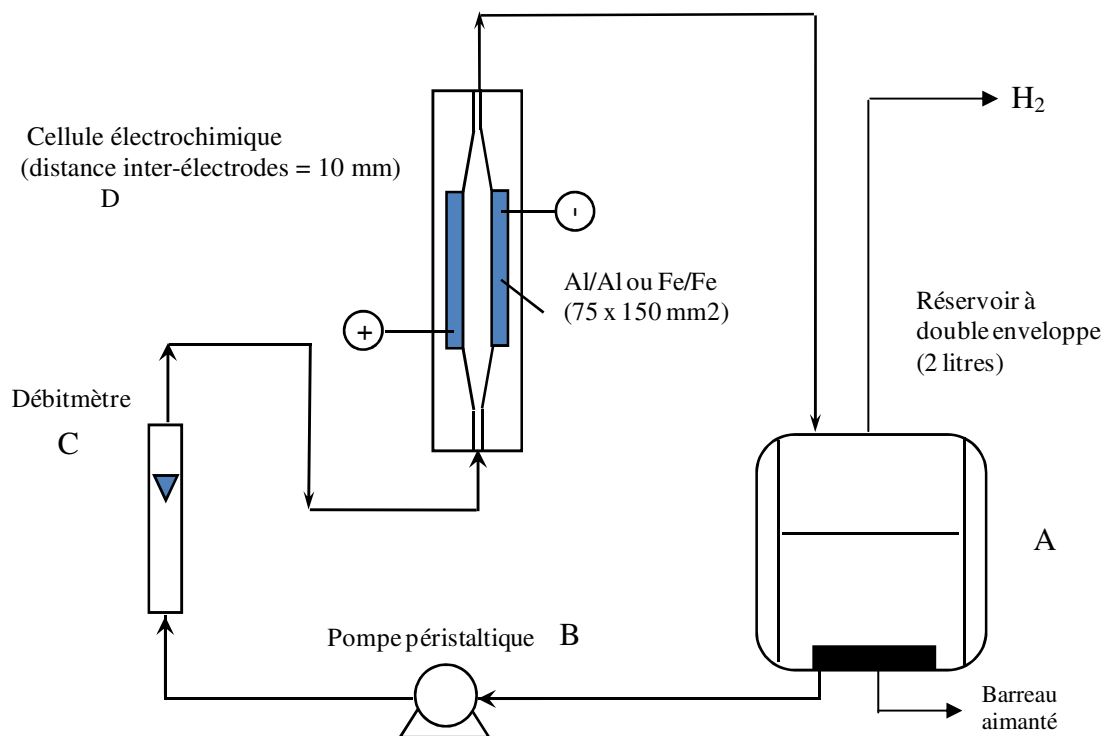


Figure II-1: Dispositif expérimental de traitement par électrocoagulation

Comme le montre la figure II.1, les différents composants sont combinés suivant l'ordre alphabétique des lettres utilisées pour répertorier le matériel. Le point de départ est le réservoir double enveloppe de 2,5 litres où est chargé l'effluent à raison de 2 litres par traitement. De ce réacteur agité, la pompe péristaltique assure la montée progressive de l'effluent vers la cellule électrochimique. Le débitmètre placé entre la pompe et la cellule permet de mesurer le débit. Il contrôle ainsi le débit de la pompe. De la cellule

électrochimique, sous l'effet de la pression imposée par la pompe et l'effet gravitaire, l'effluent revient sur le réservoir à double enveloppe où l'agitation permet d'homogénéiser le métal dissous au passage dans la cellule électrochimique. De ce réacteur agité, la pompe continue à puiser l'effluent vers la cellule continuellement pendant la durée de l'expérience.

Nous avons choisi un système de fonctionnement continu à recirculation et le réacteur agité permet l'homogénéisation de l'effluent mais cette agitation est maintenue à une vitesse assez faible (100 tours/min) afin de ne pas cisailer les floccs et faciliter leur décantation. Cette recirculation permet aussi de ne pas saturer l'effluent en métal dissous au niveau de la cellule électrochimique. Pratiquement, ce réacteur permet aussi d'avoir à son niveau un effluent bien homogénéisé que l'on prélève par un robinet placé près du fond. L'agitation dans ce réacteur permet aussi de séparer les gaz de l'effluent et aussi de limiter la formation de mousse qui entrave la bonne marche de l'électrocoagulation.

2. Description du montage

Le pilote de traitement des effluents est un montage des éléments suivants :

2.1. Le réacteur électrochimique (A) :

C'est l'enceinte dans laquelle se déroulent les réactions électrochimiques concourant au traitement. Deux électrodes planes et parallèles en aluminium ou en fer y sont placées entre lesquelles circule l'effluent à traiter. Les électrodes sont toutes de dimensions égales avec une longueur de 150 mm et une largeur de 70 mm donnant une surface de travail de 105 cm². Plusieurs géométries de cellule existent dans la littérature mais cette configuration est la plus répandue dans l'industrie. En effet, cette géométrie d'électrodes permet d'avoir une mise en œuvre facile et est d'utilisation moins complexe de par sa facilité de nettoyage et de remplacement. L'épaisseur des plaques de 12 mm n'a pas d'effet sur le traitement étant donné que seule une face de chaque électrode est en contact avec l'effluent. En effet, les électrodes logées dans les parties usinées de Plexiglas permettent aussi d'inactiver une surface et de ne garder que la surface supérieure active. Les électrodes sont placées dans un carter en plexiglas (figure II.2) avec une distance inter électrode de 10 mm choisie faible pour limiter non seulement la chute ohmique mais suffisamment large pour éviter le colmatage. En plus cela a permis d'avoir une dissolution uniforme du métal.

La connexion électrique est assurée par des vis filetées enfoncées dans chaque électrode. Comme le montre le schéma, les électrodes sont placées verticales avec un écoulement du fluide de bas en haut afin de pouvoir travailler même à des débits faibles et d'éviter le blocage de la surface par des bulles de gaz. Cet écoulement du bas vers le haut permet aussi d'avoir un effluent homogène tout au long de la cellule et d'éviter ainsi une distribution non homogène du courant.

Le plan et les schémas détaillés du réacteur électrochimique sont présentés à l'annexe 3.

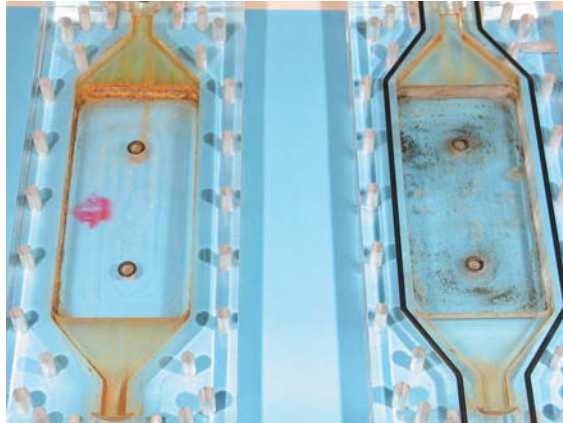


Figure II-2 : Cellule ouverte montrant les deux logements des électrodes (partie usinée dans le plexiglas)

A l'aide d'un générateur de courant, les plaques métalliques parallèles sont soumises à un courant constant qui permet une dissolution uniforme du métal à l'anode et un dégagement régulier du gaz à la cathode.

Le temps de passage de l'effluent dans le réacteur dépend du débit choisi ; la durée de traitement dépend, elle, de la quantité de métal que l'on veut dissoudre. Selon le débit Q et le volume V de la cellule, le temps de passage est égal à :

$$\tau = V/Q \quad (\text{II-1})$$

Ce temps de passage τ influence la concentration du métal dissous dans l'effluent entre la sortie et l'entrée du réacteur. Soit m_e la quantité du métal dissous à l'entrée du réacteur et m_s la quantité de métal à la sortie avec un temps de passage de $\Delta t = \tau$, le bilan de matière donne :

$$m_s - m_e = MI\Phi\tau/nF \quad (\text{II-2})$$

avec M la masse moléculaire du métal dissous

I l'intensité du courant qui traverse la cellule

n le nombre d'électrons mis en jeu au cours de la réaction électrochimique, 3 pour l'aluminium et 2 pour le fer

F le nombre de Faraday

Φ le rendement faradique de la dissolution

La tension de la cellule peut être approximée par la relation :

$$U = RI \quad (\text{II-3})$$

Néanmoins en écrivant la relation II-3, nous avons négligé la tension de cellule à vide et les surtensions aux électrodes, ne considérant seulement la résistance de l'effluent qui dépend de sa conductivité et donc de sa concentration et de sa composition.

De plus, du fait de la présence des bulles de gaz dans la cellule, il est possible que la conductivité de l'effluent en soit affectée et cela peut entraîner une augmentation de résistance de l'effluent et une tension plus élevée. Par ailleurs la dissolution du métal peut modifier la conductivité du milieu : toutefois, pendant la durée d'un essai d'électrocoagulation, nous n'avons pas observé de variation trop importante de la tension de cellule.

La présence de bulles permet l'homogénéisation de l'effluent, en plus de la recirculation forcée du milieu. L'avantage de l'agitation par les bulles a été mis en avant et leur influence négative sur la conductivité a été minimisée en travaillant en régime laminaire à l'intérieur du réacteur électrochimique. Ce qui permet une évacuation rapide des microbulles qui vont se dégager au niveau du réacteur agité.

2.2. La pompe péristaltique (B)

La pompe péristaltique est de type Masterflex L/S, « digital economy drive » de marque Cole-Parmer qui assure la circulation de l'effluent dans le circuit de traitement. La tête montée sur la pompe est de type Easy-load II, modèle 7518-60. Les tuyaux fixés sur la tête de pompe sont des tuyaux Masterflex. Le débit de la pompe varie de 0 à 2000 ml/min avec une précision de 3%. Nous avons travaillé à débit constant de 150 ml/min dans tout notre travail. Des essais préliminaires montrent que le débit n'a pas d'influence notable sur le traitement (voir figure II.3) dans la gamme testée.

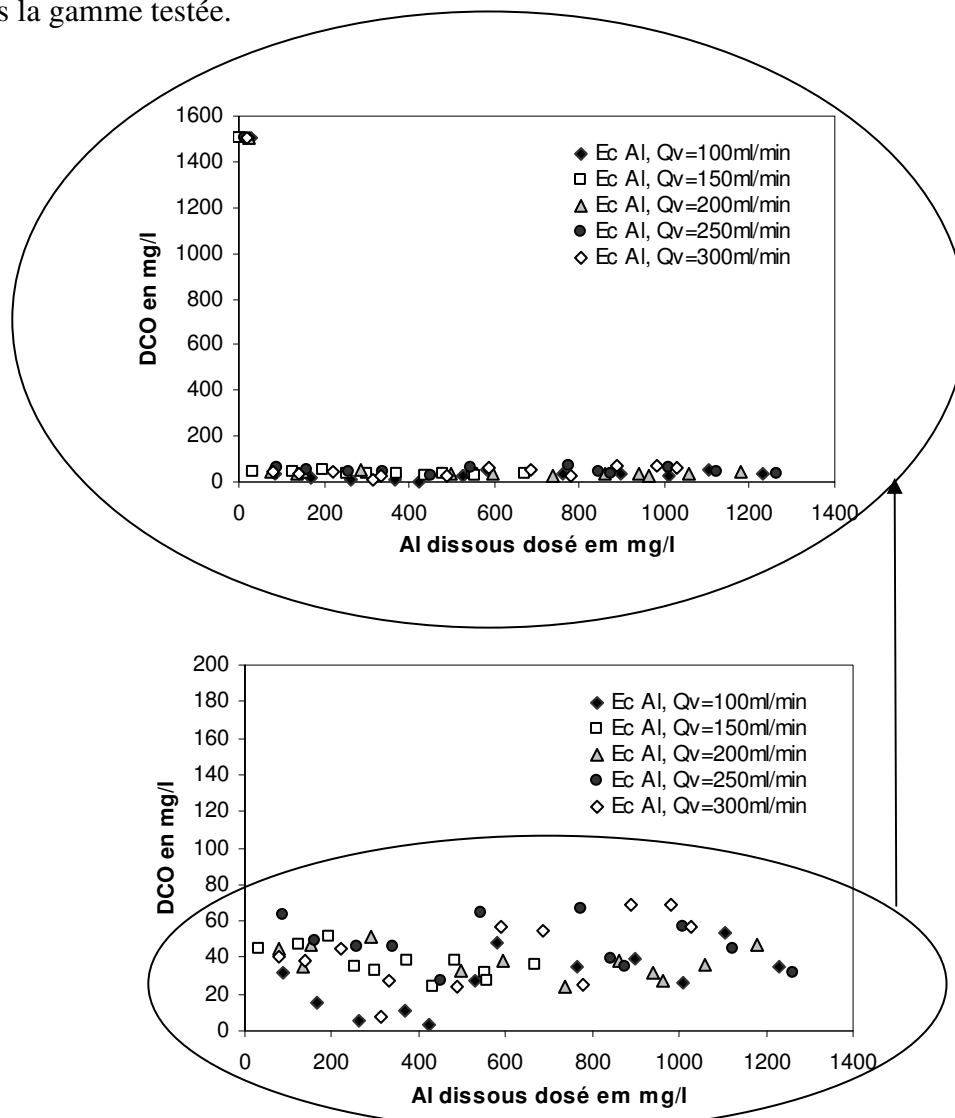


Figure II.3 : L'évolution de la DCO au cours du traitement de l'effluent. Le graphe du bas est une vue agrandie de la variation donnée en haut

2.3. Le réacteur agité (C)

Le réacteur de forme cylindrique de diamètre intérieur de 150 mm et de hauteur 180 mm est posé sur un agitateur IKA-Combimag Réo dans lequel a lieu l'homogénéisation des effluents. Nous avons travaillé à vitesse d'agitation constante de 100 rpm, vitesse choisie de sorte à ne pas casser les floes mais suffisant pour avoir un mélange homogène. Le couvercle du réacteur est en PVC. Le réacteur dispose d'une entrée d'effluent par le haut, et une sortie de gaz par le haut, avec un robinet latéral placé en bas pour les prélèvements d'échantillons.

Le réacteur joue principalement deux rôles qui sont :

- l'homogénéisation :

Nous avons choisi un système de fonctionnement continu avec recirculation. Cette recirculation permet aussi de ne pas saturer l'effluent en métal dissous au niveau de la cellule électrochimique. Pratiquement, ce réacteur permet aussi d'avoir à son niveau un effluent bien homogénéisé que l'on prélève en bas de ce réacteur agité. 40ml d'échantillon est prélevé à chaque fois.

En effet à la sortie du réacteur électrochimique ou cellule électrochimique, l'effluent contient du métal dissous, des gaz et des hydroxydes qui doivent se mélanger avec le reste de l'effluent. L'agitateur muni d'un barreau aimanté de 6 cm de long assure cette homogénéisation.

- La séparation du gaz

L'agitation dans ce réacteur permet aussi de séparer les gaz de l'effluent et aussi de limiter la formation de mousse qui entrave la bonne marche de l'électrocoagulation.

2.4. L'alimentation stabilisée (D)

L'alimentation stabilisée AFX 2930 SB DC Power supply 2LCD permet de transformer le courant alternatif du réseau en courant continu avec intensité et tension de capacités maximales de 3 A et de 30 V respectivement. Cette alimentation a été utilisée à courant imposé pour tous les essais.

2.5. Les plaques d'électrodes

Deux matériaux d'électrodes ont été utilisés (voir figure II.4) :

- Un acier doux d'usage courant dont la teneur en carbone est d'environ 0,3% et celle du fer d'environ 99,7%.
- L'aluminium est de type A-U4G, c'est un alliage contenant majoritairement de l'aluminium, avec du cuivre pouvant aller jusqu'à 4% et 1% de magnésium. Son nom commercial est le 2017-Al.

Dans tout le document, les deux électrodes sont respectivement appelées électrode de fer et électrode d'aluminium.

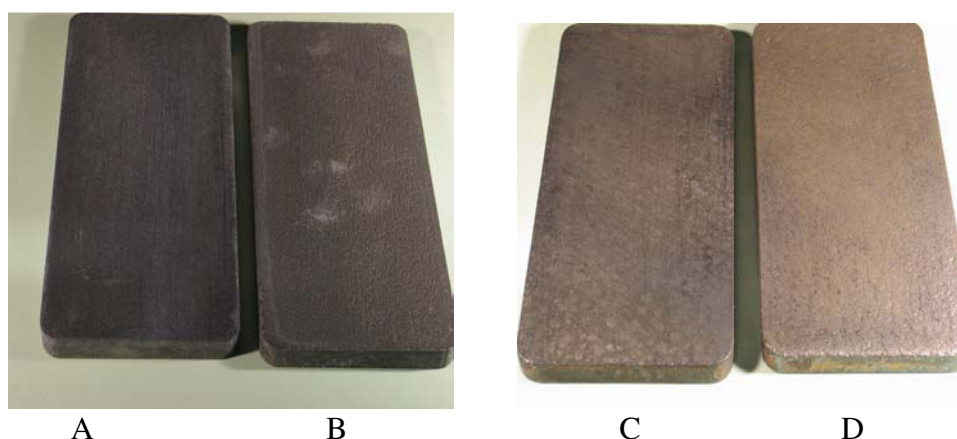


Figure II-4: Vue des électrodes d'aluminium (gauche) et de fer (droite)

Si les électrodes d'aluminium présentent des piqûres non perceptibles sur l'anode, l'anode de fer présente visiblement des piqûres uniformément réparties à sa surface. Les plaques B et D sont les anodes et les plaques A et C sont les cathodes.

- Réactions se produisant sur ces électrodes en fonctionnement :

- Au niveau des électrodes de fer

A l'anode de fer, il y a dissolution du fer en ions Fe^{2+} et dégagement d'oxygène pendant qu'à la cathode, il y a production d'ions OH^- . Le fer se dissout assez bien avec un rendement faradique voisin de 80%. Le fer divalent formé est très vite oxydé en fer trivalent à l'oxygène de l'air.

- Au niveau des électrodes d'aluminium

Dans le cas de l'aluminium, la dissolution en ions Al^{3+} a lieu à l'anode pendant que la cathode est le siège de production d'ions OH^- et de dégagement d'hydrogène. L'aluminium a un rendement faradique de l'ordre de 2 lors de l'électrocoagulation. La dissolution ne se fait pas seulement à l'anode mais aussi à la cathode et la possible réaction chimique de dissolution d'Aluminium peut être liée aux ions en présence tels que les chlorures ou les phosphates. De même, un dégagement d'hydrogène se produit aussi à l'anode.

Dans les deux cas, les deux électrodes peuvent former des oxydes de métal d' Al_2O_3 et Fe_3O_4 qui les protègent lorsqu'ils sont exposés à l'air. Ces deux formes sont aussi les oxydes de protection lorsque les métaux se trouvent plongés dans l'effluent assez longtemps sans réactions électrochimiques. Néanmoins, en présence d'ions chlorures, cette relative passivation n'a plus lieu et la corrosion des électrodes se produit.

Lorsque le courant passe, tous les deux matériaux d'électrodes se comportent assez bien tout au long du traitement sans que les composés de l'effluent ne s'adsorbent sur l'une ou l'autre de l'électrode et empêchent le passage du courant.

Lorsque l'on balaie les intensités de courant en relevant la tension dans le sens des courants croissants puis dans l'autre, les deux électrodes se comportent exactement de la même façon avec les différentes solutions.

3. Description des moyens analytiques

Comme nous le décrirons dans ce paragraphe, durant le traitement, une partie des données est enregistrée en continu par différents capteurs alors que l'acquisition d'autres données telle que la composition du milieu nécessite de réaliser des prélèvements qui seront analysés par la suite.



Figure II-5: Présentation d'échantillons (en première rangée visible, on observe l'effluent station traité aux électrodes de fer à la densité de courant de $200A/m^2$ et échantillonnés à 1,2,3,4,5,7,10,15,20,25,30,40,50,60 min respectivement de gauche à droite)

Comme on peut le remarquer sur la figure II.5, les échantillons prélevés au cours du traitement et positionnés dans l'ordre de prélèvement montrent bien *de visu*, une réduction de la couleur au cours du temps. C'est justement ces réductions que l'on a voulu quantifier en faisant des mesures de plusieurs indicateurs de pollution.

3.1. Analyses ou mesures réalisées en continu

- Mesures de pH des échantillons prélevés :

Elles sont réalisées par un pHmètre Consort model C931 muni d'une électrode en verre contenant une solution de KCl de concentration 4M. Le pH mètre est étalonné avec des solutions étalons de phosphate de pH 4, 7, 10 et 12. La précision des étalons donnée par le fournisseur est de ± 0.02 unité à $20^\circ C$. Le pH de chaque échantillon prélevé au niveau du réacteur agité est pris immédiatement. Ce pH permet de suivre la production des ions OH^- responsables de la montée en pH de l'effluent.

- Les tensions sont directement relevées sur l'affichage de l'alimentation stabilisée. Pour chaque intensité de courant et au temps de prélèvement, nous avons une valeur de la tension qui s'affiche directement à l'écran de l'alimentation. Cela permet de suivre l'évolution de la tension et renseigne indirectement sur le passage du courant entre les électrodes.

3.2. Analyses nécessitant des prélèvements

A la fin de l'électrocoagulation, des analyses sont aussi effectuées sur les échantillons prélevés. Cela concerne les mesures de la dissolution du métal sacrificiel (Al ou Fe) et des indicateurs de la dépollution (DCO, COT et turbidité, absorbance, chrome VI, chrome total).

- Mesure de la concentration en métal dissous

La mesure de la concentration en métal dissous se fait en prélevant une certaine quantité de l'effluent après agitation pour homogénéiser l'effluent prélevé de sorte à avoir ce deuxième prélèvement représentatif du premier échantillon. Ce deuxième prélèvement est acidifié pour ramener le pH au niveau acide selon le métal à doser. Après cela, nous diluons l'échantillon acidifié pour rester dans les marges d'analyse de la spectrométrie d'absorption atomique (AAS). Cet échantillon acidifié et dilué est filtré à travers un filtre à seringue de 0,45 μm pour éviter de colmater le spectromètre d'absorption atomique. Dans tous les cas, l'échantillon final qui passe dans l'AAS a un $\text{pH} \leq 2$ pour assurer la dissolution complète du métal à doser.

- Mesure de DCO, COT, turbidité et absorbance

Les autres grandeurs telles que la DCO, la turbidité, le COT, l'absorbance et les concentrations en chrome VI et en chrome total sont mesurées après décantation et sur le surnageant clair après que le pH final est ramené au pH de floculation correspond au point de présence maximale des hydroxydes du métal. Ce pH est de 6.5-7 pour les effluents traités à l'aluminium et supérieur à 6 pour ceux traités aux électrodes de fer.

Toutes ces analyses nous renseignent sur la cinétique de l'abattement des indicateurs de pollution et la cinétique de dissolution des métaux.

3.2.1. Mesure de la turbidité

La turbidité est l'effet optique qui traduit le caractère trouble de l'eau. Elle est due à la présence de diverses matières en suspension finement divisées telles que des particules de matières organiques ou minérales. Ces particules ont une taille variant entre 10 nm et 100 μm . Les unités utilisées pour la turbidité sont les Unités Jackson (JTU), la Nephelometric Turbidity Unit (NTU) et la Formazine Turbidity Unit (FTU) ou SiO_2 (mg/l).

Nous avons utilisé un appareil de type Hanna instruments LP 2000 comportant une diode infrarouge de longueur d'onde 890 nm et un détecteur de lumière réfléchi qui est un appareil à lecture directe. La mesure est basée sur l'absorption ou la diffusion des rayons lumineux par les particules en suspension. Cette mesure permet de suivre la cinétique de la décantation des échantillons après le traitement. Lorsque nous trouvons des valeurs hors étalons, nous procédons à la dilution à l'eau déminéralisée de cet échantillon avant analyse.

3.2.2. Mesures de la conductivité

Les mesures de conductivité sont effectuées à l'aide d'un conductimètre Consort model 832 muni d'une cellule de mesure à plaques de platine de type Radiometer modèle CDC 566T. Cette cellule comporte une compensation automatique de la valeur de conductivité en fonction de la température de la solution (température de référence : 25°C). La compensation est réalisée par une sonde de température de type Pt 100. La constante de cellule est de 1 cm^{-1} . La gamme de mesure est de 0.01 à 200 $\text{mS}\cdot\text{cm}^{-1}$. L'étalonnage de la cellule est effectué à l'aide des solutions étalons fournies par Radiometer Analytical dans la série 4-7-10. Il s'agit de

solutions de KCl respectivement de 0.1, 0.01, 0.001M de conductivité respective 12.88, 1.413 et 0.148 mS.cm⁻¹. La figure II-6 représente la courbe d'étalonnage de la conductivité.

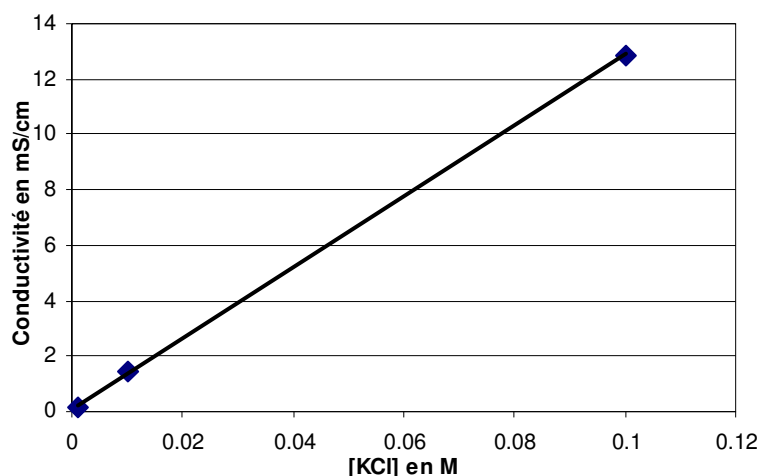


Figure II-6: Courbe d'étalonnage de la conductivité

3.2.3. Analyse de la Demande Chimique en Oxygène (DCO)

La DCO est la quantité d'oxygène nécessaire à la dégradation par voie chimique des matières organiques et minérales. Elle est aussi définie comme une expression de la quantité d'oxygène dissoute nécessaire pour oxyder par voie chimique, sans intervention d'êtres vivants, toutes les substances oxydables. Elle s'exprime en mg d'O₂ par litre de solution. Sa détermination se fait en quatre (4) étapes:

- Ajout d'un volume V₁ d'une solution de digestion formée d'acide sulfurique concentré H₂SO₄, du sulfate de mercure HgSO₄ et de K₂Cr₂O₇ en excès et en solution aqueuse.
- Ajout d'un volume V₂ d'une solution de sulfate de mercure dans l'acide sulfurique.
- Chauffage pendant deux (2) heures à 148°C au four. Les fours utilisés sont soit un CSB/COD reactor model 30, soit un CSB/COD Reactor Al 31.
- Lecture de l'absorbance par spectrophotométrie à 620 nm.

Ces analyses sont effectuées selon la norme française AFNOR et selon la norme standard américaine SMEWW. Les protocoles sont donnés dans l'annexe 2.

L'étalonnage du DCOmètre a été réalisé avec une solution acide d'hydrogénophtalate de potassium (KHP) qui est séchée à l'étuve à 103°C pendant deux heures. Nous avons préparé plusieurs solutions de concentration connue maximale de 1500, 750 et 150 mg.L⁻¹.

La précision de la mesure est estimée à ± 5%.

Les étalons ont été faits de 0 à 150 mg.L⁻¹, de 0 à 750 mg.L⁻¹ et de 0 à 1500 mg.L⁻¹.

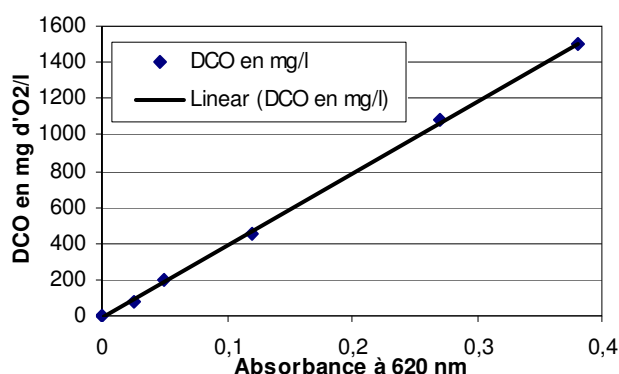


Figure II-7: Courbe d'étalonnage du DCO-mètre HACH DR/2000 utilisant une solution d'hydrogénophtalate de potassium à différentes concentrations

Cette courbe d'étalonnage a été établie pour les concentrations les plus élevées de limite maximale de 1500 mg O₂/L.

La présence d'éléments tels que les hydrocarbures paraffiniques et cycloparaffiniques, les sels ammoniacaux et l'urée qui sont difficiles à oxyder peut biaiser les résultats.

3.2.4. Analyse du Carbone Organique Total (COT)

Le carbone organique total représente la matière organique carbonée totale existante dans une solution. Sa détermination se fait par un COT mètre. Celui que nous avons utilisé est un TOC-V_{CSH} Shimadzu avec une fourchette de mesure comprise entre 4 µg/L et 25000 mg/L de carbone.

Selon le domaine de mesure, une courbe d'étalonnage est utilisée.

Le principe de fonctionnement est basé sur deux étapes essentielles :

- Une oxydation par la décomposition totale en gaz carbonique de tous les composés organiques solubles y compris les composés macromoléculaires. Elle n'oxyde pas seulement les composés simples micromoléculaires. Toutes les composantes de l'échantillon subissent une combustion totale à une température de plus de 680°C en présence d'un catalyseur en nickel/chrome. Ceci permet de transformer toute la matière organique en gaz carbonique.
- A l'étape suivante, l'analyseur de gaz mesure par une cellule infrarouge, le gaz carbonique formé et le transmet sous forme de valeur de COT sur la base de l'étalonnage incorporé. L'erreur de mesure est d'environ 1,5%.

On fixe un maximum de répétitions à l'appareil et, en fonction de l'écart entre les mesures, le logiciel décide d'arrêter à deux, trois ou quatre mesures. Les courbes d'étalonnage ont été faites pour les gammes de 0 à 100, 0 à 1000 et 0 à 4000 mg/L. L'étalonnage est effectué à partir d'une solution d'hydrogénophtalate de potassium (KHP).

L'appareil utilisé a la particularité de faire les dilutions pour les différentes gammes inférieures d'étalonnage sur la base d'une solution concentrée. Le facteur de dilution a varié pour nos mesures de 2 à 50.

Les volumes injectés à chaque prise sont optionnels et peuvent être de 10 à 150 µL ou de 10 à 2000 µL.

L'appareil est muni d'un passeur automatique. Le temps de mesure est estimé à 3 min par échantillon.

3.2.5. Analyse des métaux

Les métaux dissous ont été dosés globalement par la spectrométrie d'absorption atomique après dilution et acidification pour rendre soluble le métal dans l'effluent.

- Le chrome total a été dosé par le spectromètre d'absorption atomique et la méthode au S-diphenyl carbazide (APHA, 2005) a été utilisée pour le dosage du chrome VI.

Cette méthode d'analyse du chrome VI consiste en trois étapes importantes :

- Nous avons préparé une solution de réactif en dissolvant 0.5 g de S-diphenyl carbazide dans 100 cm³ d'acétone acidifié par l'ajout de 0.5 cm³ d'H₂SO₄ 5M.
 - Puis nous avons mis quelques gouttes de ce réactif dans la solution à analyser qui prend une teinte violette.
 - Ensuite, on a effectué une courbe d'étalonnage à chaque série de mesures : la courbe d'étalonnage a été réalisée en ajoutant quelques gouttes du réactif dans 10 ml de la solution de concentration connue en Cr VI que l'on analyse ensuite par spectrométrie d'absorption à 450 nm. Nous avons mesuré 4 fois l'absorbance pour chaque étalon et nous avons fait la moyenne par échantillon.
 - Enfin nous avons lu l'absorbance de chaque échantillon en se référant à chaque fois à la droite d'étalonnage ou à l'équation correspondante pour déterminer la concentration en Cr VI des différents échantillons.
- L'aluminium, le fer et le chrome total ont été dosés par la spectrométrie d'absorption atomique (AAS).

Le principe de base de l'AAS se résume en 3 étapes :

- La nébulisation

L'échantillon à analyser subit une pulvérisation dans la chambre de nébulisation qui fait passer l'échantillon de l'état liquide à des gouttelettes très fines généralement réglables de sorte à les avoir les plus fines et homogènes possible.

- La combustion

Ces gouttelettes sont entraînées au niveau du brûleur qui amène par la flamme, les éléments à analyser de leur état stable à leur état excité. Cet état leur permet d'avoir une absorption maximale à leur longueur d'onde optimale. Ceci correspond dans ce cas précis à l'absorption de sa propre lumière canalisée à la base de la flamme par l'appareil à partir de la lampe de l'élément à doser. Selon le métal, sa plus ou moins grande sensibilité impose que la combustion se fasse à température plus ou moins élevée. Quand l'élément à doser nécessite une température pas trop élevée, on utilise la flamme air/acétylène, et la flamme chaude par la flamme protoxyde d'azote/acétylène pour les éléments moins sensibles.

- Les résultats

Les capteurs de l'appareil relèvent l'absorbance et le logiciel intégré la traduit directement en concentration de métal sur la base de la courbe d'étalonnage préétablie.

Les échantillons prélevés, acidifiés pour dissoudre le métal à analyser sont dilués de sorte à avoir des concentrations acceptables qui ne polluent pas l'appareil. Les dilutions sont estimées en fonction du calcul théorique de métal dissous en supposant un rendement faradique de dissolution égal à 1.

Les étalons sont préparés à partir d'une solution mère de 1000 ppm. Les mesures sont effectuées par étalon et on obtient une droite d'étalonnage de l'absorbance en fonction de la concentration en métal.

La figure II-8 montre un étalonnage d'aluminium pour des échantillons dont la concentration en aluminium totale n'excède pas 50 ppm d'aluminium.

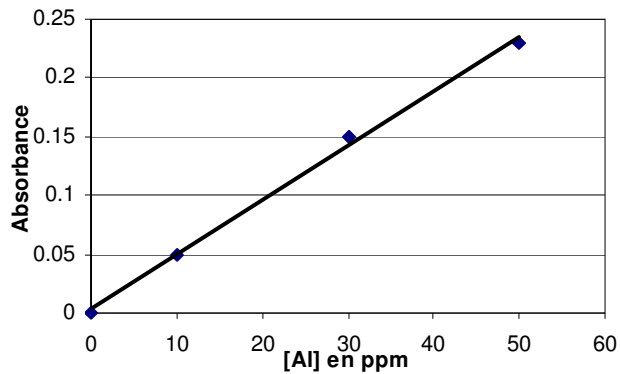


Figure II-8 : Courbe d'étalonnage de dosage d'aluminium avec l'AAS Anthélie Junior SECOMAM.

Dans ce cas précis, nous avons un échantillon dilué de sorte que sa concentration maximale en aluminium ne dépasse pas 50 ppm. Dans le cas où la concentration à doser est supérieure à 50ppm, on doit avoir des étalons qui vont au-delà de cette valeur. De plus, selon la gamme de mesure, le type de loi d'étalonnage peut changer. On constate pour la courbe ci-dessus que la courbe d'étalonnage est linéaire. Il convient donc de veiller à rester dans le domaine linéaire pour tous les étalonnages.

Chaque échantillon est passé et l'étalonnage intégré permet à l'ordinateur pilote de donner directement les résultats en concentration.

Le temps de mesure d'un échantillon, fonction de la répétition qu'on demande à l'appareil variant de 2 à 5 répétitions en général, n'excède pas 1 min.

3.2.6. Suivi de la couleur de l'effluent par l'absorbance dans l'UV visible

L'absorbance des différents prélèvements se mesure sur le surnageant clair.

Auparavant le surnageant clair de l'effluent brut non traité décanté subit plusieurs mesures de longueurs d'onde afin de déterminer la longueur d'onde d'absorption la plus appropriée pour cette caractérisation et de suivre aussi l'abattement des différentes couleurs au cours du traitement.

Ces mesures se font en spectrométrie UV visible après la prise de ligne de base avec de l'eau déminéralisée.

Par la suite, chaque échantillon est passé en ayant comme absorbance initiale celle de l'effluent brut, et donc les valeurs lues à la longueur d'onde prédéterminée représentent l'absorbance de l'échantillon.

Le spectromètre UV visible est piloté par un ordinateur et est de marque Anthélie Junior SECOMAM.

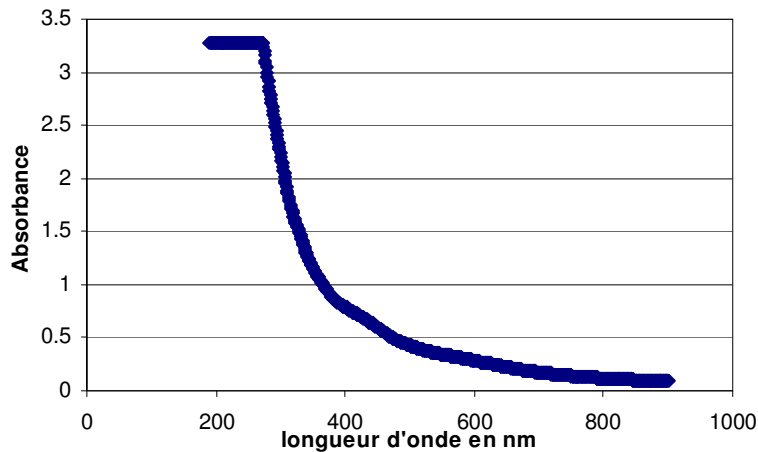


Figure II-9 : Spectre UV-Visible de l'échantillon traité de l'effluent usine (traité avec des électrodes de fer à 50 A/m² et prélevé après 1 min de traitement) au spectro UV Visible

3.2.7. Pesée

Les produits de pureté analytique, servant à préparer les solutions, sont pesés avec une balance de précision Sartorius. La gamme de mesure est comprise entre 0,01g et 202 g avec une précision de $\pm 0,0001$ g dans une zone de température comprise entre 10 et 30°C. Pour les pesées des émulsions mères, du chrome (VI) et du NaCl, nous avons utilisé une balance moins précise Mettler PM 400. La gamme de mesure est de 0,5 à 410 g avec une précision de $\pm 0,01$ g.

4. Effluents choisis et leurs caractéristiques

Les eaux usées de l'industrie textile sont particulières par leur charge organique relativement importante, et la présence de colorants organiques ou chimiques qui, pour la plupart sont néfastes aux traitements biologiques conventionnels des stations de traitement. L'apport de l'électrocoagulation est donc d'arriver à rejeter dans les stations de traitement conventionnelles, des eaux usées de textiles exemptes de ses colorants et de sa forte charge inorganique. Nous avons choisi de prélever un effluent au sein de l'usine qui ne contient que les composants chimiques entrant dans le textile et un autre de la station qui provient d'un mélange issus de différentes usines textiles, cela afin de voir l'influence des mélanges complexes sur l'épuration par électrocoagulation.

La conductivité a été mesurée sur les effluents bruts avant traitement afin de vérifier leur possible traitement sans ajout de NaCl. La conductivité était suffisante (tableau II-1), et ainsi tous les effluents ont été traités sans ajout de sels.

Après le traitement de ces effluents textiles par les électrodes de fer et d'aluminium, nous avons simulé un effluent de tannerie en ajoutant du bichromate de potassium à l'effluent prélevé à la station de sorte à avoir une concentration de chrome hexavalent comprise entre les valeurs moyennes des tanneries (3 à 350 ppm) [Vlyssides *et al.* (1997)]. La concentration en chrome (VI) a été fixée à environ 200 ppm pour l'ensemble des effluents simulés.

Le tableau II-1 donne les caractéristiques des différents effluents utilisés lors du traitement :

Tableau II-1 : Caractéristiques des effluents utilisés

Caractéristiques	Effluent Usine	Effluent station	Effluent simulé de tannerie
pH	7,06	9,04	9,04
Turbidité / NTU	532	397	397
DCO / mg O ₂ L ⁻¹	1787	1237	1237
Conductivité / mS cm ⁻¹	1,8	1,4	2,9
[CO ₃ ²⁻] / mg L ⁻¹	2191	1475	1475
[NO ₃ ⁻] / mg L ⁻¹	3,91	11,1	11,1
[H ₂ PO ₄ ⁻], [HPO ₄ ²⁻] / mg L ⁻¹	1,9	2,6	2,6
[SO ₄ ²⁻] / mg L ⁻¹	144	56	56
[Cl ⁻] / mg L ⁻¹	84,3	27,9	27,9
Chrome total (mg/l)	-	-	200

Les valeurs ainsi données sont les résultats d'analyse de nos effluents utilisés mais peuvent différer en fonction :

- du type de colorant utilisé dans le traitement,
- du type de traitement du textile selon qu'il s'agisse du blanchiment, de l'ennoblissement ou de la teinture,
- de l'activité en cours dans l'usine (rincage ou fonctionnement).

5. Choix des expériences réalisées et objectifs

5.1. Manipulation réalisée sur les différents effluents

Le traitement continu avec recirculation permet d'avoir au bout de l'heure une quantité suffisante de métal dissous capable de faire flocculer toute la pollution de l'effluent dans la majorité des cas, comme l'ont montré des essais préliminaires.

Une manipulation dure 1h. Les prélèvements sont effectués à 1, 2, 3, 4, 5, 7, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50 et 60 min, de même que les mesures de pH et les relevés de tension sur le générateur stabilisé. Ceci permet de suivre la cinétique du traitement par le suivi de la quantité de polluants dans les différents prélèvements effectués au cours du temps et de s'assurer de la continuité du traitement par la tension et le pH.

Ces échantillons sont ramenés à un pH convenable, par l'ajout d'une solution de HNO₃ dilué, selon le métal utilisé afin de se situer au pH optimal pour la précipitation des hydroxydes métalliques avec les impuretés adsorbées, responsables du traitement.

De la même façon que les deux premiers effluents, nous avons travaillé à comparer les deux matériaux d'électrodes en faisant varier les densités de courant de 50 à 200 A/m² avec une incrémentation de 50 A/m². Ces densités de courant sont fixées à des niveaux modérés afin d'éviter toute réaction parasite tels que le dégagement d'oxygène ou une éventuelle surchauffe. Ce travail nous a permis de connaître l'effet de la densité de courant sur l'abattement en chrome, en DCO, en COT, en turbidité et sur le rendement faradique, le pH, la tension de cellule, la charge et l'énergie consommée. Chaque prélèvement effectué donne l'évolution des différents paramètres et les indicateurs de pollution en termes de cinétique.

Cela permet également d'observer le comportement des électrodes. L'ensemble de ces mesures a été réalisé avec l'effluent « Station », l'effluent « Usine » et l'effluent « station chrome » (effluent synthétique de tannerie).

5.2. Le traitement des effluents « usine » et « station »

Pour chaque effluent, le traitement a consisté à faire dissoudre électrochimiquement séparément des ions aluminium et fer afin de trouver le métal le plus efficace et comparer les phénomènes. L'utilisation comparative des différentes densités de courant nous permet de connaître le comportement de l'électrocoagulation en fonction de ce paramètre. C'est ainsi que l'on a déterminé entre autres, l'influence de la densité de courant sur les phénomènes suivants: dissolution des métaux, abattement des polluants et les grandeurs physiques telles que rendement faradique, pH, tension mesurée et énergie consommée.

5.3. Le traitement de l'effluent enrichi en chrome

Ce travail permet de pouvoir étudier dans un premier temps de façon expérimentale l'élimination des chromates dans un effluent textile enrichi en chrome VI et, de façon théorique, d'étudier les différentes réactions entrant en jeu dans l'électrocoagulation. Le chrome est très nocif en particulier sous sa forme hexavalent et sa limite maximale admise est de 50 ppb dans l'eau potable en France.

CHAPITRE III

RESULTATS EXPERIMENTAUX

Chapitre III : Résultats expérimentaux

1. Etude des paramètres de l'EC : rendement faradique, tension de cellule, pH, dissolution des métaux	67
1.1. Etude du pH.....	67
1.2. Etude de la tension du système	70
1.3. Etude de la dissolution des électrodes.....	72
1.4. Etude du rendement faradique.....	75
2. Abattement de la DCO	77
2.1. Effet du temps et de la densité du courant	78
2.2. Influence de la charge électrique sur le traitement de la DCO.....	80
2.3. Influence de la quantité du métal dissous.....	82
3. Influence du chrome sur le traitement de la pollution organique.....	85
3.1. Influence du temps et de la densité de courant sur le traitement.....	85
3.2. Influence de la charge électrique.....	87
3.3. Influence du métal dissous sur la pollution organique en présence du chrome VI..	88
4. Etude du traitement de la turbidité	89
4.1. Influence du temps de traitement et de la densité de courant.....	89
4.2. Influence de la charge sur le traitement de la turbidité	92
4.3. Influence de la concentration en métal dissous sur la turbidité.....	94
5. Etude de l'absorbance à 436 nm	96
5.1. Absorbance de l'effluent « station »	96
5.2. Absorbance de l'effluent « usine ».....	97
6. Etude du traitement du COT	98
6.1. Effet de la densité du courant.....	98
6.2. Effet du temps de traitement sur le traitement du COT	99
7. Traitement d'élimination du chrome.....	100
7.1. Evolution de la concentration en chrome au cours du traitement	100
7.2. Influence de la concentration en métal dissous.....	103
8. Energie consommée	104
Conclusion des résultats expérimentaux :	108

Ce chapitre rassemble tous les résultats des expériences menées avec les électrodes de fer et d'aluminium, sur les deux effluents textiles prélevés, un au sein même de l'usine, et un deuxième prélevé dans la station de l'usine ; ces effluents seront appelés « usine » et « station » dans tout le document. De plus, nous avons étudié l'effet de la présence du chrome VI et le traitement d'élimination du chrome VI en ajoutant du sel de chrome VI à l'effluent « station » afin de simuler les effluents de tannerie. Les mesures ont concerné le pH, la tension affichée sur la base du courant imposé, la concentration de métal dissous, les indicateurs de pollution tels que la DCO, le COT, la turbidité, l'absorbance et la concentration en chrome (chrome VI et chrome total).

Suite à la présentation des résultats, nous avons fait une analyse de l'énergie électrique consommée pour le traitement de la DCO des différents effluents et du chrome VI de l'effluent simulé de tannerie.

L'objectif de cette partie est d'évaluer les performances du traitement par électrocoagulation.

1. Etude des paramètres de l'EC : rendement faradique, tension de cellule, pH, dissolution des métaux.

1.1. Etude du pH

Les figures III-1, III-2 et III-3, III-4 et III-5, III-6 montrent l'évolution du pH au cours du traitement des effluents respectifs de station, usine et station chrome traités avec les deux matériaux d'électrodes et aux quatre densités de courant.

Le pH augmente au cours du traitement et on constate que cette augmentation est d'autant plus importante que la densité de courant est élevée comme l'avaient observé Arslan-Alaton *et al.* (2008). Pour les deux matériaux d'électrode, on constate une stabilisation du pH avec le temps due au pouvoir tampon de l'aluminium alors qu'il augmente plus dans le cas du fer. Cette augmentation du pH quel que soit le matériau d'électrode est due à la production d'ions OH⁻ par la cathode.

Afin de mieux percevoir les différences de pH, nous avons consigné sur le tableau III-1, les différentes valeurs maximales de pH atteintes (pH finaux) lors des différents traitements pour chaque effluent, chaque électrode et chaque densité de courant.

Tableau III-1 : pH max pour les différents traitements

		50 A/m ²	100 A/m ²	150 A/m ²	200 A/m ²
Station	Fe	7,6	8,58	8,2	9,3
	Al	8,15	8,87	9,1	9,12
Usine	Fe	8,65	10	10,1	9,64
	Al	8,15	9,39	9,39	8,9
Station chrome	Fe	7,6	8,58	8,2	9,3
	Al	8,15	8,87	8,87	9,12

On peut affirmer aussi que la présence du chrome n'a pas d'influence sur le pH comme le montrent les valeurs de pH en fin de traitement pour les effluents « station » et « station chrome ».

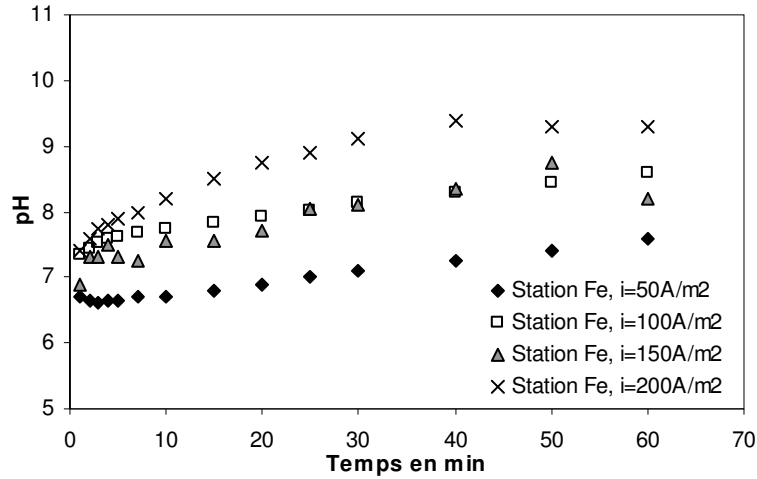


Figure III-1: Evolution du pH de l'effluent station au cours du traitement avec les électrodes de fer

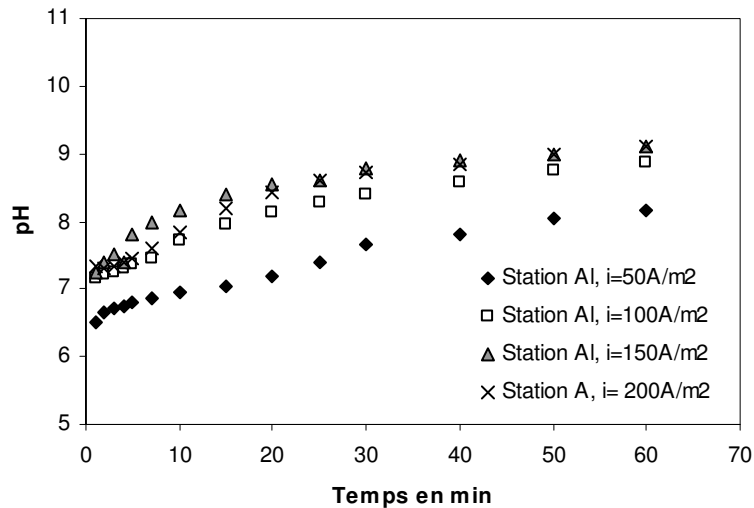


Figure III-2: Evolution du pH de l'effluent station au cours du traitement avec les électrodes d'aluminium

Le pH de l'effluent usine n'évolue pas de la même façon que celui de l'effluent station. L'allure des pH de l'effluent usine présente une augmentation rapide en début de traitement avec stabilisation alors que pour l'autre effluent, la variation est plus régulière. Cela pourrait s'expliquer par la différence des deux effluents par la taille des particules.

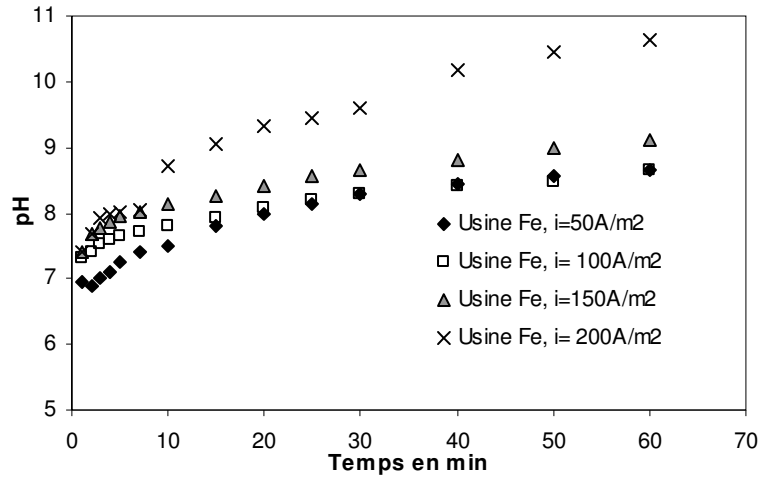


Figure III-3: Evolution du pH de l'effluent usine au cours du traitement avec les électrodes de fer

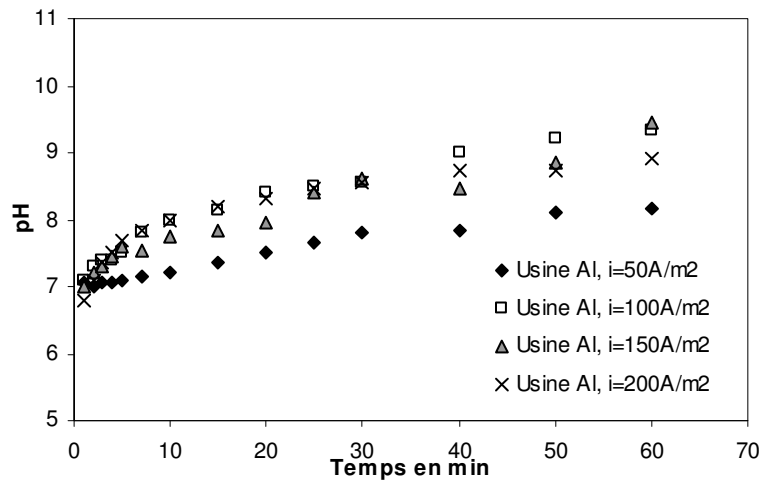


Figure III-4 : Evolution du pH de l'effluent usine au cours du traitement avec les électrodes d'aluminium

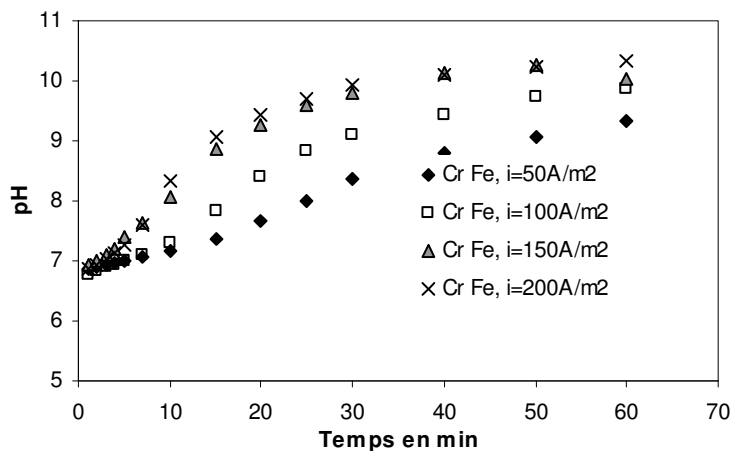


Figure III-5: Evolution du pH de l'effluent station chrome au cours du traitement avec les électrodes de fer

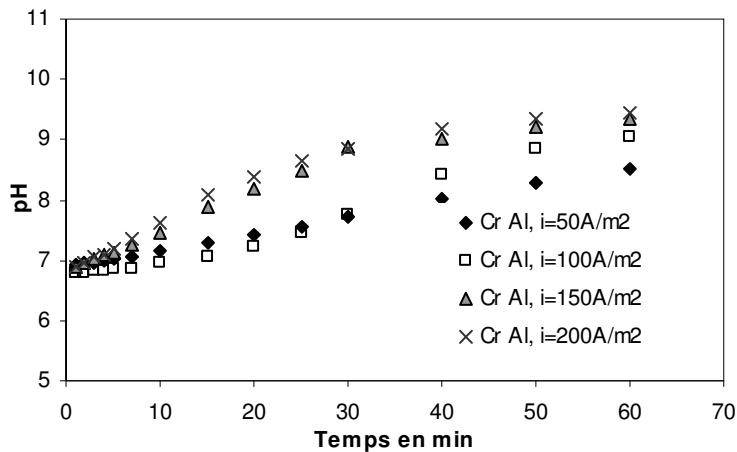


Figure III-6 : Evolution du pH de l'effluent station chrome au cours du traitement avec les électrodes d'aluminium

1.2. Etude de la tension du système

La tension de cellule représente la valeur relevée de la tension sur le générateur stabilisé. Cette valeur de tension est fonction de l'intensité du courant, du matériau d'électrode et de l'effluent. Pour un effluent dont la conductivité est élevée, la tension est faible s'il n'y a pas de dépôt sur la surface des électrodes qui empêcherait le passage du courant.

Les figures III-7, III-8 et III-9, III-10 montrent l'évolution respective de la tension au cours du traitement des effluents « station » et « usine ». La tension, pour chaque densité de courant, évolue indépendamment de toutes les autres densités. Les densités les plus élevées évoluent sur des lignes de tensions plus hautes.

La formule de tension de cellule peut se simplifier en (en négligeant les surtensions aux électrodes et la tension à vide U_0):

$$U = R I \quad \text{(III-1)}$$

Où R , la résistance de cellule, dépend de la conductivité de l'effluent et I est l'intensité de courant.

On peut donc comprendre pourquoi les densités de courant les plus élevées correspondent à des tensions de cellule plus importantes étant donné que l'intensité augmente et l'effluent restant le même, la résistance ohmique non plus ne varie pas.

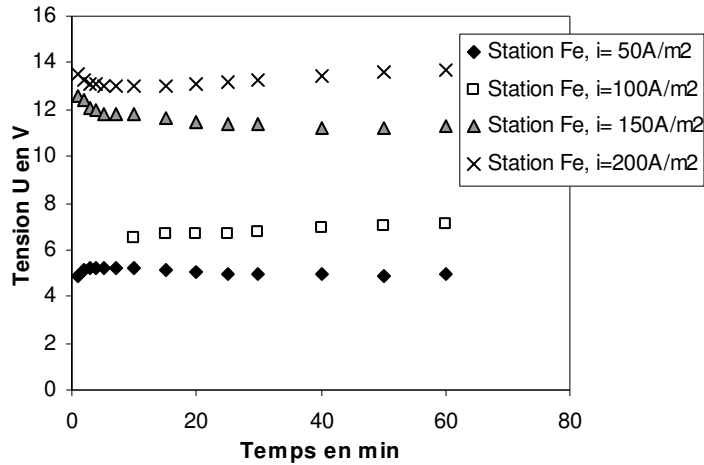


Figure III-7 : Evolution de la tension au cours du traitement de l'effluent station avec les électrodes de fer

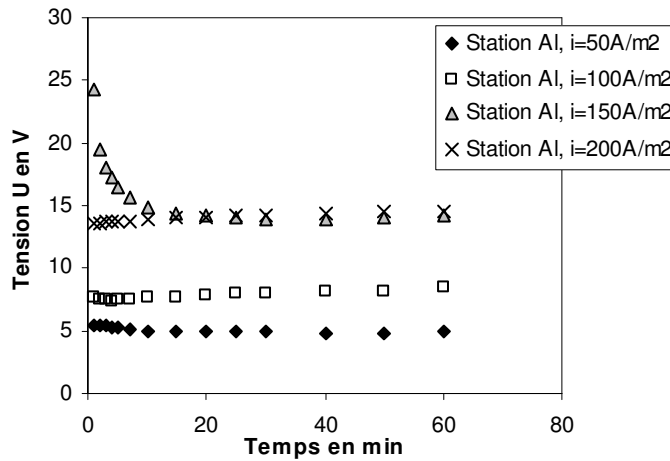


Figure III-8 : Evolution de la tension au cours du traitement de l'effluent station avec les électrodes d'aluminium

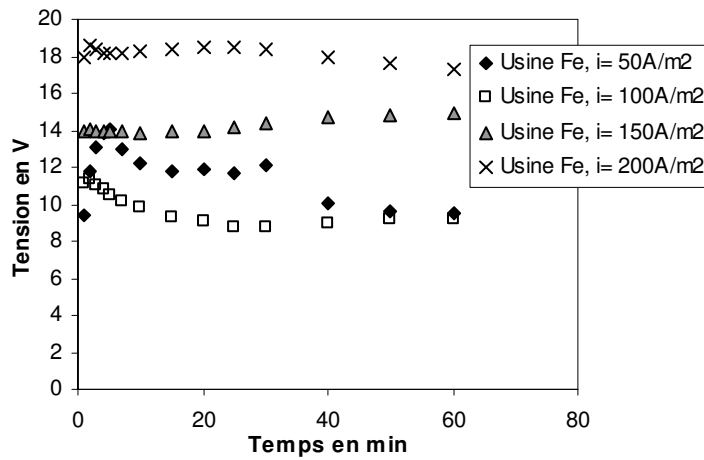


Figure III-9 : Evolution de la tension au cours du traitement de l'effluent usine avec les électrodes de fer

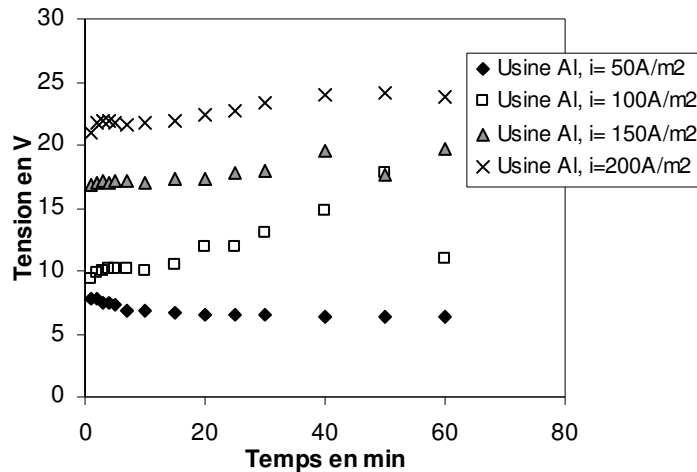


Figure III-10 : Evolution de la tension au cours du traitement de l'effluent usine avec les électrodes d'aluminium

1.3. Etude de la dissolution des électrodes

Les figures III-11 à III-16 montrent la comparaison de la dissolution des métaux sous la forme des variations de la concentration en métal dissous au cours du traitement des effluents respectifs de station, usine et station chrome. Comme peut le prévoir la loi de Faraday, ces figures montrent bien que la vitesse de dissolution du métal est proportionnelle à la densité de courant appliquée. Les densités les plus élevées permettent de dissoudre davantage de métaux. Le tableau III-2 montre les concentrations maximales atteintes en métal dissous (en ppm) pour chaque effluent, chaque densité de courant et chaque électrode. Ce tableau montre que l'effluent n'a pas d'influence significative sur la dissolution des métaux. En effet pour une même densité de courant et une même électrode, la concentration en métal est similaire. Nous pensons que cela est lié simplement au fait que les différents effluents ont des conductivités et des concentrations en ions chlorures et hydroxyles presque similaires. Ainsi ils réagissent de la même façon au passage du courant électrique. La différence de concentration en fer et en aluminium pour une même densité de courant est liée à la différence de leur masse atomique, au rendement faradique plus élevé pour l'aluminium et au comportement différent des deux métaux dans l'effluent. La différence du rapport M_{Fe}/M_{Al} de l'ordre de 2 et le rapport des concentrations en métaux dissous (différent de 2) montrent bien qu'en plus de la différence de masse atomique, il y a une autre raison pour justifier la différence de concentration entre les deux matériaux d'électrodes. La présence du chrome n'a pas d'influence sur cette dissolution lorsque l'on compare l'évolution des concentrations du même métal au cours du traitement pour les effluents « station » et « station chrome ». On remarque que, en plus d'évoluer de la même façon, ces deux effluents partiellement traités ont exactement les mêmes valeurs de concentration pour les mêmes densités de courant et pour le même matériau d'électrode.

Tableau III-2 : Concentration finale en ppm atteinte de métal (Al ou fe) pour chaque traitement

		50 A/m ²	100 A/m ²	150 A/m ²	200 A/m ²
Station	Fe	222	347	657	814
	Al	188	337	472	680
Usine	Fe	212	366	592	814
	Al	182	333	484	572
Station chrome	Fe	221	347	658	814
	Al	188	337	471	680

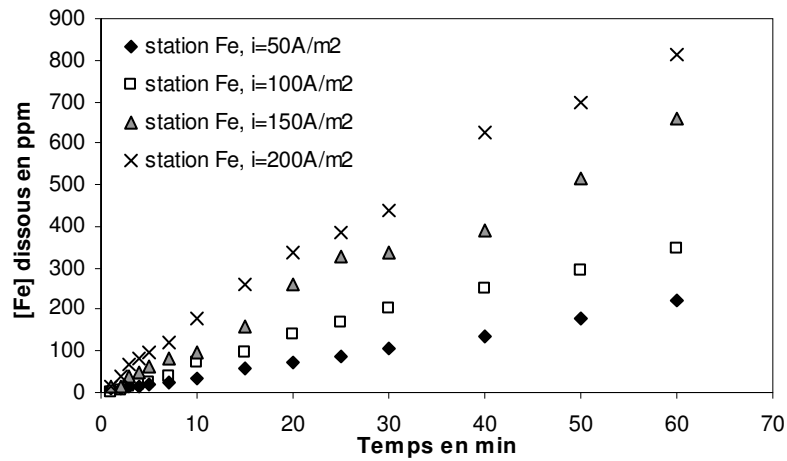


Figure III-11 : Evolution de la concentration en fer dissous au cours du traitement de l'effluent « station ».

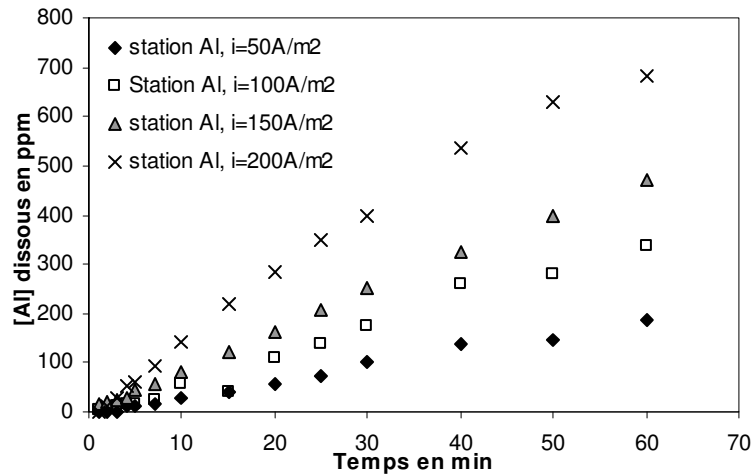


Figure III-12 : Evolution de la concentration en aluminium dissous au cours du traitement de l'effluent « station ».

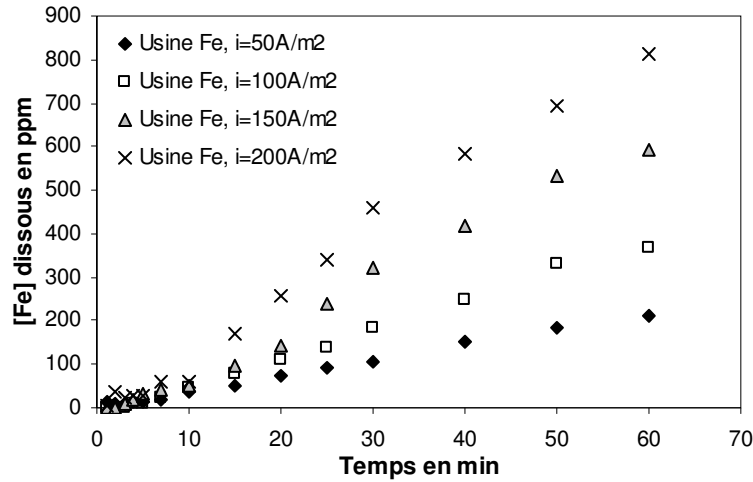


Figure III-13 : Evolution de la concentration en fer dissous au cours du traitement de l'effluent « usine »

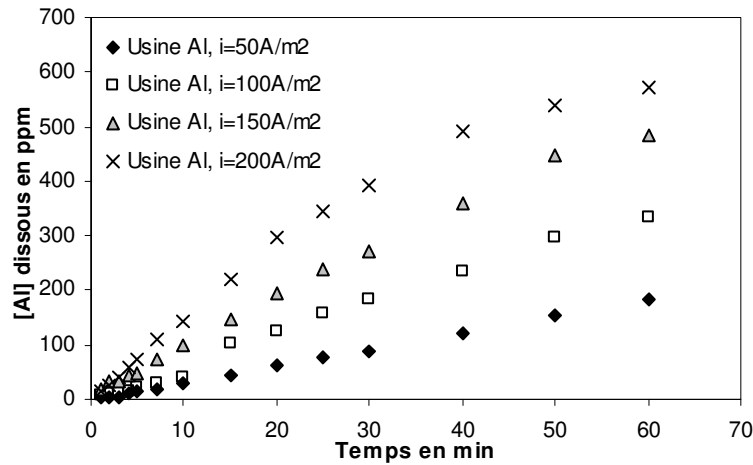


Figure III-14 : Evolution de la concentration en aluminium dissous au cours du traitement de l'effluent « usine »

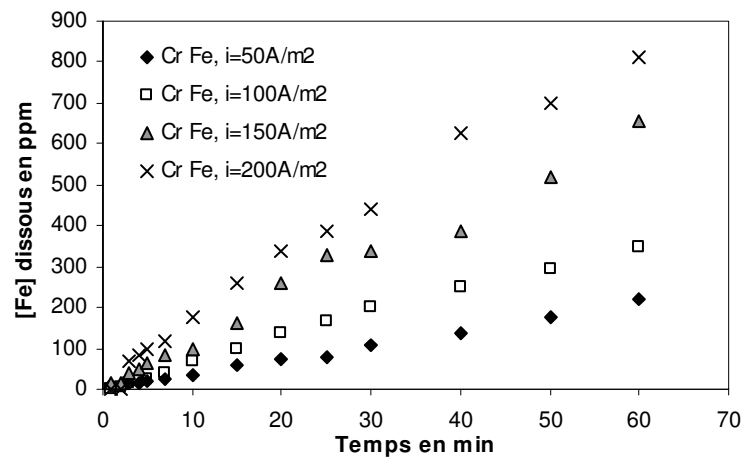


Figure III-15 : Evolution de la concentration en fer dissous au cours du traitement de l'effluent « station chrome ».

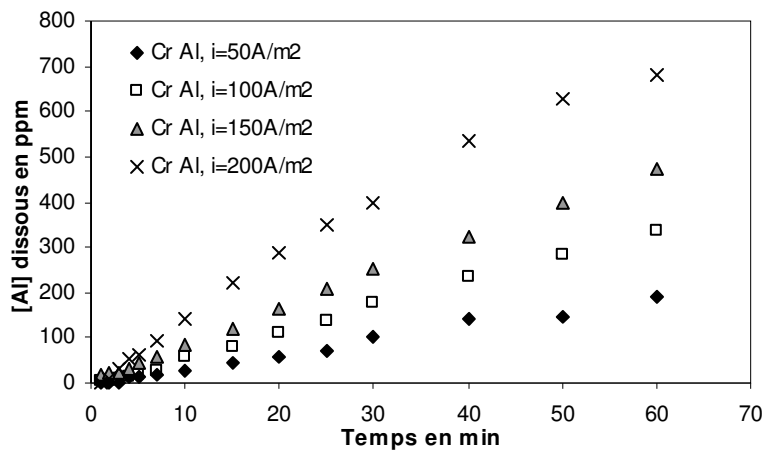


Figure III-16 : Evolution de la concentration en aluminium dissous au cours du traitement de l'effluent « station chrome ».

1.4. Etude du rendement faradique

Le rendement faradique représente le rapport de ce que produit le courant consommé et de ce qui devrait être produit. Dans le cas présent, on le calcule en faisant le rapport de la quantité de métal dissous sur la quantité de métal devant être dissous selon la loi de Faraday.

Le rendement faradique se calcule ainsi par la formule :
$$\Phi_M = \frac{z_{\text{métal}} F m_{\text{métal}}}{M_{\text{métal}} Q} \quad (\text{III-2})$$

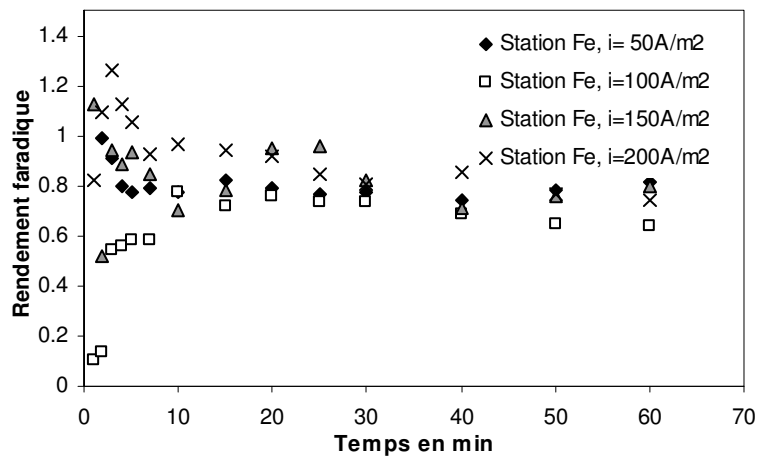


Figure III-17 : Evolution du rendement faradique au cours du traitement de l'effluent station avec les électrodes de fer

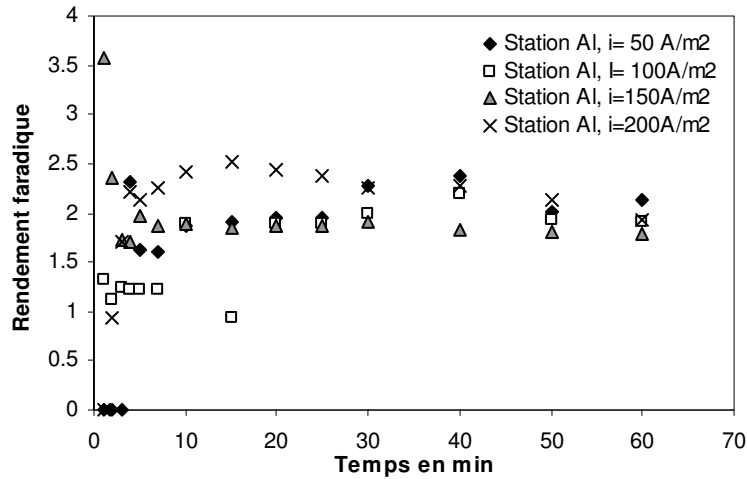


Figure III-18 : Evolution du rendement faradique au cours du traitement de l'effluent station avec les électrodes d'aluminium

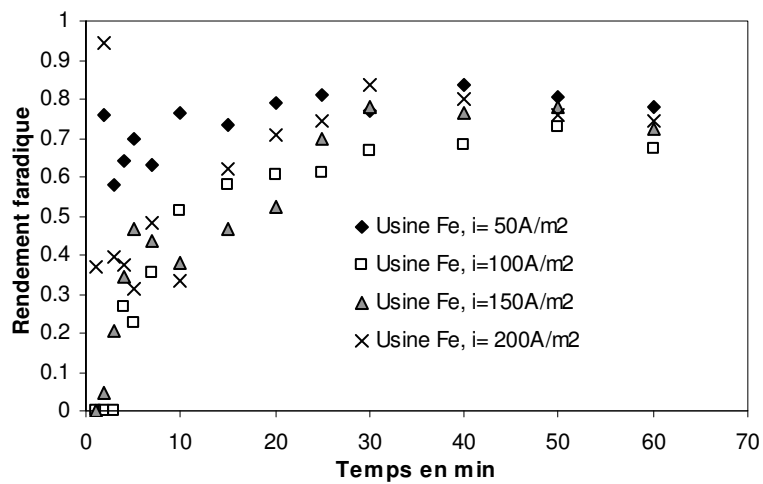


Figure III-19 : Evolution du rendement faradique au cours du traitement de l'effluent usine avec les électrodes de fer

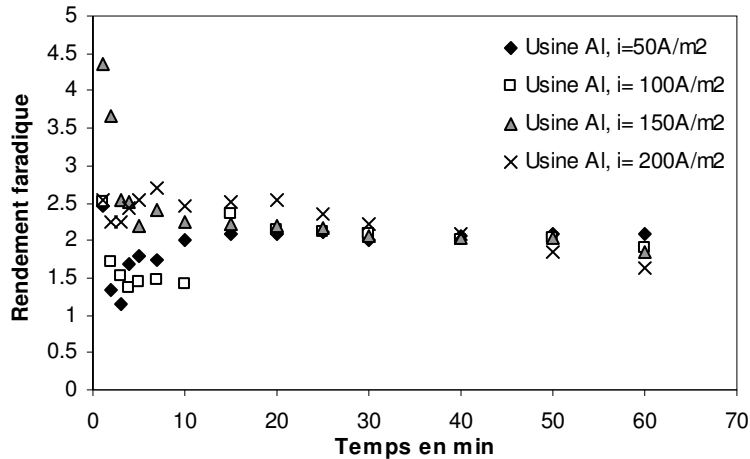


Figure III-20 : Evolution du rendement faradique au cours du traitement de l'effluent usine avec les électrodes d'aluminium

Les figures III-17 à III-20 montrent l'évolution du rendement faradique en fonction du temps des effluents « station » et « usine ». On constate que le rendement faradique présente des valeurs dispersées en début de traitement pour converger pour chaque traitement vers une fourchette de valeurs assez stables et assez restreintes jusqu'à la fin du traitement. C'est ainsi qu'on a pu déterminer pour chaque matériau et chaque effluent un intervalle de valeurs de rendement faradique consigné dans le tableau III-3.

Les valeurs de rendement dispersées seraient dues à une précision d'analyse insuffisante en début de traitement, causée notamment par les faibles concentrations en métaux dissous.

Tableau III-3 : Rendement faradique des différents traitements

Effluent	Electrodes de fer	Electrodes d'aluminium
station	0,82 ± 0,14	1,92 ± 0,35
usine	0,80 ± 0,20	2,15 ± 0,38

La marge de variation ne semble pas fonction de la densité de courant.

2. Abattement de la DCO

Dans un premier temps, nous avons comparé l'influence des électrodes sur l'efficacité d'abattement de la pollution organique pour différentes conditions opératoires. En effet, si l'on trouve de nombreux articles sur le traitement d'effluents industriels par électrocoagulation avec des électrodes en fer ou en aluminium, peu d'articles comparent les efficacités respectives sur un même effluent. Parmi les études relatives à cette comparaison on citera les travaux de Arslan-Alaton *et al.* (2008), Canizares *et al.* (2007 a, b), Mollah *et al.* (2001) et Irdemez *et al.* (2006).

Le premier paramètre dont l'influence est à étudier est la densité de courant qui permet de « contrôler » la quantité de coagulant même si, comme nous l'avons vu précédemment, les rendements faradiques ne sont pas égaux à 1.

2.1. Effet du temps et de la densité du courant

Des essais de traitement des différents effluents ont été conduits avec les deux types d'électrode pour des densités de courant variant de 50 à 200 A m⁻².

Les figures III-21 et III-22 montrent respectivement l'évolution de la DCO de l'effluent « station » au cours du traitement avec les électrodes de fer et d'aluminium. Nous constatons que la DCO finale diminue au cours du traitement pour atteindre un palier. Plus la densité de courant est élevée et plus cette réduction est rapide et importante. La figure III-23 donne les différentes DCO finales pour chaque densité de courant, la DCO initiale étant de l'ordre de 1000 mg d'O₂/L d'effluent. La DCO diminue globalement avec la densité de courant appliquée, selon une relation relativement linéaire comme le montre la figure III-23.

Néanmoins, si avec le fer on atteint la DCO limite au bout de la demi-heure avec les densités de 150 et 200A/m², avec l'aluminium, la valeur limite n'est atteinte qu'à la fin du traitement aux mêmes densités de courant.

On remarque aussi qu'en plus d'être atteinte plus rapidement, la valeur limite est plus faible avec le fer qu'avec l'aluminium.

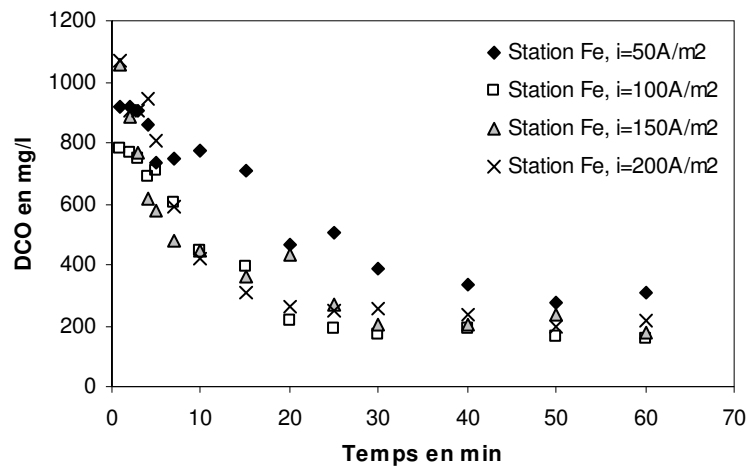


Figure III-21 : Evolution de la DCO de l'effluent station au cours du traitement avec les électrodes en fer

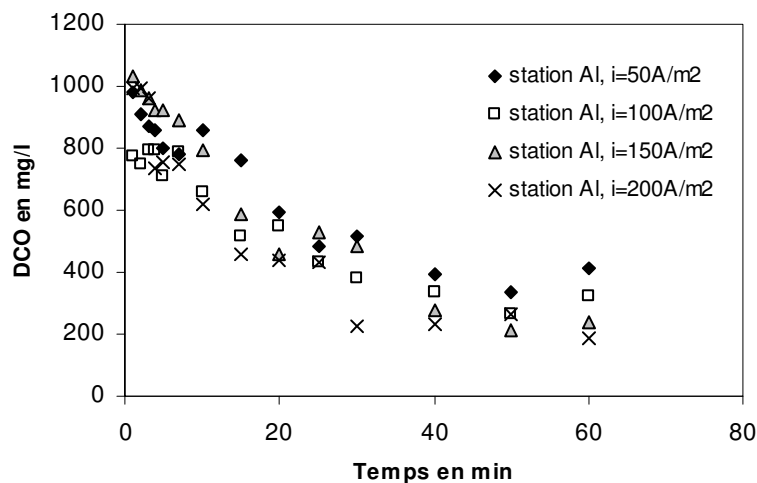


Figure III-22 : Evolution de la DCO de l'effluent station au cours du traitement avec les électrodes en aluminium

Les figures III-24 et III-25 présentent l'évolution de la DCO de l'effluent « usine » traité respectivement avec les électrodes de fer et d'aluminium. On peut faire les mêmes observations que dans le cas de l'effluent « station » avec cependant une cinétique moins rapide et une DCO limite plus élevée. Les plus faibles DCO sont atteintes avec les densités de courant les plus élevées et avec les électrodes de fer, comme le montre la figure III-23.

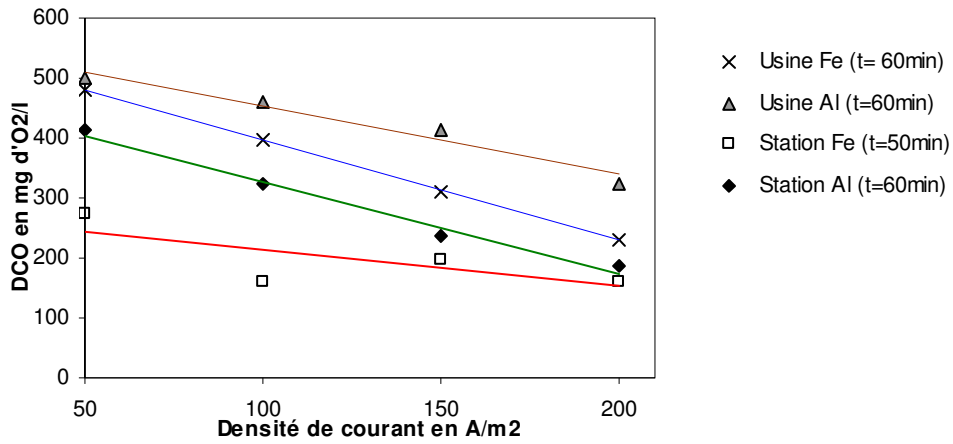


Figure III-23 : DCO en fin de traitement pour les différentes densités de courant et les effluents station et usine (DCO initiale égale à environ 1100 mg d'O₂/l).

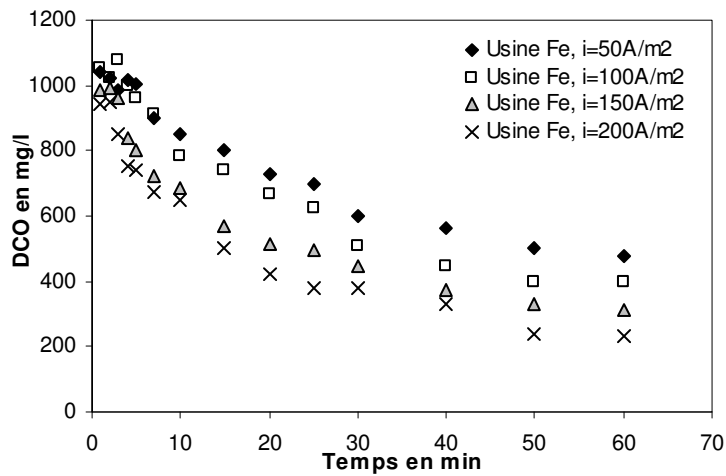


Figure III-24: Evolution de la DCO de l'effluent usine au cours du traitement avec les électrodes de fer

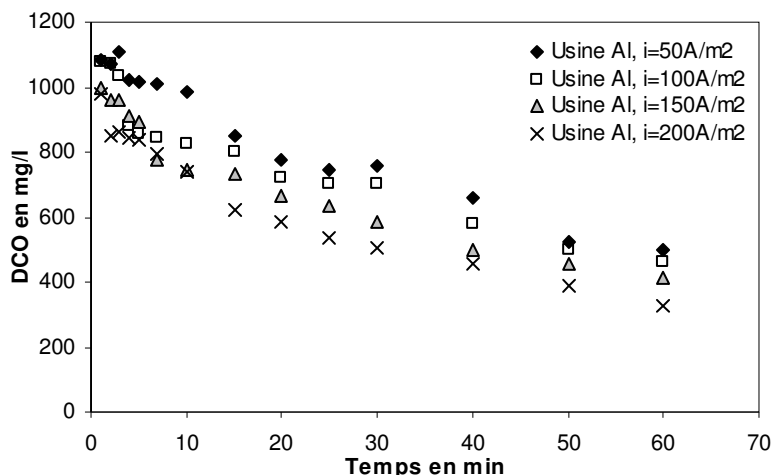


Figure III-25 : Evolution de la DCO de l'effluent usine au cours du traitement avec les électrodes d'aluminium

Pour les deux électrodes étudiées et quelles que soient les valeurs des densités de courant et la nature de l'effluent, la DCO des effluents diminue de façon régulière avec le temps de traitement pour atteindre une valeur résiduelle supérieure à 0. Plus la densité de courant appliquée est élevée et plus cette valeur résiduelle de DCO est atteinte rapidement. Cette observation a été constatée de nombreuses fois pour différents types d'effluents. Nous citerons par exemple des effluents textiles traités avec des électrodes en fer (Daneshvar *et al.* 2003) ou en aluminium (Kobyia *et al.* 2007) et des effluents de tannerie traités avec des électrodes en fer (Babu *et al.* 2007).

L'abattement maximal en DCO semble d'autant plus élevé que la densité de courant est élevée et ceci pour les deux effluents et les deux électrodes. La valeur d'abattement varie entre 72 % et 80% pour l'effluent « station » et entre 45% et 63% pour l'effluent « usine » indépendamment de l'électrode utilisée.

Ces valeurs d'abattement observées sont comparables à celles trouvées par Kobyia *et al.* (2003) de 77%, comparable à l'effluent « station »; et des résultats de Raju *et al.* (2008) de 62% correspondant à l'abattement de DCO de l'effluent « usine », tous les deux sur différents effluents textiles. Néanmoins, les taux d'abattement sont généralement très différents d'un effluent à l'autre. Zaroual *et al.* (2006) ont obtenu un abattement de DCO de 84%, donc supérieur au maximum d'abattement obtenu avec l'effluent « station » et Can (2006) a reporté un abattement de DCO très faible de 23% en traitant avec des électrodes d'aluminium, les deux études citées étant relatives à d'autres effluents textiles.

2.2. Influence de la charge électrique sur le traitement de la DCO

Il est possible de connaître aussi l'efficacité de l'abattement de la DCO en fonction de la charge. La charge représente les électrons échangés au cours du procédé électrochimique.

Les figures III-26 et III-27 montrent l'évolution de la DCO de l'effluent « station » traité respectivement avec les électrodes de fer et d'aluminium. On constate que la DCO baisse avec la charge électrique passée pour atteindre une limite où l'augmentation de la charge n'améliore plus le traitement de DCO.

L'avantage de cette représentation est qu'elle permet de regrouper les points obtenus pour toutes les densités de courant ; ce qui laisserait entendre que c'est le meilleur paramètre de contrôle du traitement par électrocoagulation.

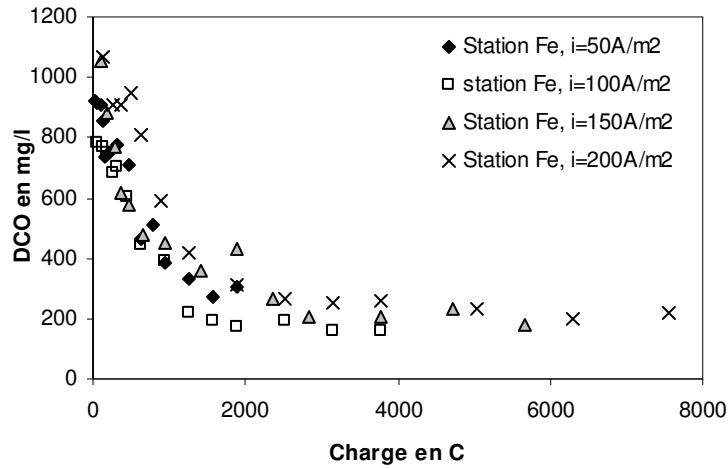


Figure III-26 : Evolution de la DCO de l'effluent « station » en fonction de la charge au cours du traitement avec les électrodes de fer

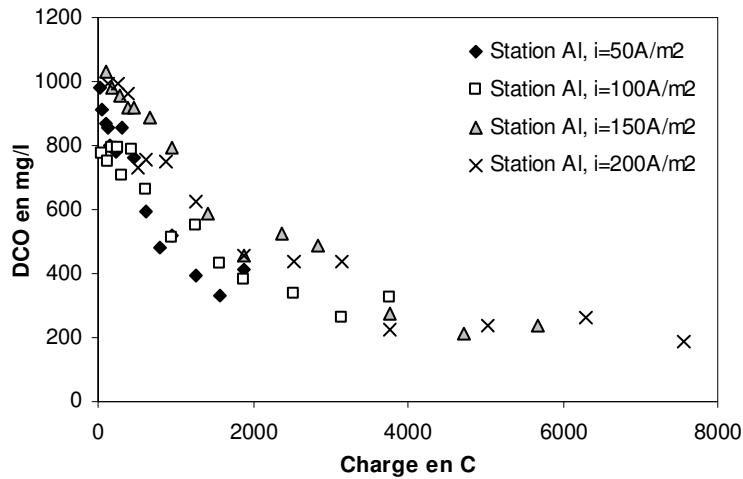


Figure III-27 : Evolution de la DCO de l'effluent « station » en fonction de la charge au cours du traitement avec les électrodes d'aluminium

Les figures III-28 et III-29 montrent l'évolution de la DCO en fonction de la charge de l'effluent « usine » traité respectivement avec les électrodes de fer et d'aluminium. La DCO diminue linéairement en fonction de la charge même lorsque celle-ci est très élevée : comme nous l'avons décrit précédemment pour la quantité de métal dissous, le traitement de l'effluent usine se poursuit même après de fortes quantités de métal dissous ou d'électrons échangés.

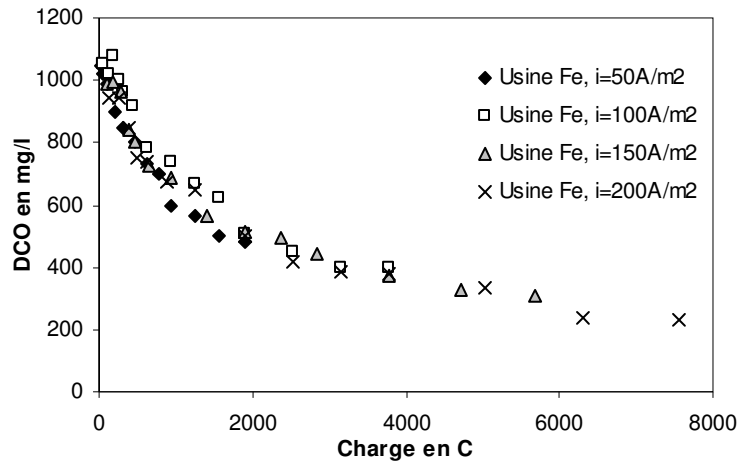


Figure III-28 : Evolution de la DCO en fonction de la charge de l'effluent « usine » traité avec les électrodes de fer

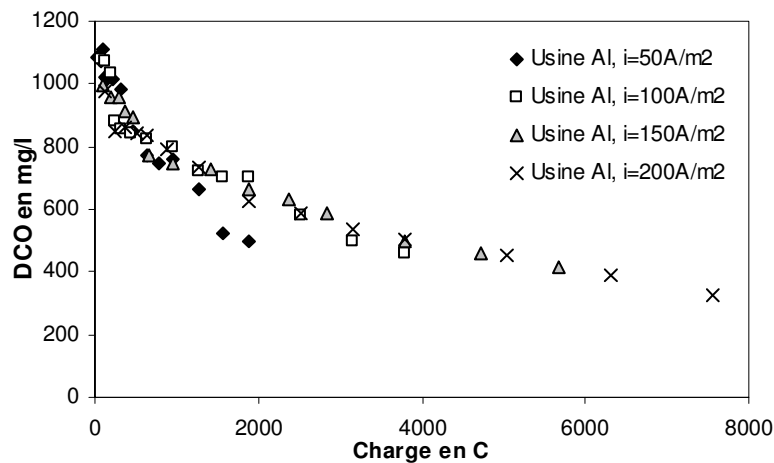


Figure III-29: Evolution de la DCO en fonction de la charge de l'effluent « usine » traité avec les électrodes d'aluminium

2.3. Influence de la quantité du métal dissous

Il est possible de représenter aussi l'évolution de la DCO en fonction de la quantité de métal dissous. On pourrait, par simple calcul, établir sur la base de la loi de Faraday la cinétique de la DCO en fonction de la quantité de métal dissous.

Le rendement faradique se calcule en faisant le rapport de la concentration réelle en métal dosée par spectrométrie d'absorption atomique sur la concentration théorique calculée selon la loi de Faraday.

$$m = M.i.\Phi.t/Z.F \quad \text{(III-3)}$$

avec m = masse théorique du métal de masse atomique M dissous pendant le temps d'électrocoagulation t à une densité de courant i en échangeant un nombre Z d'électrons. F est le nombre de Faraday.

Les rendements faradiques n'étant pas égaux à 1 dans la réalité pour les métaux utilisés, nous avons déterminé par spectrométrie d'absorption atomique la quantité du métal dissous au cours du traitement. Ceci nous a permis d'avoir les différentes évolutions de la DCO en fonction de la concentration en métal dissous selon les conditions opératoires.

Les figures III-30 et III-31 donnent l'évolution de la DCO de l'effluent « station » en fonction des concentrations respectives en fer et en aluminium dissous. Nous remarquons une diminution de la DCO en fonction de la concentration en métal dissous avec un certain regroupement des points obtenus à différentes densités de courant, puis une stabilisation à partir d'une certaine quantité de métal (400 mg/l). En cohérence avec ce qui a été précédemment, ceci montre qu'il y a une limite de dissolution au-delà de laquelle, il n'y a plus d'abattement de DCO. Les densités de courant élevées entraînent en toute logique plus de métal dissous, pour un même temps de traitement.

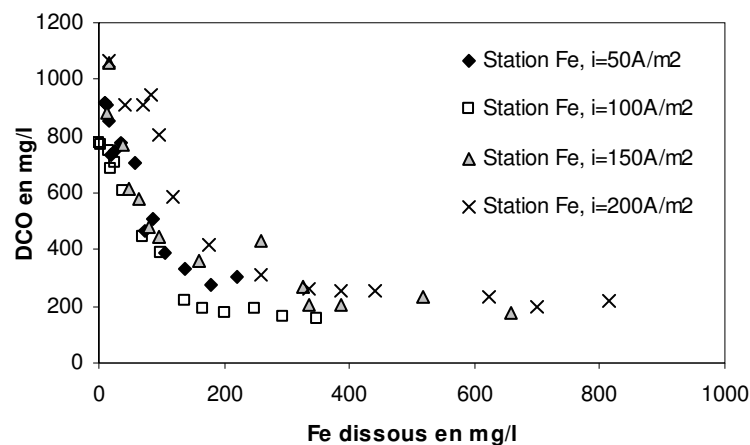


Figure III-30: Evolution de la DCO de l'effluent « station » en fonction de la concentration en fer dissous pour chaque densité de courant.

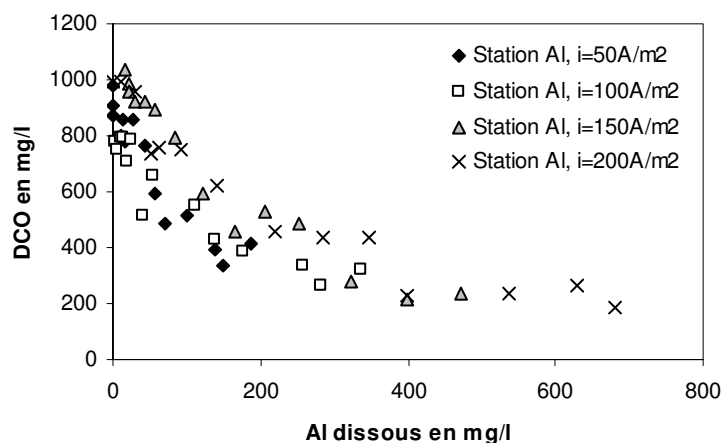


Figure III-31: Evolution de la DCO de l'effluent « station » en fonction de la concentration en aluminium dissous

Les figures III-32 et III-33 reportent l'évolution de la DCO de l'effluent usine en fonction des concentrations respectives en fer et en aluminium dissous. Là encore, nous remarquons que la DCO diminue en fonction de la concentration en métal dissous de manière assez peu

dépendante de la densité de courant. Il existe une valeur résiduelle de DCO difficile à traiter quelle que soit la concentration du métal dissous jouant le rôle de coagulant. Pour l'effluent « usine » traité aux électrodes de fer et d'aluminium, nous remarquons que la DCO baisse continuellement en fonction de la concentration en métal dissous sans atteindre de palier même en fin de traitement.

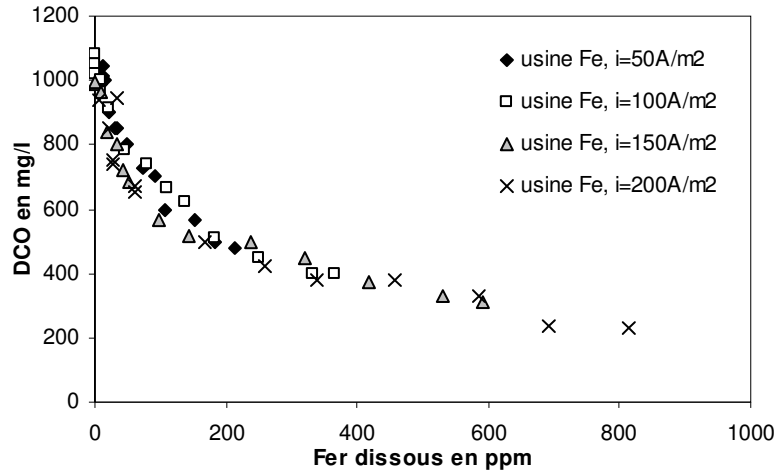


Figure III-32: Evolution de la DCO de l'effluent « usine » en fonction de la concentration en fer dissous.

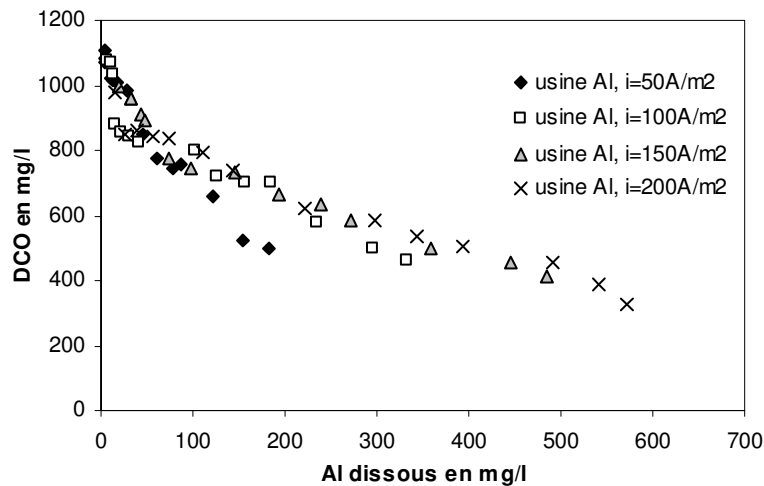


Figure III-33 : Evolution de la DCO de l'effluent « usine » en fonction de la concentration en aluminium dissous.

On remarque aussi que l'évolution de la DCO est beaucoup plus linéaire avec l'effluent « usine » qu'avec l'effluent « station ». L'effluent usine est un liquide de turbidité homogène constitué de fines particules par rapport à l'effluent station qui regroupe les effluents produits par les différentes usines du secteur. L'effluent station, de par sa faible homogénéité liée à ses origines diverses, ne permet pas d'avoir des résultats aussi reproductibles que l'effluent usine. Ceci peut expliquer pourquoi les valeurs de DCO de la station sont beaucoup plus éparpillées que celle de l'usine.

La figure III-34 donne les limites maximales de concentration de métal atteintes pour chaque densité de courant et pour l'effluent usine. Même en ayant à l'esprit la différence de la masse moléculaire et du rendement faradique des deux métaux, on remarque que les valeurs finales de concentration massique d'aluminium sont plus faibles que celles du fer.

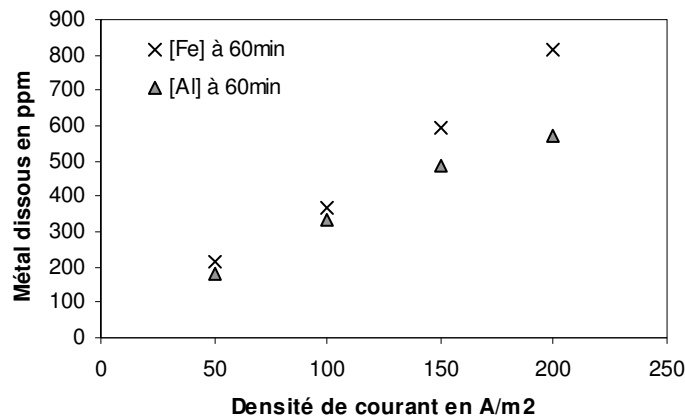


Figure III-34 : Différentes concentrations de métaux atteintes en fin de traitement de l'effluent « usine ».

De manière prévisible, la dissolution est d'autant plus importante que la densité du courant est élevée (figure III-34). Mais au delà d'un certain laps de temps, le traitement n'enlève plus aucun polluant. Ceci met en exergue la nécessité d'optimiser le traitement et de définir un temps optimal.

On peut aussi dire que les densités de courant élevées permettent d'atteindre plus vite cette valeur optimale de temps de traitement.

Quel que soit l'effluent, on constate que la baisse de la DCO en fonction de la concentration en métal dissous est moins importante avec l'aluminium qu'avec le fer. Ceci montre d'ailleurs pourquoi une plus grande quantité massique d'aluminium est requise pour atteindre la même DCO finale que le fer.

Pour ces différentes figures, on constate que la quantité de métal dissoute est proportionnelle à la densité de courant. Il est difficile de déterminer la concentration de métal optimale valable à la fois pour tous les traitements.

3. Influence du chrome sur le traitement de la pollution organique

Le traitement de l'effluent « station chrome » a été comparé à celui de l'effluent « station » ne contenant pas de chrome VI en utilisant les deux matériaux d'électrodes. Cette comparaison a concerné seulement la DCO dans ce paragraphe.

On note qu'en présence de chrome l'évolution de la DCO mesurée aux différentes densités de courant ne suit pas la même courbe en fonction de la charge ou bien du métal dissous.

3.1. Influence du temps et de la densité de courant sur le traitement

Les figures III-35 et III-21 montrent l'évolution de la DCO des effluents respectifs de « station chrome » et « station » traités avec les électrodes de fer.

Le comportement de l'effluent « station chrome » est identique à celui déjà décrit sur l'effluent « station ». Cependant la présence de chrome semble affecter la cinétique d'abattement de la DCO avec les deux matériaux d'électrode. Cela laisse penser que le métal dissous intervient également directement sur l'élimination du chrome.

On pense que le fer dissous serait utilisé non seulement pour l'élimination des matières en suspension, la matière organique mais aussi pour la réduction du chrome VI en chrome III, puis le traitement du chrome III sous forme de précipité d'hydroxydes de chrome III et de métal dans le cas de l'effluent « station chrome », alors que la même concentration de métal a servi uniquement à traiter la DCO dans le cas de l'effluent « station ».

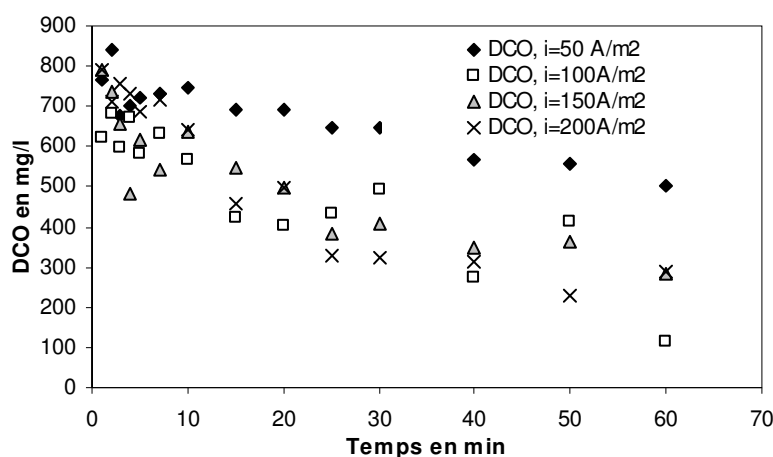


Figure III-35 : Evolution de la DCO de l'effluent « station chrome » au cours du traitement avec les électrodes de fer

La DCO initiale est voisine de 800 mg d'O₂/l dans le cas de l'effluent « station chrome » et est supérieure à 1000 mg d'O₂/l pour l'effluent « station ». Etant donné qu'on a initialement la même solution, on pourrait conclure que la présence de chrome hexavalent a un effet réducteur sur la DCO. C'est ce qu'illustrent les figures III-35 et III-21 par leur allure.

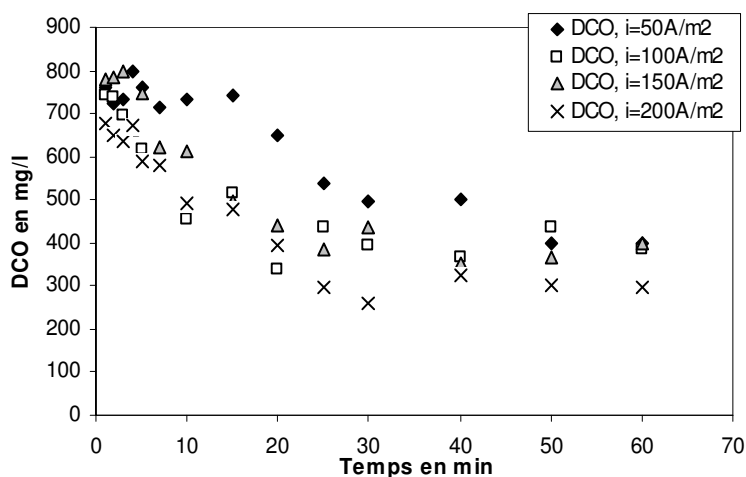


Figure III-36 : Evolution de la DCO de l'effluent « station chrome » traité avec les électrodes d'aluminium.

Les figures III-36 et III-22 montrent l'évolution respective de la DCO de l'effluent « station chrome » et l'effluent « station » au cours du traitement avec les électrodes d'aluminium. On constate que la baisse est moins importante pour l'effluent « station chrome » que l'effluent « station » (Zongo *et al.* 2009a). Ceci confirme le fait que la présence de chrome ralentit l'abattement de la DCO.

3.2. Influence de la charge électrique

Les figures III-37 et III-26 montrent l'évolution de la DCO en fonction de la charge des effluents respectifs « station chrome » et « station » traités avec les électrodes de fer. Nous remarquons une évolution très différente des DCO des deux effluents. La vitesse d'abattement en fonction de la charge est plus importante dans le cas de l'effluent « station » que pour l'effluent « station chrome ». La DCO finale est plus faible pour l'effluent « station » bien que sa DCO initiale soit plus élevée. On peut dire que le traitement de la solution ne contenant pas le chrome est plus efficace que celle contenant le chrome hexavalent.

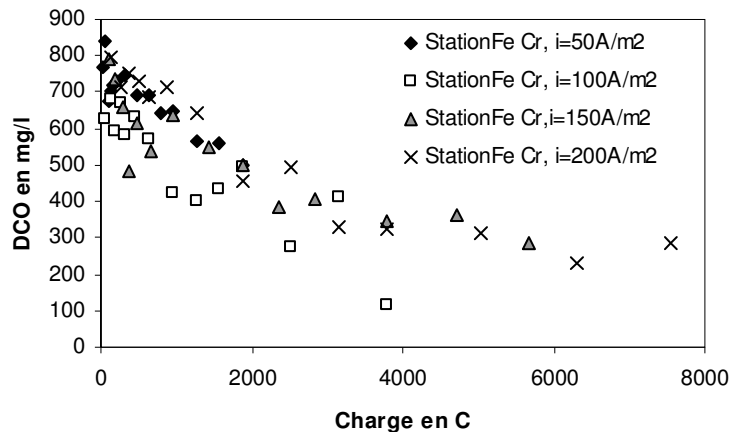


Figure III-37 : Evolution de la DCO en fonction de la charge de l'effluent « station chrome » traité avec les électrodes de fer

Les figures III-38 et III-27 montrent l'évolution de la DCO des effluents respectifs de « station chrome » et « station » traités avec les électrodes d'aluminium.

On remarque que le traitement de la DCO en fonction de la charge est beaucoup plus efficace avec l'effluent « station » que l'effluent « station chrome ».

Cette différence est plus marquée lorsqu'on utilise les électrodes de fer que les électrodes d'aluminium. Ceci pourrait s'expliquer par le fait que, dans le cas du fer, l'anode et la cathode sont toutes impliquées dans le traitement du chrome alors que dans le cas de l'aluminium, nous avons surtout une réduction du chrome VI uniquement à la cathode puis sa précipitation par la suite sous forme d'hydroxydes de chrome III. Ce point sera discuté plus en détail dans le chapitre suivant.

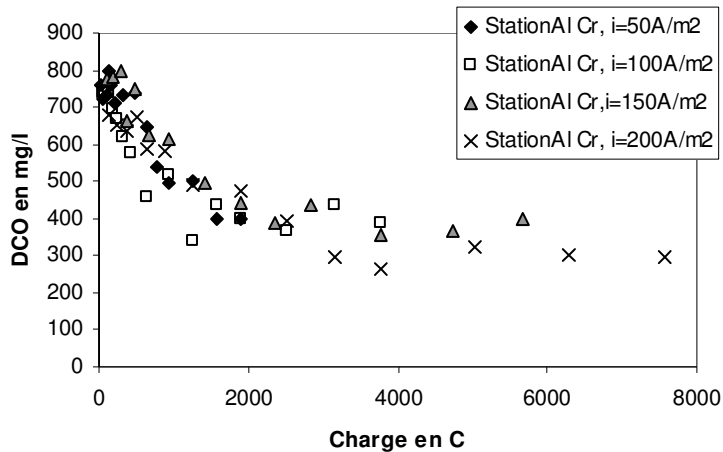


Figure III-38 : Evolution de la DCO en fonction de la charge de l'effluent « station chrome » traité avec les électrodes d'aluminium

Ces quatre figures montrent que les densités de courant élevées permettent d'atteindre plus vite les DCO limites. On constate que leur effet se limite à cela puisque pour un temps de traitement beaucoup plus important, on finit par avoir la même DCO finale et cela, quel que soit le paramètre impliqué.

Avec l'aluminium, les points sont mieux corrélés, ce qui fait penser que l'effet de la densité de courant est plus faible qu'avec les électrodes de fer.

3.3. Influence du métal dissous sur la pollution organique en présence du chrome VI

Les figures III-39 et III-30 montrent l'évolution de la DCO en fonction de la concentration en fer dissous des effluents respectifs de station chrome et de station. Sans véritablement atteindre le palier de DCO pour l'effluent « station chrome », on constate une diminution de la DCO en fonction de la concentration en fer dissous pour tous les deux effluents. L'allure de la courbe dans le cas de l'effluent « station » atteint rapidement une limite au delà de laquelle la dissolution de métal n'entraîne presque plus de traitement de DCO.

La concentration en métal dissous agit différemment selon que l'on est en traitement de pollution organique seule ou en traitement de pollution organique contenant des métaux lourds. Comme pour les autres paramètres précédents, on constate que la présence du chrome ralentit tout le processus de traitement de la DCO.

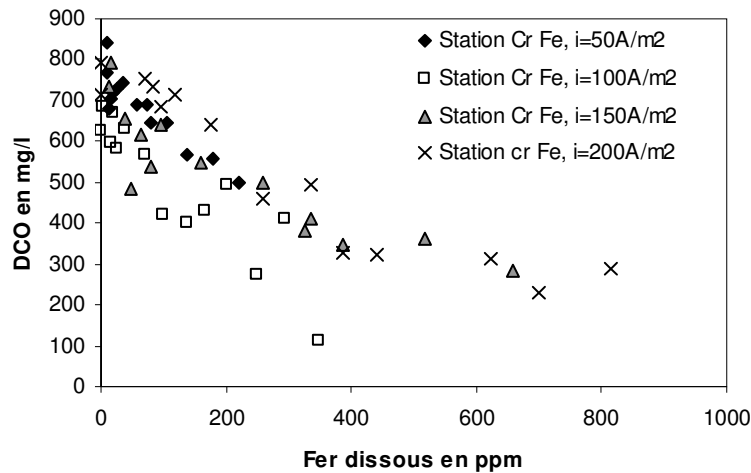


Figure III-39 : Evolution de la DCO de l'effluent « station chrome » en fonction de la concentration en fer dissous.

Les figures III-40 et III-31 montrent l'évolution de la DCO en fonction de la concentration en aluminium dissous pour les effluents respectifs de station chrome et station. La DCO atteint sa valeur de palier avant la fin du traitement pour tous les deux effluents. Cette DCO résiduelle est plus élevée dans le cas de « station chrome » que « station ». Pour le cas d'aluminium, les deux courbes ont malgré tout une allure très semblable avec une baisse toujours moins importante pour la solution « station chrome ».

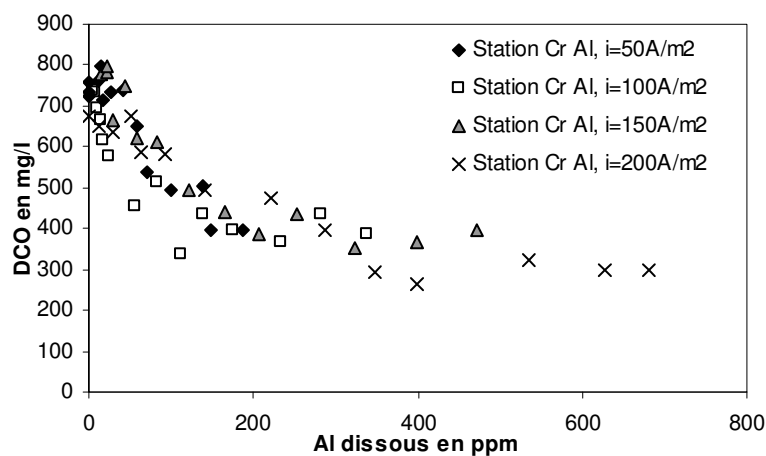


Figure III-40 : Evolution de la DCO de l'effluent « station » en fonction de la concentration en Al dissous traité avec les électrodes d'aluminium.

4. Etude du traitement de la turbidité

Nous allons voir comment la turbidité évolue en fonction des différents paramètres tels que la densité de courant, le temps de traitement, la charge et la quantité de métal dissous.

4.1. Influence du temps de traitement et de la densité de courant

Les figures III-41 et III-42 montrent l'évolution de la turbidité de l'effluent « station » traité avec les électrodes de fer et d'aluminium respectivement et aux quatre densités de courant. Nous constatons une baisse de la turbidité au cours du temps pour les deux électrodes. La turbidité diminue très rapidement en fonction du temps pour s'annuler. Cette diminution est d'autant plus rapide que la densité de courant est élevée.

La figure III-43 montre que cette baisse est plus rapide lorsque les électrodes de fer sont utilisées comparativement aux électrodes d'aluminium.

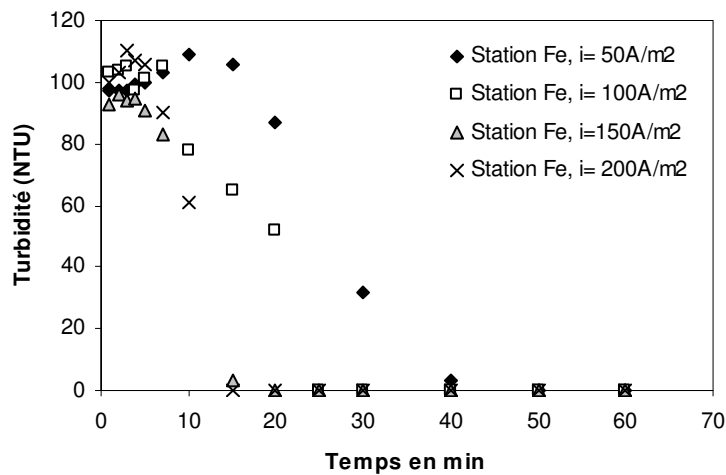


Figure III-41 : Evolution de la turbidité de l'effluent « station » au cours du traitement avec des électrodes de fer.

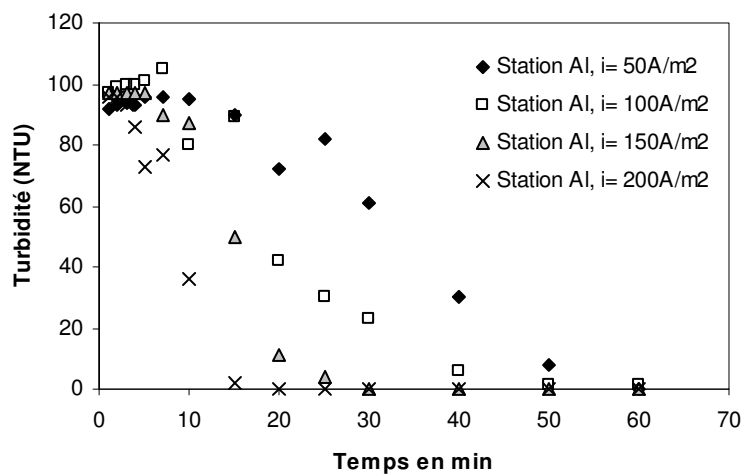


Figure III-42 : Evolution de la turbidité de l'effluent « station » au cours du traitement avec les électrodes d'aluminium

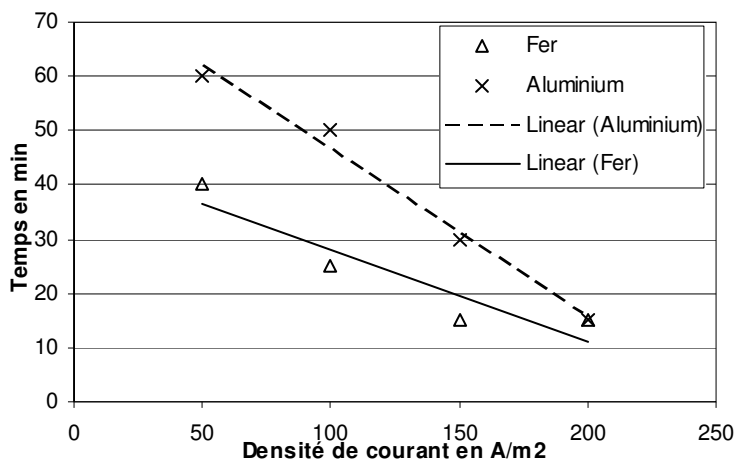


Figure III-43 : Temps requis pour l'abattement total de la turbidité de l'effluent « station » aux différentes densités de courant

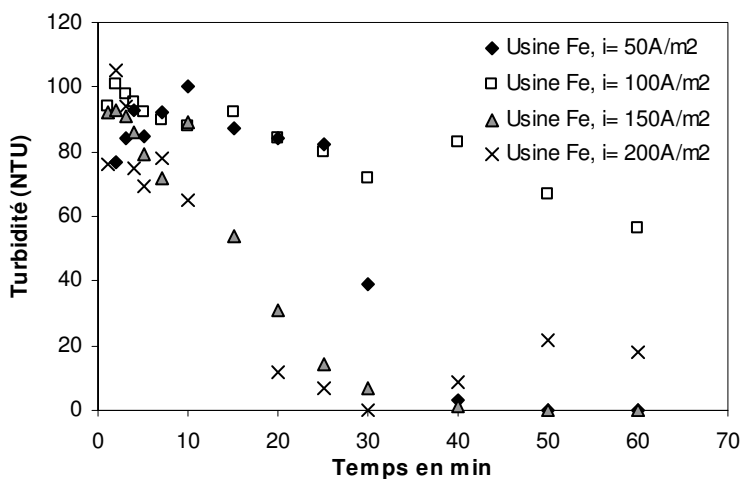


Figure III-44 : Evolution de la turbidité de l'effluent usine traité avec les électrodes de fer

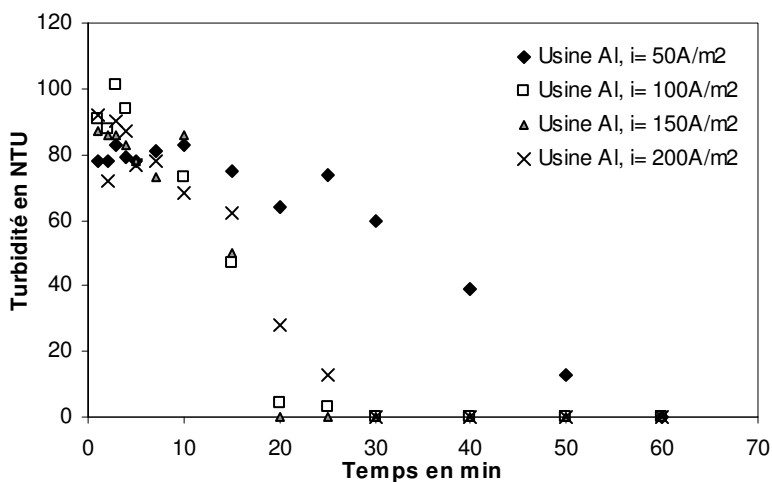


Figure III-45 : Evolution de la turbidité de l'effluent usine traité avec les électrodes d'aluminium

Les figures III-44 et III-45 montrent l'évolution de la turbidité de l'effluent « usine » au cours du traitement avec les électrodes de fer et d'aluminium respectivement et aux quatre densités de courant et pour les deux électrodes.

On a le même comportement de la turbidité que l'effluent « station » si ce n'est que pour cet effluent les électrodes d'aluminium permettent d'atteindre plus vite la turbidité nulle (figure III-46).

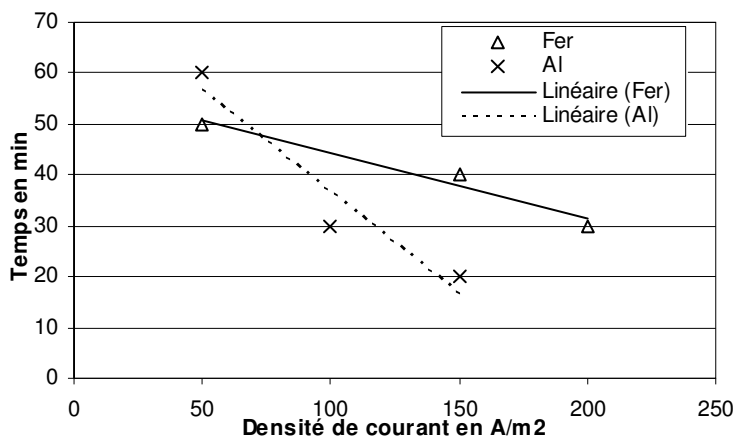


Figure III-46 : Temps requis pour l'abattement total de la turbidité de l'effluent usine aux différentes densités de courant

4.2. Influence de la charge sur le traitement de la turbidité

Les figures III-47 et III-48 montrent l'évolution de la turbidité de l'effluent station traité avec les électrodes de fer et d'aluminium respectivement et aux quatre densités de courant. Dans la représentation de la turbidité en fonction de la charge, on remarque que les points expérimentaux suivent la même variation indépendamment de la densité de courant. La charge électrique semble être le « meilleur » paramètre de caractérisation du traitement et permet de déterminer pour toutes les densités, une seule valeur de charge électrique permettant d'annuler la turbidité.

Les deux graphes montrent que les deux matériaux utilisés ont une évolution similaire à part un léger retard sur l'aluminium observable à partir des charges utiles.

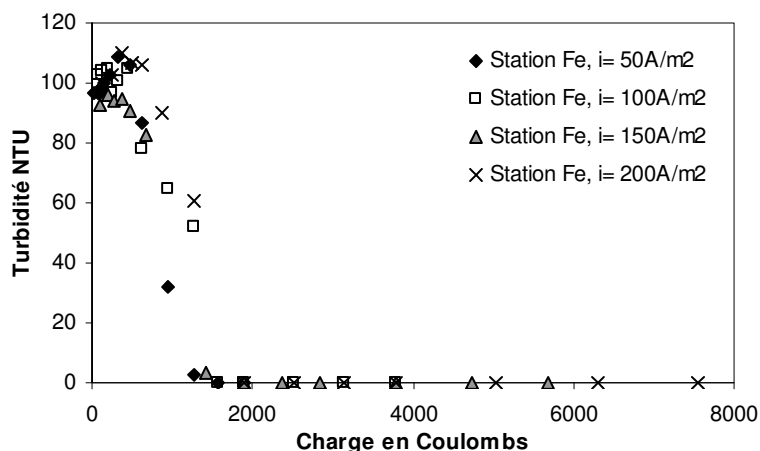


Figure III-47 : Evolution de la turbidité de l'effluent « station » en fonction de la charge lors du traitement avec les électrodes de fer

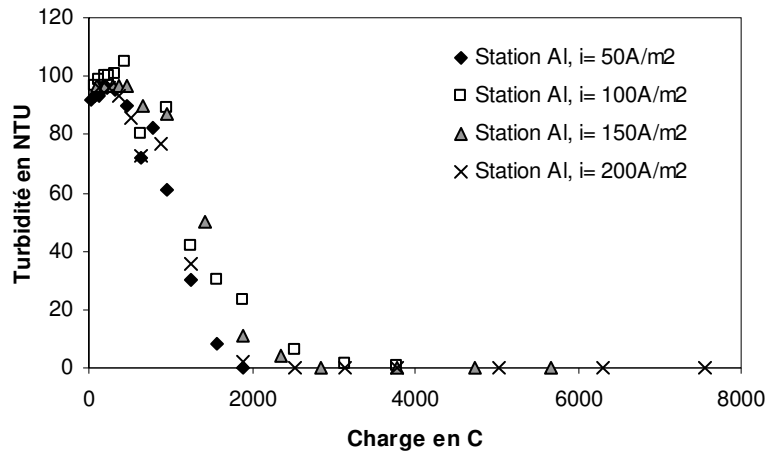


Figure III-48 : Evolution de la turbidité de l'effluent « station » en fonction de la charge lors du traitement avec les électrodes d'aluminium

Les figures III-49 et III-50 présentent l'évolution de la turbidité en fonction de la charge de l'effluent usine traité avec les électrodes de fer et d'aluminium respectivement. La différence avec ce qui est décrit précédemment est l'allure distincte de chaque courbe représentant chaque densité de courant. Néanmoins, toutes montrent une baisse de la turbidité en fonction de la charge et le nombre de charges impliquées est proportionnel à la densité de courant. Le fait que les résultats ne suivent pas de logique évidente avec cet effluent ne permet pas de déduire une seule charge utile pour toutes les densités de courant.

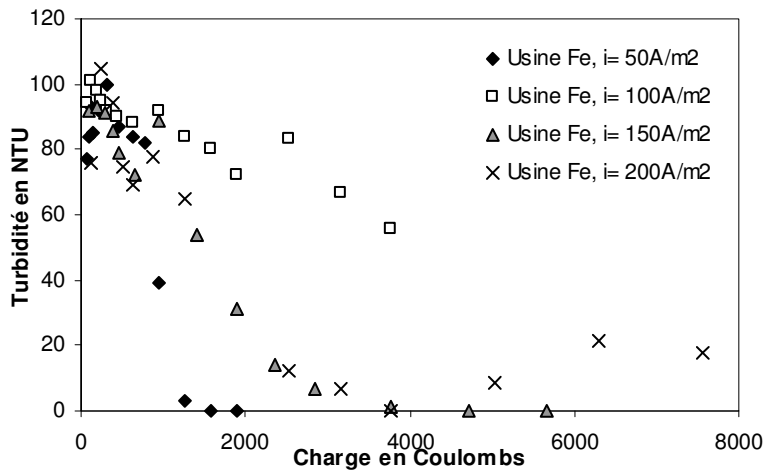


Figure III-49 : Evolution de la turbidité en fonction de la charge de l'effluent usine traité avec les électrodes de fer

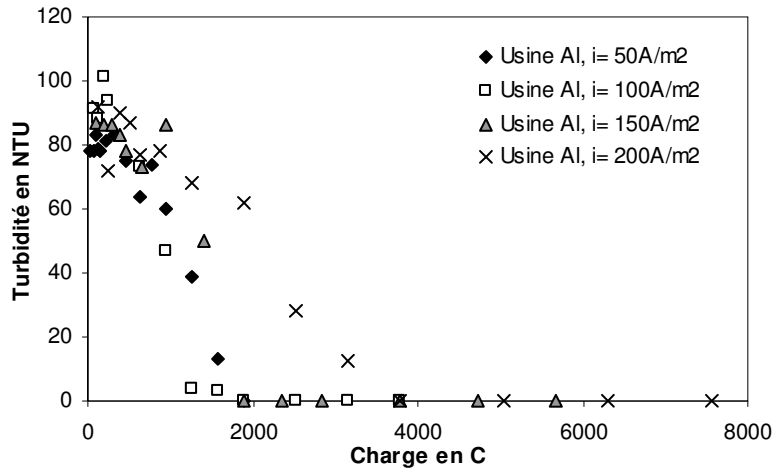


Figure III-50 : Evolution de la turbidité de l'effluent usine en fonction de la charge lors du traitement avec les électrodes d'aluminium.

4.3. Influence du métal dissous sur la turbidité

Les figures III-51 et III-52 montrent respectivement l'évolution de la turbidité de l'effluent « station » en fonction des concentrations en fer et en aluminium dissous. Ces deux graphiques montrent en toute logique que la turbidité diminue en fonction de la concentration en métal dissous.

Comme nous l'avons remarqué avec la charge, là aussi, les résultats obtenus avec les quatre densités de courant suivent une même tendance, permettant de déterminer une seule concentration en métal utile.

Cette valeur est d'environ 180 ppm dans le cas des électrodes de fer et de 200 ppm pour l'aluminium.

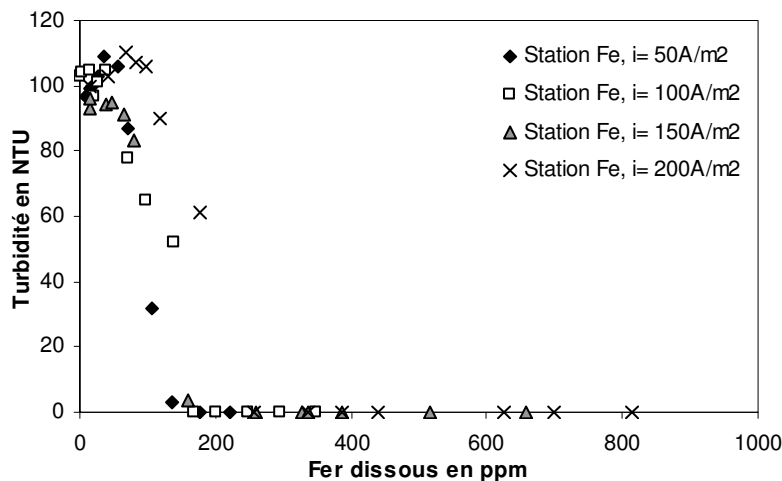


Figure III-51 : Evolution de la turbidité de l'effluent « station » en fonction de la concentration en fer dissous

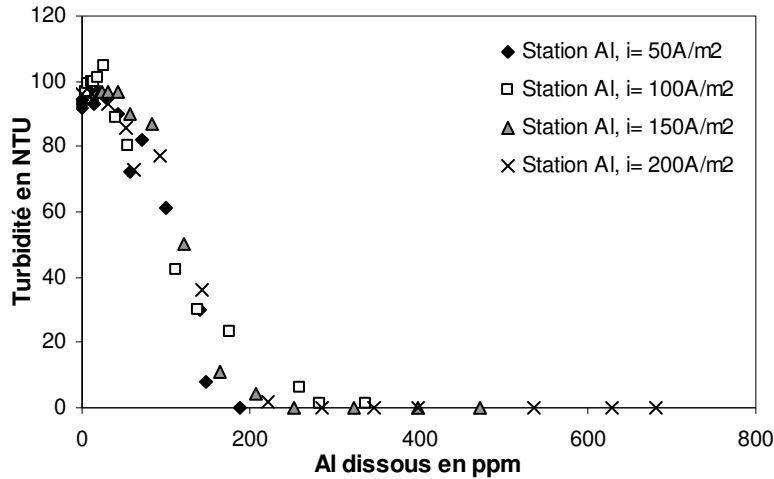


Figure III-52 : Evolution de la turbidité de l'effluent station en fonction de la concentration en aluminium dissous.

Les figures III-53 et III-54 montrent l'évolution de la turbidité de l'effluent « usine » en fonction des concentrations en fer et en aluminium dissous respectivement. L'élimination de la turbidité est d'autant plus rapide que la densité de courant est élevée. La dispersion inexplicable des différents points ne permet pas d'avoir une même valeur de concentration en métal utile pour chaque traitement. Il se pourrait que les types et les tailles de particules soient différents entre les deux effluents.

On peut tout de même relever la faible efficacité de l'aluminium par rapport au fer dans le traitement de l'effluent usine.

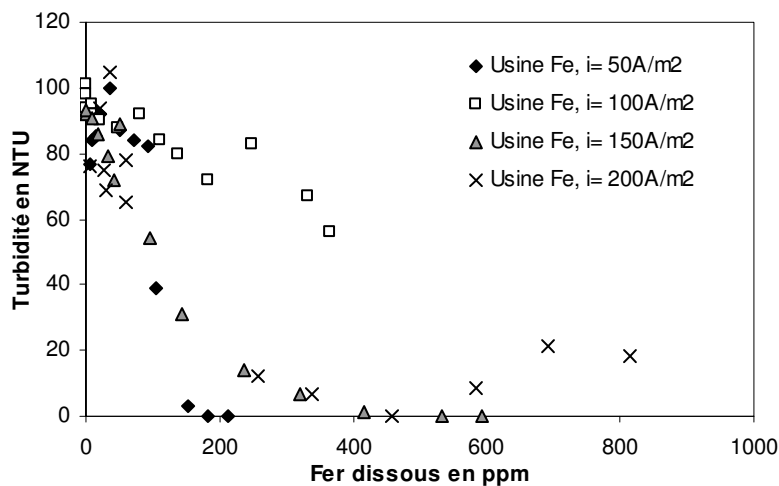


Figure III-53: Evolution de la turbidité de l'effluent usine en fonction de la concentration en fer dissous

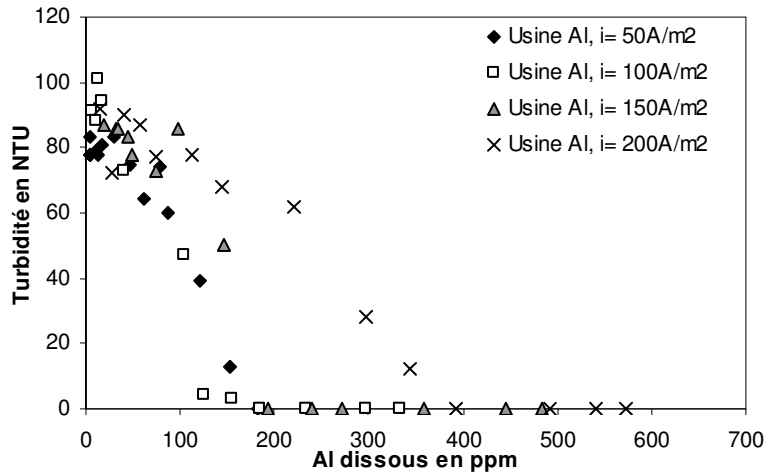


Figure III-54: Evolution de la turbidité de l'effluent usine en fonction de la concentration en aluminium dissous

5. Etude de l'absorbance à 436 nm

L'absorbance permet d'estimer la coloration des deux effluents de façon indirecte. Nous avons procédé au balayage des échantillons bruts afin de trouver la longueur d'onde la plus représentative de l'absorbance des deux effluents « station » et « usine » : Cette longueur d'onde correspondant à un maximum assez plat de l'absorbance est de 436 nm pour tous les deux effluents.

5.1. Absorbance de l'effluent « station »

Les figures III-55 et III-56 montrent l'évolution de l'absorbance de l'effluent « station » au cours du traitement avec des électrodes de fer et d'aluminium respectivement. Nous constatons une diminution de l'absorbance au cours du traitement avec les deux électrodes pour atteindre une limite. Cette valeur limite est atteinte d'autant plus rapidement que la densité de courant est élevée. La baisse est plus importante dans le cas de traitement avec les électrodes de fer qu'avec l'aluminium.

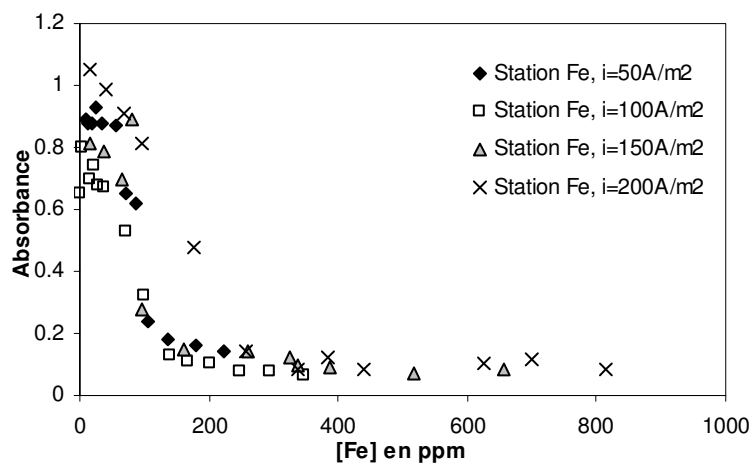


Figure III-55 : Evolution de l'absorbance à 436 nm de l'effluent station au cours du traitement avec les électrodes de fer

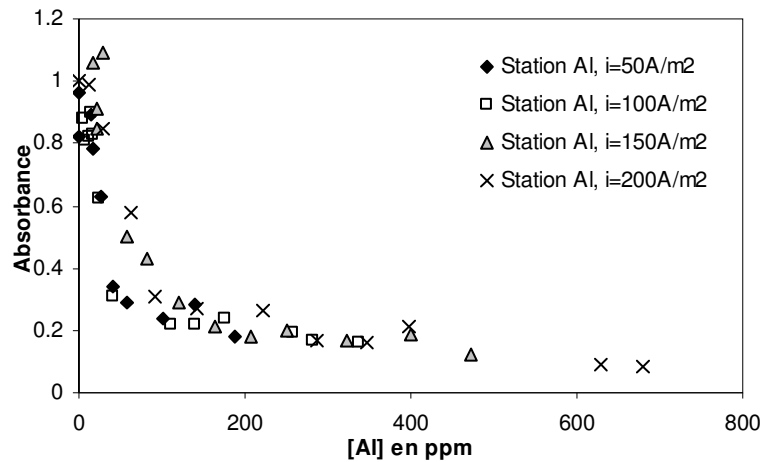


Figure III-56 : Evolution de l'absorbance à 436 nm de l'effluent station au cours du traitement avec les électrodes d'aluminium

5.2. Absorbance de l'effluent « usine »

Les figures III-57 et III-58 montrent l'évolution de l'absorbance de l'effluent usine au cours du traitement aux électrodes de fer et d'aluminium respectivement. L'absorbance diminue avec le temps de traitement. Si avec l'aluminium, on a une baisse régulière, le traitement avec le fer montre une évolution dispersée ne permettant pas de voir une absorbance limite évidente.

Le tableau III-4 permet de voir la différence d'absorbance à l'issue des différents traitements. On déduit de ce tableau que le fer permet d'avoir un meilleur abattement de l'absorbance comparativement à l'aluminium.

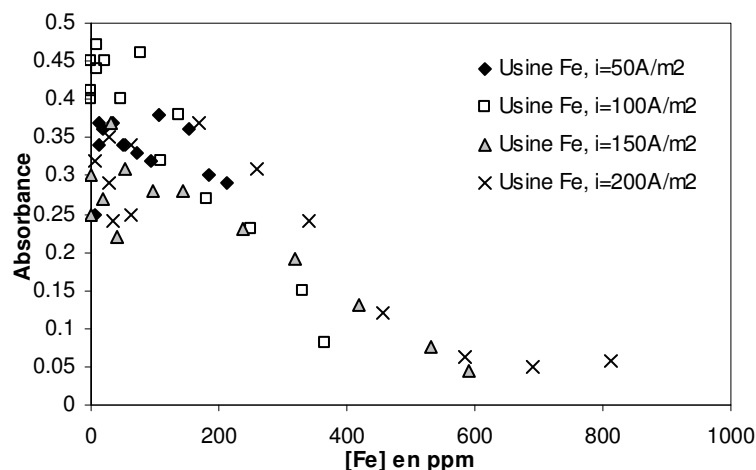


Figure III-57 : Evolution de l'absorbance de l'effluent usine au cours du traitement avec les électrodes de fer

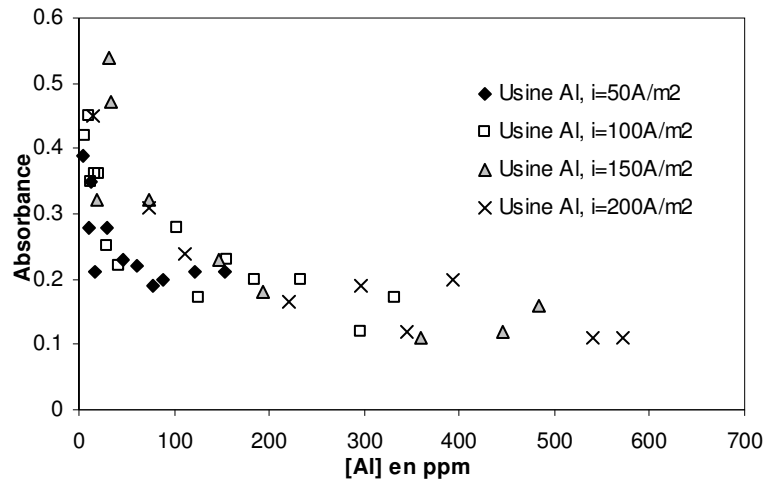


Figure III-58 : Evolution de l'absorbance de l'effluent usine au cours du traitement avec les électrodes d'aluminium

Tableau III-4: Absorbance minimale atteinte pour chaque densité, chaque électrode et chaque effluent (Absorbance initiale=0.45).

		50A/m ²	100 A/m ²	150 A/m ²	200 A/m ²
Station	Fe	0,14	0,066	0,083	0,087
	Al	0,18	0,16	0,125	0,081
Usine	Fe	0,29	0,08	0,044	0,057
	Al	0,21	0,17	0,16	0,11

6. Etude du traitement du taux de COT

L'étude du carbone organique total se base sur des expérimentations réalisées avec des électrodes d'aluminium uniquement et sur le seul effluent « station ». Cela a été effectué aux densités de courant 50, 100 et 150 A/m² en faisant varier le temps de traitement de 90, 120 et 150 min et le temps de décantation de 30, 60 et 90 min.

Pour tous les paramètres étudiés, le taux de COT diminue avec le temps de traitement et cette baisse est d'autant plus importante que la densité de courant est élevée.

6.1. Effet de la densité du courant

La figure III-59 montre l'évolution du taux de COT au cours du traitement et pour les trois densités de courant. A partir du COT initial de 571 mg/l, on atteint la valeur de 50 mg/l à l'heure du traitement, ce qui correspond à la valeur de COT limite.

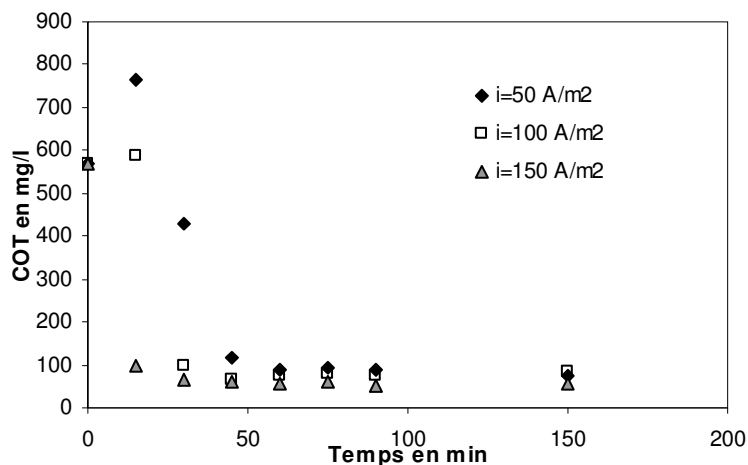


Figure III-59 : Evolution du taux de COT au cours du traitement (Temps de décantation 90 min)

6.2. Effet du temps de traitement sur l'abattement en COT

La figure III-61 montre l'évolution de l'abattement du COT lorsque le traitement est conduit pendant 150 min et pour les trois densités de courant.

Pour une même densité de courant, plus le temps de traitement est long, plus le taux d'abattement en COT est important. La figure III-60 donne les différents abattements pour chaque densité de courant et pour des prélèvements effectués à 60, 90 et 150 min.

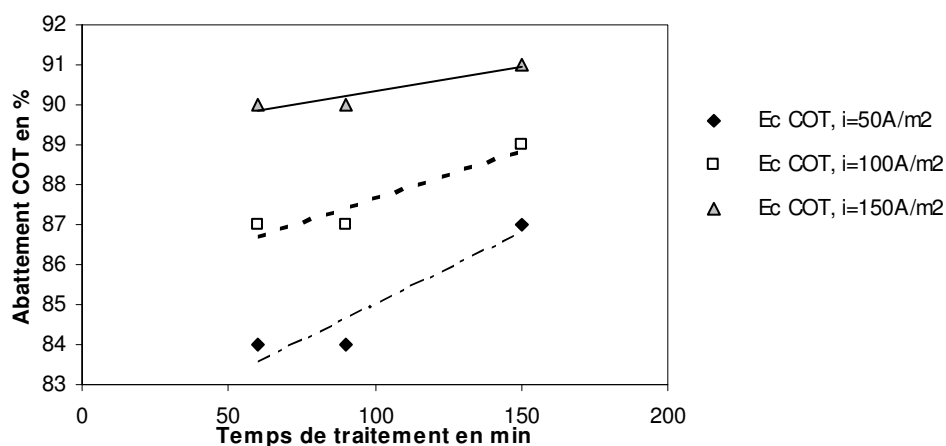


Figure III-60 : Abattement de COT en fonction du temps de traitement

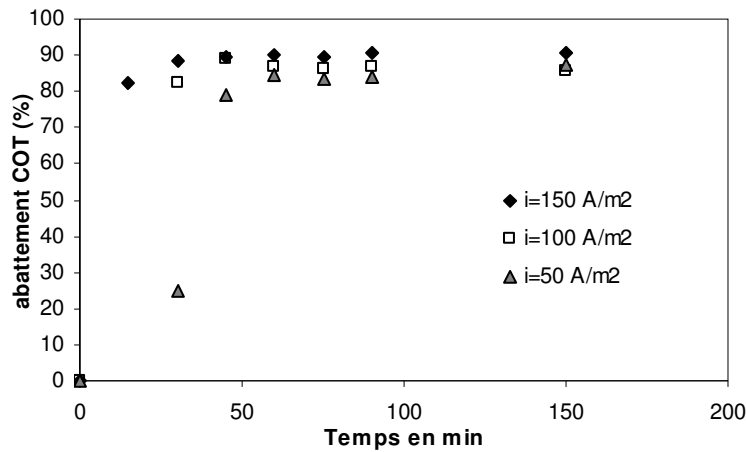


Figure III-61 : Abatement du COT au cours du traitement

7. Traitement d'élimination du chrome

7.1. Evolution du chrome au cours du traitement

Les figures III-62, III-63 et III-64 montrent l'évolution du chrome total au cours du traitement avec les électrodes de fer et d'aluminium de l'effluent « station chrome ».

Dans le cas du traitement aux électrodes de fer, on parvient à éliminer le chrome à forte densité de courant. Aux densités de courant de 100 et 50 A/m², la durée du traitement n'a pas suffi à éliminer la totalité du chrome existant en solution. Les concentrations finales obtenues après une heure de traitement sont de 7,3 et 57,7 ppm respectivement à 100 A/m² et 50 A/m² (voir figure III-62).

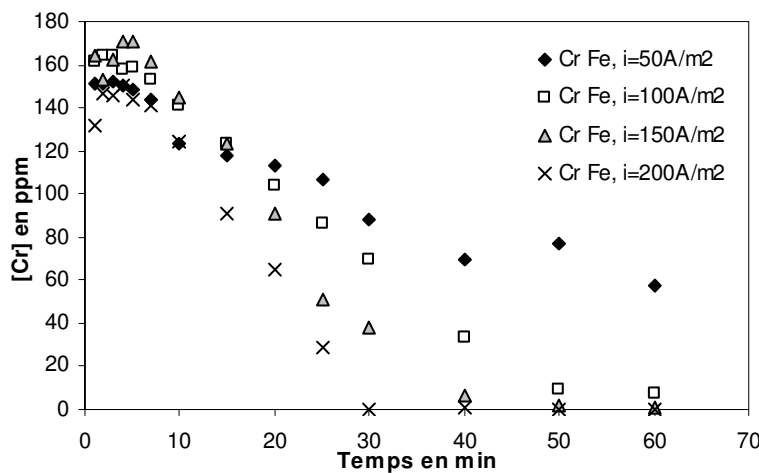


Figure III-62 : Evolution de la concentration en chrome de l'effluent station chrome au cours du traitement avec les électrodes de fer.

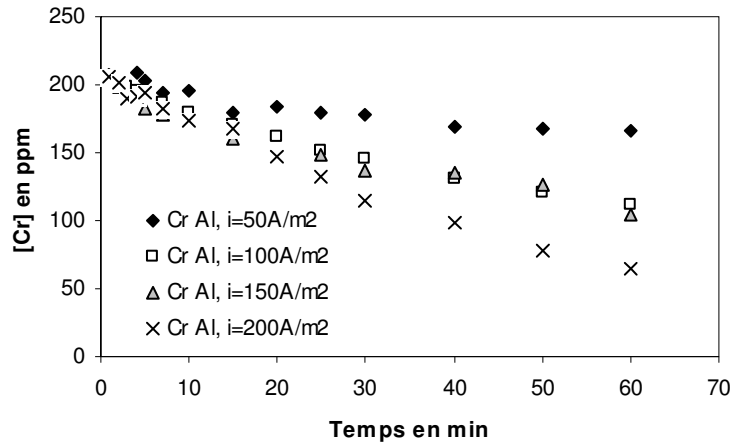


Figure III-63 : Evolution de la concentration en chrome de l'effluent station chrome au cours du traitement avec les électrodes d'aluminium.

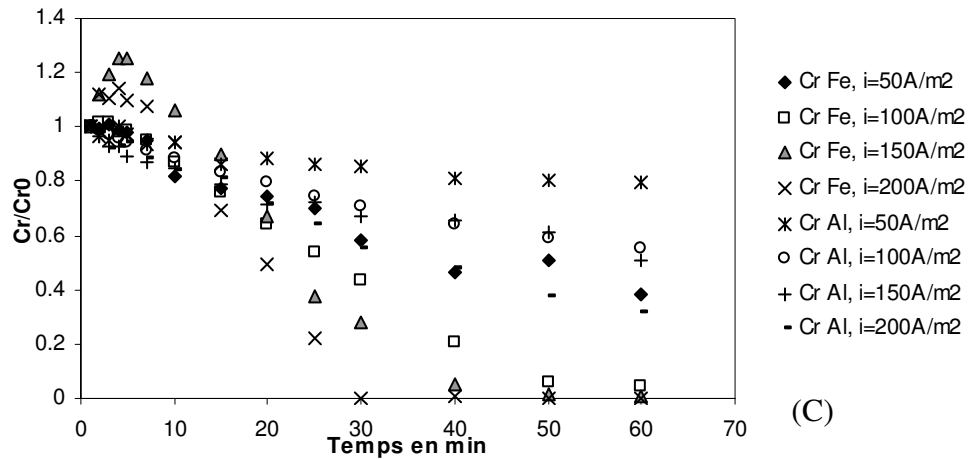


Figure III-64 : Evolution comparative du rapport Cr/Cr_0 au cours du traitement avec les deux électrodes.

La concentration en chrome baisse sans jamais s'annuler sur la durée du traitement quand les électrodes d'aluminium sont utilisées (Voir figure III-63). L'efficacité de l'aluminium pour l'élimination du chrome total de l'effluent est nettement inférieure à celle du fer.

Sur la base de la bibliographie (Barrera-Diaz *et al.* 2003 ; Heidmann *et al.* 2007 ; Gao *et al.* 2005), on peut expliquer la différence entre les deux matériaux fer et aluminium par le simple fait que lorsque le fer est utilisé, plusieurs réactions (chimique, électrochimique) concourent au traitement du chrome alors qu'avec l'aluminium le traitement semblerait uniquement lié aux réactions électrochimiques se déroulant à la cathode. La réaction la plus importante dans le cas du fer provient de la réduction du Cr VI par le fer II produit à l'anode.

La figure III-64 montre l'évolution de la concentration en chrome VI pour les deux électrodes. Il y a une différence entre les deux séries de courbes mais on constate qu'aux faibles densités de courant il y a un rapprochement des courbes. Ceci laisserait à penser qu'à faibles densités

de courant, le traitement serait basé principalement sur la réduction électrochimique du chrome même dans le cas du traitement aux électrodes de fer.

Les figures III-65 et III-66 montrent l'évolution du chrome VI de l'effluent « station chrome » traité respectivement avec les électrodes de fer et d'aluminium.

Les abattements sont plus importants avec les électrodes de fer qu'avec les électrodes d'aluminium. Le tableau III-5 montre les concentrations atteintes en chrome VI pour chaque densité de courant et chaque électrode.

Tableau III-5 : Concentration finale en chrome VI (en ppm) pour chaque traitement

	50A/m ²	100 A/m ²	150 A/m ²	200 A/m ²
Al	76,4	61,4	40	42
Fe	22	10	10	5,8

Les concentrations en chrome VI à la fin du traitement avec les électrodes d'aluminium sont plus faibles que les concentrations en chrome total pour chaque densité de courant. Ceci est raisonnable étant donné que le chrome total est composé de chrome VI et de Chrome III. La différence représente la concentration en chrome III formé au cours du traitement.

Cependant avec le fer, nous avons une concentration plus élevée en chrome VI qu'il est difficile d'expliquer. D'ailleurs aucune des densités de courant utilisées ne permet d'éliminer totalement le chrome VI. Le tableau III-5 montre des présences de chrome VI de 5,8 ppm à la fin du traitement aux électrodes de fer et à la densité de 200 A/m².

On peut penser que les différences entre les concentrations de chrome total résiduelles avec celles du chrome VI seraient dues à des problèmes de dosage aux faibles concentrations de chrome.

Tout comme pour le chrome total, on remarque qu'avec le chrome (VI), l'allure de la courbe lorsqu'on utilise le fer à 50A/m² est semblable à celle de l'aluminium à la même densité de courant.

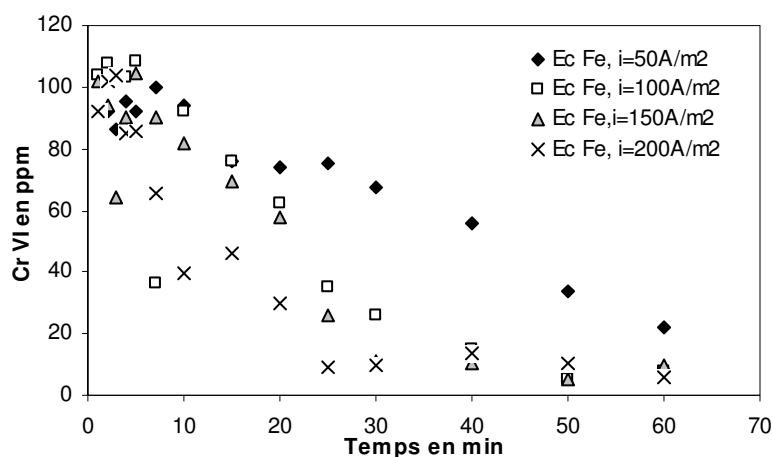


Figure III-65: Evolution de la concentration en chrome VI de l'effluent « station chrome » traité avec les électrodes de fer

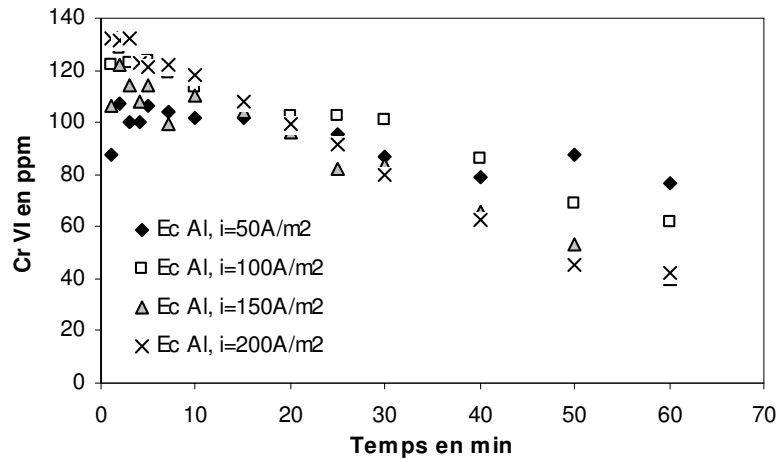


Figure III-66: Evolution de la concentration en chrome VI de l'effluent « station chrome » traité avec les électrodes d'aluminium

7.2. Influence de la concentration en métal dissous

Les figures III-67 et III-68 montrent l'évolution de la concentration en chrome total en fonction de la concentration en métal dissous. Pour le cas du fer, on est parvenu à trouver la concentration en métal utile nécessaire à l'abattement presque total du chrome : cette valeur est de 400 ppm.

Pour le cas de l'aluminium, la diminution de la concentration en chrome [Cr] est proportionnelle à la concentration en métal dissous.

En réalité, il ne faut pas perdre de vue le fait que le chrome VI est directement réduit en chrome III à la cathode d'aluminium et, ainsi, plus on traite et plus on réduit le Cr VI. Il semblerait que c'est ce traitement électrochimique qui importe et non la dissolution du métal, ce qui n'est pas le cas pour le fer.

Dans le cas de l'aluminium, évidemment, il faudra traiter plus longtemps pour réduire le maximum de chrome VI en chrome III.

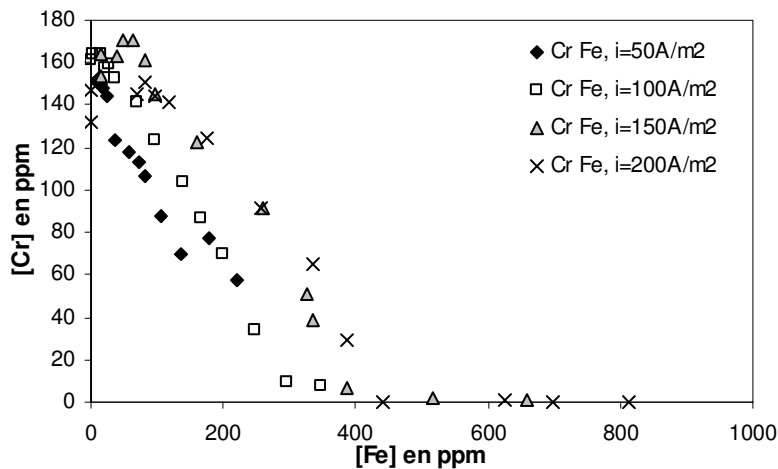


Figure III-67 : Evolution de la concentration en chrome total en fonction de la concentration en fer dissous

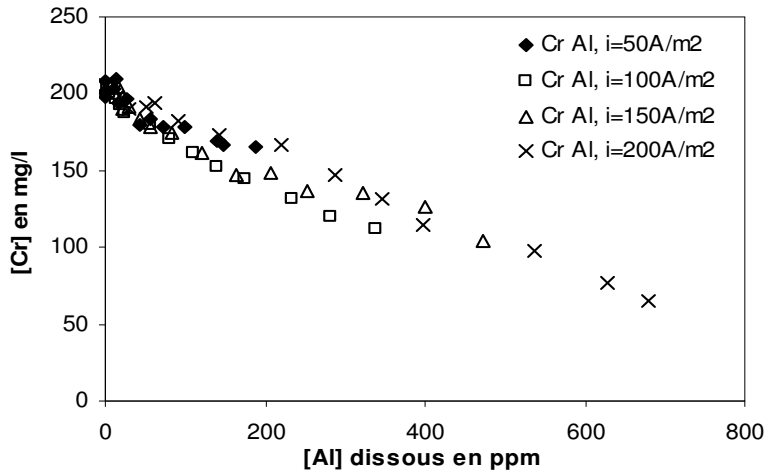


Figure III-68 : Evolution de la concentration en chrome total en fonction de la concentration en aluminium dissous

8. Energie consommée

De nombreux travaux sur l'électrocoagulation ont porté sur la consommation énergétique en termes d'énergie électrique spécifique consommée (EESC) (Daneshvar *et al.* 2007). Cette énergie a souvent été étudiée en fonction des paramètres de l'EC d'une façon générale.

L'énergie électrique spécifique consommée (EESC) est une fonction de la tension appliquée à la cellule électrochimique (Alinsafi *et al.* 2005). On peut la définir par kg de métal dissous.

Sa formule est alors donnée par : $EESC(kWh/kgAl) = \frac{3FU}{3.6 \times 10^3 M_{Al} \Phi}$ (III-4) avec

des électrodes en aluminium et de manière générale, pour un matériau d'électrode quelconque (Daneshvar *et al.* 2007),

$$EESC(kWh/kgM) = \frac{nFU}{3.6 \times 10^3 M \Phi} \quad (III-5)$$

La tension U est fonction de la distance inter-électrodes et de la densité de courant, n le nombre d'électrons mis en jeu, M la masse moléculaire du métal, F le nombre de faraday et Φ le rendement faradique.

On utilise la relation empirique (IV-20) ($U = 0.1 + \frac{e}{\kappa} i + 0.20 \ln(i)$) pour estimer la tension de

la cellule électrochimique. Comme le trouve Zongo *et al.* (2009b), le rapport $\frac{e}{\kappa}$ de la formule

IV-20 peut être diminué afin de réduire la tension de cellule puisque même à des distances inter électrodes de 0.3 cm, le traitement électrochimique peut être effectué de façon efficace. En effet, bon nombre d'auteurs ont montré que le traitement d'effluents très divers pouvait être conduit par électrocoagulation avec une distance inter électrodes de l'ordre de 0,3 à 0,5 cm (Calvo *et al.* 2003 ; Heidmann *et al.* 2007 ; Irdemez *et al.* 2006 a, b ; Gao *et al.* 2005).

En considérant une valeur de la conductivité de 2 mS/cm à 100 A/m² et e = 0,3 cm, la tension de cellule calculée par la relation IV-20 atteint 2,06V.

Le rendement faradique Φ dépend de l'électrode et de l'effluent utilisés, comme nous l'avons vu précédemment.

Rappelons que ce calcul de l'énergie ne tient pas compte de l'énergie consommée par la pompe et l'agitateur.

D'autres approches du calcul énergétique permettent de calculer l'énergie électrique à fournir en fonction du volume d'effluent à traiter (Arslan-Alaton *et al.* 2009) :

$$EESC = \frac{U \cdot I \cdot t}{V_r} \quad (\text{III-6})$$

La relation III-6 englobe l'énergie de dissolution de l'anode et l'énergie de dégagement de gaz et même d'autres réactions à l'électrode. Nous allons l'appliquer à notre traitement tout en maintenant U la plus raisonnable possible, c'est-à-dire avec $e = 0,3$ cm (Calvo *et al.* 2003).

Les figures III-69 et III-70 montrent l'évolution de l'abattement de la DCO de l'effluent « station » en fonction de l'énergie consommée lors du traitement avec les électrodes de fer et d'aluminium respectivement.

L'abattement de DCO augmente fortement avec l'énergie consommée au début puis atteint assez vite un palier à partir de la valeur de 1 kWh/m^3 d'énergie consommée dans le cas du traitement avec les électrodes de fer (figure III-69). Cette consommation énergétique est atteinte avec toutes les densités de courant appliquées sauf celle de 50 A/m^2 . Lorsque l'aluminium est utilisé comme matériau d'électrodes, le palier d'abattement est atteint après une consommation plus importante d'énergie voisine de $1,70 \text{ kWh/m}^3$ (figure III-70).

En fait, le traitement est obtenu pour une quantité de métal approximativement constante, c'est-à-dire pour une charge électrique donnée ($I \times t$). Puisque la tension de cellule augmente très fortement avec la densité de courant, la puissance électrique nécessaire au traitement est une fonction forcément croissante de la densité de courant. Ceci est observé sur toutes les figures, et le traitement conduit à 50 A/m^2 est le moins gourmand en énergie mais sera plus long.

Sur cette base, nous voyons qu'à 50 A/m^2 , le traitement peut être parfaitement mené en consommant moins d' 1 kWh/m^3 quel que soit le matériau d'électrode, l'effluent et le polluant à traiter.

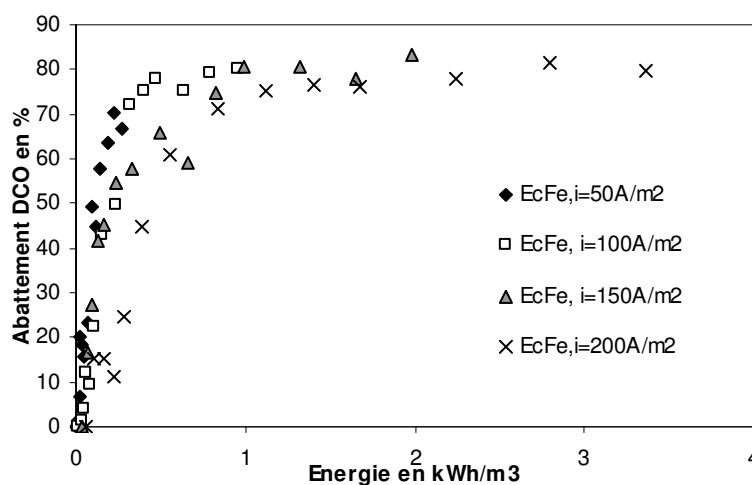


Figure III-69 : Evolution de l'abattement de la DCO de l'effluent « station » en fonction de l'énergie consommée lors du traitement avec les électrodes de fer.

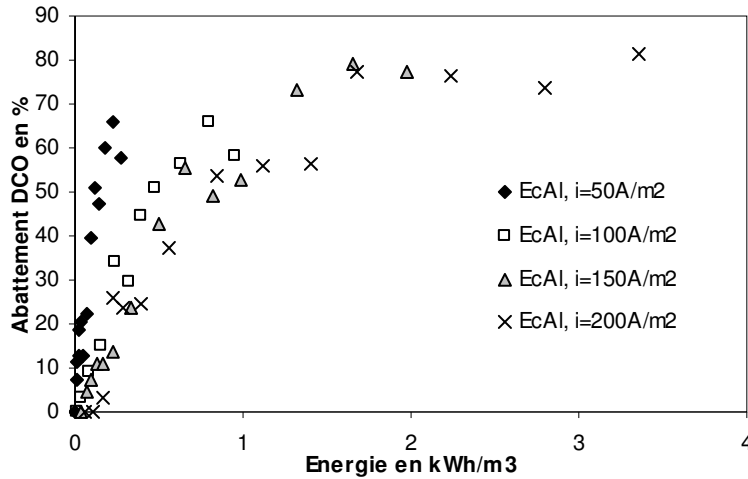


Figure III-70 : Evolution de l'abattement de la DCO de l'effluent « station » en fonction de l'énergie consommée lors du traitement avec les électrodes d'aluminium.

Les figures III-71 et III-72 montrent l'abattement de la DCO de l'effluent « usine » en fonction de l'énergie consommée lors du traitement avec les électrodes de fer et d'aluminium respectivement. L'évolution de l'abattement en fonction de la DCO de l'effluent « usine » évolue de la même façon que celle de l'effluent « station » pour la même électrode.

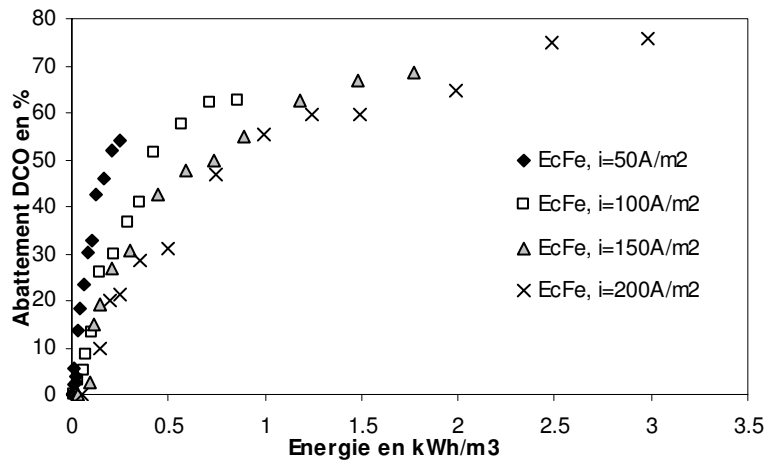


Figure III-71 : Evolution de l'abattement de la DCO de l'effluent « usine » en fonction de l'énergie consommée lors du traitement avec les électrodes de fer.

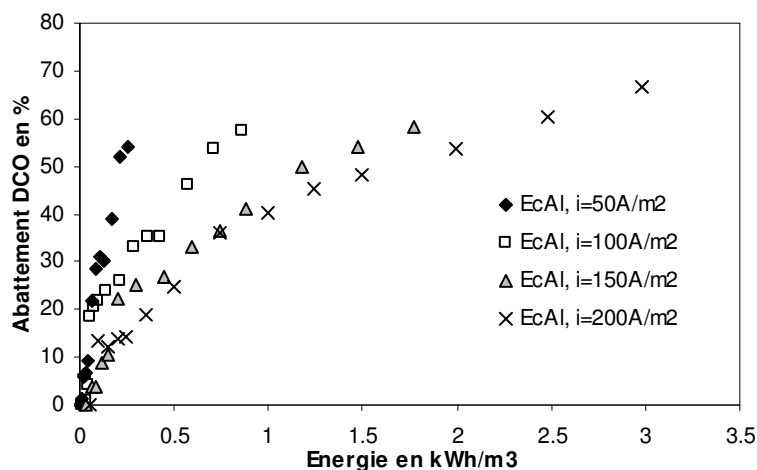


Figure III-72 : Evolution de l'abattement de la DCO de l'effluent « usine » en fonction de l'énergie consommée lors du traitement avec les électrodes d'aluminium.

Les figures III-73 et III-74 montrent l'abattement du chrome VI en fonction de l'énergie consommée lors du traitement avec les électrodes de fer et d'aluminium respectivement. On a un palier correspondant à la consommation énergétique de 1,70 kWh/m³ lorsque le fer est utilisé. Ceci correspond à l'abattement de 100% de chrome.

Avec l'aluminium, le manque d'efficacité du traitement fait qu'on peut consommer une très grande énergie avant d'atteindre l'abattement de 100% dans le cas échéant. Au bout du temps de traitement, on a une consommation énergétique de 3 kWh/m³ pour un abattement de 70% seulement à 200 A/m².

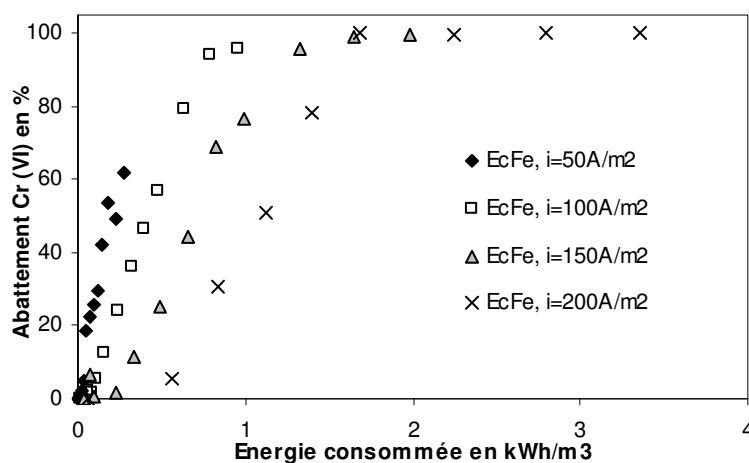


Figure III-73 : Evolution de l'abattement du chrome de l'effluent « station chrome » en fonction de l'énergie consommée lors du traitement avec les électrodes de fer.

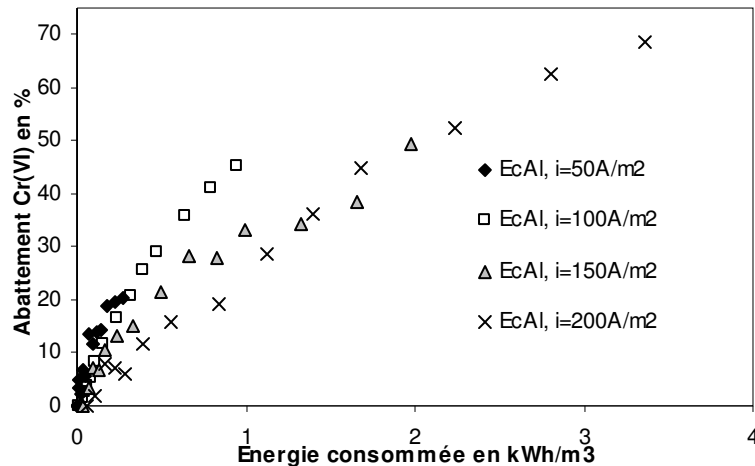


Figure III-74 : Abattement du chrome de l'effluent « station chrome » en fonction de l'énergie consommée lors du traitement avec les électrodes d'aluminium.

Tous ces traitements peuvent encore être optimisés énergétiquement par l'augmentation de la conductivité des effluents. L'ajout de NaCl pourrait faire baisser encore la consommation énergétique d'environ 30% (Zongo *et al.* 2009b) en utilisant la relation empirique IV-20 sans augmenter les coûts globaux du traitement et sans générer de pollution secondaire trop importante.

Conclusion des résultats expérimentaux :

Les expérimentations décrites dans ce chapitre nous ont permis d'étudier les cinétiques d'abattement de différents indicateurs de pollution en fonction des paramètres opératoires. Cela nous a permis de déterminer les valeurs minimales de polluants atteintes au cours de nos différents traitements. Les résultats suivants ont été obtenus :

- La DCO, la turbidité, l'absorbance, le COT et le chrome hexavalent diminuent en fonction du temps, de la charge électrique et de la concentration en métal dissous. Cette baisse est d'autant plus importante que la densité de courant est élevée.
- Le procédé d'électrocoagulation a permis un abattement de DCO de 72 à 82% pour l'effluent « station » et de 45 à 75% pour l'effluent « usine ».
- Le traitement de la DCO a donné de meilleurs abattements avec l'effluent station (maximum de 82%) qu'avec l'effluent usine (maximum de 75%).
- La turbidité peut être totalement éliminée par le traitement quel que soit le matériau d'électrode et l'effluent utilisé.
- La couleur a été traitée et on a obtenu jusqu'à 93 à 99% d'abattement pour tous les effluents indépendamment de la densité de courant.
- Le traitement de l'effluent station avec les électrodes d'aluminium a permis d'avoir un abattement du COT de 90%.
- Le chrome hexavalent a été totalement éliminé de l'effluent lorsque l'on a utilisé des électrodes en fer et le traitement permet d'avoir un abattement d'environ 70% avec les électrodes d'aluminium.
- L'estimation énergétique nous permet de prédire une consommation énergétique de 1 kWh/m³ en travaillant aux faibles densités de courant. En augmentant la conductivité

de l'effluent et en réduisant la distance inter électrodes on pourrait réduire davantage la consommation énergétique.

En égard à ce qui précède, l'électrocoagulation peut être considérée comme une technique fiable de traitement d'eaux usées industrielles.

CHAPITRE IV

MODELISATION

Chapitre IV : Modélisation

CHAPITRE IV	111
Introduction	115
1. Equilibres chimiques : diagramme de prédominance des espèces	115
2. Relation courant tension	121
3. Modèle de l'évolution de la DCO	124
4. Modèle global de la turbidité, de la DCO et de l'absorbance	130
5. Modèle de l'élimination des métaux lourds	131
5.1. Modèle n°1 : Le traitement du Cr (VI) se base sur sa réduction directe aux électrodes aux densités de courant limite.	132
5.2. Modèle n°2 : Le traitement est basé également sur une réduction indirecte du Cr(VI) par l'électrolyse de l'eau en plus de la réduction cathodique.	134
5.3. Modèle n°3 : Le traitement du Cr (VI) est lié à sa réduction électrochimique directe et à sa réduction chimique instantanée par le fer (II) électrogénéré.	135
5.4. Modèle n°4 : Le traitement du Cr VI se base sur une cinétique finie de sa réduction par le fer (II) en plus de sa réduction directe	136
Conclusion sur la modélisation	140

Introduction

Il s'agit dans cette partie de concevoir des modèles de prédiction d'évolution des paramètres de traitement des effluents industriels et des indicateurs de pollution.

Certaines équations proviennent de l'application ou du développement de théories existantes. D'autres sont déduites par des mesures faites en complément du traitement des eaux usées.

Nous avons, dans un premier temps, mené des calculs basés sur les équilibres chimiques afin de déterminer le diagramme de prédominance des espèces entrant en jeu dans notre traitement. Cela a permis de trouver les pH optimaux de la coagulation-floculation selon le métal à éliminer.

1. Equilibres chimiques : diagramme de prédominance des espèces

Dans notre étude, le fer et l'aluminium ont été utilisés pour traiter des effluents organiques et des effluents simulés de tannerie contenant du chrome VI. Ceci nous amène à parler de ces trois métaux dans la spéciation qui suit. Nous savons que nous ne pouvons pas avoir à la fois dans l'effluent, de l'aluminium et du fer mais le chrome sous forme trivalente ou hexavalent peut être présent avec l'un ou l'autre de ces métaux.

Les procédés d'électrocoagulation reposent sur la dissolution anodique d'aluminium ou de fer, ce qui conduit à la formation d'ions Al^{3+} et Fe^{2+} . Les ions ferreux, Fe^{2+} , sont rapidement oxydés par l'oxygène dissous dans la solution, ou bien par des oxydants présents dans la solution comme le dichromate ou le chromate. Ainsi, on peut avoir en solution des ions Al^{3+} , Fe^{3+} et éventuellement des ions Cr^{3+} produits par réduction de Cr (VI) par le fer divalent ou la réduction cathodique directe (NB : le cas du chrome à d'autres valences comme II ou IV n'est pas considéré ici). Ces différents ions se combinent en hydroxydes selon le pH avec une réaction du type :



On évalue l'importance des différentes espèces plus ou moins hydroxylées selon le pH, notamment pour connaître la part des hydroxydes insolubles $\text{M}(\text{OH})_3$ (par contre les espèces ioniques sont, quant à elles, solubles). La solubilité des hydroxydes de métaux, surtout lorsqu'ils sont trivalents, est très faible, en raison des valeurs très faibles des produits de solubilité :

$$K_s = [\text{M}^{3+}][\text{OH}^-]^3 = 10^{-32.7} \text{ pour Al, } 10^{-39} \text{ pour Fe et } 10^{-30.2} \text{ pour Cr} \quad (\text{IV-5})$$

(On rappelle que le produit de solubilité est équivalent à une constante d'équilibre, l'activité ionique de l'hydroxyde neutre, donc insoluble et solide, est égale à 1).

On voit que, pour un effluent traité à pH 7, la concentration en ions M^{3+} serait comprise entre 10^{-18} et 10^{-9} M, ce qui n'a aucun sens : en fait, à pH 7, par exemple, d'autres espèces métalliques ioniques existent également, même à des niveaux de concentration relativement faibles et la solubilité réelle en espèce M(III) dans la solution est bien supérieure aux valeurs « triviales » reportées ci-dessus.

La part des ions contenus dans l'effluent après la décantation suivant l'électrocoagulation est importante. Puisqu'il s'agit de récupérer une eau traitée contenant une quantité d'espèces métalliques (Fe, Al, Cr) la plus faible possible, nous allons calculer le pH optimum. Il s'agit

donc de calculer la part prise par les espèces ioniques en fonction du pH. Considérons par exemple la succession d'équilibres suivants :



Si $[M_T]$ désigne la concentration totale en métaux trivalents introduits, cette concentration s'écrit:

$$[M_T] = [M^{3+}] + [M(OH)^{2+}] + [M(OH)_2^+] + [M(OH)_3] + [M(OH)_4^-] \quad (IV-10)$$

Ce qui conduit à l'expression de la fraction molaire en ions $[M^{3+}]$:

$$\frac{[M^{3+}]}{[M_T]} = \frac{1}{1 + \frac{K_1}{[H^+]} + \frac{K_2}{[H^+]^2} + \frac{K_3}{[H^+]^3} + \frac{K_4}{[H^+]^4}} \quad (IV-11)$$

Pour le chrome et l'aluminium, les relations suivantes s'appliquent :

$$\frac{[M(OH)^{2+}]}{[M_T]} = \frac{[M^{3+}]}{[M_T]} \frac{K_1}{[H^+]} \quad (IV-12)$$

$$\frac{[M(OH)_2^+]}{[M_T]} = \frac{[M(OH)^{2+}]}{[M_T]} \frac{K_2}{[H^+]} \quad \text{etc.} \quad (IV-13)$$

Le Tableau IV-1 reporte les constantes des équilibres chimiques considérés dans nos calculs (exception faite du fer, nous n'avons pris en compte que les formes monomères des hydroxydes).

La détermination des constantes d'équilibre a été faite à partir de quelques articles récents (voir références au tableau IV-1). Ces constantes d'équilibre sont obtenues à partir des différences d'enthalpie libre des différents équilibres : il faut convenir que ces valeurs peuvent être affectées par le nombre de molécules d'eau qui environnent l'espèce ionique (ou neutre) en question. Les équilibres peuvent également faire intervenir l'échange de molécules d'eau

dont l'énergie d'adsorption selon le nombre de coordination de l'espèce n'est peut être pas négligeable. Nous n'en avons pas tenu compte dans ce travail, faute de données disponibles, et les espèces sont notées sans mention des molécules qui hydratent la plupart des ions dans la nature. A noter enfin que, pour le fer, nous avons négligé la formation de $Fe(OH)_4^-$ qui n'intervient qu'à des pH excessivement alcalins (Ofir *et al.* 2007).

Tableau IV-1: Equilibres considérés et valeurs des constantes d'équilibre calculées sur la base de concentration en mole/l (M).

Equilibre	Constante d'équilibre	Référence
$Fe^{3+} + H_2O = Fe(OH)^{2+} + H^+$	148	Ofir et al. 2007
$Fe^{3+} + 2 H_2O = Fe(OH)_2^+ + 2 H^+$	$1.35 \cdot 10^{-7}$	idem
$Fe^{3+} + 3 H_2O = Fe(OH)_3 + 3 H^+$	$1.0 \cdot 10^{-6}$	idem
$2 Fe(OH)^{2+} = Fe_2(OH)_2^{4+}$	28	idem
$Al^{3+} + H_2O = Al(OH)^{2+} + H^+$	$1.00 \cdot 10^{-5}$	Castet et al, in
$Al^{3+} + 2 H_2O = Al(OH)_2^+ + 2 H^+$	$6.34 \cdot 10^{-11}$	Carrier et al.,
$Al^{3+} + 3 H_2O = Al(OH)_3 + 3 H^+$	$1.84 \cdot 10^{-16}$	2007
$Al^{3+} + 4H_2O = Al(OH)_4^- + 4 H^+$	$1.26 \cdot 10^{-24}$	idem
$Cr^{3+} + H_2O = Cr(OH)^{2+} + H^+$	$7.1 \cdot 10^{-05}$	Naumov, 1974,
$Cr^{3+} + 2 H_2O = Cr(OH)_2^+ + 2 H^+$	$1.6 \cdot 10^{-10}$	Pankow, 1991
$Cr^{3+} + 3 H_2O = Cr(OH)_3 + 3 H^+$	$9.0 \cdot 10^{-19}$	Mukhopadhyay
$Cr^{3+} + 4H_2O = Cr(OH)_4^- + 4 H^+$	$2.88 \cdot 10^{-28}$	et al, 2007

Pour le fer, on prend en compte l'existence de l'équilibre :



dont la constante d'équilibre K'_1 a pour expression :

$$K'_1 = \frac{[Fe_2(OH)_2^{4+}][H^+]^2}{[Fe^{3+}]^2} \quad (IV-15)$$

Le rapport $[M^{3+}]/[M_T]$ possède donc une autre expression pour le fer:

$$[Fe_T] = [Fe^{3+}] + [Fe(OH)^{2+}] + [Fe(OH)_2^+] + [Fe(OH)_3] + 2[Fe_2(OH)_2^{4+}] \quad (IV-16)$$

$$[Fe_T] = [Fe^{3+}] \left\{ 1 + \frac{K_1}{[H^+]} + \frac{K_2}{[H^+]^2} + \frac{K_3}{[H^+]^3} \right\} + 2 \frac{K'_1 [Fe^{3+}]^2}{[H^+]^2} \quad (IV-17)$$

La concentration $[Fe^{3+}]$ est calculée par résolution analytique de l'équation du second degré. Pour cet élément, il est nécessaire de se fixer une concentration totale en fer, $[M_T]$. Comme pour les deux autres métaux, les fractions molaires en monomères ioniques sont calculées à partir du rapport $[Fe^{3+}]/[Fe_T]$ selon les relations IV-9 et IV-10. De plus, la fraction en fer dimère est déduite de l'expression de K'_1 :

$$\frac{[Fe(OH)_2^{4+}]}{[Fe_T]} = \frac{[Fe^{3+}]^2}{[Fe_T]} \frac{K'_1}{[H^+]} \quad (IV-18)$$

Nous avons fait les calculs en supposant, pour le cas du fer, une concentration totale de $10^{-2}M$ soit 560 ppm environ qui est l'ordre de grandeur des concentrations atteintes dans le procédé d'électrocoagulation. Pour les deux autres métaux, il n'était pas nécessaire de postuler des valeurs de $[M_T]$.

On remarque que les formes neutres $Al(OH)_3$ et $Cr(OH)_3$ ne représentent qu'une fraction des différentes formes hydroxydes (Figures IV-1 et IV-2 ; figure IV-3 et IV-4), et ainsi, il existe toujours pour ces deux métaux une certaine solubilité, quel que soit le pH du milieu. Pour le fer, les choses sont très différentes et les espèces solubles ont virtuellement disparu au-delà de pH 6 (figure IV-5 et IV-6).

Ces résultats sont différents pour le chrome et l'aluminium, quand on les compare aux valeurs de concentrations obtenues par analyse par spectrométrie d'absorption atomique des phases claires après électrocoagulation suivie de décantation. En fait, les calculs présentés ici ne tiennent pas compte :

- des formes polymères des hydroxydes,
- des possibles complexations entre hydroxydes de plusieurs métaux –composés mixtes de Fe et de Cr, par exemple,
- de la complexation des hydroxydes avec les espèces organiques à traiter et qui, par déplacement d'équilibre, peuvent abaisser considérablement la solubilité globale de l'aluminium, par exemple.

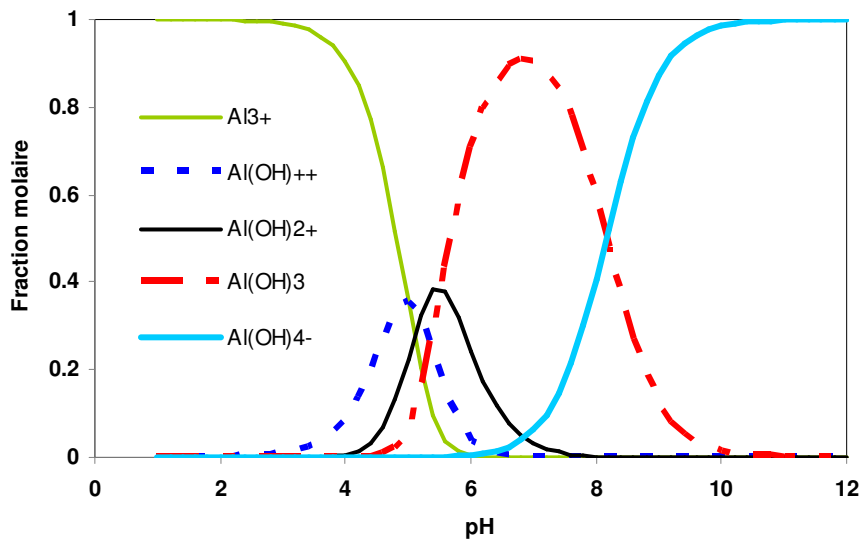


Figure IV-1 : Diagramme de prédominance des différents hydroxydes d'aluminium (sans tenir compte des formes polymères de ces hydroxydes)

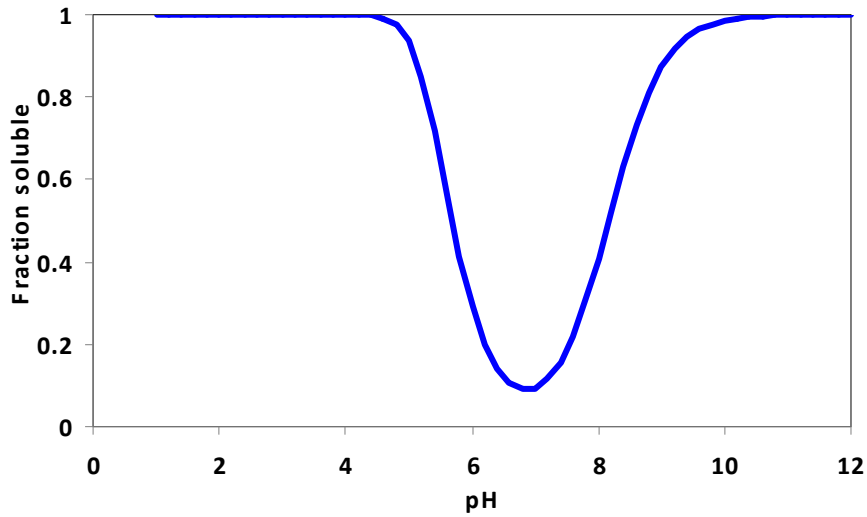


Figure IV-2 : Fraction soluble des hydroxydes d'aluminium en fonction du pH

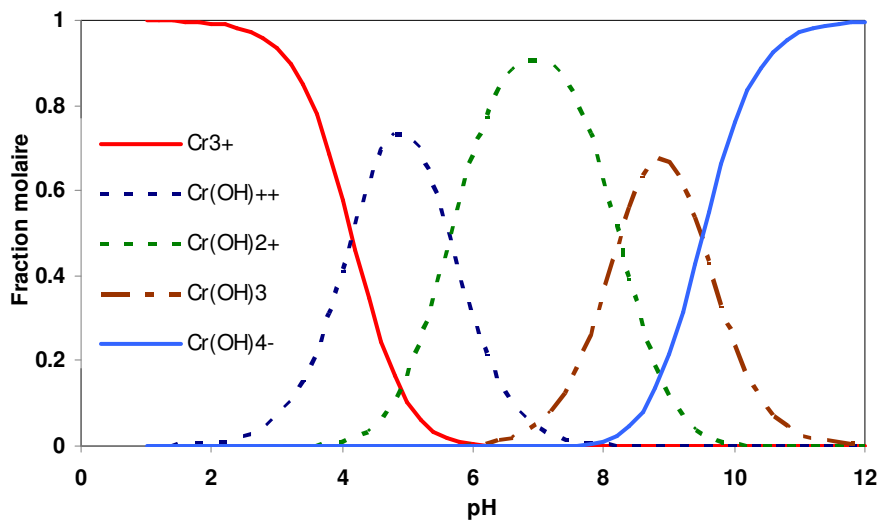


Figure IV-3 : Diagramme de prédominance des différents hydroxydes de chrome (sans tenir compte des formes polymères de ces hydroxydes)

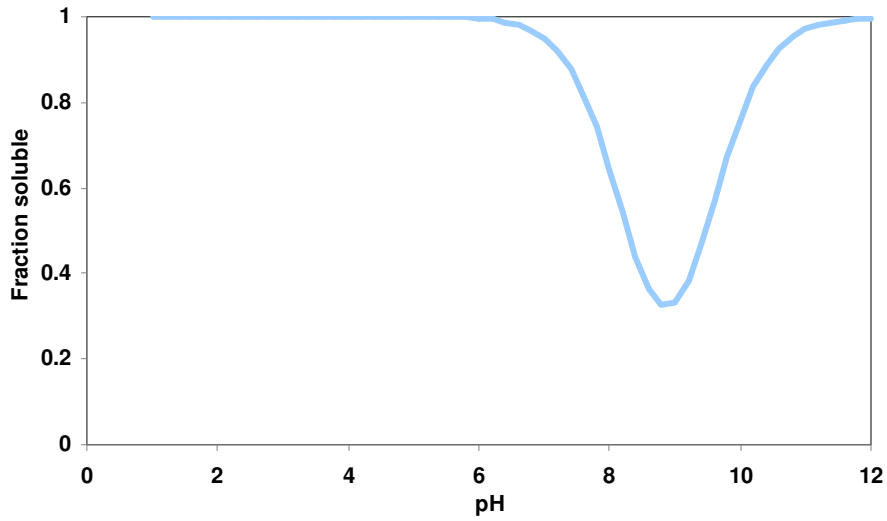


Figure IV-4 : Fraction soluble des hydroxydes de chrome (III) en fonction du pH

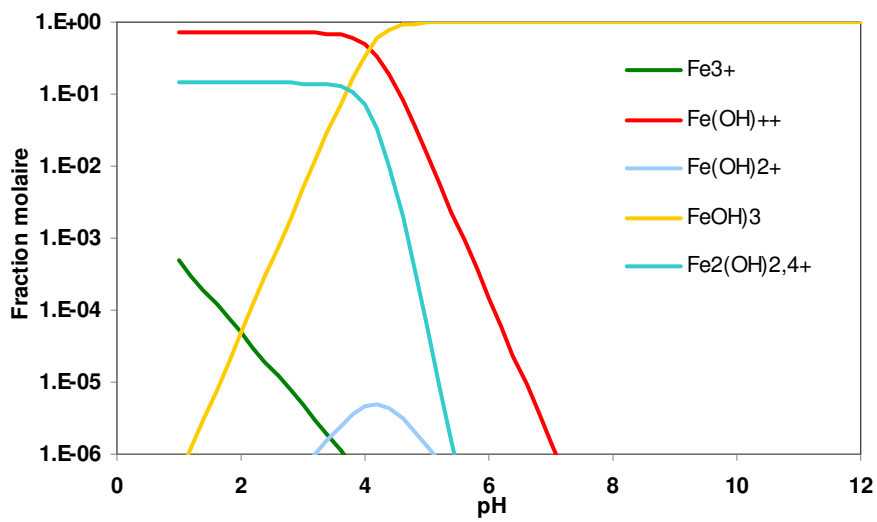


Figure IV-5 : Diagramme de prédominance des différents hydroxydes de fer trivalents

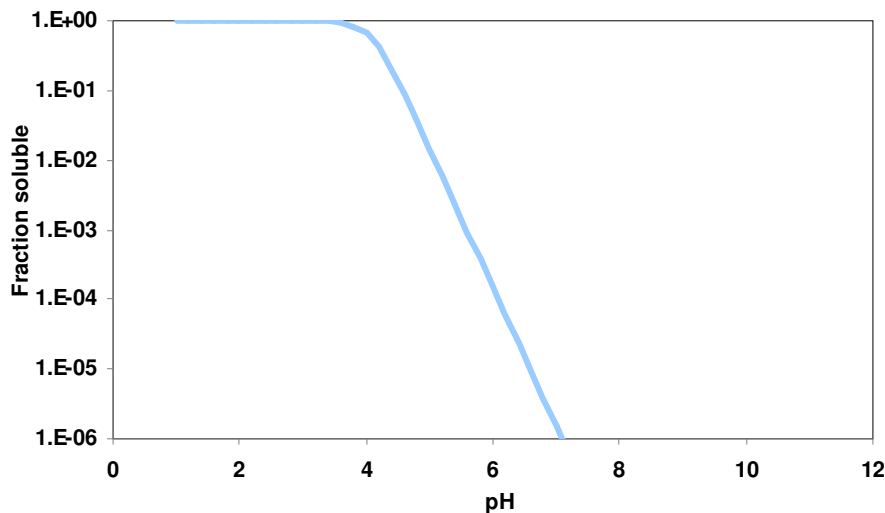


Figure IV-6 : Fraction soluble de ces hydroxydes en fonction du pH (concentration totale de fer $[Fe_T]$ prise égale à 10^{-2}).

Pour l'aluminium, le pH de l'effluent à la fin du traitement doit être ajusté, selon la figure IV-2, entre 6.5 et 7 alors qu'avec le fer, il doit simplement être supérieur à 6 d'après la figure IV-6. Cela justifie le protocole expérimental que nous avons utilisé.

2. Relation courant/tension

Pour les deux électrodes utilisées et les effluents « usine » et « station », la relation entre la densité de courant et la tension a été mesurée en balayant la densité de courant de $20A/m^2$ à $200A/m^2$ par incréments de $10A/m^2$ puis en sens inverse en revenant à la tension initiale de $20A/m^2$. La tension de cellule a été relevée à sa valeur stable à chaque augmentation de la densité de courant.

Dans le cas d'électrodes d'aluminium non passivées, Chen *et al.* (2002) a trouvé la relation suivante entre la tension de cellule et la densité de courant.

$$U = -0.76 + \frac{e}{\kappa}i + 0.20Ln(i) \quad (IV-19)$$

Avec e la distance inter électrodes, j la densité de courant, U la tension de cellule et, K la conductivité de l'effluent.

On remarque dans le modèle de Chen que la tension est la somme de trois termes : une constante, un second terme correspondant à la loi d'Ohm et un dernier terme lié aux phénomènes électrochimiques se produisant à la surface des électrodes utilisées.

Bien que les potentiels standards respectifs de Al/Al^{3+} et du Fe/Fe^{2+} soient voisins de -1.8 et -0.447V (soit une différence proche de 1.4V), la loi empirique obtenue par l'ajustement des valeurs expérimentales du traitement de l'effluent station par les électrodes d'aluminium a été généralisée aux autres traitements. Il est probable que les importants phénomènes de passivation de l'aluminium réduisent l'écart théorique de tension.

Cette loi empirique est la suivante :

$$U = 0.1 + \frac{e}{\kappa}i + 0.20Ln(i) \quad (IV-20)$$

Les valeurs de K sont de 1.4 et 1.8 mS/cm pour l'effluent station et usine respectivement.

Cette loi théorique (relation IV-20) a été comparée sur un même graphique aux valeurs expérimentales pour les effluents « station » et « usine » traités avec les deux électrodes. Les figures IV-7, IV-8, IV-9 et IV-10 montrent l'évolution de la tension (potentiel lu) en fonction de la densité de courant des deux effluents traités séparément avec les deux électrodes.

On constate l'existence de deux phénomènes :

- L'hystérésis :

On remarque une différence de profil entre la courbe densité de courant-tension de cellule selon le sens du balayage en courant pour certains traitements.

Les valeurs expérimentales en aller et en retour (montée et descente) sont différentes lorsque les effluents usine sont traités. Ceci est visible sur les figures IV-8 et IV-10. Ceci pourrait s'expliquer par le changement de l'état de surface des électrodes au cours du traitement et la variation de la conductivité de l'effluent par la dissolution des métaux d'électrodes ; ou en général par le fait que l'état de surface de l'électrode n'est peut-être pas en régime permanent.

Avec le fer (figure IV-10), l'écart des deux séries de valeurs est perceptible à partir de 120 A/m^2 ; on pense que la formation de dépôt, dans ce cas, n'est pas stable à la surface de l'électrode puisque la courbe retour est relativement linéaire. L'absence d'hystérésis aux figures IV-7 et IV-9 s'explique par l'absence de formation de film (d'origine organique) passivant sur la surface des électrodes.

- L'écart entre les valeurs théoriques calculées à partir du modèle IV-20 et les valeurs expérimentales pour certains traitements.

La figure IV-7 montre un excellent accord entre les valeurs théoriques et expérimentales. Pour le traitement de l'effluent usine traité avec les électrodes d'aluminium (figure IV-8), les valeurs théoriques sont très inférieures aux valeurs expérimentales. Pour l'effluent « station » traité avec les électrodes de fer (figure IV-9), les valeurs expérimentales sont inférieures aux valeurs théoriques quoique les variations relevées dans les deux sens de balayage soient les mêmes. Pour l'effluent « usine » traité avec les électrodes de fer (figure IV-10), les valeurs expérimentales sont supérieures aux valeurs théoriques.

Il est difficile de trouver un modèle physique plus précis représentant l'évolution de la tension en fonction de la densité de courant. Ces figures nous montrent une évolution non égale et non uniforme de la tension en fonction de la densité de courant. Ceci peut être le fait de la conductivité de l'effluent qui varie au cours du traitement par la dissolution des ions métalliques et la possible complexation des ions déjà présents dans l'effluent par des complexes métalliques.

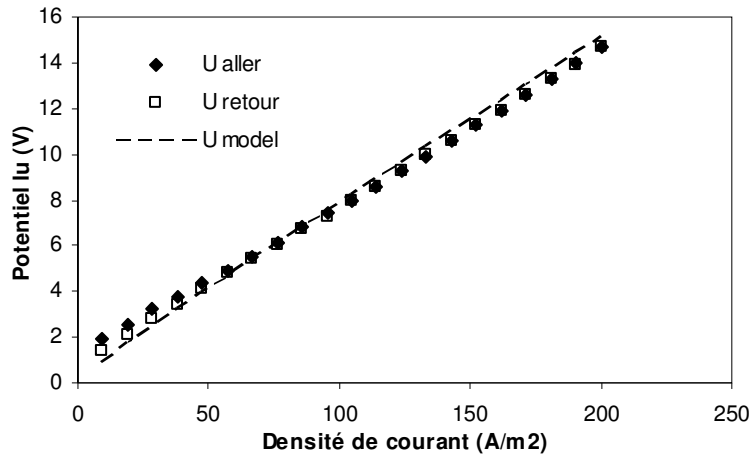


Figure IV-7: Evolution de la tension en fonction de la densité de courant pour l'effluent station traité avec les électrodes d'aluminium.

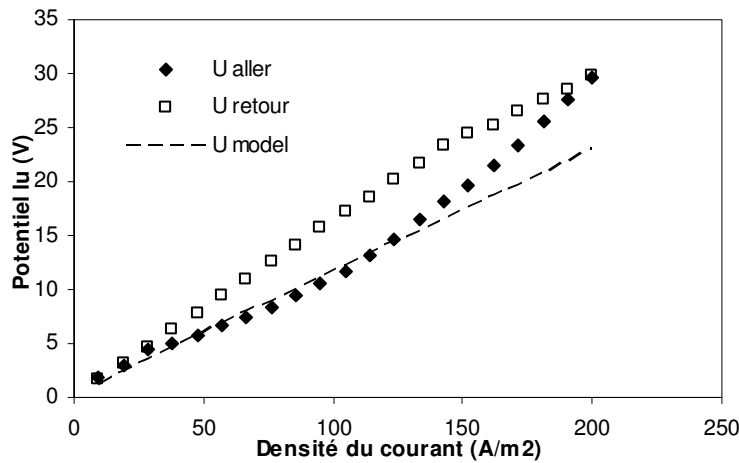


Figure IV-8: Evolution de la tension en fonction de la densité de courant pour l'effluent usine traité avec les électrodes d'aluminium.

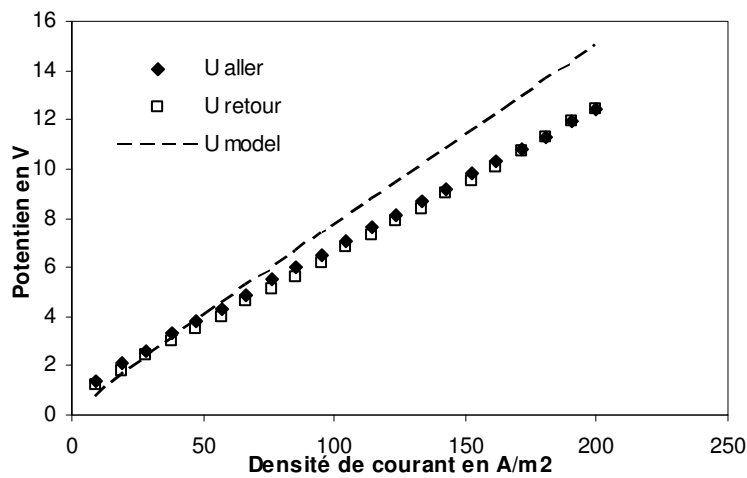


Figure IV-9: Evolution de la tension en fonction de la densité de courant pour l'effluent station traité avec les électrodes de fer.

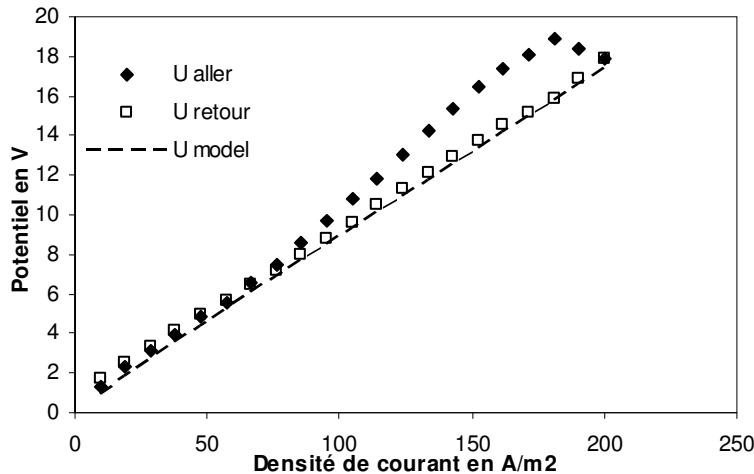


Figure IV-10: Evolution de la tension en fonction de la densité de courant pour l'effluent usine traité avec les électrodes de fer.

3. Modèle de l'abattement de la DCO

Il s'agit d'un modèle phénoménologique global qui permet de relier l'abattement de la DCO avec la quantité d'aluminium ou de fer dissous aux électrodes. La DCO, $[S]$, exprimée classiquement en mg O_2 par litre (ou ppm), varie d'une valeur initiale $[S]_0$ à une valeur finale asymptotique $[S]_{\text{inf}}$. Ces deux valeurs extrêmes sont accessibles directement par l'expérience. Le métal dissous aux électrodes, l'aluminium ou le fer, noté M , se complexe avec les molécules organiques selon la relation (IV-21):



n est un paramètre qui dépend de l'effluent et du métal dissous. Il est exprimé en mg de métal dissous par mg O_2 . Selon Khemis (2005), la constante d'équilibre de coagulation s'exprime sous la forme :

$$K = \frac{[M - S]}{[M]_{\text{free}} [S]} \quad (\text{IV-22})$$

Les autres bilans de matière suivants ont servi au calcul de la DCO théorique :

$$[S_R] = [S_0] - [S_{\text{inf}}] = [S] + \frac{1}{n} [M - S] \quad (\text{IV-23})$$

Il s'agira de choisir S_0 et S_{inf} , non pas en fonction de chaque densité de courant mais en tenant compte de l'évolution des DCO de toutes les densités de courant. S_{inf} sera le minimum atteint de tous les traitements avec la même électrode et le même effluent.

$$[M]_T = [M] + [M - S] \quad (\text{IV-24})$$

L'évolution de la DCO en fonction de la concentration en métal dissous est donnée par la relation (IV-25) à partir du bilan de matière et de la constante d'équilibre (relation IV-22, IV-23, IV-24) :

$$[S] = [S]_{\text{inf}} + \frac{-\left\{1 + K\left(\frac{[M]}{n} - [S]_R\right)\right\} + \sqrt{\left\{1 + K\left(\frac{[M]}{n} - [S]_R\right)\right\}^2 + 4K[S]_R}}{2K} \quad (\text{IV-25})$$

$[S]_R$ est la DCO qui peut être traitée par électrocoagulation, c'est à dire la différence ($[S]_0 - [S]_{\text{inf}}$). La comparaison entre la relation (IV-25) et les courbes expérimentales permet par ajustement de paramètres de déterminer n et K . Plusieurs couples de données peuvent permettre un ajustement satisfaisant mais, dans tous les cas, pour les effluents considérés, les valeurs du rapport (K/n) ont un ordre de grandeur de l'ordre de $10^{-2} \text{ L mg}^{-1}$. Les valeurs de DCO des effluents étudiés ici sont beaucoup plus faibles que celles des huiles solubles utilisées par Khemis (2005) : de ce fait, la détermination séparée de n et K est impossible. Il est préférable ici de déterminer le rapport K/n . Pour cela, la relation (IV-25) peut être simplifiée :

$$[S] \approx [S]_{\text{inf}} + \frac{[S]_R}{1 + K \frac{[M]}{n}} \quad (\text{IV-26})$$

Dans les conditions opératoires étudiées, les relations (IV-25) et (IV-26) donnent des résultats identiques et la plus simple a donc été utilisée. Le rapport (K/n) est de l'ordre de $0.01-0.02 \text{ L mg}^{-1}$. Les valeurs sont supérieures de trente pourcent avec le fer ce qui est cohérent avec l'observation expérimentale d'un taux de fer supérieur pour obtenir le même abattement de pollution. Comme le montre le tableau IV-2, ces résultats sont différents de ceux obtenus pour des émulsions d'huile ou de latex qui variaient de 0,2 à 1 et la valeur de 0,02 obtenue pour des suspensions de silice (Khemis *et al.* 2006).

Tableau IV-2: Valeurs de paramètres K/n (L mg^{-1}) trouvées sur la base de l'approximation du modèle comparées aux valeurs trouvées par Khemis *et al.* 2006.

Materiau d'électrode	Usine	Station	Huile	Latex
Fer	0.0159	0.0199	-	-
Aluminium	0.0115	0.0178	0.5-1.25	0.24-0.37

En utilisant ce modèle ajusté et les valeurs de K/n du tableau ci-dessus, on obtient les différentes courbes théoriques montrant l'évolution des DCO théoriques des effluents « station » et « usine » traités avec les électrodes de fer et d'aluminium.

Les valeurs de DCO sont représentées en fonction des concentrations en métal dissous. Les points expérimentaux obtenus représentent l'ensemble des points de traitement de l'effluent concerné aux quatre densités de courant et avec le matériau d'électrode concerné. Nous n'avons pas, pour toutes les figures, différencié les différents points par densité étant donné que nous avons à représenter un modèle global pour les quatre densités de courant, pour chaque effluent et chaque électrode utilisée.

Les figures IV-11 à IV-14 comparent, sur une même courbe, les valeurs de DCO expérimentales et les valeurs théoriques données par le modèle simplifié IV-26.

Pour toutes les figures, nous remarquons une bonne représentation des valeurs expérimentales par les valeurs théoriques.

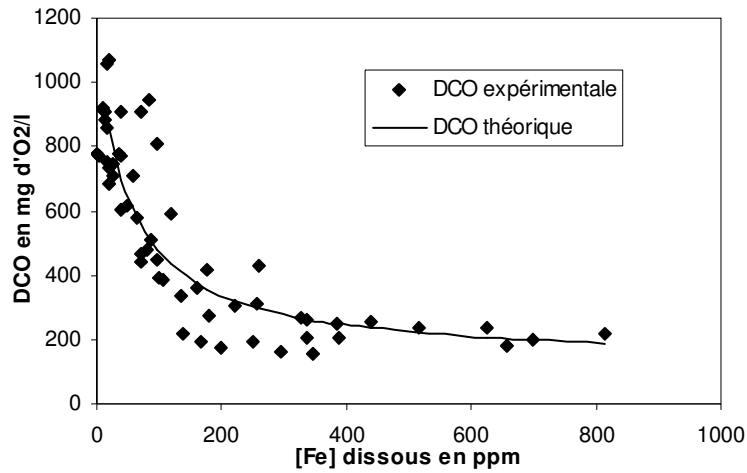


Figure IV-11: Comparaison des DCO expérimentales et théoriques de l'effluent station traité avec les électrodes de fer et aux quatre densités de courant.

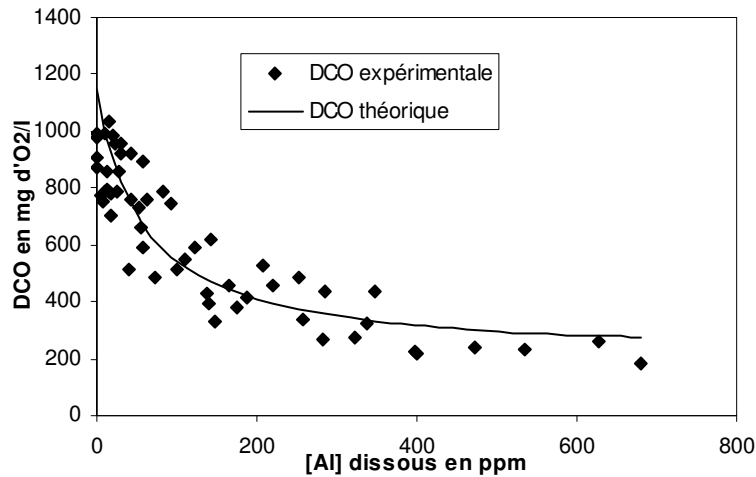


Figure IV-12: Comparaison des DCO expérimentales et théoriques de l'effluent station traités avec les électrodes d'aluminium et aux quatre densités de courant.

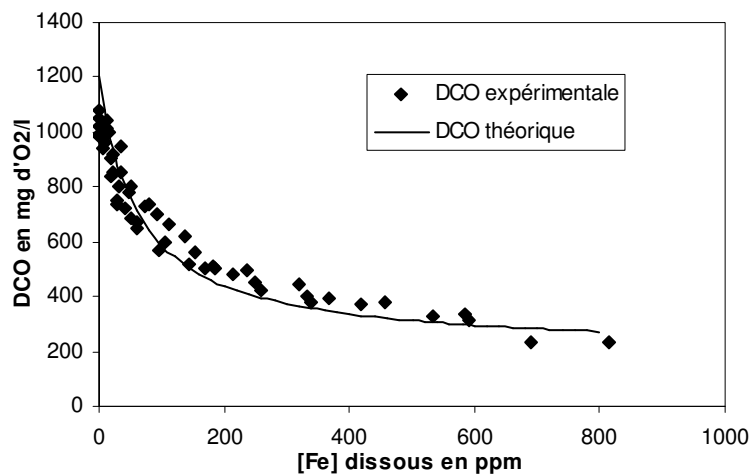


Figure IV-13: Comparaison des DCO expérimentales et théoriques de l'effluent usine traité avec les électrodes de fer et aux quatre densités de courant.

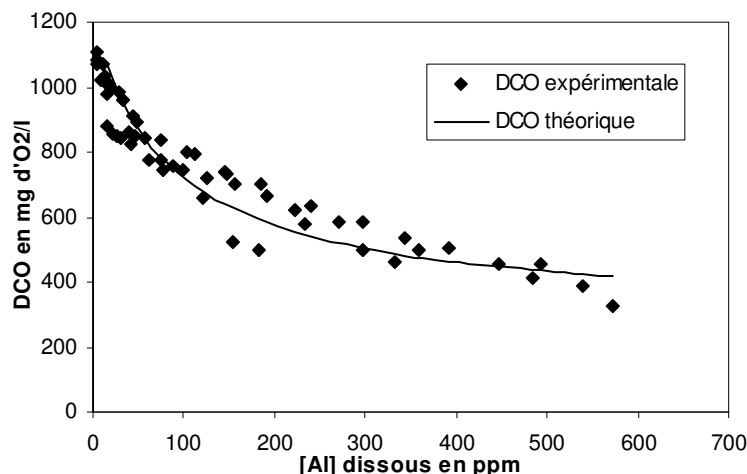


Figure IV-14: Comparaison des DCO expérimentales et théoriques de l'effluent usine traité avec les électrodes d'aluminium et aux quatre densités de courant.

Sur la base des modèles phénoménologiques globaux de la DCO, des modèles applicables pour chaque densité de courant ont été établis pour les différents traitements. Il est ressorti néanmoins des valeurs de K/n différentes pour chaque densité de courant.

Le tableau IV-3 donne les différentes valeurs de K/n pour chaque traitement :

Tableau IV-3 : Valeurs de K/n par densité de courant et par traitement

		50A/m ²	100A/m ²	150A/m ²	200A/m ²
Effluent station	Fe	0.0244	0.0426	0.0194	0.0089
	Al	0.0261	0.0384	0.0110	0.0119
Effluent usine	Fe	0.0140	0.0126	0.0190	0.0196
	Al	0.0146	0.0124	0.0096	0.0103

Ces valeurs K/n sont fortement indépendantes et ne peuvent être corrélées avec la densité de courant ou être des caractéristiques de l'effluent.

Les figures IV-15 à IV-18 représentent les valeurs expérimentales et théoriques des différents traitements des deux effluents :

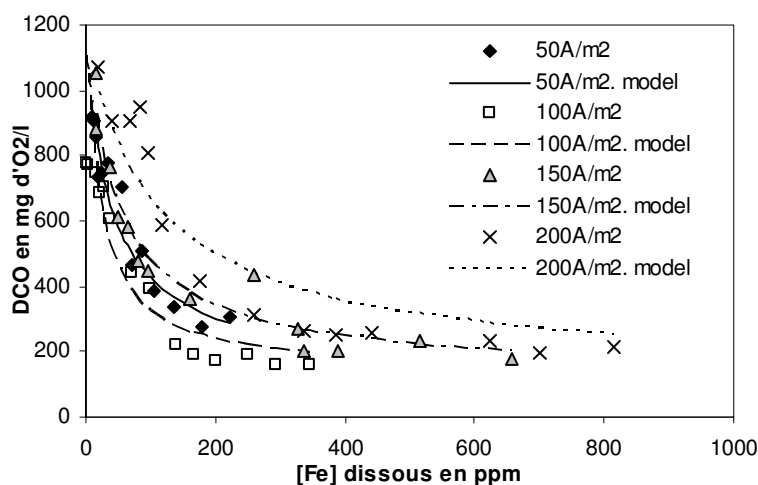


Figure IV-15 : Valeurs théoriques et expérimentales de la DCO de l'effluent station traité avec les électrodes de fer et pour chaque densité de courant.

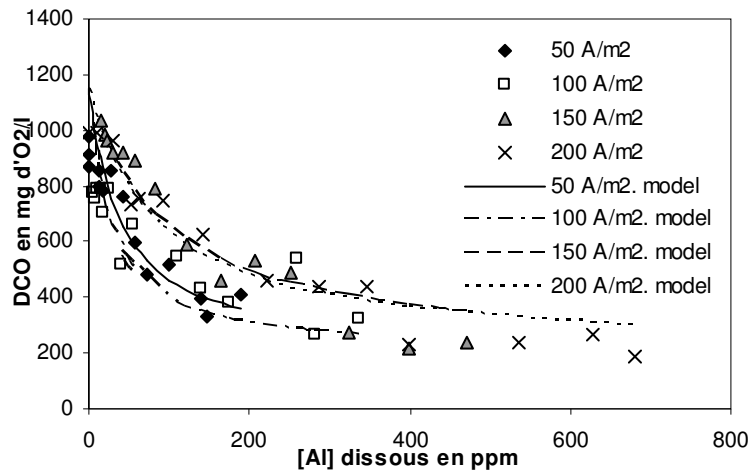


Figure IV-16 : Valeurs théoriques et expérimentales de la DCO de l'effluent station traité avec les électrodes d'aluminium et pour chaque densité de courant.

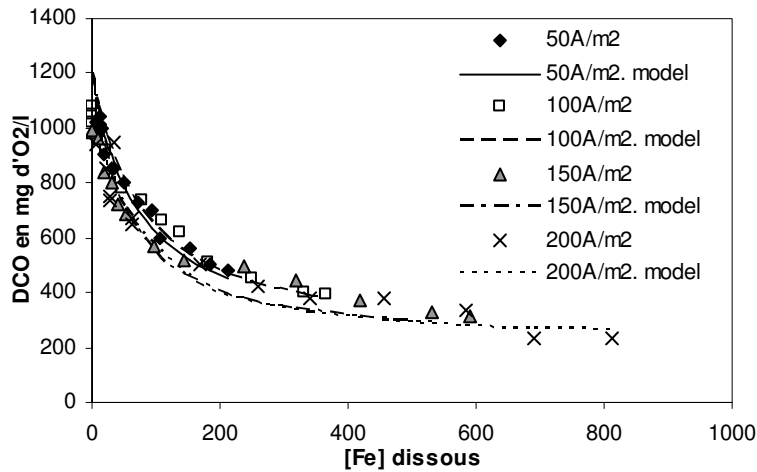


Figure IV-17 : Valeurs théoriques et expérimentales de la DCO de l'effluent usine traité avec les électrodes de fer et pour chaque densité de courant.

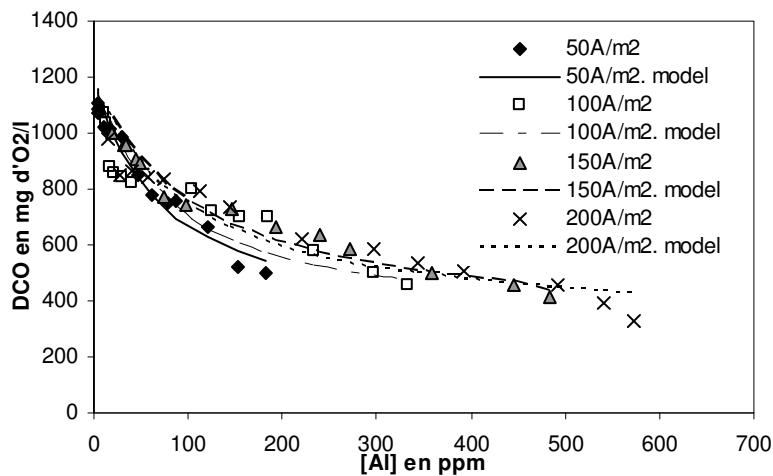


Figure IV-18 : Valeurs théoriques et expérimentales de la DCO de l'effluent usine traité avec les électrodes d'aluminium et pour chaque densité de courant.

Ces figures montrent une assez bonne concordance entre les valeurs de DCO expérimentales et théoriques.

Nous avons consigné sur une même figure (Figure IV-19 et IV-20), l'évolution des DCO théoriques et expérimentales de chaque effluent traité avec chaque matériau d'électrode.

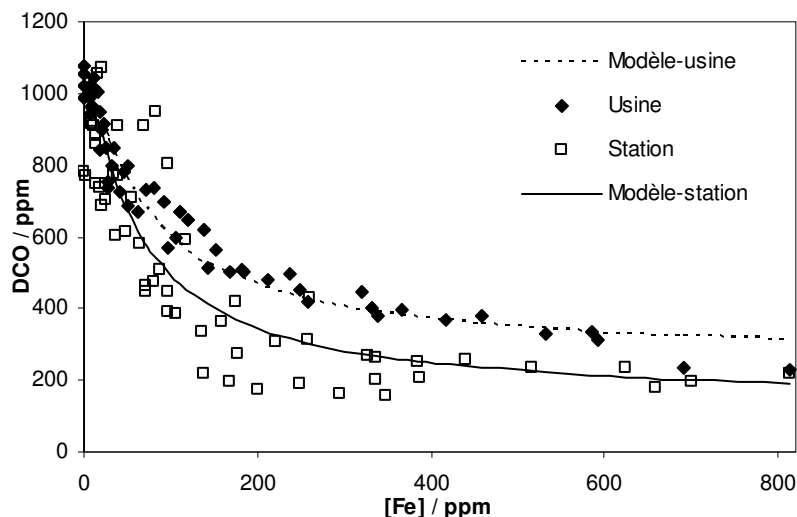


Figure IV-19 : Evolution de la DCO globale des deux effluents traités avec les électrodes de fer.

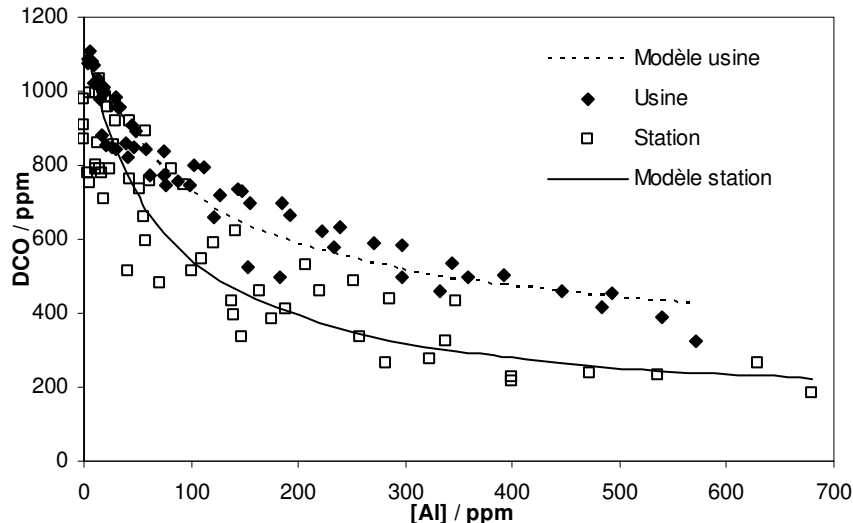


Figure IV-20 : Evolution de la DCO globale des deux effluents traités avec les électrodes d'aluminium.

On observe que les valeurs théoriques et expérimentales de DCO de l'effluent station sont inférieures à celles de l'effluent usine. On retrouve aussi que les électrodes de fer sont plus efficaces que les électrodes d'aluminium de par la valeur globale de DCO plus faible au bout du traitement.

4. Modèle global de la turbidité, de la DCO et de l'absorbance

Afin de vérifier si le modèle établi pour représenter l'évolution de la DCO s'applique aux autres indicateurs de pollution de l'effluent, les valeurs ont été normées en utilisant la relation (IV-27) ou X peut être l'absorbance, la turbidité et le Carbone Organique Total. Cette relation est une généralisation de la relation IV-26 pour n'importe quel indicateur de pollution X.

$$\bar{X} = \frac{X - X_{\text{inf}}}{X_0 - X_{\text{inf}}} \quad (\text{IV-27})$$

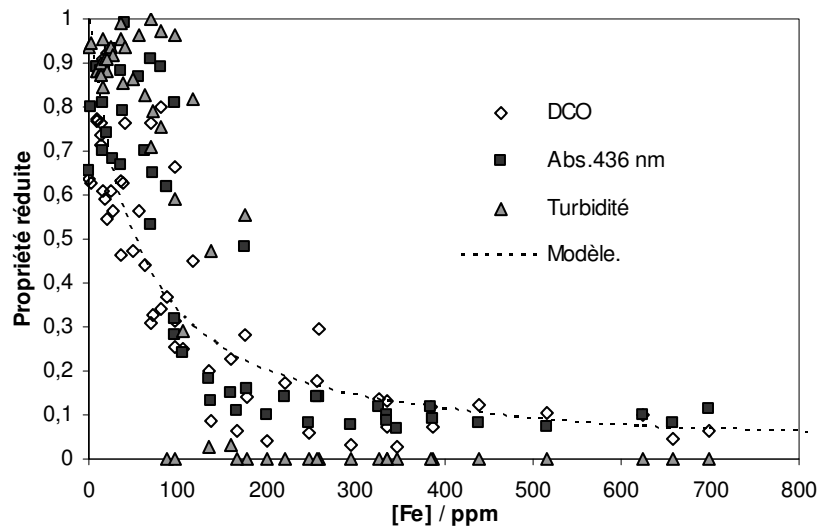


Figure IV-21 : Valeurs normées de l'absorbance, de la DCO, de la turbidité de l'effluent station traité avec les électrodes de fer

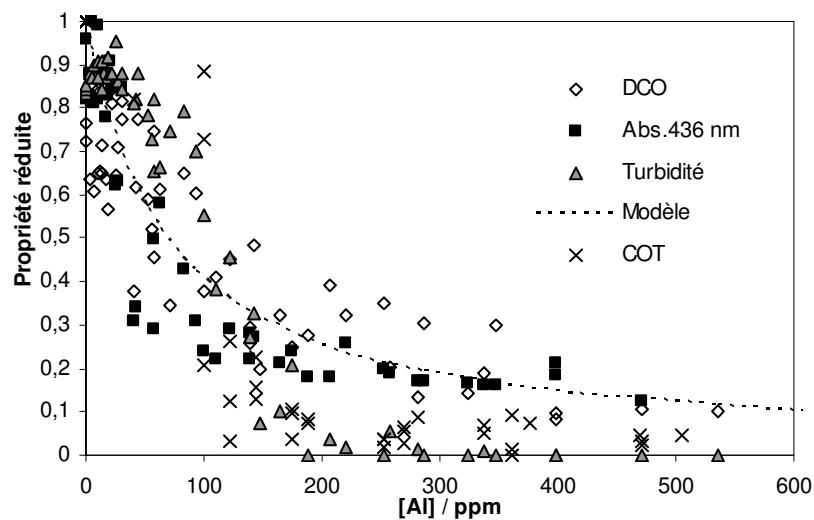


Figure IV-22 : Valeurs normées de l'absorbance, de la DCO, de la turbidité et du COT de l'effluent station traité avec les électrodes d'aluminium

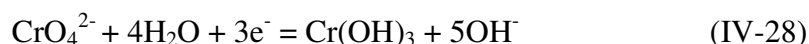
L'analyse des figures IV-21 et IV-22 montre que l'absorbance qui caractérise la couleur de l'effluent et la DCO évoluent de la même façon avec une décroissance progressive au fur et à mesure de la dissolution du fer ou de l'aluminium. A l'inverse, le COT et la turbidité décroissent très brutalement après un léger temps de latence (Figure IV-22). Le modèle proposé ne s'applique plus du tout pour ces deux polluants. Ces résultats sont très surprenants car beaucoup d'auteurs considèrent que la DCO et le COT sont liés entre eux et que leurs comportements sont similaires. Cette observation avait cependant déjà été faite par Khemis (2005). On montre clairement ici que l'électrocoagulation est un procédé efficace pour traiter simultanément différents indicateurs de pollution, mais que plusieurs propriétés doivent être considérées pour suivre de façon sûre l'évolution de la pollution.

5. Modèle de l'élimination des métaux lourds

Nous avons vu dans la partie « Résultats » que le chrome total était traité avec les électrodes d'aluminium et de fer de manière différente. Les électrodes de fer permettent une élimination totale du chrome alors que le traitement aux électrodes d'aluminium semble nécessiter un temps plus long pour parvenir à l'élimination du chrome.

Il a été affirmé que le fer permettait d'éliminer le chrome par deux effets cumulatifs, l'effet réducteur direct du fer divalent et l'influence de l'hydroxyde de fer III (Heidmann *et al.* 2007 ; Mukhopadhyay *et al.* 2007). En contrepartie la présence de chrome affecte l'abattement de la DCO avec le fer alors qu'elle n'influe pas sur l'abattement de la pollution organique avec des électrodes en aluminium. La modélisation de ces phénomènes est complexe et même si des travaux récents ont donné des pistes d'explications (Zongo *et al.* 2009a), ils ne permettent pas d'expliquer de façon indiscutable les comportements observés. Quoiqu'il en soit, les résultats présentés montrent que l'électrocoagulation permet un abattement simultané des métaux lourds et de la pollution organique, ce qui en fait une méthode de traitement particulièrement bien adaptée aux effluents de tannerie.

La réduction de la concentration du Cr (VI) observée au cours du traitement à courant constant, s'explique par la réduction électrochimique d'après la stœchiométrie :



Les conclusions diffèrent néanmoins selon les auteurs et nous avons voulu comprendre le mécanisme d'élimination du Chrome (VI) par électrocoagulation selon le matériau d'électrode utilisé. Nous allons comparer les valeurs théoriques obtenues à partir d'équation(s) établie(s) sur la base d'hypothèse(s) et les valeurs expérimentales. Quatre modèles sont proposés sur la base d'hypothèses différentes:

1. Le traitement du chrome (VI) résulte de sa réduction directe aux électrodes à la densité de courant limite.
2. Le traitement du chrome (VI) se produit également par une réduction indirecte du Chrome (VI) par l'électrolyse de l'eau en plus de sa réduction cathodique.
3. Le traitement du chrome (VI) est dû à sa réduction électrochimique directe et à sa réduction chimique instantanée par le fer (II) électrogénéré.
4. Le traitement du chrome (VI) est effectué par sa réduction par le fer (II), de cinétique finie, en plus de sa réduction électrochimique directe et en tenant compte de l'oxydation du fer (II) par l'oxygène dissous.

5.1. Modèle n°1 : Le traitement du Cr (VI) se base sur sa réduction directe aux électrodes aux densités de courant limite.

L'expression de la densité de courant limite s'écrit:

$$i_L = n_e F k_m C_{Cr(VI)} \quad (IV-29)$$

avec n_e , le nombre d'électrons impliqués dans la réaction, F la constante de Faraday, k_m le coefficient de transfert de matière, et $C_{Cr(VI)}$ la concentration en ions chromates en mol.m^{-3} .

En plus de la réduction cathodique du Chrome VI, de l'hydrogène est produit à la cathode. Le gaz modifie la concentration en électrolyte de l'effluent et réduit la surface de travail des électrodes et le taux de transfert de matière dépend de cette convection forcée de l'effluent et de l'hydrogène produit.

Le coefficient de transfert de matière k_m dépend du débit d'hydrogène produit dans l'effluent qui est fortement lié à la densité de courant. k_m a été estimé comme compris entre $1,12 \cdot 10^{-5}$ et $2,23 \cdot 10^{-5} \text{ m.s}^{-1}$ pour les densités de courant variant de 50 à 200 A.m^{-2} (Wendt *et al.* 1999 ; Handbook of Chemistry and Physics, 1986-1987) (la détermination de k_m et du courant limite est réportée en annexe 1).

La concentration initiale en Cr (VI) de l'effluent est initialement d'environ 200 ppm, soit $3,85 \text{ mol.m}^{-3}$, et la densité de courant limite égale à 12,5 à 25 A.m^{-2} pour des densités de courant appliquées variant de 50 à 200 A.m^{-2} respectivement. La concentration en Cr VI dans l'effluent diminue au cours du traitement et la densité de courant limite diminue également. Dans tous les cas, la densité de courant limite est toujours très inférieure à la densité de courant appliquée. On peut supposer à ce niveau que la réduction directe du Cr VI a lieu à la densité de courant limite.

Le bilan de matière en Cr (VI) dans le procédé discontinu en électrocoagulation s'écrit :

$$V \frac{dC_{Cr(VI)}}{dt} = -\frac{i_L \cdot A}{n_e F} = -k_m A C_{Cr(VI)} \quad (IV-30)$$

où V désigne le volume de l'effluent à traiter.

En intégrant l'équation III-30, on obtient :

$$C_{Cr(VI)} = C_{Cr(VI),t=0} \exp\left(-\frac{k_m A}{V} t\right) \quad (IV-31)$$

En appliquant cette équation (IV-31) au traitement du chrome, on obtient les figures de prédiction suivantes (figures IV-23 et IV-24) en fonction du temps de traitement et pour les électrodes de fer et d'aluminium.

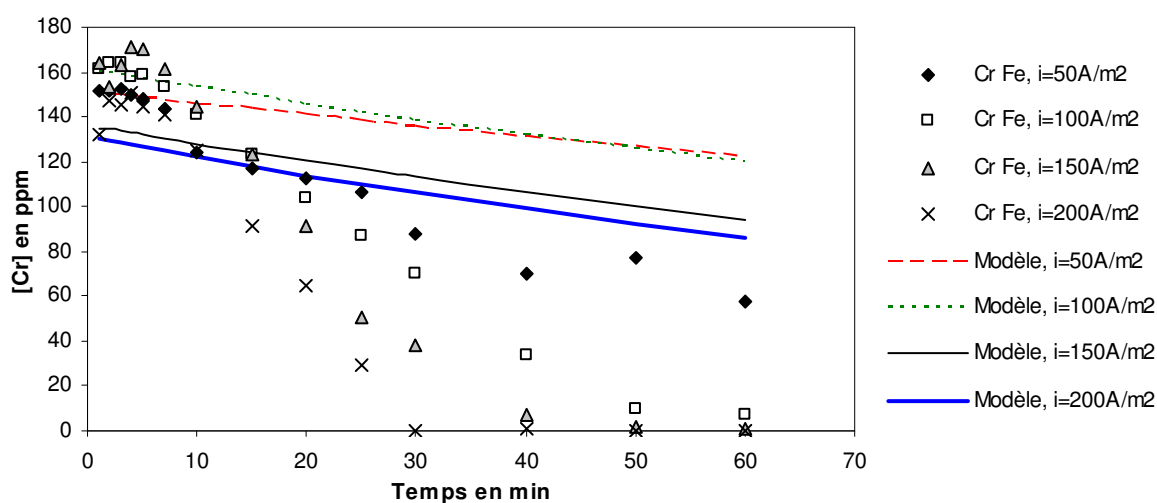


Figure IV-23 : Variation de [Cr] en fonction du temps et comparaison des résultats expérimentaux et théoriques en supposant que le Cr VI est réduit à la cathode à la densité de courant limite lors du traitement avec les électrodes en fer.

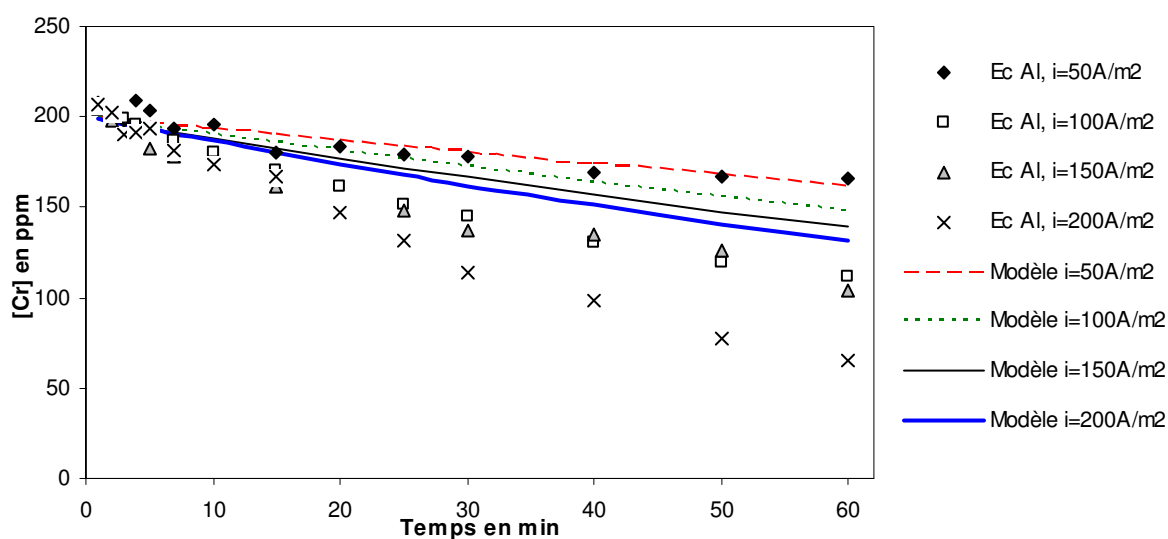


Figure IV-24: Variation de [Cr] en fonction du temps et comparaison des résultats expérimentaux et théoriques en supposant que le Cr VI est réduit à la cathode à la densité de courant limite lors du traitement avec les électrodes en aluminium.

Nous constatons que la réduction directe du Cr VI à la densité de courant limite ne suffit pas à expliquer l'allure de la courbe expérimentale pour les deux matériaux d'électrodes (figure IV-23 et IV-24). Les valeurs expérimentales sont inférieures aux valeurs théoriques. L'écart entre le modèle et l'expérimental est beaucoup plus important avec le fer qu'avec l'aluminium.

La figure IV-24 montre que, même avec l'aluminium, les valeurs expérimentales sont plus faibles que les valeurs théoriques sauf pour l'allure de la courbe à 50A.m⁻² où les valeurs prédictives et les valeurs expérimentales semblent égales.

En dépit d'un certain accord observé dans le cas de l'aluminium, l'évolution générale montre que l'abattement du Cr VI n'est pas seulement dû à sa réduction électrochimique à la surface de la cathode.

5.2. Modèle n°2 : Le traitement est basé également sur une réduction indirecte du Cr(VI) par l'électrolyse de l'eau en plus de la réduction cathodique.

En plus de la réduction cathodique, on peut imaginer l'existence d'une réduction indirecte liée à l'électrolyse de l'eau dans le cas de l'aluminium en supposant que le courant circulant dans la cellule serve à cette transformation indirecte, cela conduirait à la loi suivante :

$$[Cr(VI)] = [Cr(VI)]_0 - \frac{A.i.t}{3F} \frac{M_{Cr}}{V} \quad (IV-32)$$

Cette relation IV-32 a aussi été appliquée au fer afin de voir l'évolution de la différence entre la courbe expérimentale et la courbe théorique.

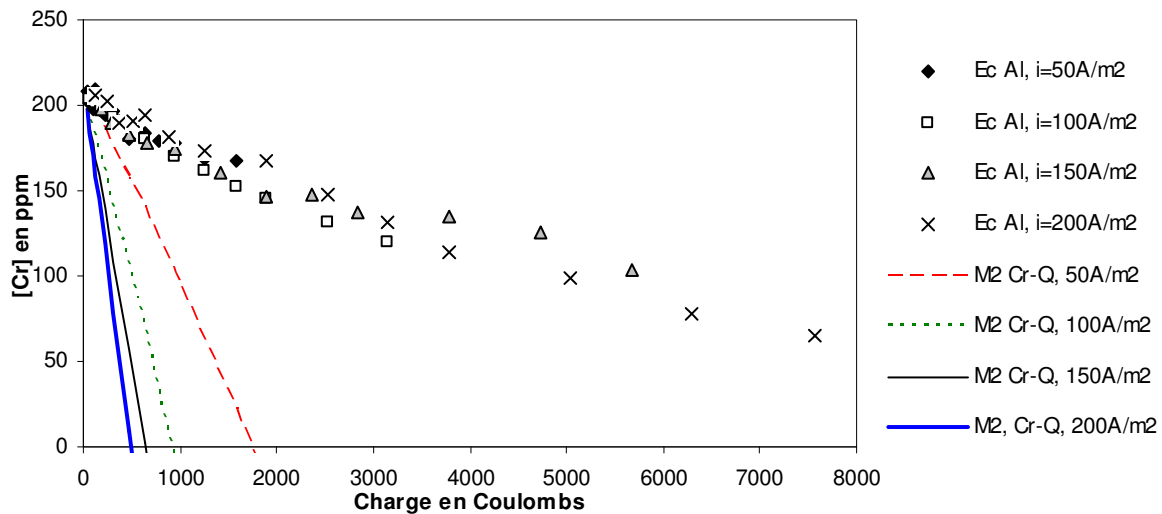


Figure IV-25: Variation de [Cr] en fonction de la charge : comparaison des données expérimentales avec la relation IV-32 en utilisant un rendement faradique de 100% lors du traitement avec les électrodes d'aluminium.

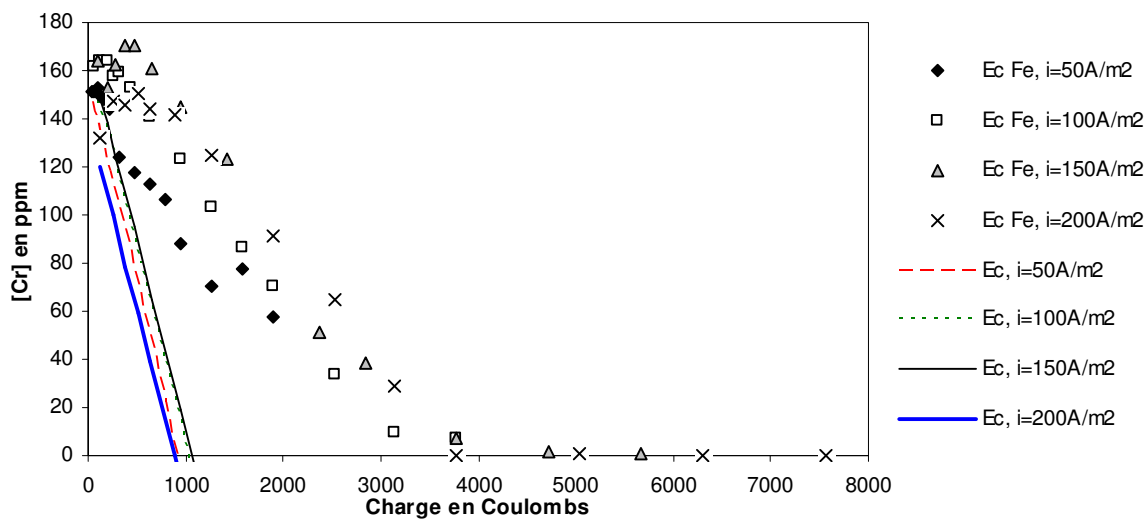


Figure IV-26: Variation de [Cr] en fonction de la charge : comparaison des données expérimentales avec la relation IV-32 en utilisant un rendement faradique de 100% lors du traitement avec les électrodes de fer.

La figure IV-25 montre l'évolution de la concentration expérimentale et théorique en chrome total en fonction de la charge lors du traitement avec les électrodes d'aluminium.

La figure IV-26 montre l'évolution de la concentration théorique et expérimentale en chrome total lors du traitement avec les électrodes de fer.

Il apparaît clairement que les valeurs théoriques obtenues par application de la relation IV-32 sont très inférieures aux valeurs expérimentales mais avec toujours une moins grande différence à 50A/m² quand les électrodes d'aluminium sont utilisées.

Les différences entre les valeurs expérimentales et théoriques sont très grandes et montrent que cette théorie ne permet pas d'interpréter l'évolution du chrome dans l'effluent.

5.3. Modèle n°3 : Le traitement du Cr (VI) est lié à sa réduction électrochimique directe et à sa réduction chimique instantanée par le fer (II) électrogénéré.

L'abattement du chrome hexavalent, avec les électrodes de fer, est lié à la réduction du chrome par l'action des ions Fe²⁺. La première tendance explicative de la prédiction de l'évolution du chrome (VI) est liée à la réaction instantanée entre le Cr (VI) et le Fe (II) pour former le Cr (III) et le Fe (III). Ceci entraîne une absence d'accumulation de Fe (II) dans l'effluent.

En tenant compte de ce qui précède, l'évolution du chrome (VI) peut se calculer sur la base de la formule suivante :

$$[Cr(VI)] = [Cr(VI)]_0 - \frac{[Fe]_{dissolved}}{3} \frac{M_{Cr}}{M_{Fe}} \quad (IV-33)$$

Cette relation IV-33 nous permet d'avoir la comparaison des concentrations expérimentales et théoriques en chrome (VI) (figure IV-27).

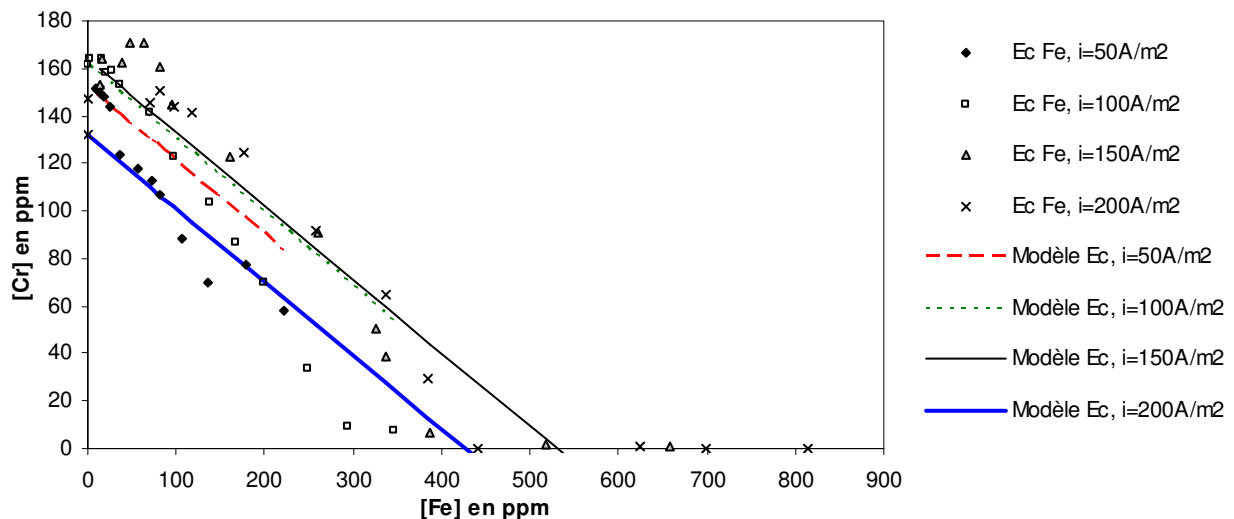


Figure IV-27: Variation du Chrome VI en fonction du fer dissous en tenant compte uniquement de la réaction instantanée entre le fer électrogénéré et le chrome.

La figure IV-27 montre l'évolution théorique et expérimentale du chrome en fonction de la concentration en fer dissous. Les valeurs théoriques de concentration en chrome (Relation IV-33) évoluent de façon linéaire en fonction du fer dissous. Cela entraîne une légère différence

avec les valeurs expérimentales mais pour ce cas, les valeurs semblent être groupées sur une plage. Cela n'empêche pas qu'on a majoritairement des valeurs théoriques inférieures aux valeurs expérimentales.

Les valeurs théoriques étant différentes des valeurs expérimentales, l'hypothèse selon laquelle le traitement du chrome est dû uniquement à sa réduction électrochimique directe et sa réduction chimique instantanée par le fer (II) électrogénéré n'est pas confirmée.

5.4. Modèle n°4 : Le traitement du Cr VI se base sur une cinétique finie de sa réduction par le fer (II) avec oxydation de Fe (II) par l'oxygène dissous et sa réduction directe

La cinétique de réduction de Cr (VI) par l'ion Fe^{2+} en présence d'air a été étudiée par Pettine *et al.* (1998) et récemment intégrée dans un modèle par Mukhopadhyay *et al.* (2007). Dans un système discontinu, abstraction faite de la réduction électrochimique directe, la cinétique de consommation de Cr (VI) est donnée par la loi :

$$\frac{d[Cr(VI)]}{dt} = -k_{Cr}[Cr(VI)][Fe(II)] \quad (IV-34)$$

Avec, dans le domaine de pH compris entre 5 et 8.7 :

$$\log(k_{Cr}) = 11.93 + 0.95 pH - \frac{4260}{T} - 1.06\sqrt{I} \quad (IV-35)$$

dans lequel T est la température en Kelvin et I est la force ionique du milieu en mole/L (M). Par ailleurs la cinétique d'oxydation de Fe^{2+} par l'oxygène de l'air est exprimée par la loi :

$$\frac{d[Fe(II)]}{dt} = -k_{O_2}[Fe(II)][O_2][OH^-]^2 \quad (IV-36)$$

Avec la loi suivante pour la constante d'oxydation des ions ferreux à l'oxygène :

$$\log(k_{O_2}) = 21.56 - \frac{1545}{T} - 0.47\sqrt{I} - \frac{646\sqrt{I}}{T} + 0.72I \quad (IV-37)$$

Ces éléments nous ont permis de modéliser l'élimination de Cr (VI) par électrocoagulation avec des électrodes de fer dans le dispositif continu à recirculation que nous avons utilisé. Le volume de la solution à traiter, V, est de 2 litres au début mais est réduit de 40 ml par chaque prélèvement, la surface active d'une des deux électrodes de la cellule (anode) est de 105 cm², la densité de courant est comprise entre 50 et 100 A m⁻² et le traitement est effectué pendant une heure. Le modèle, visant à représenter les variations expérimentales de Cr (VI) dans la solution, repose sur les hypothèses suivantes :

- La dissolution du fer est effectuée avec un rendement de 100%. Cette hypothèse est assez bien vérifiée par l'expérience comme nous l'avons vu précédemment. On néglige donc ainsi le dégagement anodique d'oxygène.
- La concentration en oxygène dissous est estimée en assimilant la solution à de l'eau pure à 25°C, en équilibre avec de l'air. La concentration $[O_2]$ a ainsi été prise égale à 0,25 mM.
- Le pH augmente régulièrement au cours du temps, suite à la formation d'hydroxyde de fer, au dégagement d'hydrogène et d'hydroxyle à la surface de la cathode. Plutôt que de calculer la variation du pH, ce qui pourrait être difficile compte tenu du pouvoir tampon des hydroxydes formés, nous avons considéré la variation linéaire du pH avec le temps : en accord avec la plupart des essais expérimentaux, le pH a été ajusté selon

des lois simples pour chaque densité de courant. Cette variation est utilisée dans l'expression de la constante k_{O_2} .

L'expression de la constante de vitesse k_{Cr} est supposée valable tout au long du traitement, même à des pH supérieurs à 8,7.

Le modèle est ainsi établi par les bilans en ion ferreux et chromate, comme suit :

$$\frac{d[Cr(VI)]}{dt} = -k_{Cr}[Cr(VI)][Fe(II)] \quad (IV-38)$$

$$\frac{d[Fe(II)]}{dt} = \frac{I}{2FV} - 3k_{Cr}[Cr(VI)][Fe(II)] - k_{O_2}[Fe(II)][O_2][OH^-]^2 \quad (IV-39)$$

Avec les conditions initiales suivantes :

$$t = 0, [Cr(VI)] = [Cr(VI)]_0 \sim 200 \text{ ppm soit } 3.85 \cdot 10^{-3} \text{ M environ et } [Fe(II)] = 0$$

Les relations IV-38 et IV-39 donnent un système d'équations dont la résolution peut être faite à l'aide d'une méthode numérique de type Runge Kutta. Dans les faits, nous avons utilisé une procédure semi explicite pour l'intégration faite pas à pas sous Excel: le profil de chrome hexavalent ne varie en fait que lentement, alors que celui de Fe (II) dans les premières secondes varie beaucoup. Pour chaque pas de temps, nous calculons la concentration en Fe (II) à partir des concentrations à $t-dt$, puis nous calculons la concentration en Cr (VI) à t en considérant une moyenne arithmétique des concentrations en Fe (II) à $t-dt$ et t ; avec des pas de temps très courts au début, puis plus longs.

Les premiers calculs ont été faits avec les concentrations en Cr total, en faisant l'hypothèse que ceci correspond au Cr (VI). Dans les faits, nous avons montré que 30% de Cr (VI) initial est réduit par le contenu réducteur de l'effluent de l'industrie textile.

La figure IV-28 montre un exemple de variation des concentrations de Fe(II), Cr(VI) et Fe(III), ce dernier étant calculé à partir du fer total dissous au cours de l'électrolyse, diminué de la quantité de fer (II) encore présent dans la solution. On note que la concentration en Fe(II) est très faible, mais que dans certaines conditions, on peut noter l'apparition d'un pic transitoire, quand le Cr(VI) disparaît de la solution.

La figure IV-29 illustre la variation de Cr(VI) au cours du temps en fonction de la densité de courant, avec pour comparaison avec les points expérimentaux lorsque l'on ne tient pas compte de la réduction électrochimique directe du chrome VI à la cathode en usant des relations IV-38 et IV-39.

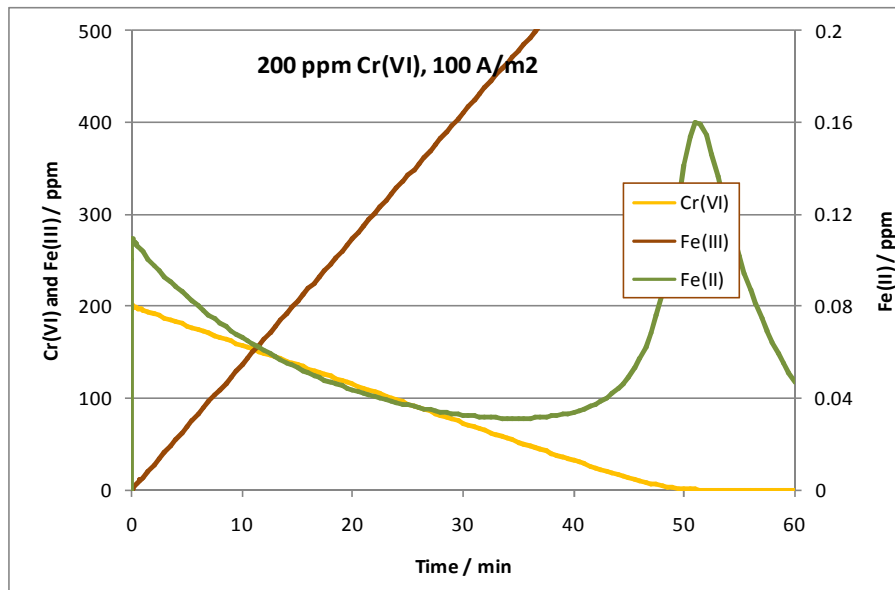


Figure IV-28 : Evolution théorique du chrome VI, du fer II et du fer III au cours du traitement

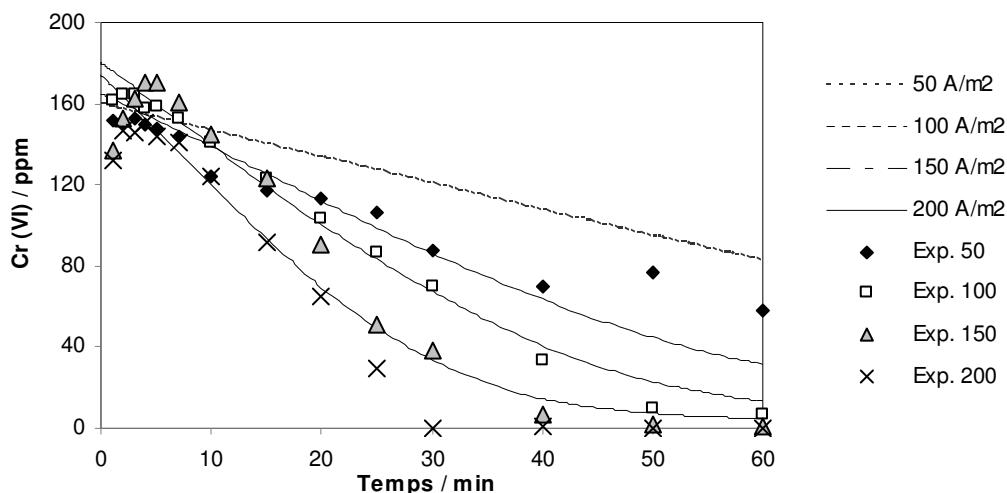


Figure IV-29 : Evolution de la concentration en chrome VI par oxydation chimique par le fer (II) en négligeant la réduction électrochimique directe du Cr (VI)

Les valeurs théoriques sont supérieures aux valeurs expérimentales, ce qui montre qu'il y a un autre phénomène entrant dans le traitement.

Un modèle beaucoup plus complet a été élaboré, en considérant, en plus de la réduction chimique du chrome (VI) par le fer (II) électrogénéré, de l'oxydation du fer II par l'oxygène avec des taux définis pour chacune des deux réactions, la réduction électrochimique de chrome VI à la surface du métal.

Les phénomènes physiques suivants ont été pris en compte :

- Le fer se dissout à l'anode avec un rendement faradique de 0,91 (cf. Chapitre III).
- La cinétique de réduction du chrome VI par le fer II électrogénéré et l'oxydation par l'oxygène de l'air du fer II suit les lois déterminées par Pettine *et al.* (1998):

$$r_{Cr(VI)} = k_{Cr} [Cr(VI)][Fe(II)]$$

$$k_{Cr} = 10^{(11.93+0.95 pH - 4260/T - 1.06\sqrt{I})} \quad (IV-40)$$

$$r_{O_2} = k_{O_2} [Fe(II)][O_2][OH^-]^2$$

$$k_{O_2} = 10^{(21.56-1545/T - 0.47\sqrt{I} - 646\sqrt{I}/T + 0.72I)} \quad (IV-41)$$

avec T la température en K et I la force ionique en mol.l⁻¹.

Les constantes k_{Cr} et k_{O₂} qui sont des valeurs expérimentales variant en fonction du pH.

- La concentration en oxygène dans l'effluent a été considérée égale à la solubilité de l'oxygène dans l'eau pure à 25°C en équilibre dans l'air à la pression atmosphérique. C_{O₂} a été pris égale à 0,27 mol m⁻³ dans tous les calculs
- La concentration en ions hydroxydes se calcule par une loi numérique qui lie la variation du pH en fonction du temps
- La réduction du Cr VI à la cathode dans le cas du fer se déroule à la densité de courant limite.

En tenant compte de toutes ces hypothèses, la loi d'équilibre de matière s'écrit :

$$\frac{d[Cr(VI)]}{dt} = -k_{Cr} [Cr(VI)][Fe(II)] - \frac{k_m A}{V} [Cr(VI)]$$

$$\frac{d[Fe(II)]}{dt} = \frac{A.i}{2FV} - 3k_{Cr} [Cr(VI)][Fe(II)] - k_{O_2} [Fe(II)][O_2][OH^-]^2 \quad (IV-42)$$

Le profil des concentrations des différents composés s'obtient par l'intégration des équations (IV-42) avec comme condition initiale la concentration initiale en Cr(VI) de l'effluent.

Dans la figure IV-30, on rappelle la variation théorique du chrome VI en supposant négligeable sa réduction électrochimique directe et en la comparant avec celle dont la variation tient compte de la réduction électrochimique directe. Les variations théoriques et expérimentales sont en excellent accord lorsque l'on prend en compte la réduction électrochimique directe du chrome (VI).

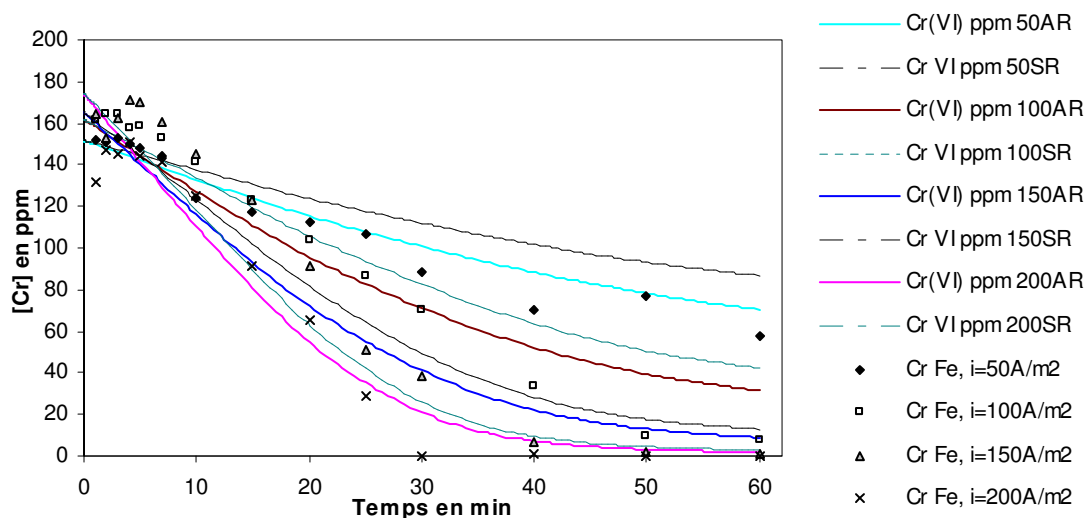


Figure IV-30 : Comparaison des deux variations théoriques en considérant la réduction du chrome VI par le fer II électrogénéré (AR) et en la négligeant (SR) comparées aux valeurs expérimentales

Les différents profils montrent que la réduction électrochimique directe contribue aussi au traitement du Cr VI comme l'avait aussi trouvé Barrera-Diaz *et al.* (2003).

La modélisation du traitement du chrome VI par des électrodes de fer exige ainsi la prise en compte de la réduction électrochimique du chrome (VI) à la cathode, de l'effet de l'oxydation du fer (II) formé par l'oxygène de l'air et produit électrochimiquement, et enfin de la réduction chimique du chrome (VI) par le fer II électrogénéré.

Conclusion sur la modélisation

La modélisation de l'abattement de la DCO permet d'avoir un modèle global pour chaque série de traitement à différentes densités de courant en faisant intervenir le rapport K/n de la constante de complexation métal-DCO (K) et du nombre n représentant la quantité massique de métal dissous par mg d' O_2 . Ces valeurs de K/n sont fonction de l'effluent et de la densité de courant. Cependant, il est possible d'obtenir une valeur moyenne de K/n qui représente globalement bien les résultats pour un effluent donné et toutes les densités de courant pour un même matériau d'électrode utilisé. En utilisant les valeurs normées des différents indicateurs de pollution, on parvient à avoir un modèle similaire pour la DCO et l'absorbance alors que le COT et la turbidité ne suivent pas la même loi.

Pour le cas des électrodes d'aluminium, nous ne sommes pas parvenus à avoir un modèle représentant l'évolution du chrome VI. Nous avons néanmoins observé qu'en considérant uniquement la réduction électrochimique directe du chrome à l'anode, pour la densité de $50A/m^2$, les valeurs théoriques arrivent à représenter les valeurs expérimentales (Voir figure IV-24). Sans arriver à expliquer vraiment l'évolution du chrome aux autres densités de courant plus élevées, nous pourrions penser que, dès les densités élevées, d'autres réactions inconnues s'impliquent à l'électrode rendant difficile l'interprétation.

Pour le cas des électrodes de fer, le modèle parvient à représenter les variations expérimentales. Ceci nous permet de conclure que le traitement du chrome se fait à travers les réactions simultanées suivantes:

- La réduction électrochimique directe du chrome VI en chrome III à la cathode,
- La réduction chimique finie du chrome VI par le fer II électrogénéré qui produit ainsi du fer III et du Cr (III) et
- L'oxydation du fer II électrogénéré par l'oxygène dissous dans l'effluent.

CHAPITRE V
ETUDE D'UN PROCEDE D'ELECTROCOAGULATION POUR
LE TRAITEMENT DES EFFLUENTS INDUSTRIELS DE
OUAGADOUGOU

Chapitre V : Application au cas du Burkina Faso

1. Introduction	145
2. Rappels des industries et estimation des flux de pollution du Burkina Faso	145
2.1. Rappel des secteurs polluants	145
2.1.1. L'agroalimentaire	147
2.1.1.1. L'abattoir frigorifique	147
2.1.1.2. La brasserie BRAKINA	148
2.1.1.3. Les huileries	149
2.1.1.4. L'industrie du cuir et de la peau : Tan Aliz.....	149
2.1.2. Les industries chimiques	150
2.1.3. Production d'électricité : La SONABEL	150
2.1.4. Les centres hospitaliers	151
2.1.5. Les centres commerciaux	152
2.1.6. Les grands hôtels	152
2.1.7. Les eaux usées domestiques	152
2.1.8. Les eaux usées agricoles	153
2.1.9. Les réalités de l'assainissement urbain à Ouagadougou	154
2.2. Les différentes étapes de l'étude	155
2.2.1. Identification des sites de prélèvement	155
2.2.2. Collecte d'informations auprès des industries	157
2.2.3. Echantillonnage	157
2.2.4. Traitement effectué au laboratoire	157
2.3. Résultats et discussions	159
2.3.1. Les effluents à traiter	159
2.3.2. Efficacité des stations de traitement	163
2.3.3. Résultats des traitements biologiques effectués au laboratoire	163
2.3.4. Conclusions sur les eaux usées pouvant être traitées par EC	164
3. Première approche d'analyse de l'implantation de l'EC au Burkina Faso	165
3.1. Conditions opératoires et dimensionnement	165
3.2. Consommation énergétique	169
3.3. Prédimensionnement des autres éléments	169
4. Impact espéré sur l'écosystème	169
Conclusion du chapitre sur l'applicabilité de l'EC aux effluents de Ouagadougou	170

1. Introduction

Dans ce chapitre, un bilan quantitatif et qualitatif des eaux usées de la ville de Ouagadougou a été effectué afin d'apprécier la possibilité d'un éventuel traitement d'électrocoagulation et son impact.

Pour ce faire, les entreprises industrielles de Ouagadougou ont été visitées et des enquêtes réalisées (voir fiche d'enquête en annexe 4) afin d'évaluer les quantités d'eau consommées et rejetées. Le bilan qualitatif a consisté en des mesures de DCO sur les effluents des entreprises par échantillonnages. Pour les entreprises ayant leur propre station de traitement, les prélèvements ont été effectués en amont et en aval de celle-ci.

Des tests de traitement aérobie et anaérobie ont été effectués sur les effluents prélevés afin de connaître les eaux usées pouvant être traitées par la méthode biologique. Les autres effluents ne pouvant se traiter par ces méthodes testées pourraient éventuellement être traités par la méthode physique ou l'électrocoagulation.

Il est quand même intéressant avant tous ces aspects spécifiques d'avoir une vue d'ensemble des entreprises polluantes de la ville de Ouagadougou et les caractéristiques de leurs rejets liquides.

Les généralités sur le Burkina Faso et la ville de Ouagadougou sont jointes en annexe 5.

2. Rappels des industries et estimation des flux de pollution du Burkina

2.1. Rappel des secteurs polluants

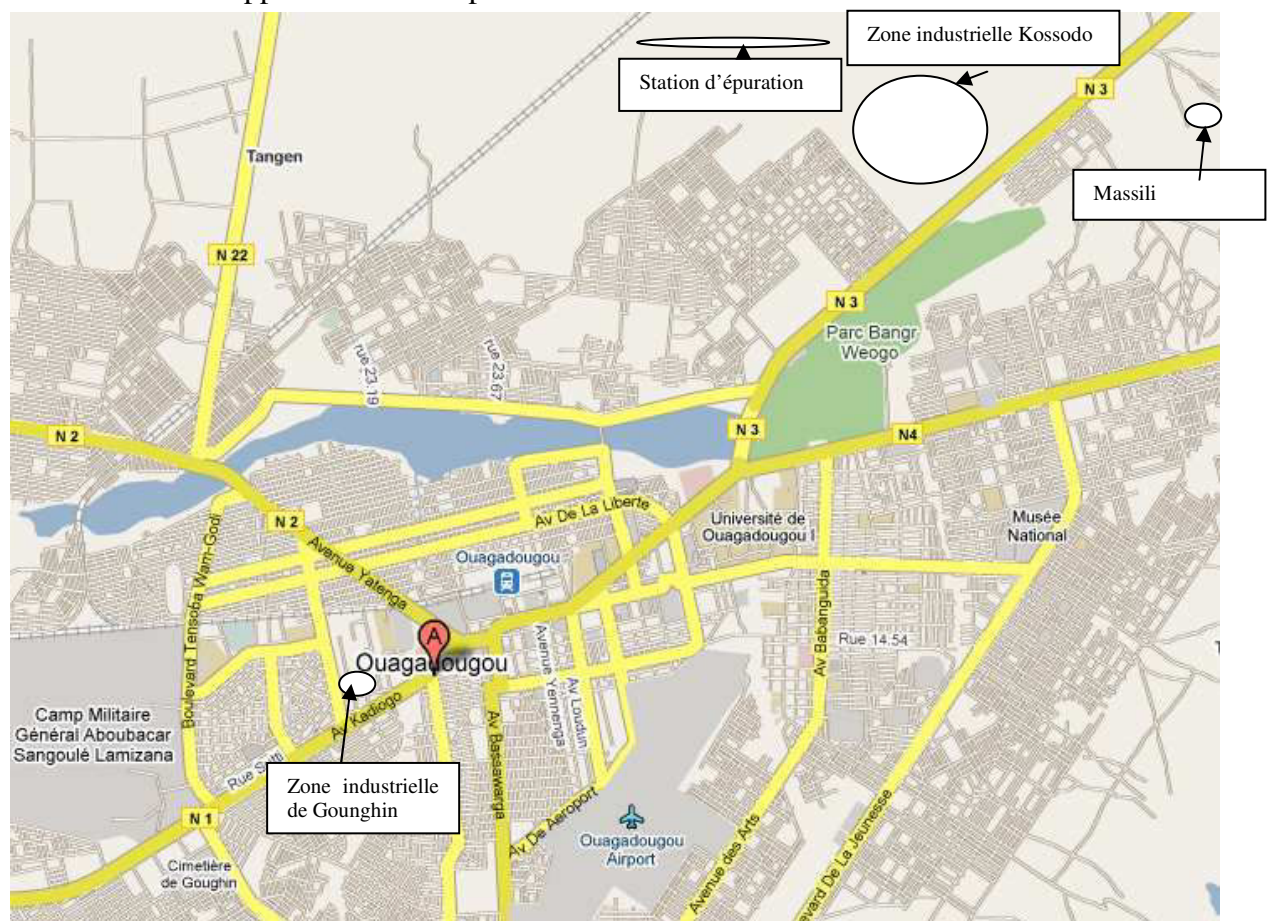


Figure V-1 : Plan de la ville de Ouagadougou

La figure V-1 montre le plan de Ouagadougou avec les deux zones industrielles, la station d'épuration des eaux usées de la ville et le lac Massili.

A Ouagadougou, les industries sont localisées principalement sur la zone industrielle de Gounghin et la zone industrielle de Kossodo. On dénombre 42 industries à Ouagadougou (Rapport sur l'industrie, 2003-2007), souvent des PME, et qui se regroupent en différentes filières :

- carrières et matériaux de construction
- céréales
- coton
- cuir et peaux
- fabrication et ouvrages en métaux
- fruits et légumes
- produits chimiques : engrais et produits phytosanitaires
- produits pharmaceutiques
- viande
- lait
- oléagineux
- polymères : caoutchouc et plastiques

Les industries génèrent des effluents liquides, gazeux et des déchets solides de composition chimique variée et pourraient présenter un danger selon le cas. Jusqu'à une période récente (2004), bon nombre d'industries rejetaient leurs effluents liquides dans :

- La nature : dans les rivières et les barrages.
- Des fosses sceptiques
- Des bassins de décantation
- Des stations d'épuration avant rejet dans les systèmes de drainage d'eaux pluviales

L'insuffisance de moyens et le manque de prise de conscience encouragés par un regard non formel des services en charge de l'environnement avaient incité de nombreux industriels à rejeter leurs eaux usées sans un traitement préalable ou sans un traitement rigoureux.

A partir de 2004, avec le Plan Stratégique d'Assainissement de la ville de Ouagadougou (PSAO), la gestion de la station de lagunage prévue pour toutes les eaux usées industrielles a été remise à l'Office National de l'Eau et de l'Assainissement (ONEA) et devrait recueillir toutes les eaux industrielles de Ouagadougou moyennant un traitement initial au niveau de chaque usine. Ce pré-traitement vise à rejeter des eaux usées pouvant être traitées biologiquement. Cela sous entend des eaux usées sans charges chimiques, sans métaux lourds et sans coloration importante. Ces critères ont eu pour conséquence le non-raccordement de certaines industries au réseau d'assainissement géré par l'ONEA.

La typologie des rejets découle de la typologie des industries. Elles peuvent être classées en :

- Industrie agroalimentaire
- Industrie textile
- Industrie du cuir
- Industrie chimique
- Industrie métallique ou métallurgique
- Industrie minière
- Les centres hospitaliers et les laboratoires
- Les centres de production d'énergie

2.1.1. L'agroalimentaire

L'activité agroalimentaire va du traitement direct de la récolte à la transformation d'un produit prétransformé en produits élaborés. La propreté de l'ensemble de l'unité est extrêmement importante, se traduisant par des nettoyages fréquents des sols et de la chaîne entière avec souvent des détergents et de la soude qui se retrouvent dans les effluents.

D'une façon générale, les effluents de l'agroalimentaire sont fortement chargés en matières organiques biodégradables, rendant le traitement par les procédés biologiques adapté et suffisant.

Les quantités de pollution générées par les industries agroalimentaires (IAA) présentent de grandes variations. La DCO peut varier de quelques milligrammes par litre à plus de 100g/L.

2.1.1.1. L'abattoir frigorifique

Les effluents des abattoirs dépendent en quantité et en qualité de la polyvalence de l'abattoir, du taux de récupération du sang, des activités connexes telles que triperie, boyauderie, stockage et salage des peaux, du mode de transport et de traitement des matières stercoraires, de la récupération du purin provenant de l'espace de stabulation des animaux, du recyclage des eaux de refroidissement du procédé et du type de réseau, unitaire ou séparatif.

A Ouagadougou, l'abattoir frigorifique se trouve dans la zone industrielle de Kossodo et est géré par la Société de Gestion de l'Abattoir Frigorifique de Ouagadougou (SOGEO-SA). Il a produit en 2008 près de 8000 tonnes de viandes constituées essentiellement de bovins, d'ovins et de caprins et exceptionnellement de dromadaires et de chevaux.

La quantité d'eau consommée annuellement est de 76 000 m³, et est utilisée principalement pour le nettoyage des carcasses, des boyaux et abâts et l'entretien des locaux et du matériel.

L'effluent, de couleur rougeâtre, est chargé en matières organiques. L'eau utilisée dans l'abattage est totalement rejetée après prétraitement.

Les caractéristiques des eaux de l'abattoir sont rassemblées dans le tableau suivant :

Tableau V-1 : Caractéristiques des eaux usées de l'abattoir frigorifique de Ouagadougou (source : Traoré, 2003)

Paramètres	Mesures	Normes Faso	Unités
- pH	7	6.4-10.5	-
- Température	30	18-40	°C
- Conductivité	2.6	-	mS/cm
- Turbidité	293	-	NFU
- O2 dissous	0.14	-	mg/l
- TAC	65	-	mg/l
- Calcium	45.5	500	mg/l
- Magnésium	485	200	mg/l
- TH	57.5	-	mg/l
- Phosphate	15.6	-	mg/l
- Fer total	3.3	20	mg/l
- Chlorures	3637.2	600	mg/l
- Sulfates	50	600	mg/l
- Nitrates	8.8	50	mg/l
- Nitrites	3.18	1	mg/l
- DBO5	1700	50	mg/l
- DCO	1824.3	150	mg/l
- COT	1092	65	mg/l

La DCO est comprise entre 2000 et 4500 mg d'O₂/L selon les types d'abattoir (Moletta, 2002). La société dispose de sa propre station de traitement par lagunage à trois bassins successifs. Après ce prétraitement, ces eaux rejoignent le réseau collectif géré par l'ONEA.

2.1.1.2. La brasserie BRAKINA

La brasserie est constituée de plusieurs opérations unitaires dont éventuellement le maltage, le broyage et l'extraction, la fermentation, la filtration, l'embouteillage et la stérilisation.

Les polluants contenus dans les rejets liquides proviennent de la soude du nettoyage, de la levure, du kieselgur, des dérivés chlorés, etc.

Avec un volume d'eau consommé de 540 000 m³/an, une quantité totale de boisson et de bière produite de près d'un million d'hectolitres par an et un volume d'effluent rejeté de 400 000 m³/an, la BRAKINA veut optimiser sa consommation et la gestion de ses rejets. C'est pourquoi une station de traitement est construite afin de prétraiter les rejets liquides avant intégration dans le réseau collectif de traitement.

La BRAKINA Ouaga est une société située dans la zone industrielle de Ouagadougou qui produit la bière, les boissons gazeuses et de l'eau minérale.

L'eau est utilisée pour la production de la bière, le lavage des cuves, des appareils et des sols, le refroidissement et le nettoyage des bouteilles. Les eaux de préparation de boissons gazeuses et de bière doivent répondre aux critères d'eau potable.

La BRAKINA à elle seule produit plus des 2/3 des eaux usées des trois industries qui rejettent le plus d'eaux usées à Ouagadougou dont les deux autres sont Tan Aliz et l'abattoir.

Le tableau V-2 donne les caractéristiques des eaux usées de la BRAKINA.

Tableau V-2 : Caractéristiques des eaux usées de la BRAKINA (source : Traoré, 2003)

Paramètres	Mesures	Normes Faso	Unités
- pH	11.4	6.4-10.5	-
- Température	41.2	18-40°C	°C
- Conductivité	11.1	-	mS/cm
- Turbidité	80.5	-	NFU
- O2 dissous	0.14	-	mg/l
- TAC	32	-	mg/l
- Calcium	28.9	500	mg/l
- Magnésium	1.9	200	mg/l
- TH	8°F	-	mg/l
- Phosphates	2.84	-	mg/l
- Fer total	1.1	20	mg/l
- Chlorures	71	600	mg/l
- Sulfates	90	600	mg/l
- Nitrates	8.8	50	mg/l
- Nitrites	0.14	1	mg/l
- DBO5	1200	50	mg/l
- DCO	1798	150	mg/l
- NTK	9.2	-	mg/l
- COT	352	65	mg/l

2.1.1.3. Les huileries

Au Burkina Faso, l'huile alimentaire locale provient des graines de coton, de l'arachide, du sésame, des amandes de karité etc. La production industrielle ou semi industrielle procède surtout par trituration de la graine de coton ou de l'amande de karité. La majorité des huileries se trouvent à Bobo, proche des champs de coton. Sur les dix huit unités de production d'huile alimentaire (Rapport sur l'industrie 2003-2007), deux se trouvent à Ouagadougou et seize à Bobo et environs.

A Ouagadougou, une des plus importantes huileries est la Société GENOL qui produit 4000 litres d'huile par jour. Il faut noter que ces chiffres sont valables seulement pour les périodes d'activité, et l'usine, le plus souvent, travaille en alternance suivant la disponibilité des graines de coton et des amandes de karité.

L'un des sous-produits est le tourteau très prisé par les éleveurs comme aliment de bétail. Les huileries déversent des effluents liquides divers dans les canalisations. Ces rejets liquides sont surtout les pâtes de neutralisation riches en soude, les eaux de lavage du matériel et les eaux glycérolineuses.

La Société GENOL produit 2,8 m³/j d'effluent liquide sur sa période d'activité qui peut atteindre sept mois dans l'année. L'huilerie est associée à une savonnerie qui utilise les pâtes de neutralisation et certains résidus pour fabriquer le savon.

L'eau est utilisée pour le lavage de l'huile, le nettoyage du sol et de certains matériels, et pour l'usage domestique des ouvriers.

GENOL procède à un traitement de neutralisation à la soude de ses eaux avant qu'elles ne rejoignent le canal collecteur de la zone industrielle.

2.1.1.4. L'industrie du cuir et de la peau : Tan Aliz

Ces ateliers comportent un prétraitement commun des peaux par trempage, pelanage, dans un bain de chaux additionné de sulfure et rinçage. Après ces premières étapes, les peaux passent au tannage aux tannins végétaux naturels ou au sels de chrome ou dans les mégisseries à partir de saumure de NaCl et d'alun.

Tan Aliz est une société anonyme à capitaux privés. Elle a pour vocation de tanner les peaux (chèvres, moutons et bœufs) et jusqu'alors le procédé s'arrête au wet blue, qui est comme son nom l'indique, du cuir encore humide teint en bleu et s'exporte tel quel. L'usine se trouve à Kossodo et a une capacité installée de 25000 peaux par jour mais travaille à 17500 peaux par jour.

La tannerie consomme plus de 300 m³/jour d'eau et rejette près de 250 m³/jour d'effluent six jours sur sept. L'eau est utilisée dans la trempe, pelain et tannage. Ces eaux usées riches en chrome et en sulfures sont fortement alcalines et sont sources d'odeurs pour le voisinage.

Tableau V-3 : Caractéristiques des eaux usées de Tan Aliz (source : Traoré, 2003)

Paramètres	Mesures	Normes Faso	Unités
pH	9.4	6.4-10.5	-
Température	29.5	18-40°C	°C
Conductivité	28.2	-	mS/cm
Turbidité	359.8	-	NFU
O2 dissous	0.11	-	mg/l
TAC	64.8	-	°F
Calcium	230.5	500	mg/l
Magnésium	20	200	mg/l
TH	250.5	-	mg/l
Phosphate	5.71	-	mg/l
Fer total	Trace	20	mg/l
Chrome	185	0.5	ppm
Chlorures	16830	600	mg/l
Sulfates	750	600	mg/l
Nitrates	85.8	50	mg/l
Nitrites	3.86	1	mg/l
DBO5	1300	50	mg/l
DCO	2656.8	150	mg/l
NTK	83.4	-	mg/l
COT	2700.50	65	mg/l

La pression face aux différentes nuisances créées par cette société l'a amenée à opérer un investissement d'environ 150 000 000 F CFA (soit environ 225 kEuros) pour construire une station de traitement. De nos jours, malgré ce prétraitement, l'eau n'est pas admise dans le réseau de traitement collectif car elle ne répond pas aux normes de rejet. L'eau est paradoxalement rejetée dans la nature dans le lac Massili où on constate de nombreux dommages sur la flore et la faune aquatique visiblement par le décès des poissons transportés au bord par les eaux.

2.1.2. Les industries chimiques

Les industries chimiques regroupent les industries de peinture, de batteries, la papeterie, les produits chimiques, les colorants, du chlore et l'industrie pharmaceutique. A Ouagadougou, ces industries sont les suivantes :

- Usine de peinture Hage Industrie,
- Burkina Moto (ex SAB) pour la fabrication des accumulateurs,
- Latex Foam et Technimétal pour la production de matelas mousse,
- INA et SIB pour la production de savon de lessive,
- Faso Mougou (SIBEA) pour la fabrication d'épices
- SAB pour les accumulateurs

A part Faso Mougou qui a un effluent trop concentré au point que nous l'assimulons à une industrie chimique et la SAB, le reste des industries citées ne rejettent pas d'effluents en quantité notable.

2.1.3. Production d'électricité : La SONABEL

La pollution des eaux usées provient des purges des groupes électrogènes, du lavage des pièces mécaniques et des eaux de ruissellement. Ces eaux se retrouvent dans le canal Kadiogo

derrière la SONABEL du quartier Paspanga. D'autres eaux usées se retrouvent déversées le long des rails à Ouagadougou et ces eaux proviennent de la centrale de Gounghin.

Les analyses de ces eaux ont donné en moyenne les résultats suivants :

Tableau V-4: Caractéristiques des eaux usées de la SONABEL (source : Traoré, 2003)

Paramètres	Mesures	Normes Faso	Unités
Turbidité	23.6	-	NFU
Conductivité	527	-	µS/cm
Chlore libre	0.10	0.05	mg/l
Température	38.3	18-40	°C
pH	8	6.4-10.5	-
TA	0	-	meq/l
TAC	1.8	-	meq/l
Sodium	0	300	mg/l
Potassium	1.3	50	mg/l
Fluorures	0.3	10	mg/l
TH	1.7	-	mg/l
Ca ²⁺	47.6	500	mg/l
Mg ²⁺	13.2	200	mg/l
Fer total	0.07	20	mg/l
Sulfates	-	600	mg/l
Chlorures	62.3	600	mg/l
Orthophosphates	0.02	5	mg/l
Nitrites	-	50	mg/l
Nitrates	-	1	mg/l
Résidus secs	-	20	mg/l
COT	7.2	65	mg/l
Ammoniac et ammonium	-	1	mg/l
Plomb	14	0.5	µg/l
Cadmium	-	0.1	mg/l
Chrome	< 1	0.1	mg/l
Cuivre	0.07	1	mg/l
Nickel	< 2	2	mg/l
Zinc	0.3	5	mg/l
Aluminium	-	10	mg/l

Les rejets de la centrale sont estimés à 2000 m³/an et la pollution est composée essentiellement d'huile, d'eaux et des sédiments. Les huiles, principale pollution, proviennent des huiles de vidange et du DDO fuel (Distillate Diesel Oil).

2.1.4. Les centres hospitaliers

L'hôpital Yalgado Ouédraogo et l'hôpital pédiatrique sont les deux plus importantes formations sanitaires sur les 206 établissements que compte la ville de Ouagadougou. Les effluents de l'hôpital proviennent des résidus alimentaires, du nettoyage des salles de soins, des laboratoires et du matériel de soin. La DBO₅ a été évaluée à 100mg/L et la DCO de 1064 mg O₂/L.

Ces eaux sont rejetées dans la nature sans traitement préalable et sont récupérées à la sortie de l'hôpital par des maraîchers et des horticulteurs. La part non récupérée rejoint les eaux usées de la centrale Ouaga I et les boues de la station de traitement de l'ONEA.

Le tableau suivant donne les caractéristiques physico-chimiques des eaux usées de l'hôpital Yalgado Ouédraogo.

Tableau V-5 : Caractéristiques des eaux usées de l'hôpital Yalgado Ouédraogo (source : Traoré, 2003)

Paramètres	Mesures	Normes Faso	Unités
- pH	7.3	6.4-10.5	-
- Température	27.2	18-40°C	°C
- Conductivité	786	-	mS/cm
- Turbidité	119.7	-	NFU
- O2 dissous	0.07	-	mg/l
- TAC	10.5	-	mg/l
- Calcium	9.6	500	mg/l
- Magnésium	1.5	200	mg/l
- TH	3	-	mg/l
- Phosphate	3.6	-	mg/l
- Fer total	2.6	20	mg/l
- Chlorures	74.6	600	mg/l
- Sulfates	30	600	mg/l
- Nitrates	1.1	50	mg/l
- Nitrites	0.36	1	mg/l
- DBO5	100	50mg/l	mg/l
- DCO	1063.8	150	mg/l
- NTK	-	-	mg/l
- COT	86	65	mg/l

2.1.5. Les centres commerciaux

La station d'épuration du grand marché fait partie des premières stations de la ville de Ouagadougou. Les eaux du grand marché étaient directement acheminées vers cette station et traitées avant d'être acheminées vers les points communs d'évacuation des eaux. Le nouveau dispositif du grand marché prévoit d'acheminer les eaux usées vers la station de traitement collective de l'ONEA.

2.1.6. Les grands hôtels

Les eaux des grands hôtels de Ouagadougou peuvent être considérées comme des eaux domestiques. Leurs caractéristiques ne sont donc pas différentes de celles des eaux domestiques de Ouagadougou.

2.1.7. Les eaux usées domestiques

Le volume des eaux usées domestiques représente plus ou moins 80% de la consommation journalière de chaque habitant à Ouagadougou.

Selon une approximation simple en fonction de la quantité d'eau consommée (21 675 084 m³ en 2006) dans la ville de Ouagadougou et une population estimée à 1 500 000 habitants en 2006, nous avons une quantité d'eau consommée par habitant et par jour d'environ 40 litres.

Les ménages produisent quotidiennement des rejets liquides composés des eaux de toilette, des eaux de vaisselle, des eaux de lessive et des excréta. Les excréta renferment les urines et les matières fécales.

Malgré les efforts fournis par le service d'hygiène de la mairie, les eaux domestiques et excréta ne sont pas toujours convenablement drainés par les systèmes adéquats de collecte et de stockage. On retrouve par endroit des fosses locales qui, une fois pleines, sont vidées manuellement et les eaux souvent déversées dans la rue.

En plus de ces eaux, il y a le lixiviat provenant des décharges de déchets solides mal gérés qui constituent aussi une source de pollution domestique.

A Ouagadougou, depuis 2004, un centre d'enfouissement technique a été construit, géré par la mairie et chargé de collecter tous les déchets solides. Un système de traitement des eaux usées a été réalisé afin de recueillir toutes les eaux industrielles et domestiques connectées au réseau et répondant à des critères minima de pollution.

Une enquête sur l'habitat et l'assainissement autonome a trouvé que les habitants utilisaient les modes d'évacuation suivants des eaux au niveau des ménages : dans la cour, dans la rue, les puits perdus ou puisards, les caniveaux et les latrines. La majorité des ménages jettent leurs eaux usées dans leur cour ou dans la rue. Pour ceux qui ont un caniveau devant leur porte ou derrière leur cour, celui-ci est utilisé pour les restes de nourritures et les eaux de vaisselle.

Les latrines aussi contribuent à polluer, selon les cas, les ressources en eaux souterraines. Les latrines traditionnelles souvent très profondes se construisent sans une étude préalable du sous sol telle que l'étude de la proximité de la nappe souterraine. Ceci a contribué à souiller les réserves souterraines. L'assainissement des excréta de la ville de Ouagadougou se répartissait comme suit en 1998 (EIER-ETSHER, 2002) :

- 79.2% de latrines ordinaires
- 8.6% de fosses septiques
- 6.7% de défécation dans la nature
- 3.3% de latrines ventilées
- 2.2% d'autres installations

Les eaux de ruissellement par les différents lessivages ont contribué à souiller nos réserves urbaines. Le déversement des boues de vidanges et excréta a contribué à accentuer cette pollution urbaine par les eaux de ruissellement. La seule ville de Ouagadougou rejetait près de 20700m³ de boues de vidange et excréta en 2000 provenant des latrines traditionnelles contre 9000m³/an pour 2005 (PSAO, 1993). La vidange mécanique par les camions déversent à elle seule plus de 639 m³ de boues par jour (EIER-ETSHER, 2002).

2.1.8. Les eaux usées agricoles

Les polluants des eaux usées agricoles sont essentiellement composés de pesticides.

En effet, les pesticides répandus sur les cultures peuvent atteindre les eaux superficielles par ruissellement pluvial ou par drainage. Le transfert des pesticides vers les eaux dépend des phénomènes biogéochimiques qui influencent leur rémanence et leur mobilité : dégradation, volatilisation, percolation, adsorption dans les sols.

La rémanence des produits appliqués dépend principalement de leur aptitude à la dégradation biologique et chimique. Les durées de persistance sont liées à la nature du pesticide.

Les organochlorés peuvent persister pendant des décennies. Les herbicides du groupe des atrazines et des urées substituées persistent de nombreux mois, tandis que les organophosphorés et les carbamates sont dégradés après quelques semaines. Les nitrates, les nitrites et les phosphates proviennent des engrais et peuvent durablement polluer les sols et les eaux.

2.1.9. Les réalités de l'assainissement urbain à Ouagadougou

A Ouagadougou le réseau des eaux usées existant est limité. Les réseaux d'assainissement se caractérisent par leur faible capacité par rapport aux besoins et des ouvrages insuffisamment entretenus provoquant des inondations en saison pluvieuse.

Pour ce qui pourrait être qualifié de réseau d'eaux usées de Ouagadougou, nous avons la raccordement de quelques hôtels de la ville, de l'abattoir frigorifique de Ouagadougou, de certaines habitations du centre ville, du CHU Yalgado Ouédraogo et de la société Brakina. Ces eaux usées sont drainées jusqu'au point de traitement situé au village Kossodo-Nabinso, qui dessert à l'aval toute la culture maraîchère et des briqueteries.

Le réseau était initialement prévu pour collecter, en plus de ceux cités, les eaux usées de la tannerie Tan Aliz et toutes les eaux usées du centre ville. Le réseau comporte un ensemble de linéaire d'environ 34 km pour les réseaux secondaires, un ensemble d'environ 3,6 km en conduite gravitaire et 5,4 km en conduite de refoulement pour le réseau primaire ainsi que trois stations de relevage. La station, à terme devrait s'étendre sur 20 ha. Elle est constituée de trois bassins anaérobies en tête de la station, de deux bassins facultatifs et de trois bassins de maturation fonctionnant en série.

La station a été mise en eau courant 2005 et sa première phase se base sur la collecte de 5100 m³/j d'effluents domestiques et industriels correspondant à 100 000 équivalent-habitants. Les effluents des industries représentent 60% du volume à traiter.

Le débit traité en 2005 était de 1436 m³/j représentant 27% de la capacité de cette première phase.

Les analyses d'eaux usées et traitées ont montré un rendement épuratoire de DCO de 95% (115mg/l à la sortie) et 85% en azote Kjeldahl.

Cette station dispose en outre d'un espace de séchage de boue de vidange d'une capacité de 30 m³/j, capacité insuffisante par rapport à la quantité de boue produite dans la capitale (DGRE, Mai 2006).

A Ouagadougou, les méthodes de traitement les plus rencontrées sont les procédés biologiques et les procédés physico-chimiques. De par le passé les méthodes de traitement des boues activées étaient utilisées à la station du centre ville de Ouagadougou, station en voie de fermeture au profit de la station de traitement de Kossodo.

Nous décrivons ces méthodes existantes à Ouagadougou :

- les techniques biologiques
- les techniques physico-chimiques.

Les techniques de traitement physico-chimiques sont très souvent réservées à l'eau potable. Comme autres méthodes physico-chimiques existantes, on peut citer l'utilisation du dioxyde de chlore, de l'ozonation et du sodium. Ces méthodes sont utilisées pour la production de l'eau potable à Ouagadougou et c'est essentiellement la coagulation-floculation chimique suivie de la chloration.

Les procédés biologiques sont le plus souvent utilisés pour le traitement secondaire des eaux résiduaires urbaines et industrielles comme la station d'épuration collective des eaux usées de Ouagadougou. Ils sont essentiellement utilisés pour l'élimination des composés carbonés présents sous forme soluble tels que les sucres, les graisses, les protéines, etc.... Ceux-ci sont nocifs pour l'environnement puisque leur dégradation implique la consommation de l'oxygène dissous dans l'eau et nécessaire à la survie des animaux aquatiques.

Les micro-organismes hétérotrophes impliqués, qui utilisent la matière organique comme source de carbone et d'énergie, ont une double action :

- Ils éliminent en partie la matière organique sous forme gazeuse lors de la minéralisation du carbone avec production de CO₂ dans les procédés aérobies et de biogaz (CO₂ + CH₄) dans les procédés anaérobies ;
- Cette matière organique est alors en partie transformée en particules solides constituées de micro-organismes issus de la multiplication bactérienne. Ces particules peuvent être facilement séparées de la phase liquide par des moyens physico-chimiques tels que la décantation par exemple.

Les procédés biologiques aérobies font appel aux micro-organismes naturellement présents dans le milieu naturel pour dégrader la charge polluante. Elles miment les propriétés d'épuration des sols (filtres plantés de roseaux, filtres à sable) ou des rivières (lagunage, boues activées). L'apport d'oxygène peut être naturel (le vent ou système de cascade) dans les petites installations de lagunage, ou artificiel (turbine ou diffusion de micro bulles) dans les stations d'épuration de type "boues activées".

Le lagunage est une technique rustique. Le facteur d'insolation et la simplicité de la technique ont considérablement contribué à un recours fréquent et efficace à cette technique surtout dans les latitudes sud. Il fait partie des techniques d'épuration des eaux usées par voie naturelle. Elle consiste en un lent écoulement de l'eau dans un bassin peu profond et étanche dans lequel prolifèrent des bactéries consommant de la matière organique. On distingue le lagunage non aéré qui est une technique anaérobie et le lagunage aéré qui appartient aux techniques aérobies.

Les durées de séjour peuvent varier de quelques jours à quelques semaines. La condition la plus importante, pour l'épuration des eaux résiduaires dans les lagunes, est que le contenu de ces dernières ne doit à aucun moment entrer en putréfaction. L'inconvénient des lagunes réside dans le fait qu'on doit disposer de volumes importants pour la réception des eaux résiduaires à épurer. L'avantage majeur est le coût relativement faible de cette technique.

- Le lagunage aéré est utilisé pour l'épuration biologique des substances organiques non décantées et non dissoutes contenues dans les eaux résiduaires pré-épurées mécaniquement dans des étangs de décantation ou par un autre procédé.

- Le lagunage non aéré est utilisé pour diminuer la teneur en substances organiques d'eaux résiduaires brutes ou clarifiées mécaniquement (décantation primaire).

2.2. Les différentes étapes de l'étude

Les différentes étapes de notre étude se résument aux points suivants :

- Identification des sites de prélèvement
- Collecte des informations à travers des fiches d'enquêtes
- Echantillonnage des eaux usées
- Analyse et traitement des eaux

La collecte des informations et les analyses ont permis de connaître les quantités des eaux rejetées et leurs caractéristiques.

2.2.1. *Identification des sites de prélèvement*

L'identification des principales structures productrices d'effluents a été possible grâce aux données du Rapport 2003-2007 sur l'industrie et aux investigations effectuées dans le cadre de cette étude.

Au total, nous avons pu recenser une trentaine d'unités susceptibles de produire des effluents, auprès desquelles nous avons mené des enquêtes.

Les unités potentiellement émettrices d'effluents que nous avons consultées et qui paraissent être polluantes sont les suivantes:

Tableau V-6 : Unités consultées

SOCIETE	ACTIVITE
Générale des Oléagineux (GENOL)	production d'huile de coton
Société Georges Salim Plastique (GS-PLAST)	production de chaises et bouilloires plastiques
Société Industrielle et Meunière de l'Afrique de l'Ouest (SIMAO)	production de farine de maïs et blé
Usine Ceramix-Hage Industries	production de carreaux émaillés
Société Burkina Moto ex-Société d'Accumulateurs du Burkina (SAB)	préparation d'acide sulfurique pour batteries
Société Industrielle Burkinabé d'Armes et de Minutions (SIBAM)	commercialisation d'armes à feu
Société de Tannerie Alizèta (Tan Aliz)	production du wet blue et de peaux traitées
Société Fadoul Technibois	menuiserie bois et métallique
Société LAFIPLAST	production de chaussures plastiques ;
les Brasseries du Faso (BRAFASO)	production de boissons gazeuses, jus, et eau minérale
Confiserie Biscuiterie du Faso (COBIFA)	production de chewing-gum et de bonbon pectoral
les Brasseries du Burkina (BRAKINA)	productions de bières et boissons gazeuses ;
Société Industrielle Burkinabé d'Épices et d'Aliments (SIBEA)	production de cubes jumbo
Usine Diamond Cement Burkina (DCB)	production de ciment
Usine Faso coton	égrenage de coton
Société de Gestion de l'Abattoir de Ouagadougou (SOGEO)	abattoir
Société Nationale d'électricité du Burkina (SONABEL)	production d'électricité
Société de plastiques du Faso (FASOPLAST)	production emballages plastiques
Société Jun Teng SARL	production de nattes plastiques
Société Férimex Tropico du Faso (FTF)	production de portes et divers
Société Hage Métal	tôles, fers à béton
Société Nana Industries	tôles, fers à béton
Société Industrielle de Transformation d'Acier du Burkina (SITAB)	tôles et fers à béton
Société industrielle de tubes d'acier (SITACI)	tôles et fer à béton
Société industrielle de montage de motos (SIMMO)	montage de motocycles
Hôtel I	hôtel
Hôtel II	hôtel
Hôtel III	hôtel
Hôtel IV	hôtel
Hôpital CHNUYO	centre de santé

2.2.2. Collecte d'informations auprès des industries

Au cours de cette étape, nous avons recueilli à partir d'une fiche d'enquête conçue à cet effet (cf. annexe 4) des informations d'ordre général sur les conditions de production des unités et des informations plus intéressantes sur les mécanismes de rejet des effluents.

D'autres informations telles que le produit fabriqué, l'effluent et le volume total d'eau consommée par l'usine ont également été collectées. Une visite de l'usine a permis de mieux comprendre le système de rejet des effluents et de vérifier les informations fournies sur les fiches.

Les personnes rencontrées, le plus souvent, étaient le directeur de l'usine, le chef d'exploitation, le chef de production ou alors un technicien expérimenté.

2.2.3. Echantillonnage

L'échantillonnage a été fait avec le maximum de précaution car il doit être représentatif des eaux rejetées afin de traduire au mieux les caractéristiques de l'effluent de l'usine. Les flacons tous neufs sont préalablement lavés au laboratoire, puis rincés par les eaux usées une fois sur le site d'échantillonnage avant le prélèvement.

Les flacons de prélèvement d'échantillons sont en polyéthylène. Pour une unité qui possède une station de traitement, un prélèvement est effectué en amont et un autre en aval de la station. Les échantillons sont ensuite fermés hermétiquement et amenés au laboratoire. Ils sont conservés à 4°C afin de limiter l'évolution des paramètres à mesurer.

L'opération est répétée 3 fois par unité et par échantillon dans un intervalle de 3 semaines. Un mélange des 3 échantillons permet d'avoir un échantillon moyen qui est soumis aux différentes analyses. Ces échantillons sont conservés à 4°C avant traitement.

2.2.4. Traitement effectué au laboratoire

L'objectif de l'étude est de déterminer la meilleure voie de traitement des effluents.

Dans le cas de notre expérimentation, nous avons opté pour un système simple constitué d'un réacteur de deux litres environ dans lequel chaque effluent est testé. Pour la digestion anaérobie, les échantillons prélevés sont mis dans le réacteur etensemencés à l'aide de la bouse de vache qui est un substrat très riche en micro-organismes pour les effluents provenant des usines. Ces réacteurs sont en fait de récipients étanches adaptés au contexte de l'étude. Un couvercle solidement attaché au récipient permet de faire l'étanchéité, empêchant ainsi le contact du liquide avec l'air du milieu ambiant, et permettant ainsi de réaliser l'anaérobiose. Un dispositif muni d'une vanne placé au dessus du couvercle permet l'échappement des gaz produits. Au cours du temps de séjour de l'effluent dans le réacteur, la vanne est ouverte tous les trois jours pour libérer les gaz formés.

Dispositifs de traitement



Figure V-2 : bocal de traitement anaérobie (au laboratoire de l'IRSAT).

Le traitement anaérobie a été effectué dans des bocaux comme celui de la figure V-2 et gardé dans un local thermostaté à température de 35°C. Cette température est idéale pour que la fermentation se fasse totalement dans l'effluent considéré et que tout composé fermentescible puisse être consommé.

En ce qui concerne le lagunage aérobie, le réacteur est un récipient un peu plus évasé sans couvercle pour créer une plus grande surface libre en vue de favoriser un meilleur contact de l'eau avec l'air qui contient de l'oxygène nécessaire au processus (Voir figure V-3).

Le temps de séjour moyen pour chaque échantillon est d'environ un mois



Figure V-3 : Bocaux de traitement aérobie (de 2 litres)

Les bœaux sont ouverts à l'air et pendant plus de trois semaines, les effluents qui s'y trouvent subissent un traitement aérobie.

2.3. Résultats et discussions

2.3.1. Les effluents à traiter

Nous avons consigné dans les tableaux les différents résultats et calculs effectués sur la base de nos enquêtes, nos expérimentations et nos analyses.

Les résultats de nos enquêtes dans les industries sont consignés dans le tableau V-7 :

Tableau V-7: Résultats des enquêtes

Entreprises	Produits	Volume eau utilisé	Quantité d'effluent	Nature
Tan Aliz	17500 peaux/j	300 m ³ /j	250m ³ /j	organique et chimique
BRAKINA	1 million d'hl/an de boissons	540 000 m ³ /an	400 000 m ³ /an	organique
Abattoir	8 000 T en 2008 de viande	76 000m ³ /an	76000m ³ /an	organique
Ets Rimon Rajjar	180 T/j de farine de blé	7.2 m ³ /j	-	-
FTF	Non fixé	0	-	-
Technimetal	Non fixé	0	-	-
Jun Teng	500 à 600 nattes	0	-	-
Hage Chimie	Peinture	30 m ³ /j	100 m ³ /mois	chimique
ONEA	820000 m ³ /mois	860000 m ³ /mois	40000m ³ /mois	boue
Hage métal	-	5,6 m ³ /an	5,6 m ³ /an	organique
Nana Industries	350 T de tôle et beton/mois	55-60 m ³ /mois	55-60 m ³ /mois	organique
SITAB	-	0	0	-
INA	20T/j de savon	Eau recyclée	0	-
Adam afrique	40T/mois de savon	-	-	-
COBIFA	5400 cartons/semaine	0,165 m ³ /semaine	8,58 m ³ /an	organique et chimique
Générale des oléagineux (GENOL)	4000 l/j d'huile	409 m ³ /mois	588 m ³ /an	organique et chimique
Hage ceramix	300000m ² /an de carreaux	18000 l/j	recyclé	minéral
SIMAO	3000T/an de farine de maïs, du riz et maïs	300 m ³ /mois	48 m ³ /an	organique

SAB Burkina moto	700 l tous les 15 jours	1600 l /mois	2,4 m ³ /an	chimique
SIBAM	-	-	-	-
Sté Fadoul Technibois	Bois et métallique	0	-	-
LAFI PLAST	Chaussures	67.30 m ³ /mois	Recyclé	-
BRAFASO	Boissons	Usine fermée		
GS PLAST	Chaises et bouilloires	20m ³ /mois	Recyclé	-
Hôtel I	Hôtellerie	1500 m ³ /mois	12000 m ³ /an	organique
Hôtel II	Hôtellerie	3500-4500 m ³ /mois	30000 – 36000 m ³ /an	organique
Hôtel III	Hôtellerie	2700-3000 m ³ /mois	21600-24000 m ³ /an	organique
Hôtel IV	Hôtellerie	500 m ³ /mois	4800 m ³ /an	organique
Fasoplast	Ustensiles en plastique		Recyclé	-
Faso coton	Egrenage	2 m ³ /j	0	-
Air liquide	Gaz	0	0	-
SONABEL	Electricité	-	2000 m ³ /an	huiles et fuel
SIBEA	Epices	250 m ³ /mois	24 m ³ /an	chimique

Les résultats des analyses de DCO des effluents sont consignés dans le tableau V-8:

Tableau V-8: Résultats des analyses DCO (en mg O₂/L) des différents établissements et résultats des traitements

Industries	DCO initiale		Traitement aérobie		Traitement anaérobie	
	avant station	après station	avant station	après station	avant station	après station
GENOL	8457	6583	8406	8483	4715	5414
BRAKINA	3154	1309	1991	401	1025	610
Hage chimie	1360	-	211	-	645	-
SIBEA	3818	-	3250	-	3700	-
SAB	961	-	86	-	373	-
COBIFA	3125	-	2420	-	1086	-
Hage ceramix	270	-	191	-	153	-
SIMAO	713	-	35	-	173	-
Tan Aliz	1201	1027	1200	728	1068	838
Nana Industries	7235	-	1340	-	1908	-
Hôtel III cuisine	1071	-	531	-	385	-
Hôtel III douche	135	-	55	-	53	-
Hôtel IV cuisine	3402	-	1421	-	861	-
Hôtel IV douche	2499	-	125	-	498	-
Hôtel II	3716	10	117	38	956	50
Hôtel I douche	7810	-	30	-	125	-
Hôtel I cuisine	1300	-	1089	-	506	-
ONEA	1455	-	150	-	112	-
Abattoir	2827	2405	467	-	209	-
Eaux usées domestiques	3716	-	23	-	65	-
Boues de vidanges et excréta	6000	-	2440	-	1934	-

NB : -Les résultats sont exprimés en mg d'O₂/l

-« - » correspond à l'absence des eaux usées correspondantes

L'absence des valeurs au niveau des traitements après station de l'abattoir est liée au fait que nous avons considéré le traitement des effluents avant la station.

Ces résultats expriment les DCO des différents échantillons prélevés au sein des entreprises de Ouagadougou.

Les eaux usées des industries, à partir de nos enquêtes sur le terrain, ont un volume estimé à 790 520 m³ par an soit environ 2200 m³/jour.

En tenant compte du rapport EIER-CREPA, 2002 sur « Etude pour la collecte et transport des boues de vidanges dans la ville de Ouagadougou », nous pouvons fixer la quantité de boues et excréta disponibles à 710 m³/j.

La capitale Ouagadougou avec ses habitants rejette au moins les 2/3 de sa consommation d'eau en eaux usées domestiques et cette consommation était estimée à 21 675 084 m³ en 2006 (Rapport technique d'exploitation ONEA, 2006) soit un volume d'eaux usées domestiques de 14 456 056 m³ pour cette même année soit environ 40 000 m³ d'eaux rejetés par jour. Ce chiffre est inférieur à la valeur de 66 300 m³/j rejetés comme eaux domestiques par la population de Ouagadougou (source : Assistance à la mise en place de l'exploitation du lagunage de la ville de Ouagadougou).

Sur la base des résultats d'abattement des différents effluents et des enquêtes sur la composition de certains effluents, les eaux usées industrielles peuvent être classées en :

- eaux chargées uniquement en matières organiques biodégradables,
- eaux usées chargées en minéraux et
- en eaux usées chimiques.

Les eaux usées organiquement chargées regroupent les eaux usées de l'agroalimentaire et on note que les grands polluants sont la BRAKINA, l'abattoir frigorifique de Ouagadougou, l'hôpital, les hôtels. Les eaux usées chargées en matières minérales sont celles de la tannerie Tan Aliz, les eaux usées chimiques sont celles de la SAB (fabrique de batteries), de métallurgie (Nana Industrie et Hage métal) (émulsions d'huile de coupe), les huileries et les industries de peinture comme Hage chimie, l'industrie de production d'épices et d'aliments (SIBEA) (eaux usées fortement chargées), de la Société National d'Electricité du Burkina (émulsions noires d'huile de vidange/eau).

Les quantités d'effluents des industries et leur DCO sont résumées dans le tableau ci-après :

Tableau V-9: Bilan DCO par type d'effluents industriels

Effluents	Industries	Quantité (m ³ /an)	Total (m ³ /an)	DCO (mg O ₂ /L)
Effluents organiques biodégradables	BRAKINA	400 000	696048	2436
	Hôtels	120 000		
	SIMAO	48		
	Abattoirs	76 000		
	hôpital	100 000		
Effluents chimiques	huileries	1 176	4 472	8457
	Hage chimie	1 200		
	SIBEA	20 000		
	SAB	2 400		
	COBIFA	7920		
	Nana Industries	60		
	Hage métal	5,6		
	SONABEL	2 000		
Effluents minéraux	Tan Aliz	90 000	90000	1340

La station rassemble presque la totalité des effluents de la première catégorie. Les 2436 mg O₂/L représentent la DCO des effluents prélevés à l'entrée de la station de traitement de l'ONEA qui rassemble à peu de chose près les effluents types biodégradables de Ouagadougou (Rapport annuel 2008 de l'ONEA).

Le tableau suivant fait le bilan des eaux usées de la ville de Ouagadougou et la demande totale en oxygène sur une année :

Tableau V-10: Bilan DCO de la ville de Ouagadougou

Types d'eaux	Quantité produite	DCO (mg O ₂ /L)	Total d'O ₂ (kg d'O ₂ /an)
Eaux usées domestiques	14 456 000 m ³ /an	3716	55 216 600
Eaux usées industrielles	820 809 m ³ /an	-	1 837 100
TOTAL	15 277 000 m ³ /an	-	57 053 701

La DCO des boues de vidanges varie entre 1900 à 10 500 mg/l selon (EIER-ETSHER, 2002). Nous constatons que les eaux domestiques expriment la plus forte demande en oxygène et leur demande représente 96,78% de la demande totale des eaux usées industrielles (3,22%).

Il n'y a pas de gestion rationnelle de ces effluents car la municipalité n'applique aucune coercition dans la gestion des eaux usées.

2.3.2. Efficacité des stations de traitement

Tableau V-11: Réduction de la DCO

Industries	Réduction de la DCO
Genol	22,2%
Brakina	58,5%
Tan Aliz	14,5%
Hotel II	99,7%
Abattoir	14,9%

Comme le montre le tableau V-11, seul hôtel I arrive à traiter ses effluents correctement avant rejet.

2.3.3. Résultats des traitements biologiques effectués au laboratoire

Les essais de traitement ont été effectués sur les différents effluents. Nous avons calculé les différents abattements observés pour chaque type de traitement, afin de choisir le traitement adapté ou, au mieux, de caractériser, sur cette base, les différents effluents. Les traitements ont été effectués pendant un mois.

Les différents traitements nous ont permis de différencier trois types d'effluent :

- Ceux qui peuvent être traités par le lagunage ou par le traitement aérobie
- Ceux qui peuvent être traités par la méthode anaérobie
- Ceux qui ne peuvent être traités par ces méthodes biologiques

Le tableau V-12 donne les abattements des différents effluents traités par les deux méthodes :

Tableau V-12: Bilan des traitements par voie biologique : abattement de la DCO

Provenance des eaux	Traitement biologique aérobie : choix I	Traitement anaérobie : Choix II
GENOL	0.6%	44%
BRAKINA	37%	67.5%
Hage chimie	84.5%	52.6%
SIBEA	15%	3%
SAB	91%	61.2%
COBIFA	22.6%	65%
Hage ceramix*	29.3%	43%
SIMAO	95%	75.7%
TAN ALIZ	0%	11%
Nana Industries	81%	73.6%
Hotel III cuisine	50.4%	64%
Hotel III douche	59.3%	60.7%
Hotel IV cuisine	58.2%	75%
Hotel IV douche	95%	80%
Hotel II	96.9%	74.3%
Hotel I douche	99.6%	98.4%
Hotel I cuisine	16.2%	61%
ONEA	89.7%	92.3%
Abattoir	83.5%	92.6%
Eaux usées domestiques	95.4%	87%
Boues de vidanges et excréta	60%	68%

* Effluent recyclé.

2.3.4. Conclusions sur les eaux usées pouvant être traitées par EC

Au vu du bilan du tableau V-12, les effluents qui n'ont pas un bon abattement de la DCO sont les eaux usées de GENOL, de SIBEA, de Tan Aliz et de Hage Ceramix.

Certains ont montré un bon abattement après une décantation ou une séparation de phase permettant d'avoir un liquide clair qui peut rejoindre la station de traitement collective. Ce sont les effluents de Hage Chimie, l'huile de coupe de Nana Industries et Hage Métal. Etant donné leur difficulté de traitement, nous intégrons l'huile de coupe parmi les effluents dont l'électrocoagulation pourrait être un recours de traitement.

Les effluents pour lesquels les tests ont prouvé l'impossibilité du traitement biologique vont former l'ensemble des eaux usées dont on peut envisager le traitement par électrocoagulation.

Le tableau V-13 donne la quantité de ces eaux et leur DCO.

Tableau V-13 : Bilan d'effluents non biodégradables

Industries	Quantité d'effluent rejetée en m ³ /an	DCO en mg d'O ₂ /l
Huilerie	1176	8457
SIBEA	20	4000
Nana Industries	60	7235
Hage Métal	5,7	7235
Tan Aliz	90000	1340
TOTAL	91262	1436 mg d'O₂/l

De tous ces effluents, la plus grande quantité à traiter est ceux de Tan Aliz qui rejettent à elle seule 90000 m³/an.

Cette usine possède une station de traitement, mais cette station n'arrive pas à abattre suffisamment la DCO et les métaux lourds pour être admis au réseau des eaux usées dont la gestion revient à l'Office National des Eaux et le l'Assainissement (ONEA).

Ceci amène la tannerie à rejeter dans la nature ses eaux entraînant des nuisances olfactives et biologiques sur l'entourage de l'usine et le barrage du Massili qui reçoit les effluents. Il est courant que de nombreux poissons et autres animaux d'eau douce se retrouvent échoués sur le rivage du fleuve.

Notre traitement de chrome et de pollution organique s'applique très bien aux effluents de cette industrie. Les faibles débits étant mieux maîtrisés en électrocoagulation, ces quantités d'effluents annuelles sont tout à fait adaptés pour ce procédé.

3. Première approche d'analyse de l'implantation de l'EC au Burkina Faso

Le traitement par EC peut s'appliquer à tous les effluents du tableau V-13. Il est vrai que mise à part l'unité SIBEA, toutes ces sociétés industrielles sont sur le site de la zone industrielle de Kossodo. La grande différence entre les effluents de Tan Aliz avec les deux autres a justifié le choix de notre analyse uniquement sur Tan Aliz. Nous avons donc limité l'étude aux eaux usées de tannerie qui représentent 90 000 m³/ an de DCO de 1340 mg d'O₂/l et de 185 ppm de chrome. Des études par cas pourraient concerner les autres unités qui rejettent de faibles quantités d'eaux usées et pour lesquels il serait intéressant d'envisager aussi le cas du traitement par EC, cas que nous n'avons pas pris en compte dans la présente étude.

3.1. Conditions opératoires et dimensionnement

Nous transposons dans cette étude, les résultats obtenus sur les effluents de la station auxquels nous avons ajouté du chrome aux effluents de la tannerie Tan Aliz de Ouagadougou. Nous allons considérer le traitement avec les électrodes de fer qui nous a donné les meilleurs abattements de chrome et de DCO. En rappel, les cinétiques d'abattement de chrome et de DCO sont présentées dans les deux figures suivantes.

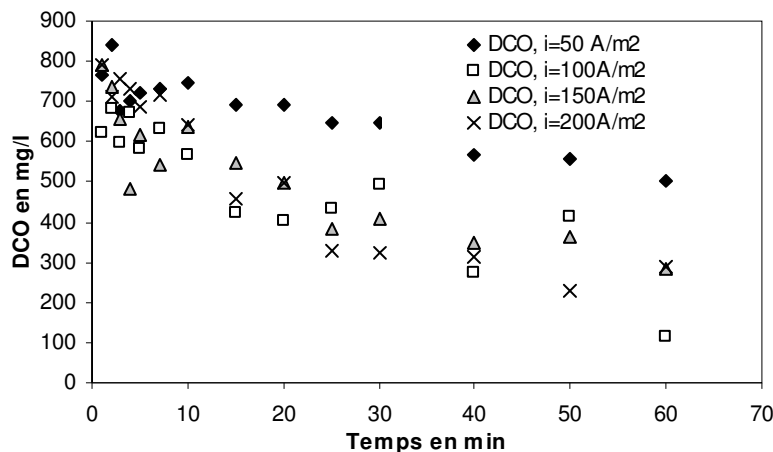


Figure V-4 (Figure III-35): Evolution de la DCO de l'effluent station chrome au cours du traitement avec les électrodes de fer

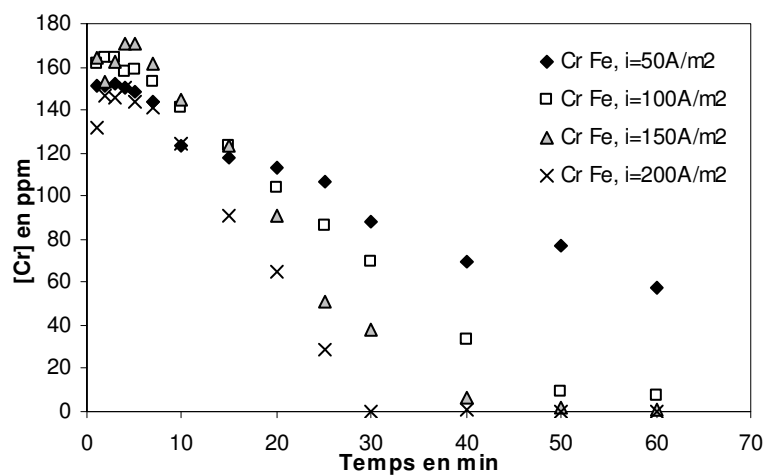


Figure V-5 (Figure III-62) : Evolution de la concentration en chrome de l'effluent station chrome au cours du traitement avec les électrodes de fer.

La figure V-4 montre l'évolution de la DCO de l'effluent « station chrome » au cours du traitement avec les électrodes de fer. Elle montre une DCO qui atteint environ 200 mg O₂/L vers la fin du traitement. Cette valeur de DCO est la plus faible atteinte pour les deux matériaux d'électrodes, ce qui nous conduit au choix des électrodes de fer.

La figure V-5 montre l'évolution du chrome de l'effluent « station chrome » au cours du traitement avec les électrodes de fer. On a une élimination du chrome à partir de la demi-heure de traitement à la densité de courant la plus élevée. Seul le traitement avec les électrodes de fer arrive à éliminer le chrome, ce qui justifie encore son choix.

En plus de ces justifications techniques, il est plus facile d'utiliser des plaques d'acier doux que de l'aluminium à Ouagadougou, ce qui constitue un critère favorable à son choix.

Selon nos résultats expérimentaux, les DCO et [Cr] minimales sont atteintes lorsque la concentration en fer dans l'effluent atteint 400 ppm.

Il existe plusieurs modes de connexion électrique comme nous l'avons souligné au chapitre I. Pour des raisons de facilité de montage et d'utilisation plus simple, nous avons opté pour un mode bipolaire (Chen, 2004). La cellule unitaire se présente comme suit (Figure V-6) :



Figure V-6 : Cellule électrochimique en mode bipolaire (Chen, 2004)

Plusieurs facteurs peuvent être utilisés dans le dimensionnement d'un dispositif de traitement des eaux usées.

- Le volume de l'effluent à traiter et ses caractéristiques
- Les facteurs liés aux attentes de traitement

Le premier est bien connu par le bilan quantitatif et qualitatif des eaux usées (90000m³, 1340 mg d'O₂/l de DCO et 185 ppm de [Cr]) et le second est un ensemble de facteurs qui conduisent à une caractéristique des effluents à la sortie (eaux traitées d'environ 200 mg d'O₂/l de DCO et 0 ppm de chrome).

Pour les facteurs liés aux attentes de traitement, plusieurs critères peuvent être utilisés :

- Economique
- Environnemental
- Techniques

Le critère économique, dans ce cas, se limite à l'énergie consommée ; le critère environnemental lié aux coproduits du traitement et technique lié juste à la faisabilité technique. Nous sommes partis d'un réacteur déjà conçu au laboratoire qui présentait l'avantage d'être de montage facile, de pertes de charge faibles, d'absence de chute de tension et de débit pouvant aller jusqu'à 100 L/h. De plus, l'unicité de l'intensité de courant permet d'assurer un maximum de corrosion uniforme sur les plaques.

La cellule de départ est présentée sur la figure V-7 :

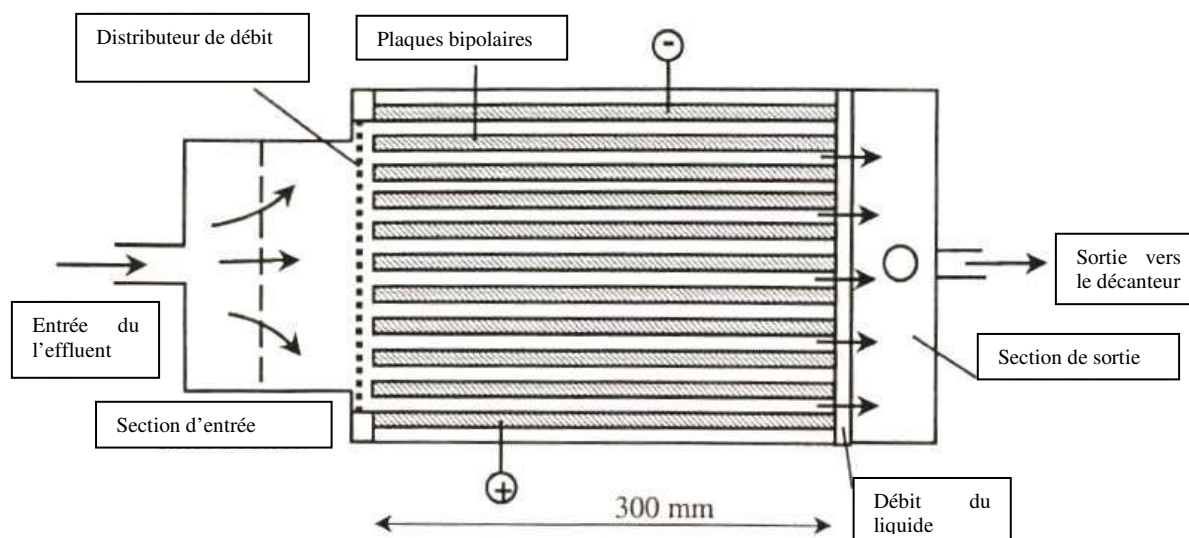


Figure V-7: Configuration de la cellule (Calvo et al, 2003)

Pour les 90 000 m³/an, il faudra traiter environ 250 m³/jour, soit environ 10.5 m³/h. Nos expériences réalisées dans le cadre de cette thèse ont montré un abattement maximal de DCO et de chrome lorsque la concentration de fer dans l'effluent atteint 400 ppm. Ceci correspond à une dissolution de 4.2 kg de fer par heure pour les 10.5 m³/h de débit de traitement.

La cellule conçue au laboratoire (figure V-7) est constituée de 16 plaques en parallèle de 285 mm de long, 155 mm de large et 12 mm d'épaisseur. Les plaques sont distantes de 3 mm et seules les deux plaques à l'extrémité sont connectées au générateur électrique faisant un fonctionnement dipolaire. L'intensité de courant peut atteindre 33 A pour une tension de 100 V. Cette cellule peut fonctionner jusqu'à 100 L/h. En utilisant des cellules de cette taille, il faudrait 105 cellules en parallèle pour traiter le débit de 10.5 m³/h de la tannerie, ce qui est énorme pour une unité de traitement.

Nous optons pour un petit nombre de cellules de grande taille. Cela suppose une augmentation de la longueur ou de la largeur des cellules et une augmentation du nombre de plaques avec des avantages et des contraintes particuliers.

- Augmentation de la surface des électrodes : Cette augmentation de la surface de travail se traduira par une diminution de la densité de courant et donc une diminution de la chute ohmique.
- Augmentation du nombre de plaques d'électrodes : Le réacteur fonctionnant en mode dipolaire, il est préférable de ne pas augmenter indéfiniment le nombre de plaques au risque d'avoir une chute ohmique importante.

Pour des raisons pratiques, de trop grosses cellules seront difficiles à manipuler et à entretenir. Nous avons choisi de travailler avec une seule cellule de 26 plaques de 3 m de long, de 1 m de large et de 12 mm d'épaisseur avec une distance interélectrodes de 3 mm.

La cellule pourra travailler ainsi jusqu'à 10500 L/h pour venir à bout des 10.5 m³/h d'effluent produit si nous considérons un fonctionnement en continu de 24h/24h.

Pour avoir donc la concentration en fer de 400 ppm nécessaire au traitement, il faudra dissoudre 4.2 kg/h de fer dans l'effluent et par cellule.

La cellule électrochimique peut être divisée en 25 monocellules de surface de travail égale à celle d'une plaque anodique (3x1m²). Donc chaque monocellule devrait dissoudre 168 g de fer par heure.

Calcul de la densité de courant à imposer:

On considère le rendement faradique égal à environ 80% pour le fer comme le montrent nos résultats expérimentaux. Soit la formule du rendement faradique suivant (relation III-2) :

$$\Phi_M = \frac{z_{\text{métal}} \cdot F \cdot m_{\text{métal}}}{M_{\text{métal}} \cdot Q} \text{ et donc}$$

$$I = \frac{z_{\text{fer}} \cdot F \cdot m_{\text{fer}}}{M_{\text{fer}} \cdot \Phi_{\text{fer}} \cdot t} \quad (\text{V- 1})$$

Avec z_{fer} le nombre d'électrons mis en jeu, F le nombre de Faraday, Q la charge électrique, M_{fer} la masse atomique du fer, Φ le rendement faradique et t le temps de traitement.

L'intensité de courant I d'une mini-cellule est égale aussi à celle de la cellule dans un mode bipolaire et est égale à 201.6 A. En tenant compte d'une seule surface par monocellule, on a la densité de courant i de 67.2 A/m².

I est la même pour toutes les monocellules.

La tension de la mono cellule se calcule par :

$$\begin{aligned} U_c &= U_0 + \text{surtension} + (e/\kappa) i & (V-2) \\ &= 1.5 + 1 V \end{aligned}$$

En considérant un espace interélectrodes de 3 mm et un effluent ayant une conductivité de 2 mS.cm⁻¹, U_c vaudrait 2,5 V par monocellule. Soit un total de 62.5 V pour la cellule.

On aura à imposer une intensité de courant de 201.6 A avec une densité de courant de 67.2 A/m² et une tension de cellule de 62.5 V.

3.2. Consommation énergétique

L'énergie électrique spécifique consommée est évaluée à 1kWh/m³ d'effluent traité au chapitre III. Considérant l'effluent de la tannerie de 90000 m³/an ayant une DCO du même ordre de grandeur que celle que nous avons traités, la consommation énergétique s'élève à 90000 kWh/an soit 7500 kWh/mois si nous devons utiliser la cellule électrochimique décrite au chapitre II.

Pour notre cellule dimensionnée au point précédent, l'énergie peut se calculer par la formule :

$$W = U.I.t$$

et donne 12600 Wh par cellule soit 1.3 kWh/m³ d'effluent traité.

3.3. Prédimensionnement des autres éléments

Il est à prévoir des bassins de stockage des effluents non traités, d'autres bassins pour stocker les effluents traités afin de régler le pH à celui de floculation ; ces bassins seront munis de robinets permettant un soutirage du liquide clair et un envoi de la boue riche en eau vers le filtre presse.

Les bassins permettront de stocker au moins la quantité d'effluent correspondant à deux jours d'activité soit environ deux bassins de 300 m³ pour le stockage des effluents non traités et trois décanteurs du même volume pour les effluents traités. Ces stockages de gros volumes tiennent compte aussi des éventuelles coupures d'électricité ou de problème de fonctionnement.

L'usage d'un filtre type filtre-pressé permettra de faciliter et d'optimiser la séparation donnant un gâteau très pauvre en eau et de faible volume. Le liquide clair récupéré après le filtre pourrait aussi rejoindre le premier et être recyclé au sein de l'unité. Après que le pH est ramené à une valeur supérieure à 6, la décantation s'effectue après 24 heures.

Le gâteau pourrait éventuellement être valorisé par sa dissolution en milieu acide pour récupérer le chrome. Cette dissolution acide du chrome suivie d'une filtration permettrait de récupérer le chrome qu'on peut réutiliser dans l'industrie.

4. Impact espéré sur l'écosystème

L'impact espéré sur l'écosystème se détermine par ce qu'on perd en nuisance en traitant les effluents.

Le constat de nos jours se résume par le fait que ces effluents de tannerie sont rejetés à l'air libre dans la nature qui rejoint des cours d'eau tout en polluant sur tout son cheminement les

sols. Au niveau des rivages du fleuve où rejoignent ces eaux, l'effet de la toxicité des eaux est visible sur la faune du fleuve.

Au niveau des alentours de cette industrie, il y a des nuisances olfactives dues au sulfure d'hydrogène (H_2S) fortement présent dans ces eaux. H_2S est signalé sur la liste de l'EINECS (European INventory of Existing Commercial chemical Substances) comme extrêmement inflammable, très toxique par inhalation, très toxique pour les organismes aquatiques et dangereux pour l'environnement. Des effets sur le système nerveux ont été rapportés (Muruganathan *et al.* 2004) et qu'il y a la possibilité d'oxydation biologique du H_2S en H_2SO_4 qui corrode les tissus du corps humain.

D'autres nuisances non moins importantes sont liées au chrome présent dans les effluents de tannerie. Les différentes formes de chrome ont été rapportées comme cancérigènes pour les voies respiratoires après une longue exposition, très toxiques pour les organismes aquatiques et polluent les sols.

En plus de ces deux éléments très toxiques, la DCO des effluents n'est pas suffisamment basse pour qu'ils puissent rejoindre la station de traitement collective des eaux usées. Et donc très logiquement, l'oxygène dissous dans les retenues d'eaux est utilisé pour la lente dégradation de l'effluent et non pour les espèces aquatiques.

En somme, qu'il s'agisse du sulfure d'hydrogène, du chrome ou de la DCO, toutes ces pollutions sont néfastes pour les habitants autour du cours d'eau et l'intégralité du circuit des eaux usées ; les sols qu'elles souillent, la flore aquatique qu'elles détruisent....

Nous savons que tous ces polluants sont aussi néfastes à la prolifération des microorganismes responsables des traitements biologiques qui d'ailleurs sont les raisons de refus de ces effluents dans la station de traitement collective.

Nous partons d'un effluent de tannerie de DCO de 1340 mg d' O_2/L et de teneur en chrome de 185 ppm dans les effluents rejetés dans le Massili. Les mesures de hauteur de boues et de hauteur totale, lors de nos expérimentations, ont donné une hauteur de boue de 2.4 mm pour une hauteur totale d'effluent de 44 mm en fin de traitement avec les électrodes de fer et une quantité suffisante de métaux dissous nécessaires au traitement simultané de chrome et de DCO.

En considérant la DCO minimale atteinte de 200 mg d' O_2/L pour le traitement avec les électrodes de fer et l'abattement total de chrome, nous atteignons pour les 90 000 m³ un volume de boue de 4500 m³/an à valoriser. Les boues contiennent près de 400 ppm de fer dissous, ce qui fait 36 t de métaux contenus dans la boue soit 8 kg Fe/m³ de boue.

On a un volume d'eau prétraité d'environ 86 000 m³ par an de DCO de 200 mg d' O_2/L qui rejoint la station d'épuration ou qui est recyclé dans la tannerie et un volume de 4500 m³ de boue à valoriser.

Conclusion du chapitre sur l'applicabilité de l'EC aux effluents de Ouagadougou

L'étude du bilan des eaux usées de la ville de Ouagadougou a montré qu'il existe près de 91262 m³ d'effluent qui ne peuvent pas être traités par la méthode biologique dont les eaux usées de la tannerie qui ont un volume total 90 000 m³/an.

L'électrocoagulation constitue une solution possible aux traitements des eaux usées de la tannerie car elle permet l'élimination totale de chrome qui se retrouve dans la boue et peut être recyclé. L'effluent après traitement a une DCO inférieure à 200 mg O_2/L qui lui permet d'être envoyé à la station d'épuration collective. L'intérêt semble donc double : environnemental et économique.

L'étude de faisabilité technique est certes une ébauche mais peut être indicateur pour des futures unités industrielles de l'EC. Pour que sa faisabilité soit confirmée, il serait intéressant de compléter l'étude technique par les études suivantes :

- Une étude de confirmation pratique et d'optimisation de procédé que nous proposons
- Une étude financière : L'étude financière permettra d'évaluer la rentabilité d'une unité de traitement et les gains que cela apporte à l'unité à long terme même à travers l'augmentation des ventes de produits et un regain en notoriété.
- Une étude du cycle de vie. Cette étude devrait arriver à conclure si l'installation vaut la peine par ses coproduits et autres nuisances liées même à son fonctionnement.
- Une étude énergétique liée au cas spécifique de Ouagadougou. Il s'agit de trouver au besoin une énergie alternative abordable et durable.

Conclusions générales et perspectives :

L'électrocoagulation est une méthode de traitement des eaux usées développée en 1889 (Debillemont, 1996 ; Chen, 2003). Après avoir été délaissée pendant quelques années, elle reprend de l'importance à partir des années 90 comme le montrent les nombreuses publications sur cette thématique à partir de cette date. Cette technologie est bien adaptée pour le traitement primaire des effluents complexes pour lesquels les traitements biologiques ont montré leur limite.

L'analyse bibliographique a montré qu'elle a été utilisée pour traiter des effluents très variés tels que des eaux de manufacture de cigarettes, des effluents de l'agroalimentaire, des solutions de colorants, des eaux phosphatées, des eaux de consommation, etc. Elle permet aussi d'éliminer simultanément certaines pollutions organiques, minérales et métalliques.

L'électrocoagulation s'opère par l'utilisation, le plus souvent, d'électrodes en fer ou en aluminium mais d'autres combinaisons d'électrodes telles que Pb/acier, Ti/Pt/Ir, Al/Mn, Fe/Al, Al/Fe, Ti/acier, Al/Cu, Fe/Cu, Al/Sn et Zn/Si ont été utilisées.

Malgré les nombreux travaux publiés sur ce sujet couvrant un large spectre de type d'effluents traités par des réacteurs de différents types et opérant dans des conditions très différentes, nous nous sommes efforcés de concentrer nos recherches sur des points spécifiques qui n'avaient été que peu ou pas étudiés.

Le premier point concerne la compétitivité entre l'abattement de la pollution organique et l'élimination de métaux lourds. Pour ce faire nous avons choisi d'étudier une situation typique que l'on rencontre notamment avec les effluents de tannerie en étudiant la compétition entre l'élimination d'une pollution organique et du chrome VI.

Le second point concerne la différence de comportement des cinétiques d'abattement des différents paramètres de suivi d'une pollution. Pour ce faire nous avons étudié les cinétiques d'abattement de la DCO, du COT, de la coloration (via l'absorbance) et de la turbidité.

Enfin, si l'on trouve des centaines d'articles étudiant le traitement d'un effluent par des électrodes en aluminium ou en fer, paradoxalement peu d'études se sont attardées à comparer l'efficacité respective et les mécanismes d'abattement de la pollution pour un même effluent et les deux types d'électrode. Nous avons donc systématiquement testé les deux électrodes pour chaque effluent et chaque condition opératoire.

Dans le cadre de ce travail réalisé en co-tutelle, nous avons dans le dernier chapitre évalué les flux de pollution qui pourraient être traités par ce procédé à Ouagadougou.

Pour réaliser ce travail, nous avons utilisé un pilote constitué de deux électrodes parallèles dans lequel l'effluent traité recircule en continu. Nous avons effectué systématiquement des traitements à quatre densités de courant (50, 100, 150, 200 A/m²) en étudiant l'évolution d'un grand nombre de paramètres.

Trois types d'effluent ont été traités :

- Un premier effluent textile prélevé à la sortie d'une usine textile (appelé « usine »),
- Un deuxième effluent prélevé à l'entrée de la station de traitement du site, qui est un mélange d'effluents de plusieurs usines textiles de la zone (appelé « station »)

Le traitement de ces deux effluents permet d'étudier les différences de comportement entre deux effluents de même nature apparente.

- Un troisième effluent a été créé pour simuler un effluent typique de tannerie en ajoutant 200 ppm de chrome VI à l'effluent « station ».

L'abattement de la DCO est de 82 et 80% pour l'effluent « station », traité respectivement avec les électrodes de fer et d'aluminium et de 75 et 67% pour l'effluent « usine » traité respectivement avec les électrodes de fer et d'aluminium. Le chrome est totalement éliminé avec les électrodes en fer alors que l'abattement est de seulement 70% avec les électrodes en aluminium. Il est à noter ici que les expériences ont été arrêtées avant la fin du traitement mais que la quantité d'aluminium dissoute était déjà trop élevée pour donner un intérêt à la poursuite du traitement. D'une manière générale, tous les indicateurs de pollution (absorbance, DCO, COT et turbidité) diminuent avec la densité de courant, le métal dissous, la charge et le temps de traitement pour atteindre une valeur limite. Plus la densité de courant est élevée, plus vite est atteinte cette valeur limite.

Les DCO limites atteintes au cours du traitement sont d'environ 200 et 250 mg d'O₂/l pour l'effluent « station » traité respectivement avec les électrodes de fer et d'aluminium. Pour atteindre ces valeurs, la concentration en métal dissous est de 400 ppm de fer ou d'aluminium. Le traitement de l'effluent « usine » n'ayant pas véritablement atteint le palier, il est difficile de trouver la DCO minimale, néanmoins les valeurs de DCO les plus faibles en fin de traitement sont d'environ 220 et 370 mg O₂/L lors du traitement respectif avec les électrodes de fer et d'aluminium ; soit une dissolution maximale de 800 ppm de fer et de 580 ppm d'aluminium.

Le traitement parvient à éliminer la turbidité au bout d'un quart d'heure pour la plus forte densité de courant et à la fin du traitement pour la densité la plus faible (50A/m²). La concentration de métal dissous nécessaire pour le traitement de la turbidité de l'effluent « station » est de 200 ppm quel que soit le matériau d'électrodes. Pour l'effluent usine les concentrations sont de 400 et 200 ppm respectivement avec le fer et l'aluminium.

La couleur analysée à travers la lecture de l'absorbance UV-Visible a atteint son maximum d'abattement pour l'effluent « station » avec des concentrations en métal dissous de 200 et 300 ppm respectivement avec les électrodes de fer et d'aluminium. La couleur de l'effluent usine atteint son minimum pendant le traitement lorsque la dissolution métallique permet d'avoir une concentration de métal de 600 et 300 ppm, respectivement avec le fer et l'aluminium.

Le traitement simultané du chrome VI et de la pollution organique a montré que la présence de chrome ralentit le traitement de la DCO. De plus le chrome VI semble avoir un effet oxydant sur la matière organique réduisant très fortement la DCO initiale de l'effluent dès son ajout.

On obtient un abattement de 100% du chrome après une demi-heure de traitement avec le fer et avec la plus forte densité de courant. Cet abattement est obtenu au bout de 50 min à la densité de 150 A/m² lors du traitement avec les électrodes de fer. Cela correspond à une concentration en fer dissous de 400 ppm. Le traitement du chrome avec les électrodes d'aluminium n'a pas permis d'atteindre la valeur minimale au cours du traitement (après la concentration en aluminium devient trop élevée et il n'est plus raisonnable de poursuivre l'expérience).

La comparaison des deux matériaux d'électrodes utilisés a montré un abattement de pollution supérieur avec les électrodes de fer qu'avec les électrodes d'aluminium quel que soit l'effluent comme le montrent les valeurs données précédemment.

Pour les deux effluents de même nature apparente, nous avons un meilleur traitement de l'effluent « station » par rapport à l'effluent « usine » quelle que soit l'électrode utilisée. Ceci montre la sensibilité du traitement à la composition précise de l'effluent mais aussi la flexibilité de ce procédé de traitement puisque les valeurs d'abattement sont raisonnables dans les deux cas.

Un modèle basé sur les réactions mises en jeu lors de l'électrocoagulation et les concentrations en métal dissous obtenues par analyse et le pH a permis d'établir la spéciation des différents métaux impliqués dans les différents traitements. Cela a servi pour le choix du protocole expérimental notamment le choix du pH de coagulation-floculation à la fin du traitement et sur les échantillons prélevés.

Il n'est pas toujours facile de modéliser les phénomènes électriques de l'électrocoagulation qui soient applicables à la fois à plusieurs effluents, plusieurs matériaux d'électrode et nous y sommes arrivés à partir d'ajustement d'un modèle de la bibliographie. On aboutit à la relation

suivante entre la densité de courant et la tension de cellule : $U = 0.1 + \frac{e}{\kappa} j + 0.20Ln(j)$.

Cette relation entre la tension de cellule et la densité de courant permet de prédire l'un des deux, ce qui est essentiel en électrocoagulation. Le bon accord entre les valeurs théoriques et les valeurs expérimentales encourage d'autant plus son utilisation.

Un modèle a été développé sur la cinétique de la DCO sur la base des équations de bilan de matière et des constantes d'équilibre. Cela a abouti à un modèle simplifié qui décrit bien les valeurs expérimentales : $[S] \approx [S]_{inf} + \frac{[S]_R}{1 + K \frac{[M]}{n}}$. Ce modèle implique un rapport K/n de la

constante de complexation métal-DCO et du nombre n représentant la quantité de métal dissous par mg d'O₂. Ces valeurs de K/n sont fonction de l'effluent et de la densité de courant qui dépend de l'effluent et du matériau d'électrode.

En normant les valeurs des différents indicateurs de pollution par la formule $\bar{X} = \frac{X - X_{inf}}{X_0 - X_{inf}}$,

on trouve que la cinétique de la DCO et de l'absorbance évolue de la même façon au cours du traitement ; cependant le COT et la turbidité varient différemment, comme l'avait aussi montré Khemis (2005).

Le modèle du traitement du chrome VI par des électrodes en fer s'est fait sur la base de processus chimiques et électrochimiques avec différents niveaux d'hypothèses pour arriver à un modèle complet qui tient en compte des réactions se déroulant pendant l'électrocoagulation. Cela a abouti au fait que le traitement du chrome se fait à travers trois principales réactions simultanées à savoir la réduction électrochimique directe de chrome VI à la cathode, la réduction chimique du chrome VI par le fer II électrogénéré et la réaction d'oxydation du fer II par l'oxygène dissous.

L'étude de l'applicabilité de l'électrocoagulation au Burkina Faso a montré que les effluents pouvant être considérés pour ce traitement ont un volume de 91262 m³/an et constitué majoritairement des eaux usées de tanneries avec les valeurs respectives de DCO et de [Cr] de

1436 mg d'O₂/L et d'environ 185 ppm. Pour des raisons pratiques seuls les effluents de tannerie ont été retenus pour l'étude. Le traitement nécessite l'utilisation d'un réacteur électrochimique de 10,5 m³/h de débit fonctionnant à une densité de courant de 67,5 A/m² (soit 201,6 A) et 62,5 V pour une énergie consommée de 1,3 kWh/m³ d'effluent, et produira 86 000 m³ d'eaux claires de 200 mg O₂/L de DCO, 0 NTU de turbidité, 91% d'abattement de la couleur, 0 ppm de chrome. Cet effluent traité pourra ainsi rejoindre la station d'épuration collective. Le traitement produira en outre environ 4500 m³/an de boue contenant 3700 ppm de chrome et 8000 ppm de fer (environ 36 t/an).

Afin de compléter ce travail réalisé sur le traitement par électrocoagulation, nous pensons que les aspects suivants de l'EC doivent être étudiés dans des travaux ultérieurs :

- Un approfondissement de la compréhension du traitement du chrome VI avec les électrodes d'aluminium. Il s'agira de comparer ce traitement déjà effectué sur le chrome VI avec les électrodes d'aluminium avec celui effectué avec des électrodes inertes afin de savoir si le traitement du chrome est lié uniquement à sa réduction électrochimique à la cathode. Une comparaison des deux matériaux d'électrode sur le traitement du chrome III pourrait aussi compléter cette première étude sur le chrome VI.
- Une étude électrochimique de la dissolution du fer et de la formation des gaz pour comparer à celle déjà effectuée sur l'aluminium ; on peut envisager d'utiliser la spectroscopie d'impédance électrochimique sur une anode en alliage de fer.
- Une étude de la possibilité de valorisation des boues d'électrocoagulation. On pense à une séparation des métaux du floc par une dissolution acide de l'ensemble suivi d'une filtration. Il est quand même nécessaire d'étudier les possibilités de valorisation en fonction des métaux impliqués. Un épandage de boues contenant uniquement du fer n'est pas néfaste comparé aux autres métaux.
- Un approfondissement dans les différences de cinétique entre DCO et COT. Il s'agira de créer des mélanges artificiels complexes à DCO élevée pour arriver à confirmer les conclusions sur la comparaison des cinétiques de DCO et du COT auxquelles nous avons abouti.

Références bibliographiques :

A

- S. Aber, A.R. Amani-Ghadim, V. Mirzajani**, Removal of Cr (VI) from polluted solutions by electrocoagulation: modelling of experimental results using artificial neural network, *Journal of Hazardous Materials* 171 (2009) 484-490.
- A. Alinsafi, M. Khemis, M.N. Pons, J.P. Leclerc, A. Yaacoubi, A. Benhammou, A. Nejmeddine**, Electro-coagulation of reactive textile dyes and textile wastewater, *Chemical Engineering and Processing* 44 (2005) 461-470.
- I. Arslan-Alaton, I. Kabdasli, D. Hanbaba, E. Kuybu**, Electrocoagulation of a real reactive dyebath effluent using aluminium and stainless steel electrodes, *Journal of Hazardous Materials* 150 (2008) 166-173.
- I. Arslan-Alaton, I. Kabdasli, B. vardar, O. Tunay**, Electrocoagulation of simulated reactive dyebath effluent with aluminum and stainless steel electrodes, *Journal of Hazardous Materials* 164 (2009) 1586-1594.
- A. Axenko, V. A. Kolyada, N.N.A.M.B. Alves, M.N. De Pinho**, Ultrafiltration for colour removal of tannery dyeing wastewaters. *Desalination* 130 (2000) 147-154.

B

- R. Ramesh Babu, N.S. Bhadrinarayana, K.M.M.S. Begum, N. Anantharaman**, Treatment of tannery wastewater by electrocoagulation, *Journal of the University of Chemical Technology and Metallurgy* 42 (2007) 201-206.
- Z. Badani, H. Ait-Amar, A. Si-Salah, M. Brik, W. Fuchs**, 2005. Treatment of textile waste water by membrane bioreactor and reuse, *Desalination* 185 (2005) 411-417.
- A. Bagga, S. Chellam, D.A. Clifford**, Evaluation of iron chemical coagulation and electrocoagulation pretreatment for surface water microfiltration, *Journal of Membrane Science* 309 (2008) 82-93.
- Z. Bajza and I.V. Vrcek**, Water quality Analysis of Mixtures obtained from tannery waste effluents, *Ecotoxicology and Environmental Safety* 50 (2001) 15-18.
- S. Balasubramanian, V. Pugalenti**, Determination of total chromium in tannery waste water by inductively coupled plasma-atomic emission spectrometry and UV-Visible spectrophotometric methods, *Talanta* 50 (1999) 457-467.
- L. M. Balmer and A. W. Foulds**, Separating oil from oil-in-water emulsions by electroflocculation/electroflotation, *Filtration and Separation*, Novembre/Décembre 1986 366-370.
- A. Barbucci, G. Cerisola, G. Bruzzone and A. Saccone**, Activation of aluminium anodes by the presence of intermetallic compounds, *Electrochimica Acta* 42 (1997) 2369-2380.
- C. Barrera-Diaz, M. Palomar-Pardave, M. Romero-Romo and S. Martínez**, Chemical and electrochemical considerations on the removal process of hexavalent chromium from aqueous media, *Journal of Applied Electrochemistry* 33 (2003) 61-71.
- M.L. Bawa, G. Djaneye-Boundjou et Y. Boukari**, Caractérisation de deux effluents industriels au Togo: Etude d'impact sur l'environnement, *Afrique Science* 02 (2006) 57-68.
- M. Bayramoglu, M. Kobya, M. Eyvaz, E. senturk**, Technical and economic analysis of electrocoagulation for the treatment of poultry slaughterhouse wastewater, *Separation and Purification Technology* 51 (2006) 404-408.
- M. Bayramoglu, M. Eyvaz, M. Kobya**, Treatment of textile wastewater by electrocoagulation- Economical evaluation, *Chemical Engineering Journal* 128 (2007)155-161.

- M. Bayramoglu, M. Kobya, O.T. Can, M. Sozbir**, Operating cost analysis of electrocoagulation of textile dye wastewater, *Separation and Purification technology* 37 (2004) 117-125.
- E.C. Beck, A.P. Giannini, and E.R. Ramirez**, Electrocoagulation clarifies food wastewater, *Food technology*, Feb. 1974 18-22.
- R.S. Bejankiwar**, Electrochemical treatment of cigarette industry wastewater: feasibility study, *Water Research* 36 (2002) 4386-4390.
- M. Bennajah, B. Gourich, A.H. Essadki, Ch. Vial, H. Delmas**, Defluoridation of Morocco drinking water by electrocoagulation/electroflotation in an electrochemical external-loop airlift reactor, *Chemical Engineering Journal* 148 (2009) 122-131.
- M. Bennouna, S. Kehal**, Production de méthane à partir des boues des stations d'épuration des eaux usées : potentiel existant en Algérie, *Rev. Energ. Ren. : Production et valorisation-Biomasse* (2001) 29-36.
- K. Bensadok**, Procédé de traitement d'émulsions huile/eau et eau/huile- Cas particulier d'émulsions d'huile de coupe, Thèse de Doctorat d'Etat, Université des Sciences et de la Technologie Houari Boumedienne (2007).
- K. Bensadok, S. Benammar, F. Lopicque, G. Nezzal**, Electrocoagulation of cutting oil emulsions using aluminium plate electrodes, *Journal of Hazardous Materials* 152 (2008) 423-430.
- C. Berset, H. Jaskiewicz, G.T.M. Sung et F. Sandret**, Méthodes électrolytiques d'épuration des eaux résiduaires; Elimination de surfactifs de synthèse, *La tribune du CEBEDEAU*, Mars 1979, N° 424 79-88.
- G.B. Raju, M.T. Karupiah, S.S. Latha, S. Parvathy, S. Prabhakar**, Treatment of wastewater from synthetic textile industry by electrocoagulation-electrooxidation, *Chemical Engineering Journal* 144 (2008) 51-58.
- Biotys ; Biotys** industrie, filiale de SEREP : Priorité aux techniques innovantes de depollution. *ECHOS VERTS*, Galvano-organo-traitements de surface, Novembre/95/660 885-890.
- N. Biswas and G. Lazarescu**, Removal of oil from emulsions using electrocoagulation, *Intern. J. Environmental Studies* 38 (1991) 65-75.
- Andrzej Biwyk**, Electrocoagulation of biologically treated sewage, *Wroclaw Technical University*, Pologne 541-549.
- M. Brewster and G. Peck**, Use of electrochemical technology to remove color and other contaminants from textile mill effluents, *Environmental Chemistry of Dyes and pigments*, ISBN 0-471-58927-6, 1996.
- E. Brillas, P. L. Cabot, F. Centellas, J.A. Garrido, E. Perez and R.M. Rodriguez**, Electrochemical oxidation of high-purity and homogeneous Al-Mg alloys with low Mg contents, *Electrochimica Acta* 43 (1998) 799-812.

C

- L. Sanchez Calvo, J.P. Leclerc, G. Tanguy, M.C. Cames, G. Paternotte, G. Valentin, A. Rostan, and F. Lopicque**, An electrocoagulation unit for the purification of soluble oil wastes of high COD, *Environmental Progress* 2 (2003) 57-65.
- M.C. Cames, J.P. Leclerc, G. Valentin, A. Rostan, P. Muller et F. Lopicque**, Conception d'un pilote de traitement par électrocoagulation-electroflotation d'effluents liquides fortement chargés, *Rapport Progepi*, Nancy (2003).
- C. Camilleri**, Les techniques de flottation- Application à l'épuration des eaux usées industrielles et urbaines et à la préparation des eaux potables, *Tribune Cebedeau* 33 (1980) 497-505.

O. T. Can, M. Kobya, E. Demirbas, M. Bayramoglu, Treatment of the textile wastewater by combined electrocoagulation, *Chemosphere* 62 (2006) 181-187.

P. Cañizares, C. Jiménez, F. Martínez, M.A. Rodrigo, C. Sáez, The pH as a key parameter in the choice between coagulation and electrocoagulation for the treatment of wastewaters, *Journal of Hazardous Materials* 163 (2009) 158-164.

P. Canizares, F. Martinez, M.A. Rodrigo, C. Jiménez, C. Saez, J. Lobato, Modelling of wastewater electrocoagulation processes. Part I. General description and application to kaolin-polluted wastewaters, *Separation and Purification Technology* 60 (2008a) 155-161.

P. Canizares, F. Martinez, M.A. Rodrigo, C. Jiménez, C. Saez, J. Lobato, Modelling of wastewater electrocoagulation processes. Part II. Application to dye-polluted wastewaters and oil-in-water emulsions, *Separation and Purification Technology* 60 (2008b) 147-154.

P. canizares, F. Martinez, C. Jiminez, C. Saez, M.A. Rodrigo, Coagulation and electrocoagulation of oil-in-water emulsions, *Journal of Hazardous Materials* 151 (2008c) 44-51.

P. Canizares, C. Jimenez, F. Martinez, C. Saez, and M.A. Rodrigo, Study of the electrocoagulation process using aluminium and iron electrodes, *Industrial Engineering and Chemistry Research* 46 (2007a) 6189-6195.

P. Canizares, F. Martínez, J. Lobato, M.A. Rodrigo, Break-up of oil-in-water emulsions by electrochemical techniques, *Journal of Hazardous Materials* 145 (2007b) 233-240.

M. Carmona, M. Khemis, J.P. Leclerc, F. Lapique, A simple model to predict the removal of oil suspensions from water using the electrocoagulation technique, *Chemical Engineering science* 61 (2006) 1233-1242.

X. Carrier, E. Marceau, J.F. Lambert, M. Che, Transformations of γ -alumina in aqueous suspensions ; 1. Alumina chemical weathering studied as a fonction of pH, *Journal of Colloid and Interface Science* 308 (2007) 429-437.

G. Cathalifaud, J. Ayele et M. Mazet, Etude de la complexation des ions aluminium par des molécules organiques : constantes et stoechiométrie des complexes. Application au traitement de potabilisation des eaux, *Water Research* 31 (1997) 689-698.

G. Cathalifaud, J. Ayele et M. Mazet, Effet de la présence d'aluminium sur l'adsorption des acides fulviques naturels sur cap (aluminium effect upon adsorption of natural fulvic acids onto PAC), *Water Research* 32 (1998) 2325-2334.

J.C. Catonné, Applications de l'électrochimie dans le traitement de surface des matériaux métalliques et le traitement des effluents, *L'Actualité Chimique* (1992) 67-85.

CEMAGREF, Assistance à la mise en place du lagunage de la ville de Ouagadougou, Burkina Faso (2001).

E. Chatzisyneon, N.P. Xekoukoulotakis, E. Diamadopoulos, A. Katsaounis, D. Mantzavinos, Boron-doped diamond anodic treatment of olive mill wastewater: Statistical analysis, kinetic modelling and biodegradability, *Water Research* 43 (2009) 3999-4009.

G. Chen, Electrochemical technologies in wastewater treatment, *Separation and Purification Technology* 38 (2004) 11-41.

S.S. Chen, B.C. Hsu, L.W. Hung, Chromate reduction by waste iron from electroplating wastewater using plug flow reactor, *Journal of Hazardous Materials* 152 (2008) 1092-1097.

X. Chen, G. Chen, P.L. Yue, Investigation on the electrolysis voltage of electrocoagulation, *Chemical Engineering Science* 57 (2002) 2449-2455.

W.L. Chou, C.T. Wang, S.Y. Chang, Study of COD and turbidity removal from real oxide-CMP wastewater by iron electrocoagulation and the evaluation of specific energy consumption, *Journal of Hazardous Materials* 168 (2009) 1200-1207.

W.L. Chou, C.T. Wang, K.Y. Huang, Effect of operating parameters on indium(III) ion removal by iron electrocoagulation and evaluation of specific energy consumption, *Journal of Hazardous Materials* 167 (2009) 467-474.

S.G. Christoskova, D.L. Lazarov, Electrochemical method for purification and discolouration of cellulose-paper industry wastewaters, *Environment Protection Engineering* 14 (1988) 69-76.

L. Chunchua and W. Shan, A study of reclaiming and reuse of electroplating mixed wastewaters, *Water treatment* 7 (1992) 105-116.

G. A. Ciorba, C. Radovan, I. Vlaicu, L. Pitulice, Correlation between organic component and electrode material: consequences on removal of surfactants from wastewater, *Electrochimica Acta* 46 (2000) 297-303.

F. Coeuret et A. Storck, *Eléments de génie électrochimique*, Technique et Documentation-Lavoisier, 1993, Paris.

S.H. Cho, F. Colin, M. Sardin and C. Prost, Settling velocity model of activated sludge, *Wat. Res.* 27 (7) (1993) 1247-1242.

K.M.L. Cristina, B. Rosandela, T.C.R. Granhen and H. Dillaine, Utilization of the diagram in the evaluated of the Natural Organic Matter (NOM) Removal for obtaining Potable Water, *Récents Progrès en Génie des Procédés* 94 (2007), Paris.

D

C.W. Dalrymple, Use of electrocoagulation for removal of heavy metals in industrial wastewaters. *Treatment and minimization of heavy metals containing wastes*, Edited by J.P. Hager, B. Mishra, C.F. Davidson and J.L. Litz, The minerals, metals and Materials Society, (1995) 103-111.

A. Damien et al, Electrocoagulation et électrofloculation, RGE- N° 3/92- mars 1992.

N. Daneshvar, A. Oladegaragoze, N. Djafarzadeh, Decolorization of basic dye solutions by electrocoagulation: An investigation of the effect of operational parameters, *Journal of Hazardous Materials B* 129 (2006) 116-122.

N. Daneshvar, H. Ashassi-Sorkhabi, A. Tizpar, Decolorization of orange II by electrocoagulation method, *Separation and Purification Technology* 31 (2003) 153-162.

N. Daneshvar, A.R. Khataee, A.R.A. Ghadim, M.H. Rasoulifard, Decolorization of C.I. Acid Yellow 23 solution by electrocoagulation process: Investigation of operational parameters and evaluation of specific electrical energy consumption (SEEC), *Journal of Hazardous Materials* 148 (2007) 566-572.

L. Daniliuc, M.B., P. Tariot, T. Haine, Performances et aspects économiques du traitement des effluents par électrofloculation-procédé dequaiflox, *Tribune de l'eau* n° 576/4, Juillet/Août 1995.

P. Debillemont, *Eaux résiduaires: Traitements biologiques et physicochimiques*, *Récents Progrès en Génie des Procédés* 10 (1996) 129-136.

Degrémont SUEZ, *Mémento technique de l'eau*, dixième édition, Tome 1 et 2 (2005).

T.R. Demmin, Ph.D., and K.D. Uhrich Andco, Improving Carpet wastewater treatment, *American Dyestuff Reporter* (1988) 13-32.

DEWATZ, *Systèmes décentralisés de traitement des eaux usées dans les pays en développement*, Ludwig Sasse, 1998.

Direction Générale du Développement Industriel, Burkina Faso (2008). Rapport sur l'industrie 2003-2007.

DGRE-DAEPA, 2006. Elaboration du programme national d'approvisionnement en eau potable et assainissement à l'horizon 2015, Volume 2 : Assainissement eaux usées et excréta.

Diez-Pérez, F. Sanz, P. Gorostiza, Electronic barriers in the iron oxide film govern its passivity and redox behavior: Effect of electrode potential and solution pH, *Electrochemistry communications* 8 (2006) 1595-1602.

J.-S. Do, M.-L. Chen, Decolourization of dye-containing solutions by electrocoagulation, *Journal of Applied Electrochemistry* 24 (1994) 785-790.

J.C. Donini, J. Kan, J. Szykarcus, T. A. Hassan and K. L. Kar, The operation cost of electrocoagulation, *The Canadian Journal of Chemical Engineering* 72 (1994) 1007-1012.

P. Drogui, M. Asselin, S.K. Brar, H. Benmoussa, J.F. Blais, Electrochemical removal of pollutants from agro-industry wastewaters, *Separation and Purification Technology* 61 (2007) 301-310.

E

EDF GDF Services et partenaires, La depollution par électrocoagulation-electroflottation : Le procédé Ecolyse, ECHOS VERT, Galvano-Organo-Traitements de surface, Septembre/95/658.

EIER-ETSHER et CREPA. Etude pour la collecte et le transport des boues de vidange dans la ville de Ouagadougou, Rapport de consultation pour le programme pour l'eau et l'assainissement, Banque Mondiale (2002).

M.M. Emamjomeh, M. Sivakumar, An empirical model for defluoridation by batch monopolar electrocoagulation/flotation (ECF) process, *Journal of Hazardous Materials B* 131 (2006) 118-125.

M. Erdem, A. Ozverdi, Leaching behavior of chromium in chrome shaving generates in tanning process and its stabilization, *Journal of Hazardous Materials* 156 (2008) 51-55.

C. Escobar, C. Soto-Salazar, M. I. Toral, Optimization of the electrocoagulation process for the removal of copper, lead and cadmium in natural waters and simulated wastewater, *Journal of Environmental Management* 81 (2006) 384-391.

A.G. Espantaleon, J.A. Nieto, M. Fernandez, A. Marsal, Use of activated clays in the removal of dyes and surfactants from tannery waste waters, *Applied Clay Science* 24 (2003) 105-110.

F. R. Espinoza-Quinones, M.M.T. Fornari, A. N. Modenes, S.M. Palacio, F.G. Da Silva Jr., N. Szymanski, A.D. Kroumov, D.E.G. Trigueros, Pollutant removal from tannery effluent by electrocoagulation, *Chemical Engineering Journal* 151 (2009) 59-65.

E. Exposito, A. Saez, E. Herrero, A. Aldaz, Use of a hydrogen-diffusion electrode in the electrochemical removal of lead from effluents of lead electrowinning processes, *Water Environment Research* 70 (1998) 306-315.

F

G. Farabegoli, A. Carussi, M. Majona, E. Rolle, Biological treatment of tannery wastewater in the presence of chromium, *Journal of Environmental Management* 71 (2004) 345-349.

K. Fent, Organotin compounds in municipal wastewater and sewage sludge: Contamination, fate in treatment process and ecotoxicological consequences, *The Science of the Total Environment* 185 (1996) 151-159.

S.E. Frers, M.M. Stefenel, C. Mayer, T. Chierchie, AC- Impedance measurements on aluminium in chloride containing solutions and below the pitting potential, *Journal of Applied Electrochemistry* 20 (1990) 996-999.

G

- P. Gao, X. Chen, F. Shen, G. Chen**, Removal of chromium (VI) from wastewater by combined electrocoagulation-electroflotation without a filter, *Separation and Purification Technology* 43 (2005) 117-123.
- J. I. Garrote, M. Bao, P. Castro and M. J. Bao**, treatment of tannery effluents by a two step coagulation/flocculation process, *Water Research* 29 (1995) 2605-2608.
- R. Giovanardi, E. Soragni, C. Fontanesi, V. De Renzi, U. Del Pennino, M.L. Foresti**, On the electroreduction mechanism of Cr (VI) aqueous solutions on iron and copper cathodes, *Journal of Electroanalytical Chemistry* 576 (2005) 243-252.
- A.K. Golder, N. Hridaya, A.N. Samanta, S. Ray**, Electrocoagulation of methylene blue and eosin yellowish using mild steel electrodes, *Journal of Hazardous Materials B* 127 (2005) 134-140.
- A. K. Golder, A.N. Samanta, S. Ray**, Anionic reactive dye removal from aqueous solution using a new adsorbent- Sludge generated in removal of heavy metal by electrocoagulation, *Chemical Engineering Journal* 122 (2006) 107-115.
- A. K. Golder, A.N. Samanta, S. Ray**, Removal of trivalent chromium by electrocoagulation, *Separation and Purification Technology* 53 (2007a) 33-41.
- A. K. Golder, A.N. Samantha, S. Ray**, Removal of Cr³⁺ by electrocoagulation with multiple electrodes: Bipolar and monopolar configurations, *Journal of Hazardous Materials* 141 (2007b) 653-661.
- J.A.G. Gomes, P. Daida, M. Kesmez, M. Weir, H. Moreno, J.R. Parga, G. Irwin, H. McWhinney, T. Grady, E. Peterson, D. L. Cocke**, Arsenic removal by electrocoagulation using combined Al-Fe electrode system and characterization of products, *Journal of Hazardous Materials* 139 (2007) 220-231.
- J.E. Gregor, C.J. Nokes and E. Fenton**, Optimizing natural organic matter removal from low turbidity waters by controlled pH adjustment of aluminium coagulation, *Water research* 31 (1997) 2949-2958.
- O. Groterud and L. Smoczynski**, Purification of wastewater by electrolysis at continuous flow, *Vatten* 48 (1992) 36-40.

H

- Handbook of chemistry and physics**, Weast, CRC Press, 61st ed., Boca Raton, 1986-1987.
- H.K. Hansen, P. Nunez, R. Grandon**, Electrocoagulation as a remediation tool for wastewaters containing arsenic, *Minerals Engineering* 19 (2006) 521-524.
- I. Heidmann, W. Calmano**, Removal of Cr(VI) from model wastewater by electrocoagulation with Fe electrodes, *Separation and Purification Technology* 61 (2007) 15-41.
- I. Heidmann, W. Calmano**, Removal of Zn(II), Cu(II), Ni(II), Ag(I), Cr(VI) present in aqueous solution by aluminium electrocoagulation, *Journal of Hazardous Materials* 152 (2008) 934-941.
- K.R. Henke**, Chemistry of heavy metal precipitates resulting from reactions with Thio-Red, *Water Environment Research* 70 (1998) 1178-1185.
- D.O. Herer and F.E. Woodard**, Electrolytic coagulation of lignin from kraft mill bleach plant wastewaters, *Tappi* 59 (1976).
- Beaujean Holger**, Demande internationale de brevets à l'OMPI: Invention pour une installation d'épuration des eaux usées. Numéro de publication WO 95/15295 en date du 8 Juin 1995.
- P.K. Holt, G.W. Barton and C.A Mitchell**, The role of current in determining pollutant removal in batch electrocoagulation, 6th World Congress of Chemical Engineering, Melbourne 2001.

P.K. Holt, G.W. Barton, M. Wark, C.A. Mitchell, A quantitative comparison between chemical dosing and electrocoagulation, *Colloids and Surfaces A: Physicochemical Engineering Aspects* 211 (2002) 233-248.

P.K. Holt, G.W. Barton, C.A. Mitchell, The future for electrocoagulation as a localised water treatment technology, *Chemosphere* 59 (2005) 355-367.

A.Y. Hosny, Separation of oil from oil/water emulsions using an electroflotation cell with insoluble electrodes, *Oil/Water Emulsion Separation-Filtration and separation*, September/October 1992 419-423.

Y. Hu and J.M. Prausnitz, Molecular thermodynamics of partially-ordered fluids: Microemulsions, *AIChE Journal* 34 (5) (1998).

C.Y. Hu, S.L. Lo, W.H. Kuan, Effects of co-existing anions on fluoride removal in electrocoagulation (EC) process using aluminium electrodes, *Water Research* 37 (2003) 4513-4523.

C.Y. Hu, Shang-Lien Lo, Wen-Hui Kuan, Simulation the kinetics of fluoride removal by electrocoagulation (EC) process using aluminum electrodes, *Journal of Hazardous Materials* 145 (2007) 180-185.

I

J.G. Ibanez, M.M. S. and Szafran, Laboratory experiments on electrochemical remediation of the environment. Part 4: Color removal of simulated wastewater by electrocoagulation-electroflotation, *Journal of Chemical Education* 75 (1998) 1040-1041.

J.G. Ibanez, M.M. Takimoto, R.C. Vasquez, S. Basak, N. Myung, and K. Rajeshwar, Laboratory experiments on electrochemical remediation of the environment: Electrocoagulation of oily wastewater, *Journal of Chemical Education* 72 (1995).

IBE/CNRST (ex IRSAT), Dépollution des eaux usées de la ville de Ouagadougou, Rapport technique et financier, Juillet 1994.

B. Idbelkas, D. Takky, Traitement électrochimique d'eaux usées chargées en phenol: Etude comparative sur des electrodes de dioxyde de plomb et de platine, *Ann. Chim. Sci. Mat* 26 (2) (2001) 33-44.

S. Irdemez, N. Demircioglu, Y.S. Yildiz, Z. Bingül, The effects of current density and phosphate concentration on phosphate removal from wastewater by electrocoagulation using aluminium and iron plate electrodes, *Separation and Purification Technology* 52 (2006a) 218-223.

S. Irdemez, Y.S. Yildiz, V. Tosunoglu, Optimization of phosphate removal from wastewater by electrocoagulation with aluminium plate electrodes, *Separation and Purification Technology* 52 (2006b) 394-401.

S. Islam and M.T. Suidan, Electrolytic denitrification: long term performance and effect of current intensity, *Water Research* 32 (1998) 528-536.

J

L.J.J. Jansen and L. Koene, The role of electrochemistry and electrochemical technology in environmental protection, *Chemical Engineering Journal* 85 (2002) 137-146.

F. Jing-Wei, S. Ya-bing, Z. Zheng, Z. Ji-biao, L. Shu, T. Yuan-chun, Treatment of tannery wastewater by electrocoagulation, *Journal of Environmental Sciences* 19 (2007) 1409-1415.

C.P. Jordao, J.L. Pereira, G.N. Jham, Chromium contamination in sediment, vegetation and fish caused by tanneries in the state of Minas Gerais, Brazil, *The Science of the Total Environment* 207 (1997) 1-11.

K

- K.S.P. Kalyani, N. Balasubramanian, C. Srinivasakannan**, Decolorization and COD reduction of paper industrial effluent using electro-coagulation, *Chemical Engineering Journal* 151 (2009) 97-104.
- J. Kanagaraj, N.K. C. Babu, A.B. Mandal**, Recovery and reuse of chromium from chrome tanning waste water aiming towards zero discharge of pollution, *Journal of Cleaner Production* 16 (2008) 1807-1813.
- M. Khemis**, Etude théorique et expérimentale du procédé d'électrocoagulation: Application au traitement des effluents liquides hautement chargés en impuretés organiques et minérales, Thèse de doctorat INPL, 2005, Nancy.
- M. Khemis, G. Tanguy, J.P. Leclerc, G. Valentin and F. Lopicque**, Electrocoagulation for the treatment of oil suspensions: Relation between the rates of electrode reactions and the efficiency of waste removal, *Process Safety and Environmental Protection* 83 (2005) 50-57.
- M. Khemis, J.P. Leclerc, G. Tanguy, G. Valentin, F. Lopicque**, Treatment of industrial liquid wastes by electrocoagulation : experimental investigations and an overall interpretation model, *Chemical Engineering Science* 61 (2006) 3602-3609.
- M. Kliskic, J. Radosevic, S. Gudic and M. Smith**, Cathodic polarization of Al-Sn alloy in sodium chloride solution, *Electrochimica Acta* 43 (1998) 3241-3255.
- M. Kobya, E. demirbas, O. T. Can, M. Bayramoglu**, Treatment of levafix orange textile dye solution by electrocoagulation, *Journal of Hazardous materials B* 132 (2006) 183-188.
- M. Kobya, O.T. Can, M. Bayramoglu**, Treatment of textile wastewaters by electrocoagulation using iron and aluminium electrodes, *Journal of Hazardous Materials B* 100 (2003) 163-178.
- M. Kobya, M. Bayramoglu, M. Ayvaz**, Techno-economical evaluation of electrocoagulation for the textile wastewater using different electrode connections, *Journal of Hazardous Materials* 148 (2007) 311-318.
- A. Kolics, J.C. Polkinghorne and A. Wieckowski**, Adsorption of sulphate and chloride ions on aluminium, *Electrochimica Acta* 43 (1998) 2605-2618.
- J.P.F. Koren and U. Syversen**, State-of-the-art Electroflocculation, *Filtration and Separation*, February 1995.
- M. Kumar, F.I.A. Ponselvan, J.R. Malviya, V.C. Srivastava, I.D. Mall**, Treatment of bio-digester effluent by electrocoagulation using iron electrodes, *Journal of Hazardous Materials* 165 (2009) 345-352.

L

- Laboratoire national d'analyse des eaux**, 2004. Etat de lieux sur la pollution des eaux au Burkina Faso, rapport d'activité.
- C.L. Lai, K.S. Lin**, Sludge conditioning characteristics of copper chemical mechanical polishing wastewaters treated by electrocoagulation, *Journal of Hazardous Materials B* 136 (2006) 183-187.
- D. Landolt**, Corrosion et chimie de surfaces des métaux, Presses Polytechniques et Universitaires Romandes ISBN 2-88074-245-5 (1993), Lausanne.
- I.L. Lehr, S.B. Saidman, P.C. Schulz**, Iron dissolution in aqueous AOT solution, *J. Colloid Interface Sci.* (2006), doi: 10.1016/j.jcis.2006.10.053
- R. Lewandowski**, L'Elcoflot ou electro-coagulo-flottation (procédé epap-lewan). CEBEDEAU, Octobre 1977, N°407.
- S. Liers, J. Baeyens, I. Mochtar**, Modelling dissolved air flotation, *Water Environment Research* 68 (1996) 1061-1075.

S.H. Lin, C.T. Shyu and M.C. Sun, Saline wastewater treatment by electrochemical method, *Water Research* 32 (1998) 1059-1066.

W. Lin, R.C. Viadero, Jr., B.E. Reed, R.L. Vaughan, Jr., Electronics and Metal finishing and processing, *Water Environment Research* 71 (1999) 816-822.

I. Linares-Hernandez, C. Barrera-Diaz, G. Roa-Morales, B. Bilyeu, F. Urena-Nunez, Influence of the anodic material on electrocoagulation performance, *Chemical Engineering Journal* 148 (2009) 97-105.

G. Lu, J. Qu and H. Tang, The electrochemical production of highly effective polyaluminum, *Water Research* 33 (1999) 807-813.

M

S.A. Martinez et M.G Rodriguez, Dynamical modelling of the electrochemical process to remove Cr(VI) from wastewater in a tubular reactor, *Journal of Chemical Technology and Biotechnology* 82 (2007) 582-587.

A.E. Mauer, D.W. Kirk, S. J. Thorpe, The role of iron in the prevention of nickel electrode deactivation in alkaline electrolysis, *Electrochimica Acta* 52 (2007) 3505-3509.

V. Mavrov, S. Stamenov, E. Todorova, H. Chmiel, T. Erwe, New hybrid electrocoagulation membrane process for removing selenium from industrial wastewater, *Desalination* 201 (2006) 290-296.

Ministère de l'Environnement et du Cadre de Vie, Rapport du séminaire atelier sur les technologies propres, Ouagadougou (2003).

E.S. Meneses, M.L.P.M. Arguelho, J.P.H. Alves, Electroreduction of the antifouling agent TCMTB and its electroanalytical determination in tannery wastewaters, *Talanta* 67 (2005) 682-685.

B. Merzouk, B. Gourich, A. Sekki, K. Madani, Ch. Vial, M. Barkaoui, Studies on the decolorization of textile dye wastewater by continuous electrocoagulation process, *Chemical Engineering Journal* 149 (2009) 207-214.

G. Michel, L'électricité concourt à la maîtrise de problèmes associés à l'environnement, *La technique moderne- N°1-2* (1996) 17-19.

R. Moletta, 2002. Gestion des problèmes environnementaux dans les industries agroalimentaires, *Collection Sciences et Techniques agroalimentaires*, Paris, 600p

M.Y.A. Mollah, P. Morkovsky, J.A.G. Gomes, M. Kesmet, J. Parga, D.L. Cocke, Fundamentals, present and future perspectives of electrocoagulation, *Journal of Hazardous Materials B114* (2004) 199-210.

M.Y.A. Mollah, R. Schennach, J.R. Parga, D.L. Cocke, Electrocoagulation (EC)- Science and applications, *Journal of Hazardous Materials B* 84 (2001) 29-41.

M.I.C. Monteiro, I.C.S. Fraga, A.V. Yallouz, N.M.M. de Oliveira, S.H. Ribeiro, Determination of total chromium traces in tannery effluents by electrothermal atomic absorption spectrometric, flame atomic absorption spectrometry and UV-visible spectrophotometric methods, *Talanta* 58 (2002) 629-633.

H.A. Moreno C., D.L. Cocke, J.A.G. Gomes, P. Morkovsky, J.R. Parga, E. Peterson et C. Garcia, Electrochemistry behind electrocoagulation using iron electrodes, *ECS Transactions* 6 (2007a)1-15.

H.A. Moreno-Casillas, D.L. Cocke, J.A.G. Gomes, P. Morkovsky, J.R. Parga, E. Peterson, Electrocoagulation mechanism for COD removal, *Separation and Purification Technology* 56 (2007b) 204-211.

J.M. Morera, A. Bacardit, L. Ollé, E. Bartoli, M.D. Borrás, Minimization of the environmental impact of chrome tanning: A new process with high chrome exhaustion, *Chemosphere* 69 (2007) 1728-1733.

- G. Mouedhen, M. Feki, M. De Petris Wery, H.F. Ayedi**, Behavior of aluminium electrodes in electrocoagulation process, *Journal of Hazardous Materials* 150 (2008) 124-135.
- G. Mouedhen, M. Feki, M. De Petris-Wery, H.F. Ayedi**, Electrochemical removal of Cr(VI) from aqueous media using iron and aluminum as electrode materials: towards a better understanding of the involved phenomena, *Journal of Hazardous Materials* 168 (2009) 983-991.
- V. Moutarlier, M.P. Gigandet, J. Pagetti, B. Normand**, An electrochemical approach to the anodic oxidation of Al 2024 alloy in sulphuric acid containing inhibitors, *Surface and Coatings Technology* 161 (2002) 267-274.
- V. Moutarlier, M.P. Gigandet, L. Ricq, J. Pagetti**, Electrochemical characterisation of anodic oxidation films formed in presence of corrosion inhibitors, *Applied Surface Science* 183 (2001) 1-9.
- J. Mrozowski, J. Zielinski**, Studies of Zinc and Lead removal from industrial wastes by electrocoagulation, *Environment Protection Engineering* 9 (1983) 77-85.
- B. Mukhopadhyay, J. Sundquist, R.J. Schmitz**, Removal of Cr(VI) from Cr-contaminated groundwater through electrochemical addition of Fe(II), *Journal of Environmental Management* 82 (2007) 66-76.
- A.G. Munoz and J. B. Bessone**, Effects of different anions on the electrochemical behaviour of In, *Electrochimica Acta* 43 (1998) 1067-1075.
- Murell, Wilfried Anthony**, Water cleaning system. European patent application No. 87300526.8, 1987.
- M. Muruganathan, G. Bhaskar Raju, S. Prabhakar**, Separation of pollutants from tannery effluents by electro flotation, *Separation and Purification Technology* 40 (2004a) 69-75.
- M. Muruganathan, G.B. Raju, S. Prabhakar**, Removal of sulphide, sulphate and sulphite ions by electrocoagulation, *Journal of Hazardous Materials B* 109 (2004b) 37-44.
- M. Muthukumar, M.T. Karuppiyah, G. Bhaskar Raju**, Electrochemical removal of CI Acid orange 10 from aqueous solutions, *Separation and Purification Technology* 55 (2007) 198-205.

N

- N. Nameri, A.R. Yeddou, H. Lounici, D. Belhocine, H. Grib and B. Bariou**, Defluoridation of septentrional sahara water of north Africa by electrocoagulation process using bipolar aluminium electrodes, *Water Research* 32 (1998) 1604-1612.
- C.P. Nanseu-Njiki, S.R. Tchamango, P.C. Ngom, A. Darchen, E. Ngameni**, Mercury (II) removal from water by electrocoagulation using aluminium and iron electrodes, *Journal of Hazardous Materials* 168 (2009) 1430-1436.
- B. Nasr, T. Hsen, G. Abdellatif**, Electrochemical treatment of aqueous wastes containing pyrogallol by BDD-anodic oxidation, *Journal of Environmental Management* 90 (2009) 523-530.
- B.F. Nikièma**, Qualité et traitement des eaux usées agricoles et domestiques, Rapport de stage, novembre 1999 Ouagadougou.

O

- E. Ofir, Y. Oren, A. Adin**, Modified equilibrium-solubility domains and a kinetic model of iron oxide and hydroxide colloids for electroflocculation, *Desalination* 204 (2007) 79-86.
- Ü.B. Ögütveren and S. Koparal**, Electrocoagulation for oil-water emulsion treatment, *Journal of Environmental Science and Health, A32* (1997) 2507-2520.

T. Ohtsuka and H. Yamada, Effect of ferrous ion in solution on the formation of anodic oxide film on iron, *Corrosion Science* 40 (1998) 1131-1138.

ONEA, 2006. Rapport technique d'exploitation.

ONEA, Rapport annuel 2008 de la station de traitement de Kossodo.

Minghi, Osvald, Procédé et dispositif de traitement des fluides aqueux d'usinage usés. Demande Internationale de brevet, n° publication WO 98/16478, N° C02F1/465, 1/463.

P

M. Panayotova, J. Fritsch, Treatment of wastewater from the lead-zinc ore processing industry, *J. Environ. Sci. Health*, A3 (1996) 2155-2165.

A.K. Pandey, S.D. Pandey, V. Misra, A.K. Srimal, Removal of chromium and reduction of toxicity to microtox system from tannery effluent by the use of calcium alginate beads containing humic acid, Short communication, *Chemosphere* 51 (2003) 329-333.

R.K. Pandit and M.S. Mayadeo, Electrobiological process for treatment of wastewater, *Journal of Electrochemistry Society of India*, 36 (1987) 111-115.

M. Pettine, L. d'Ottone, L. Campanella, F.J. Millero, and R. Passino, The reduction of chromium (VI) by iron (II) in aqueous solutions, *Geochimica et Cosmochimica Acta* 62 (1998) 1509-1519.

T. Picard, G. Cathalifaud-Feuillade, M. Mazet and C. Vandensteendam, Cathodic dissolution in the electrocoagulation process using aluminium electrodes, *Journal of Environment Monitoring* 2 (2000) 77-80.

G. Poteaux, Epuration des eaux résiduaires par électrolyse, *Techniques Modernes* 70 (1978) 42-44.

M. Pourbaix et N. Zoubov, Hydrogène, Version remaniée du rapport technique RT.69 du CEBELCOR (1958).

Q

H. Qian, Y. Wu, Y. Liu, X. Xu, Kinetics of hexavalent chromium reduction by iron metal, *Frontiers of Environmental Science and Engineering of China* 2 (2008) 51-56.

R

S. Raghu, C.A. Basha, Chemical or electrochemical techniques, followed by ion exchange, for recycle of textile dye wastewater, *Journal of Hazardous Materials* 149 (2007) 324-330.

G.B. Raju, M.T. Karupiah, S.S. Latha, S. Parvathy, S. Prabhakar, Treatment of wastewater from synthetic textile industry by electrocoagulation–electrooxidation, *Chemical Engineering Journal* 144 (2008) 51-58.

S. Rastogi, P. Rathee, T.K. Saxena, N.K. Mehra, R. Kumar, BOD analysis of industrial effluents: 5 days to 5 min, *Current Applied Physics* 3 (2003) 191-194.

J. Ren, Y. Zuo, Study of electrochemical behaviour and morphology of pitting on anodized 2024 aluminium alloy, *Surface and Coatings Technology* 182 (2004) 237-241.

R.R. Renk, Electrocoagulation of tar sand and oil Shale wastewaters, *Energy Progress* 8 (1988) 205-208.

V.G. Roev and N.V. Gudin, New aspects of Zinc-Nickel Alloy co-deposition, *Trans IMF* 74 (1996) 153.

D. Rosso, M.K. Stenstrom, The carbon-sequestration potential of municipal wastewater treatment, *Chemosphere* 70 (2008) 1468-1475.

J.-M. Rovel, Epuration électrique des eaux résiduaires des industries agroalimentaires, *Industries Alimentaires et Agricoles* 91 (1947) 1243-1248.

S. Rubach and I.F. Saur, Onshore testing of produced water by electroflocculation. Electroflocculation-Filtration and separation, Octobre 1997, p. 877.

S

V. Sarin, K.K. Pant, Removal of chromium from industrial waste by using eucalyptus bark, Bioresource Technology 97 (2006) 15-20.

I.A. Sengil, S. Kulac, M. Ozacar, Treatment of tannery liming drum wastewater by electrocoagulation, Journal of Hazardous Materials 167 (2009) 940-946.

F. Shen, X. Chen, P. Gao, G. Chen, electrochemical removal of fluoride ions from industrial wastewater, Chemical Engineering science 58 (2003) 987-993.

A.S. Stasinakis, N.S. Thomaidis, T.D. Lekkas, Speciation of chromium in wastewater and sludge by extraction with liquid anion exchanger Amberlite LA-2 and electrothermal atomic absorption spectrometry, Analytica Chimica Acta 478 (2003) 119-127.

L. Szpyrkowicz, G.H. Kelsall, S.N. Kaul, M.De Faveri, Performance of electrochemical reactor for treatment of tannery wastewaters, Chemical Engineering Science 56 (2001) 1579-1586.

L. Szpyrkowicz, J. Naumczyk et F. Zilio-Grandi, Electrochemical treatment of tannery wastewater using Ti/Pt and Ti/Pt/Ir electrodes, Water Research 29 (1995) 517-524.

T

D. Tabakov, N. Tcholakov, Possibilities of purification of effluents from pesticide production using magnetic treatment and electrocoagulation, Environment Protection Engineering 14 (1988) 77-84.

M.A. Talavera, S. Valdez, J.A. Juarez-Islas, B. Mena and J. Genesca, EIS testing of new aluminium sacrificial anodes, Journal of Applied Electrochemistry 32 (2002) 897-903.

F.I. Talens-Alesson, S. Anthony, M. Bryce, Complexation of organic compounds in the presence of Al³⁺ during micellar flocculation, Water Research 38 (2004) 1477-1483.

D.N. Thomas, S. J. Judd and N. Fawcett, Flocculation modelling: A review, Water Research 33 (1999) 1579-1592.

O. Thomas, Métrologie des eaux résiduaires, Cebedoc editeur, Paris-Liège, 1995, 192p.

B. Traoré, Rapport sur les eaux usées industrielles et hospitalières : impacts environnemental et sanitaire, DUT Université de Ouagadougou, Septembre 2003.

P. Treille, Développements récents du traitement des effluents de papeterie en France, La Papeterie 6 (1973) 440-447.

C. T. Tsai, S. T. Li, Y. C. Shue and P. L. Su, Electrolysis of soluble organic matter in leachate from landfills, Water Research 31 (1997) 3073-3081.

U

U.T. Un, A.S. Koparal, U.B. Ogutveren, electrocoagulation of vegetable oil refinery wastewater using aluminum electrodes, Journal of Environmental Management 90 (2009) 428-433.

Ü. T. Ün, S. Ugur, A.S. Koparal, Ü.B. Ögütveren, Electrocoagulation of olive mill wastewaters, Separation and Purification Technology 52 (2006) 136-141.

V

- J. Viguri, A. Andrés, R. Ibanez, C.R. Puente, A. Irabien**, Characterization of metal finishing sludges : influence du pH, *Journal of Hazardous Materials A79* (2000) 63-75.
- E.A. Vik, D.A. Carlson, A.S. Eikum and E.T. Gjessing**, Electrocoagulation of potable water. *Water Research* 18 (1984) 1355-1360.
- M. Vilarigues, J.C.S. Fernandes, L.C. Alves, R.C. da Silva**, Electrochemical behaviour of chromium-implanted magnesium in hydroxide, chloride and sulphate solutions, *Surface and Coatings Technology* 202 (2008) 4086-4093.
- S. Virtanen, M. Büchler**, Electrochemical behavior of surface films formed on Fe in chromate solutions, *Corrosion Science* 45 (2003) 1405-1419.
- A.G. Vlyssides and C.J. Israilides**, Detoxification of tannery waste liquors with an electrolysis system, *Environmental Pollution* 97 (1997) 147-152.

W

- G.M. Walker, L.R. Weatherley**, COD removal from textile industry effluent: pilot plant studies, *Chemical Engineering Journal* 84 (2001) 125-131.
- J. Wang**, Inhibitor effects on the anodic behaviour of iron electrodes, *Chinese Journal of Oceanology and Limnology* 15 (1997) 156-162.
- M. Wauthélet**, Traitement anaérobie des boues et valorisation du biogaz, *Faculté des sciences agronomique de Gembloux, Belgique* (2006).
- H. Wendt, G. Kreysa**, Génie électrochimique: Principes et procédés, *DUNOD, Paris* (2001).
- C.H. Weng, Y.T. Lin, T.Y. Lin, C.M. Kao**, Enhancement of electrokinetic remediation of hyper-Cr (VI) contaminated clay by zero-valent iron, *Journal of Hazardous Materials* 149 (2007) 292-302.
- A.E. Wilcock, M. Brewster and G. Peck**, Use of electrochemical technology to remove color and other contaminants from textile mill effluents. *Environmental Chemistry of Dyes and pigments*, ISBN 0-471-58927-6, 1996
- H. Wu, K.R. Hebert**, Electrochemical transients during the initial moments of anodic oxidation of aluminum, *Electrochimica Acta* 47 (2002) 1373-1383.

Y

- G.C.C. Yang, Chi-Ming Tsai**, Performance evaluation of a simultaneous electrocoagulation and electrofiltration module for the treatment of Cu-CMP and oxide-CMP wastewaters, *Journal of Membrane Science* 286 (2006) 36-44.
- C.L. Yang**, Electrochemical coagulation for oily water demulsification, *Separation and Purification Technology* 54 (2007) 388-395.
- C.L. Yang, J. McGarrah**, Electrochemical coagulation for textile effluent decolorization, *Journal of hazardous Materials B127* (2005) 40-47.
- Y. Yavuz**, EC and EF processes for the treatment of alcohol distillery wastewater, *Separation and Purification Technology* 53 (2007) 135-140.
- Y.S. Yildiz, A.S. Kopal, S. Irdemez, B. Keskinler**, Electrocoagulation of synthetically prepared waters containing high concentration of NOM using iron cast electrodes, *Journal of Hazardous Materials B* 139 (2007) 373-380.

Z

- Z. Zaroual, M. Azzi, N. Saib, E. Chainet**, Contribution to study of electrocoagulation mechanism in basic textile effluent, *Journal of Hazardous Materials B* 131 (2006) 73-78.

- W. Zhang, P. Singh, E. Paling, S. Delides**, Arsenic removal from contaminated water by natural iron ores, *Minerals Engineering* 17 (2004) 517-524.
- H.Z. Zhao, W. Yang, J. Zhu, J.R. Ni**, Defluoridation of drinking water by combined electrocoagulation: effects of the molar ratio of alkalinity and fluoride to Al (III), *Chemosphere* 74 (2009) 1391-1395.
- B. Zhu, D.A. Clifford, S. Chellam**, comparison of electrocoagulation and chemical coagulation pre-treatment for enhanced virus removal using microfiltration, *Water Research* 39 (2005) 3098-3108.
- Z. Zong, C.J. Williams, R.G.J. Edyvean**, Treatment of tannery wastewater by chemical coagulation, *Desalination* 164 (2004) 249-259.
- I. Zongo, J.P. Leclerc, H.A. Maïga, J. Wéthé, F. Lopicque**, Removal of hexavalent chromium from industrial wastewater by electrocoagulation : A comprehensive comparison of aluminium and iron electrodes, *Separation and Purification Technology* 66 (2009a) 159-166.
- I. Zongo, A.H. Maïga, J. Wéthé, G. Valentin, J.P. Leclerc, G. Paternotte, F. Lopicque**, Electrocoagulation for the treatment of textile wastewaters with Al or Fe electrodes: Compared variation of COD levels, turbidity and absorbance, *Journal of Hazardous Materials* 169 (2009b) 70-76.
- Q. Zuo, X. Chen, W. Li, G. Chen**, Combined electrocoagulation and electroflotation for removal of fluoride from drinking water, *Journal of Hazardous Materials* 159 (2008) 452-457.

LISTE DES SIGNES ET SYMBOLES

Liste des symboles alpha-numériques

A : Surface de travail de l'électrode (cm^2)
AAS : Spectrométrie d'Absorption Atomique
AFNOR : Association Française de Normalisation
BRAFAO : Brasserie du Faso
BRAKINA : Société des brasseries de Burkina
C : Demande en réactif
CC : Coagulation Chimique
CHUNYO : Centre Hospitalier Universitaire National Yalgado Ouédraogo
 C_n : Concentration de l'élément n (ppm)
COBIFA : Confiserie de Bonbons Industriels du Faso
COT : Carbone Organique Total (mg/l)
CREPA : Centre Régional de l'Eau Potable et de l'Assainissement à faible coût
d : e : distance inter électrodes (mm)
DCB : Usine Diamond Cement du Burkina
DCO : Demande Chimique en Oxygène ($\text{mg d'O}_2/\text{l}$)
DGRE : Direction Générale des Ressources en Eau
EA : Energie attractive (J)
Ea-Ec : Différence de potentiel entre cathode et anode (V)
EC : Electrocoagulation
EESC : Energie Electrique Spécifique Consommée (kWh/m^3)
EIER : Ecole Inter-état de l'Equipement Rural
ER : Energie de répulsion (J)
ETSHER : Ecole de Techniciens Supérieurs de l'Hydraulique et de l'Equipement Rural
 E_0 : Potentiel standard (V)
F : Nombre de Faraday
FA : Force d'attraction (N)
FASOPLAST : Société de plastiques du Faso
FR : Force de répulsion (N)
G : Gradient de vitesse moyen (s^{-1})
GENOL : Générale des Oléagineux
GS-Plast : Georges Salim Plastiques
I : Intensité de courant (A)
i : Densité de courant (A.m^{-2})
IAA : Industries Agricoles et Alimentaires
 i_L : Densité de courant limite (A.m^{-2})
 i_0 : Densité de courant d'échange (A.m^{-2})
2iE : Institut International d'Ingénierie de l'Eau et de l'Assainissement
IRSAT : Institut de Recherche en Sciences Appliquées et Technologies
JTU : Jackson Turbidity Unit
K : Constante d'équilibre (L mg^{-1})
km : Coefficient de transfert de matière (m s^{-1})
Ks : Constante de dissolution
K/n : Paramètre de modélisation de DCO (L/mg d'O_2)
L : longueur de l'électrode (m)
M : Masse molaire de l'espèce considérée (g.mol^{-1})

m : masse du métal dissous (g)
 MES : Matières En Suspension (mg/l)
 MTBE : Methyl TerButyl Ether
 N : Normalité
 n : Nombre de particules par unité de volume (m^{-3})
 n_e : Nombre d'électrons mis en jeu
 NHE: Electrode Standard d'hydrogène
 NTU : Nephelometric Turbidity Unit
 ONEA : Office National de l'Eau et l'Assainissement
 P : Puissance réellement dissipée (W)
 PME : Petites et Moyennes Entreprises
 PSAO : Plan Stratégique d'Assainissement de Ouagadougou
 PVC : PolyChloride de Vinyl
 pZ : Potentiel zêta
 Q : Charge électrique (C)
 R : Résistance ohmique (Ohms)
 Re : Nombre de Reynolds
 SAB : Société d'Accumulateurs du Burkina
 Sc : Nombre de Schmidt
 SEEC : Energie Electrique Specifique Consommée (kWh/m^3)
 Sh : Nombre de Sherwood SMEWW : Norme américaine
 SIB : Savonnerie Industrielle du Burkina
 SIBAM : Société Burkinabè des Armes et des Munitions
 SIBEA : Société Industrielle Burkinabè d'Epices et d'Aliments
 SIMAO : Société Industrielle de Meunerie de l'Afrique de l'Ouest
 SIMMO : Société Industrielle de Montage de Motos de Ouagadougou
 SITAB : Société Industrielle des Tubes d'Acier
 SOGEO : Société de Gestion de l'Abattoir Frigorifique de Ouagadougou
 SONABEL : Société Nationale d'Electricité du Burkina
 T : Température absolue (K)
 t : Temps (s)
 Tan Aliz : Tannerie Alizèta
 TBX : Benzène et Xylène
 TPH : Hydrocaubures totales de carbone
 U : Tension électrique (V)
 U_c : Tension de cellule (V)
 UV : Ultra-violet
 V : Volume occupé par le fluide (L ou m^3)
 V_r : Volume de l'effluent (L ou m^3)
 W : Energie électrique (kWh)
 z : Valence du contre-ion utilisé
 Z : Nombre d'électrons mis en jeu

Liste des symboles grecs

α : Fraction des chocs efficaces
 ΔG : Variation d'enthalpie libre de Gibbs ($kJ mol^{-1}$)
 Δt : Durée (s)
 κ : Conductivité (mS/cm)
 ν_e : Nombre d'électrons

η : Surtension (V)
 μ : Viscosité dynamique (Pa)
 ν : Viscosité cinématique ($\text{m}^2 \text{s}^{-1}$)
 Φ : Potentiel total à l'interface (V)
 Φ_0 : Potentiel différentiel dans la couche adsorbée (V)
 τ : Temps de passage de l'effluent (s)

LISTE DES FIGURES

Chapitre I

Figure I-1 : Potentiel électrique de particules colloïdales.....	14
Figure I-2 : Energie d'interaction entre deux particules lipophiles en fonction de la distance depuis la surface de la particule	15
Figure I-3 : Emprisonnement des particules dans les floes pendant la décantation.....	15
Figure I-4 : Adsorption et partage à l'aide des polymères	16
Figure I-5 : Diagramme de coagulation au sulfate d'aluminium.....	17
Figure I-6 : Mécanismes et produits dérivés du sulfate d'aluminium.....	18
Figure I-7 : Les étapes de transfert de matière dans une cellule électrochimique.....	24
Figure I-8 : Décomposition de la tension de cellule.....	26
Figure I-9 : Diagramme de Pourbaix de l'aluminium.....	34
Figure I-10 : Diagramme de Pourbaix du fer.....	36

Chapitre II

Figure II-1 : Dispositif expérimental de traitement par EC	47
Figure II-2 : Cellule ouverte montrant les deux logements des électrodes	49
Figure II-3 : L'évolution de la DCO au cours du traitement de l'effluent	50
Figure II-4 : Vue des électrodes d'aluminium et de fer	52
Figure II-5 : Présentation d'échantillons	53
Figure II-6 : Courbe d'étalonnage de la conductivité	55
Figure II-7 : Courbe d'étalonnage du DCO-mètre	56
Figure II-8 : Courbe d'étalonnage de dosage de l'aluminium métaux	58
Figure II-9 : Spectre UV-Visible de l'échantillon traité de l'effluent usine.....	59

Chapitre III

Figure III-1 : Evolution du pH de l'effluent station au cours du traitement avec les électrodes de fer	68
Figure III-2 : Evolution du pH de l'effluent station au cours du traitement avec les électrodes d'aluminium	68
Figure III-3 : Evolution du pH de l'effluent usine au cours du traitement avec les électrodes de fer	69
Figure III-4 : Evolution du pH de l'effluent usine au cours du traitement avec les électrodes d'aluminium	69
Figure III-5 : Evolution du pH de l'effluent station chrome au cours du traitement avec les électrodes de fer	69
Figure III-6 : Evolution du pH de l'effluent station chrome au cours du traitement avec les électrodes d'aluminium.....	70
Figure III-7 : Evolution de la tension de cellule au cours du traitement de l'effluent station avec les électrodes de fer	71
Figure III-8 : Evolution de la tension de cellule au cours du traitement de l'effluent station avec les électrodes d'aluminium	71
Figure III-9 : Evolution de la tension de cellule au cours du traitement de l'effluent usine avec les électrodes de fer	71
Figure III-10 : Evolution de la tension de cellule au cours du traitement de l'effluent usine avec les électrodes d'aluminium	72

Figure III-11 : Evolution de la concentration en fer dissous au cours du traitement de l'effluent station	73
Figure III-12 : Evolution de la concentration en aluminium dissous au cours du traitement del'effluent station	73
Figure III-13 : Evolution de la concentration en fer dissous au cours du traitement de l'effluent usine	74
Figure III-14 : Evolution de la concentration en aluminium dissous au cours du traitement del'effluent usine	74
Figure III-15 : Evolution de la concentration en fer dissous au cours du traitement de l'effluent station chrome	74
Figure III-16 : Evolution de la concentration en aluminium dissous au cours du traitement del'effluent station chrome	75
Figure III-17 : Evolution du rendement faradique au cours du traitement de l'effluent station avec les électrodes de fer	75
Figure III-18 : Evolution du rendement faradique au cours du traitement de l'effluent station avec les électrodes d'aluminium	76
Figure III-19 : Evolution du rendement faradique au cours du traitement de l'effluent usine avec les électrodes de fer	76
Figure III-20 : Evolution du rendement faradique au cours du traitement de l'effluent usine avec les électrodes d'aluminium	77
Figure III-21 : Evolution de la DCO de l'effluent station au cours du traitement avec les électrodes de fer	78
Figure III-22 : Evolution de la DCO de l'effluent station au cours du traitement avec les électrodes d'aluminium	78
Figure III-23 : DCO en fin de traitement pour les différentes densités de courant et les effluents station et usine (DCO initiale 1100 mg d'O ₂ /l)	79
Figure III-24 : Evolution de la DCO de l'effluent usine au cours du traitement avec les électrodes de fer	79
Figure III-25 : Evolution de la DCO de l'effluent usine au cours du traitement avec les électrodes d'aluminium	80
Figure III-26 : Evolution de la DCO de l'effluent station en fonction de la charge au cours du traitement avec les électrodes de fer	81
Figure III-27 : Evolution de la DCO de l'effluent station en fonction de la charge au cours du traitement avec les électrodes d'aluminium	81
Figure III-28 : Evolution de la DCO de l'effluent usine en fonction de la charge au cours du traitement avec les électrodes de fer	82
Figure III-29 : Evolution de la DCO de l'effluent usine en fonction de la charge au cours du traitement avec les électrodes d'aluminium	82
Figure III-30 : Evolution de la DCO de l'effluent station en fonction de la concentration en fer dissous pour chaque densité de courant	83
Figure III-31 : Evolution de la DCO de l'effluent station en fonction de la concentration en aluminium dissous pour chaque densité de courant	83
Figure III-32 : Evolution de la DCO de l'effluent usine en fonction de la concentration en fer dissous pour chaque densité de courant	84
Figure III-33 : Evolution de la DCO de l'effluent usine en fonction de la concentration en aluminium dissous pour chaque densité de courant	84
Figure III-34 : Différentes concentrations en métaux atteintes en fin de traitement de l'effluent usine	85
Figure III-35 : Evolution de la DCO de l'effluent station chrome au cours du traitement avec les électrodes de fer	86

Figure III-36 : Evolution de la DCO de l'effluent station chrome au cours du traitement avec les électrodes d'aluminium	86
Figure III-37 : Evolution de la DCO en fonction de la charge de l'effluent station chrome traité avec les électrodes de fer	87
Figure III-38 : Evolution de la DCO en fonction de la charge de l'effluent station chrome traité avec les électrodes d'aluminium	88
Figure III-39 : Evolution de la DCO de l'effluent station chrome en fonction de la concentration en fer dissous.....	89
Figure III-40 : Evolution de la DCO de l'effluent station chrome en fonction de la concentration en aluminium dissous	89
Figure III-41 : Evolution de la turbidité de l'effluent station au cours du traitement avec les électrodes de fer	90
Figure III-42 : Evolution de la turbidité de l'effluent station au cours du traitement avec les électrodes d'aluminium	90
Figure III-43 : Temps requis pour l'abattement total de la turbidité de l'effluent station aux différentes densités de courant	91
Figure III-44 : Evolution de la turbidité de l'effluent usine au cours du traitement avec les électrodes de fer	91
Figure III-45 : Evolution de la turbidité de l'effluent usine au cours du traitement avec les électrodes d'aluminium.....	91
Figure III-46 : Temps requis pour l'abattement total de la turbidité de l'effluent usine aux différentes densités de courant	92
Figure III-47 : Evolution de la turbidité en fonction de la charge de l'effluent station traité avec les électrodes de fer	92
Figure III-48 : Evolution de la turbidité en fonction de la charge de l'effluent station traité avec les électrodes d'aluminium	93
Figure III-49 : Evolution de la turbidité en fonction de la charge de l'effluent usine traité avec les électrodes de fer	93
Figure III-50 : Evolution de la turbidité en fonction de la charge de l'effluent usine traité avec les électrodes d'aluminium.....	94
Figure III-51 : Evolution de la turbidité de l'effluent station en fonction de la concentration en fer dissous	94
Figure III-52 : Evolution de la turbidité de l'effluent station en fonction de la concentration en aluminium dissous	95
Figure III-53 : Evolution de la turbidité de l'effluent usine en fonction de la concentration en fer dissous	95
Figure III-54 : Evolution de la turbidité de l'effluent usine en fonction de la concentration en aluminium dissous	96
Figure III-55 : Evolution de l'absorbance à 436 nm de l'effluent station au cours du traitement avec les électrodes de fer	96
Figure III-56 : Evolution de l'absorbance à 436 nm de l'effluent station au cours du traitement avec les électrodes d'aluminium.....	97
Figure III-57 : Evolution de l'absorbance à 436 nm de l'effluent usine au cours du traitement avec les électrodes de fer	97
Figure III-58 : Evolution de l'absorbance à 436 nm de l'effluent usine au cours du traitement avec les électrodes d'aluminium	98
Figure III-59 : Evolution du COT au cours du traitement (durée de décantation 90 min)	99
Figure III-60 : Abattement du COT en fonction du temps de traitement	99
Figure III-61 : Abattement de COT au cours du traitement	100

Figure III-62 : Evolution de la concentration en chrome total de l'effluent « station chrome » au cours du traitement avec les électrodes en fer	100
Figure III-63 : Evolution de la concentration en chrome de l'effluent « station chrome » au cours du traitement avec les électrodes d'aluminium	101
Figure III-64 : Evolution comparative du rapport Cr/Cr_0 au cours du traitement avec les deux électrodes	101
Figure III-65 : Evolution de la concentration en chrome VI au cours du traitement avec les électrodes de fer	102
Figure III-66 : Evolution de la concentration en chrome VI au cours du traitement avec les électrodes d'aluminium	103
Figure III-67 : Evolution de la concentration en chrome total en fonction de la concentration en fer dissous	103
Figure III-68 : Evolution de la concentration en chrome total en fonction de la concentration en aluminium dissous	105
Figure III-69 : Evolution de l'abattement de la DCO de l'effluent station en fonction de l'énergie électrique consommée lors du traitement avec les électrodes de fer	106
Figure III-70 : Evolution de l'abattement de la DCO de l'effluent station en fonction de l'énergie électrique consommée lors du traitement avec les électrodes d'aluminium	106
Figure III-71 : Evolution de l'abattement de la DCO de l'effluent usine en fonction de l'énergie électrique consommée lors du traitement avec les électrodes de fer	106
Figure III-72 : Evolution de l'abattement de la DCO de l'effluent usine en fonction de l'énergie électrique consommée lors du traitement avec les électrodes d'aluminium	107
Figure III-73 : Evolution de l'abattement du chrome de l'effluent station chrome en fonction de l'énergie consommée lors du traitement avec les électrodes de fer	107
Figure III-74 : Evolution de l'abattement du chrome de l'effluent station chrome en fonction de l'énergie consommée lors du traitement avec les électrodes d'aluminium.....	108

Chapitre IV

Figure IV-1 : Diagramme de prédominance des différents hydroxydes d'aluminium (sans tenir compte des formes polymères)	118
Figure IV-2 : Fraction soluble des hydroxydes d'aluminium en fonction du pH	119
Figure IV-3 : Diagramme de prédominance des différents hydroxydes de chrome (sans tenir compte des formes polymères)	119
Figure IV-4 : Fraction soluble des hydroxydes de chrome en fonction du pH	120
Figure IV-5 : Diagramme de prédominance des différents hydroxydes de fer (sans tenir compte des formes polymères)	120
Figure IV-6 : Fraction soluble des hydroxydes de fer en fonction du pH (concentration totale de fer prise égale à $10^{-2}M$).....	121
Figure IV-7 : Evolution de la tension en fonction de la densité de courant pour l'effluent station traité avec les électrodes d'aluminium	123
Figure IV-8 : Evolution de la tension en fonction de la densité de courant pour l'effluent usine traité avec les électrodes d'aluminium	123
Figure IV-9 : Evolution de la tension en fonction de la densité de courant pour l'effluent station traité avec les électrodes de fer	123
Figure IV-10 : Evolution de la tension en fonction de la densité de courant pour l'effluent usine traité avec les électrodes de fer	124
Figure IV-11 : Comparaison des valeurs DCO théoriques et expérimentales de l'effluent station traité avec les électrodes de fer	126

Figure IV-12 : Comparaison des valeurs DCO théoriques et expérimentales de l'effluent station traité avec les électrodes d'aluminium	126
Figure IV-13 : Comparaison des valeurs DCO théoriques et expérimentales de l'effluent usine traité avec les électrodes de fer	126
Figure IV-14 : Comparaison des valeurs DCO théoriques et expérimentales de l'effluent usine traité avec les électrodes d'aluminium	127
Figure IV-15 : Valeurs théorique et expérimentales de la DCO de l'effluent station traité avec les électrodes de fer	127
Figure IV-16 : Valeurs théoriques et expérimentales de la DCO de l'effluent station traité avec les électrodes d'aluminium	128
Figure IV-17 : Valeurs théoriques et expérimentales de la DCO de l'effluent usine traité avec les électrodes de fer	128
Figure IV-18 : Valeurs théoriques et expérimentales de la DCO de l'effluent usine traité avec les électrodes d'aluminium	128
Figure IV-19 : Evolution de la DCO globale des deux effluents traités avec les électrodes de fer	129
Figure IV-20 : Evolution de la DCO globale des deux effluents traités avec les électrodes d'aluminium	129
Figure IV-21 : Valeurs normées de l'absorbance, de la DCO et de la turbidité de l'effluent station traité avec les électrodes de fer	130
Figure IV-22 : Valeurs normées de l'absorbance, de la DCO, de la turbidité et du COT de l'effluent station traité avec les électrodes d'aluminium	130
Figure IV-23 : Variation du chrome en fonction du temps et comparaison des résultats expérimentaux et théoriques en supposant que le chrome est réduit à la cathode à la densité de courant limite	133
Figure IV-24 : Variation de [Cr] en fonction du temps et comparaison des résultats expérimentaux et théoriques en supposant que le Cr est réduit à la cathode à la densité de courant limite	133
Figure IV-25 : Variation de la concentration en Cr VI en fonction de la charge : Comparaison des données expérimentales et les résultats théoriques obtenus de la relation IV-32 en supposant un rendement faradique de 1 lors du traitement avec des électrodes de d'aluminium	134
Figure IV-26 : Variation de la concentration en Cr VI en fonction de la charge : Comparaison des données expérimentales et les résultats théoriques obtenus de la relation IV-32 en supposant un rendement faradique de 1 lors du traitement avec des électrodes de fer	134
Figure IV-27 : Variation du chrome VI en fonction du fer dissous en tenant compte uniquement de la réaction instantanée entre le fer électrogénéré et le chrome	135
Figure IV-28 : Evolution théorique du chrome VI, du fer II et du fer III au cours du traitement avec les électrodes de fer	138
Figure IV-29 : Evolution du chrome VI en négligeant la réduction électrochimique du Cr VI	138
Figure IV-30 : Comparaison de deux valeurs théoriques en considérant la réduction du Cr VI par le fer II électrogénéré (AR) et en la négligeant (SR), les deux comparées aux valeurs expérimentales.....	139

Chapitre V

Figure V-1 : Plan de la ville de Ouagadougou	145
Figure V-2 : Bocal de traitement anaérobie	158
Figure V-3 : Bocaux de traitement aérobie.....	158

Figure V-4 : Evolution de la DCO de l'effluent « station chrome » au cours du traitement avec les électrodes de fer	166
Figure V-5 : Evolution de la concentration en chrome de l'effluent « station chrome » au cours du traitement avec les électrodes de fer	166
Figure V-6 : Cellule électrochimique en mode bipolaire	167
Figure V-7 : Configuration de la cellule électrochimique de l'étude	167

LISTE DES TABLEAUX

Chapitre I

Tableau I-1 : Matériaux d'électrodes utilisés	20
Tableau I-2 : Les différents traitements en EC	27
Tableau I-3 : Réactions de réduction de Al^{3+}	33

Chapitre II

Tableau II-1 : Caractéristiques des effluents utilisés	60
--	----

Chapitre III

Tableau III-1 : pH max pour les différents traitements	67
Tableau III-2 : Concentration finale en ppm atteinte de métal (Fe ou Al) pour chaque traitement	73
Tableau III-3 : Rendement faradique des différents traitements	77
Tableau III-4 : Absorbance minimale atteinte pour chaque densité de courant	98
Tableau III-6 : Concentration finale en chrome VI (ppm) pour chaque traitement	102

Chapitre IV

Tableau IV-1 : Equilibres considérés et valeurs des constantes d'équilibre calculées sur la base de concentration en mole/l (M)	117
Tableau IV-2 : Valeurs de paramètres K/n ($L\ mg^{-1}$) trouvées sur la base de l'approximation du modèle comparées aux valeurs trouvées par Khemis et al, (2006).....	125
Tableau IV-3 : Valeurs de K/n par densité de courant et par traitement.....	127

Chapitre V

Tableau V-1 : Caractéristiques des eaux usées de l'abattoir frigorifique de Ouagadougou ..	147
Tableau V-2 : Caractéristiques des eaux usées de la BRAKINA	148
Tableau V-3 : Caractéristiques des eaux usées de tan Aliz	150
Tableau V-4 : Caractéristiques des eaux usées de la SONABEL	151
Tableau V-5 : Caractéristiques des eaux usées de l'hôpital Yalgado Ouédraogo	152
Tableau V-6 : Unités consultées	156
Tableau V-7 : Résultats des enquêtes	159
Tableau V-8 : Résultats des analyses DCO des différents établissements.....	161
Tableau V-9 : Bilan DCO par type d'effluent	162
Tableau V-10 : Bilan DCO de la ville de Ouagadougou	163
Tableau V-11 : Réduction de la DCO	163
Tableau V-12 : Bilan des traitements par voie biologique	164
Tableau V-13 : Bilan d'effluents non biodégradables	165

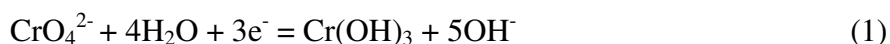
ANNEXES

ANNEXE 1

Le chrome VI est –il traité par réduction électrochimique directe au niveau de la cellule électrochimique?

Introduction

La réduction du chrome hexavalent se produisant dans la cellule électrochimique par les électrodes d'aluminium et de fer, est sujette à des investigations diverses. Avec les électrodes de fer, le traitement du chrome (VI) a été modélisé en considérant la réaction chimique du fer (II) (Pettine et al, 1998 ; Mukhopadhyay et al, 2007), tout en prenant en compte l'oxydation du fer II électrogénéré par l'oxygène de l'air. Avec les électrodes de d'aluminium, la diminution exponentielle du Cr au cours du traitement à une densité de courant donnée, observée par Heidmann et Calmona (2007), est due à sa réduction électrochimique directe en suivant la stœchiométrie et dans les conditions de pH neutre à alcalin.



On pense qu'avec le fer, en plus de la réduction électrochimique directe, il y a aussi une action redox chimique du fer II. Cette hypothèse a été rapportée par Barrera-Diaz et al (2003) et considéré par Mukhopadhyay et al (2007) comme non corroborée.

En plus de tout cela, quel pourrait être l'apport du dégagement d'hydrogène à la cathode dans le traitement du chrome (VI)?

Rappel des réactions se déroulant dans le réacteur électrochimique

Nous avons au niveau de l'électrode un transfert des espèces électroactives par convection et diffusion du liquide vers l'électrode, suivi par leur adsorption et les transferts de charge. Nous avons précisément dans ce cas d'espèce, la réduction électrochimique du CrO_4^{2-} en $\text{Cr}(\text{OH})_n^{(3-n)+}$. Le taux de réduction maximum correspond à la densité de courant limite pour laquelle la concentration des ions chromate à la surface de l'électrode devient nulle.

La loi d'équilibre de masse dans un procédé discontinu se déroulant à la densité de courant limite s'écrit :

$$V \frac{d[\text{Cr}(\text{VI})]}{dt} = -\frac{i_L \cdot A}{n_e F} = -k_m A [\text{Cr}(\text{VI})] \quad (2)$$

avec k_m est le coefficient de transfert de masse à l'électrode, A la surface de l'électrode, n_e le nombre d'électrons mis en jeu et F la constante de Faraday.

En intégrant l'équation 2, on obtient la relation 3 suivante :

$$[\text{Cr}(\text{VI})] = [\text{Cr}(\text{VI})]_{t=0} \exp\left(-\frac{k_m A}{V} t\right) \quad (3)$$

Dans ce cas précis, l'électrocoagulation a été menée à densité de courant constante. La loi de traitement du Cr VI à densité de courant est comparable à une loi se déroulant à la densité de courant limite (Pickett, Coeuret et Stork).

- Pour $i < i_L$, le rendement faradique peut atteindre l'unité et la réduction du chrome VI est régulière et proportionnelle à la densité de courant. On a alors,

$$V \frac{d[Cr(VI)]}{dt} = - \frac{i.A}{n_e F} \quad (4)$$

Cette relation provient de la variation linéaire de la concentration de Cr VI avec le temps.

- Pour $i < i_L$, seule la densité limite peut être utilisée dans la relation (3).

Cela montre clairement que la densité de courant limite –ou le coefficient de transfert de matière- est à déterminer.

Estimation du coefficient de transfert de matière à la cathode

Le pilote utilisé est un procédé continu à recirculation. La convection de l'effluent se fait avec un coefficient de transfert de matière qui peut-être estimé par une loi numérique reliant la masse au transfert momentané de matière. Dans ce cas précis, il y a un dégagement d'hydrogène à la cathode visible par simple observation. Cette présence de gaz entraîne des formations de bulles des diamètres variant de 20 à 50 μm qui créent une légère turbulence par le phénomène d'accroissement et de détachement des bulles à la surface, ce qui augmente considérablement le transfert de matière. Le coefficient qui en résulte est donc lié au deux phénomènes cités et peut-être fonction des coefficients de ces mêmes phénomènes (Wendt et Kreysa, 1999).

$$k_m = \sqrt{k_{m,macro}^2 + k_{m,bubble}^2} \quad (5)$$

Avec $k_{m,macro}$ exprimant l'effet de convection et $k_{m,bubble}$, l'expression de la microturbulence induite par le dégagement d'hydrogène.

En tenant compte du dégagement gazeux faible, l'écoulement peut être supposé laminaire, et donc le coefficient de transfert de matière peut-être estimé par la loi de Lévêque :

$$Sh_{macro} = 1.62(\text{Re}_{macro} Sc)^{1/3} \left(\frac{d_e}{L} \right)^{1/3} \quad (6)$$

$$\text{avec } Sh_{macro} = \frac{k_{m,macro} \cdot d_e}{D}, \text{ Re}_{macro} = \frac{u \cdot d_e}{\nu} \text{ et } Sc = \frac{\nu}{D} \quad (6')$$

avec d_e , le diamètre hydraulique, L la longueur de l'électrode, u la vitesse du liquide, ν la viscosité cinématique du liquide et D le coefficient de diffusivité des espèces électroactives.

Le coefficient de transfert de matière résultant du dégagement d'hydrogène peut être estimé comme suit (kreysa et Wendt) :

$$Sh_{bubble} = 0.93(\text{Re}_{bubble} Sc)^{1/3} \quad (7)$$

$$\text{Avec } Sh_{bubble} = \frac{k_{m,bubble} \cdot d_{bubble}}{D} \text{ et } \text{Re}_{bubble} = \frac{\dot{V}_{bubble} d_{bubble}}{\nu} \quad (7')$$

Où \dot{V}_{bubble} est le débit volumique de gaz généré par unité de surface, exprimé en m^3/s . Le cas du dégagement d'hydrogène nécessite 2 électrons par molécule de gaz. La loi de faraday conduit à l'expression suivante de débit spécifique en fonction de la densité de courant.

$$\dot{V}_{bubble} = \frac{i_{bubble}}{2F} \cdot \frac{RT}{P} \quad (8)$$

Où R est la constante des gaz parfaits, T la température et P la pression considérée égale à la pression atmosphérique.

La question qu'on se pose à ce niveau, est quelle densité de courant utilisée pour le dégagement de gaz, i_{bubble} . La densité de courant imposée est connue et cette densité représente la somme des densités de courant pour la réduction du Cr VI et le dégagement d'hydrogène.

$$i = i_{Cr(VI)} + i_{bubble} \quad (9)$$

Pour ce calcul, le coefficient de transfert de matière relatif au dégagement gazeux a été surestimé en utilisant la densité de courant appliquée à la relation (8).

La température a été fixée à 25°C, l'effluent a été assimilé à de l'eau pure et les paramètres suivants ont été pris en compte :

$$u = 0.0025 \text{ ms}^{-1}, d_e = 0.0283 \text{ m}, L = 0.15 \text{ m}$$

$$v = 0.89 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2 \text{ s}^{-1}, D = 1.131 \cdot 10^{-9} \text{ m}^2 \text{ s}^{-1}$$

La diffusivité des ions chromates a été estimée à partir des tables de mobilité équivalentes en considérant une dilution infinie (Handbook of Chemistry and Physics).

$$k_{m,macro} = 1.47 \cdot 10^{-6} \text{ m s}^{-1}$$

i (A/m ²)	Débit vol. h ₂	Re,bubble	Sh,bubble	km,bubble	km,global
50	6,35 10 ⁻⁶	3,57 10 ⁻⁴	4,93 10 ⁻¹	1,11 10 ⁻⁵	1,12 10 ⁻⁵
100	1,27 10 ⁻⁵	7,13 10 ⁻⁴	6,97 10 ⁻¹	1,58 10 ⁻⁵	1,58 10 ⁻⁵
150	1,90 10 ⁻⁵	1,07 10 ⁻³	8,53 10 ⁻¹	1,93 10 ⁻⁵	1,94 10 ⁻⁵
200	2,54 10 ⁻⁵	1,43 10 ⁻³	9,85 10 ⁻¹	2,23 10 ⁻⁵	2,23 10 ⁻⁵

Estimation de la densité de courant maximale pour la réduction directe

La concentration initiale en Cr (VI) de l'effluent est de 200 ppm, ce qui correspond à 3.85 mol/m³, la densité de courant limite est égale à 12.51, 17.69, 21.67 et 25.02 pour les densités de courant appliquées de 50, 100, 150 et 200 A/m² respectivement. Il faut se rappeler que :

- k_m and i_L sont surestimés puisque le dégagement gazeux est l'effet d'une partie de la densité de courant, seulement.
- La concentration en chrome hexavalent diminuant au cours du traitement entraîne aussi une diminution de la densité de courant limite.
- Les formules utilisées donnent un ordre de grandeur du coefficient de transfert de matière.

Malgré tout, les calculs montrent que la densité de courant appliquée est dans tous les cas très supérieure à la densité de courant limite. Ce qui fait que l'erreur faite en remplaçant la densité de la bulle i_{bubble} par la densité de courant i n'a pas un effet notable.

La réduction électrochimique directe du chrome utilise une fraction de la densité de courant, et l'autre fraction est utilisée pour le dégagement d'hydrogène.

ANNEXE 2

(Norme AFNOR)

Objet et domaine d'application

La Demande Chimique en Oxygène, DCO, est la quantité d'oxygène consommée par les matières oxydables dissoutes exprimée généralement en mg O₂/L.

Principe

La matière est oxydée par une solution contenant un mélange de quantité connue en excès de dichromate de potassium et de sulfate de mercure II (pour élimination des interférences dues aux ions chlorure). La réaction a lieu dans un milieu acide fort (acide sulfurique avec adjonction de sulfate d'argent comme catalyseur) et au reflux pendant 2 heures.

Le dosage est effectué par spectrophotométrie. La relation entre pourcentage d'absorbance ou de transmittance (selon la gamme de travail) et la concentration massique d'oxygène consommé pour une longueur d'onde donnée est faite par le biais de droite de calibration. (Loi de Beer Lambert)

Matériel

Réactifs

Eau dé ionisée

Échantillons à analyser (2 mL)

Solution acide sulfurique concentré (3,5 mL)

Solution de digestion (1,5 mL)

Gamme au choix : 0 – 150 mg O₂/L
 0 – 750 mg O₂/L
 0 – 1500 mg O₂/L

Réipients

Tubes de 10 mL à fond rond, propres, avec bouchons

Matériel de paille

Four CSB/COD AQUALYTIC Reactor AL31

Four CSB/COD HC MODELL 30

Four Spectroquant® MERCK TR320

Spectrophotomètre HACH 2400

Micropipette avec pointes pouvant prélever un volume de 2 mL

Mode Opérateur

Préparation des échantillons

Allumer le ou les réacteurs que vous allez utiliser.

Pendant que le(s) four(s) chauffe(nt), aller chercher (n+1) tubes propres avec des bouchons.

Un tube est destiné au réglage du zéro du spectrophotomètre qu'on appellera *le blanc*.

Avec l'outil de prélèvement à disposition, procéder à une prise 2 mL de chaque échantillon qui sera transvasée dans les tubes.

Pour constituer *le blanc*, la solution sera de l'eau déionisée (volume de 2 mL).

Ajouter 1,5 mL de solution de digestion de la gamme adaptée. Le flacon est pourvu d'un distributeur normalement réglé sur la consigne. Lever la tête du distributeur pour aspirer la solution (manipuler en prenant soin de ne pas aspirer d'air) et abaisser pour la verser dans le tube.

Ajouter 3,5 mL de solution acide. Le flacon est aussi pourvu d'un distributeur pré-réglé pour libérer le volume de consigne. La manipulation est la même qu'avec la solution de digestion. L'apport d'acide dans le mélange provoque un forte dégagement de chaleur.

Boucher les tubes.

Agiter pour homogénéiser le mélange.

Identifier votre échantillon

Réaction

Placer les tubes dans le(s) four(s) qui doit (doivent) être à température.

Laisser chauffer pendant 2 heures.

* * *

2 heures après, sortir les tubes et laisser les refroidir environ 30 minutes à température ambiante.

Lecture de la DCO

Allumer le spectrophotomètre HACH 2400.

Choisir le programme « SIGNAL UNIQUE »

Saisir sur l'écran tactile la longueur d'onde associée à la gamme mesurée :

- 420 nm pour la gamme basse (0 – 150 mg)
- 620 nm pour les gammes intermédiaire (0 – 750 mg) et haute (0 – 1500 mg)

Par défaut, l'appareil mesure le pourcentage d'absorbance.

Cependant si la gamme choisie est (0 - 150 mg), c'est le pourcentage de transmittance qui doit être relevé. Sur l'écran, à droite, il y a la possibilité de passer en mesure de transmittance en appuyant sur l'inscription **%T**.

Faire le zéro de l'appareil en passant en premier le blanc et en appuyant sur l'inscription **ZERO**.

Passer les échantillons en appuyant sur **LIRE**.

Il est conseillé de procéder à plusieurs mesures de l'échantillon, environ quatre, en tournant celui-ci dans la cavité de l'appareil car les flacons utilisés peuvent être rayés, les parois externes sales et aussi pour un souci de répétabilité de la mesure.

Noter les valeurs pour traitement ultérieur (moyenne, écart type).

N'oublier pas d'éteindre l'appareil en refusant le stockage des données.

Une droite d'étalonnage pour chaque gamme est à disposition avec l'équation (courbe de tendance) et son coefficient de corrélation pour réaliser la correspondance avec la valeur de la DCO.

Remarque :

Pour des premières séries expérimentales il est fortement conseillé de ne procéder à cette manipulation que sur un nombre réduit et discret d'échantillons (dans le cas de grande suite). Vous pourrez ainsi mieux appréhender la gamme à utiliser ou procéder à une étape préalable de dilution de vos échantillons.

Pour effectuer une étude comparative il serait plus adapté de travailler dans une seule et même gamme de concentration.

Traitement des déchets

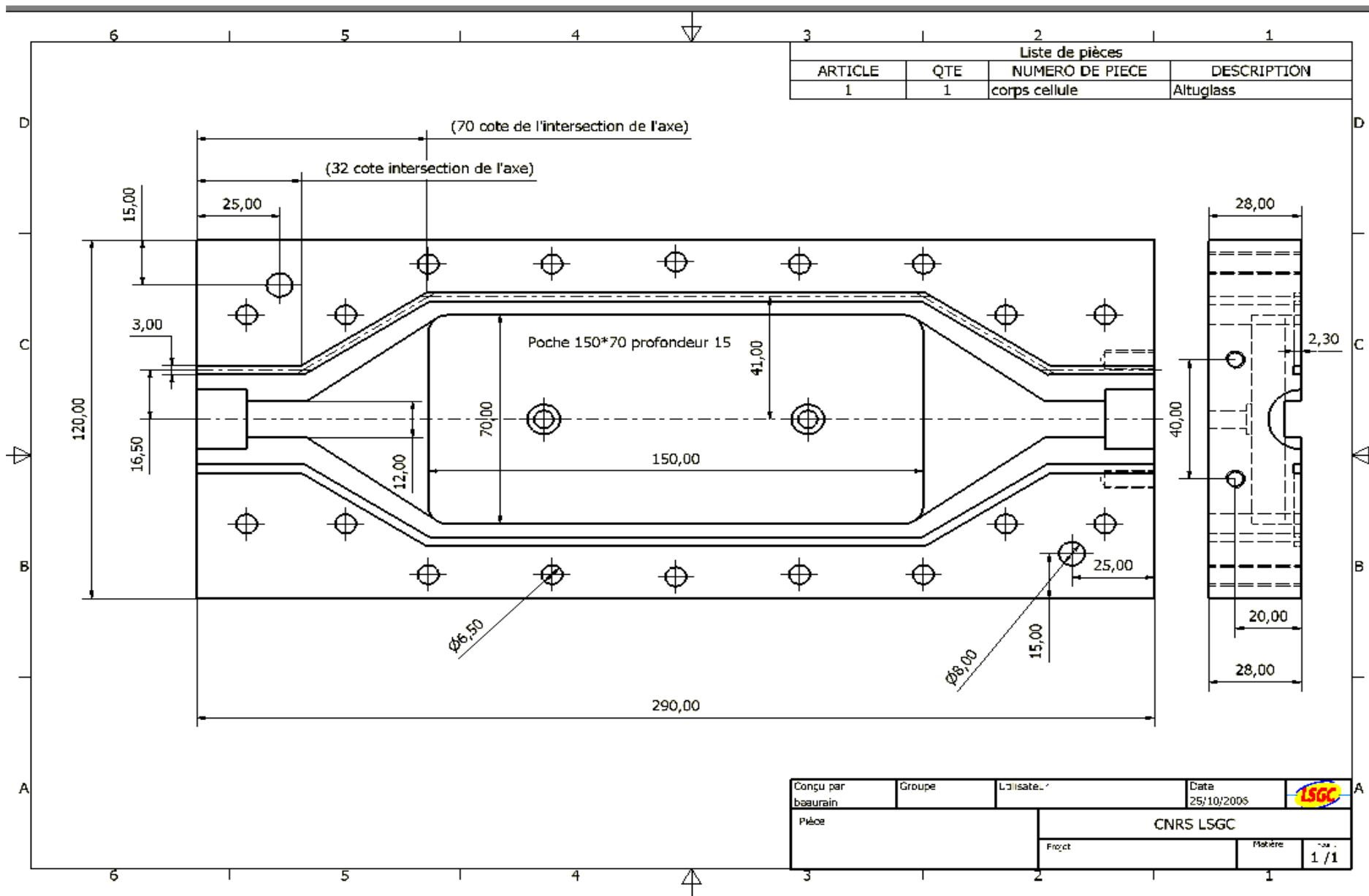
Le contenu des tubes est à jeter dans les bidons jaunes portant l'étiquette **résidus DCO**.

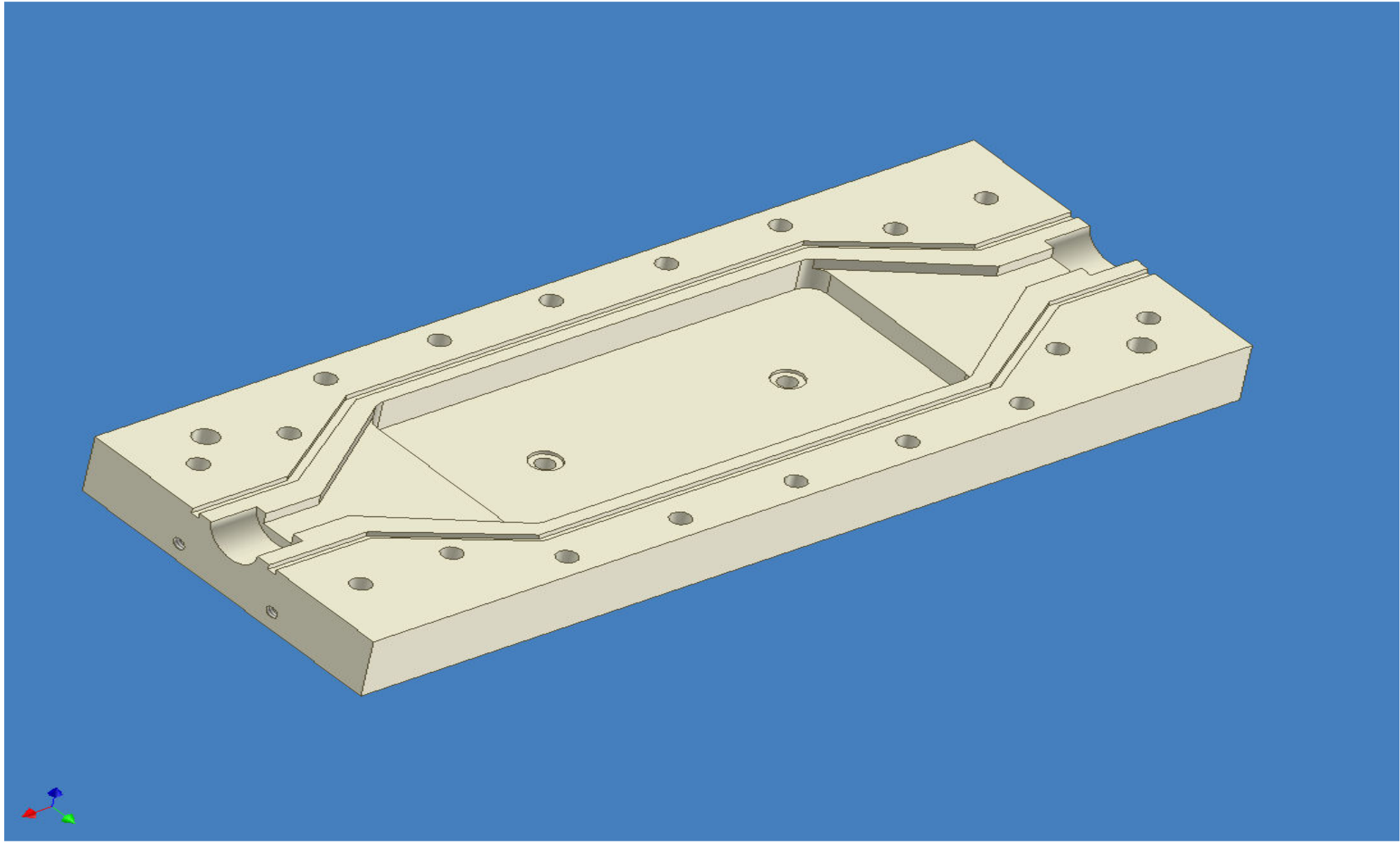
Faites un petit rinçage avec un fond d'eau que vous jetterez de nouveau dans le bidon jaune.

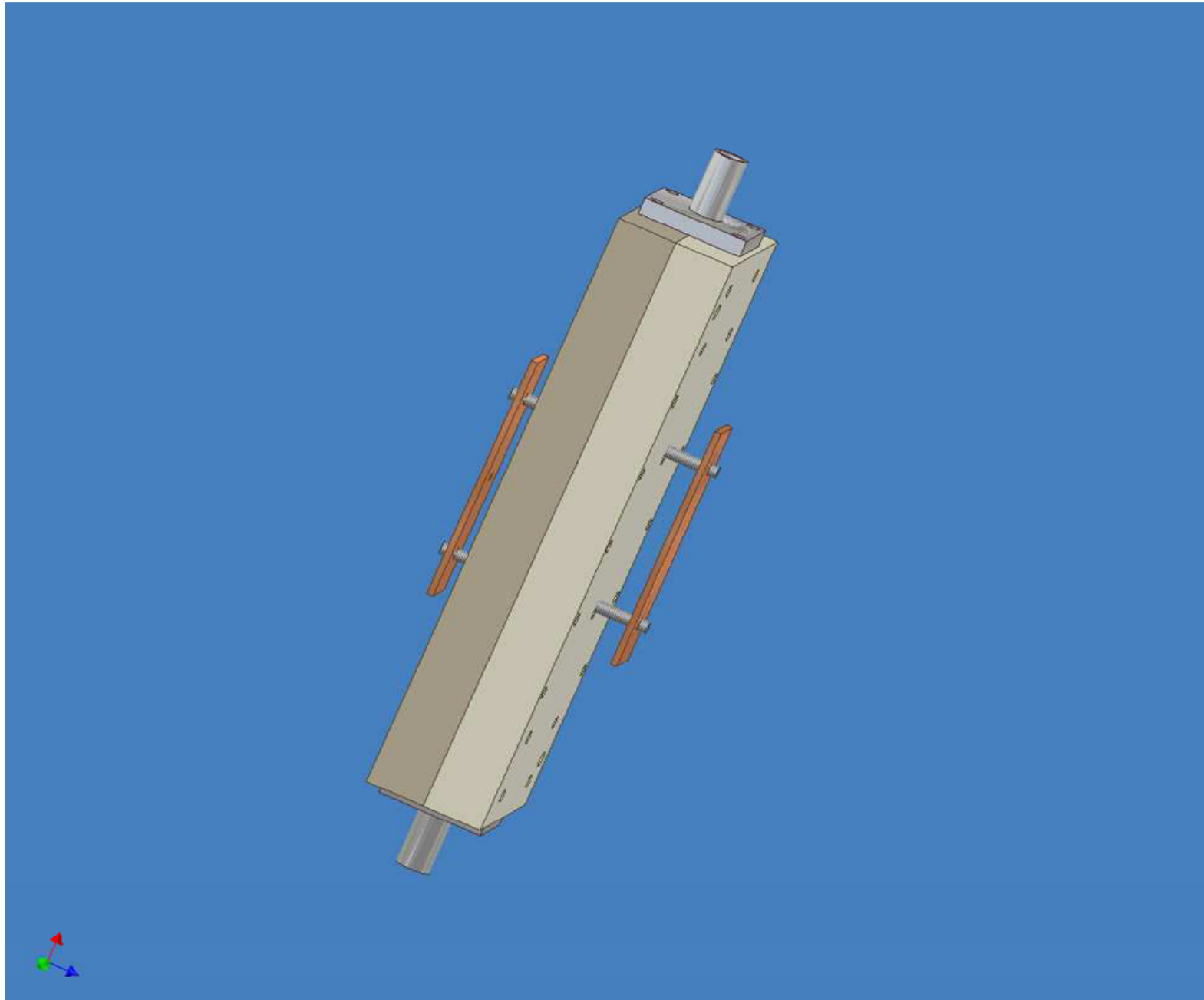
Mettre les tubes dans une bassine et les bouchons à part dans un petit seau.

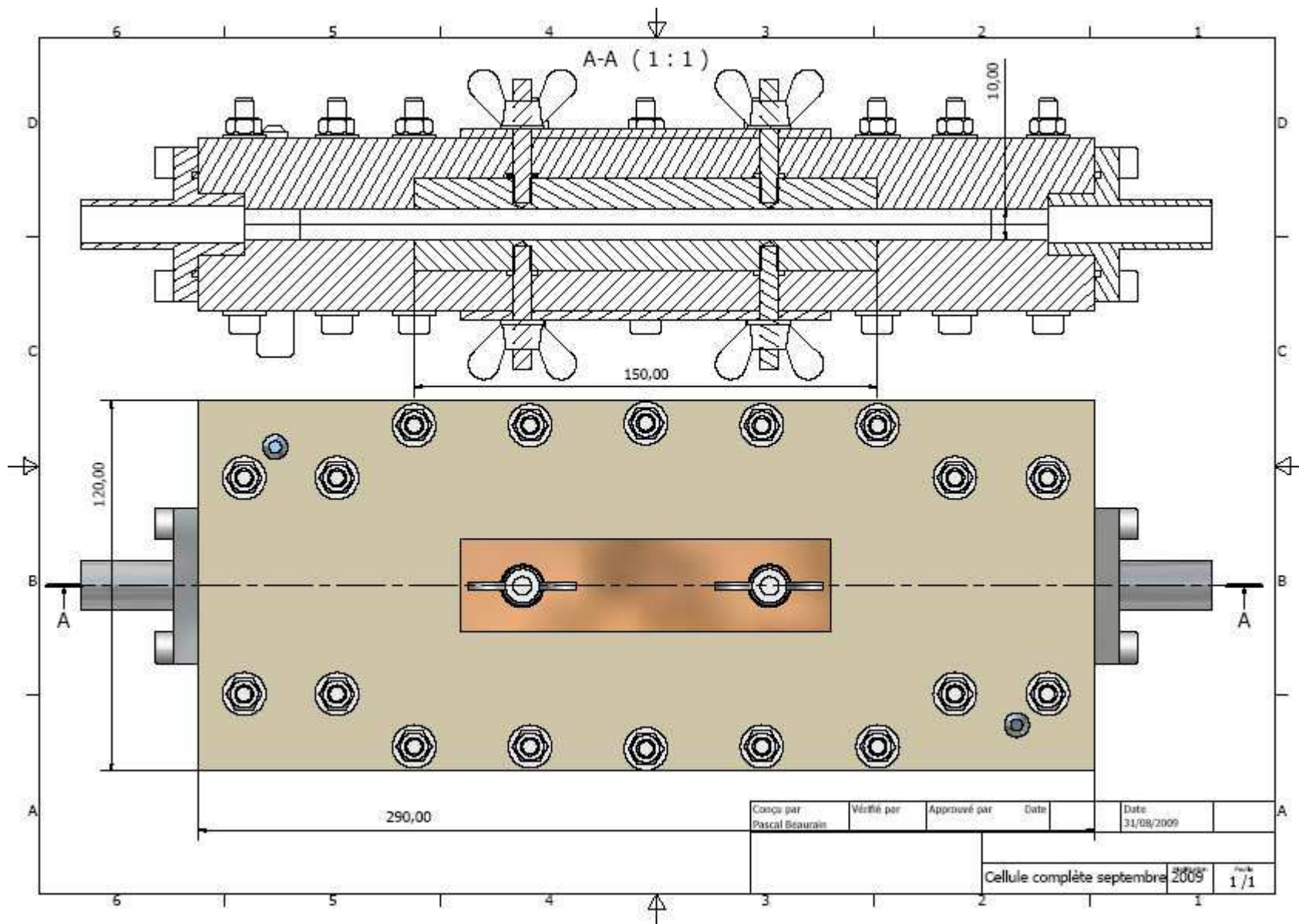
ANNEXE 3

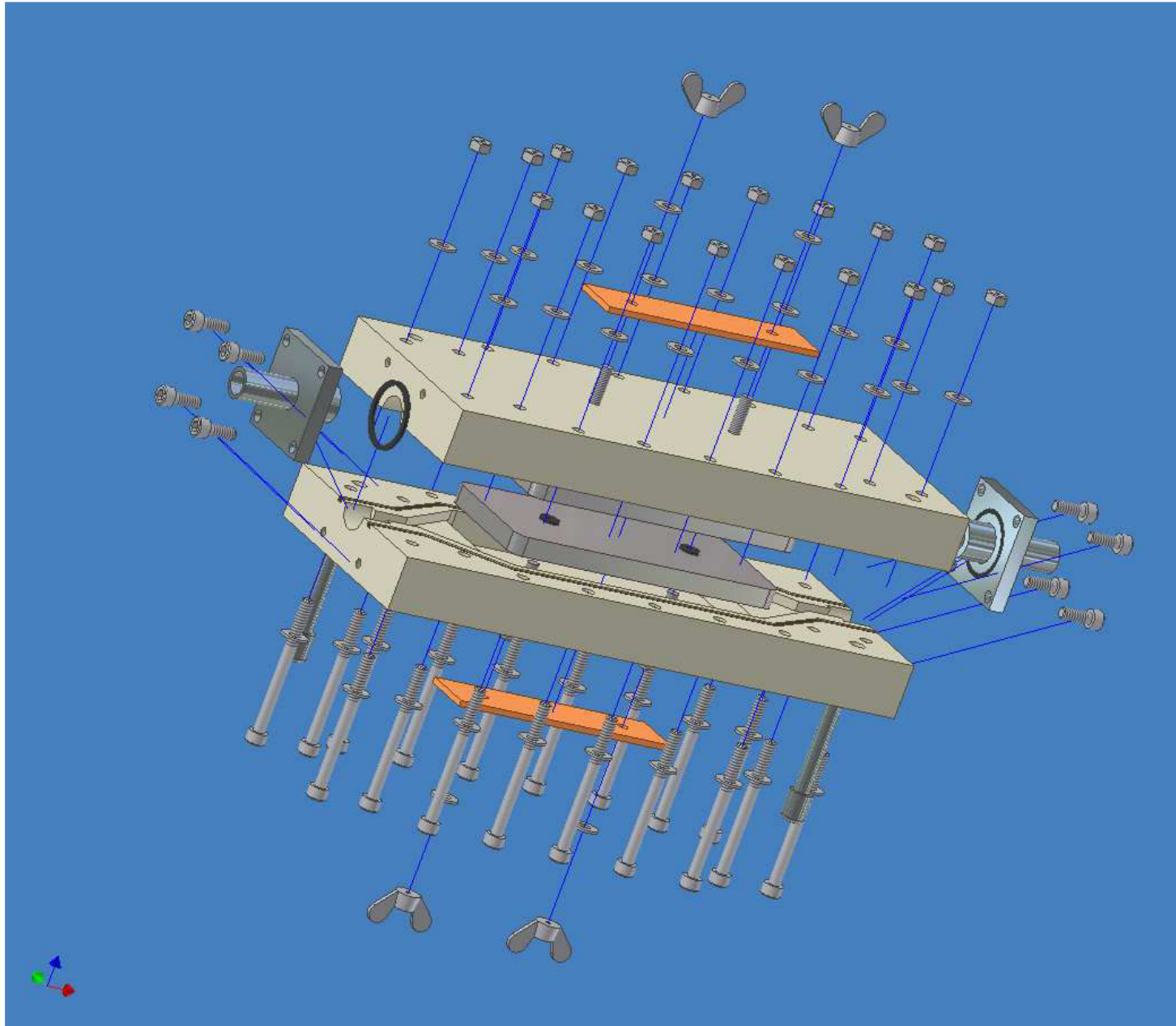
PLANS ET SCHEMAS DE LA CELLULE ELECTROCHIMIQUE











ANNEXE 4

FICHE D'IDENTIFICATION DES INDUSTRIES

Renseignements sur l'industrie

1-Raison sociale.....

2-Situation géographique.....

3-Contact.....

Renseignements sur le produit fabriqué

4-Nature du produit fabriqué.....

5-Quantité produite.....

Renseignements sur la matière première et les intrants

MP organique MP chimique Intrants organiques Intrants chimiques

Autres , préciser.....

Renseignements sur l'effluent

6-Nature de l'effluent.....

7-Aspect de l'effluent.....

8-Quantité de production de l'effluent.....

9-Périodicité du rejet de l'effluent.....

10-L'effluent est-il traité? Oui..... Non

-Si oui quel est le système de traitement utilisé.....

.....
.....

Renseignements sur l'eau

11-Volume d'eau consommé.....

12-Usage de l'eau.....

ANNEXE 5

1. Généralités sur le pays

1.1. Géographie du Burkina Faso

Le Burkina Faso possède un climat tropical de type soudano-sahélien (caractérisé par des variations pluviométriques considérables allant d'une moyenne de 350 mm au Nord à plus de 1 000 mm au Sud-ouest) avec deux saisons très contrastées : la saison des pluies avec des précipitations et la saison sèche durant laquelle souffle l'harmattan, un vent chaud et sec, originaire du Sahara. La saison des pluies dure environ 4 mois, entre mai-juin et septembre, sa durée est plus courte au nord du pays.

On peut donc distinguer trois grandes zones climatiques :

- zone sahélienne au nord du pays : moins de 600 mm de pluviométrie par an et amplitudes thermiques élevées (15 à 45 degrés).

- zone soudano-sahélienne entre 11° 3' et 13° 5' de latitude Nord. C'est une zone intermédiaire pour les températures et les précipitations.

- zone soudano-guinéenne au sud du pays : plus de 900 mm de pluie par an et des températures moyennes relativement basses.

On distingue deux saisons de durées inégales :

Une saison d'hivernage très courte de 3 à 4 mois (juin à septembre).

Une saison sèche de 8 à 9 mois (octobre à juin).

La rareté et la mauvaise répartition des pluies provoquent des migrations de plus en plus fortes des populations principalement du Nord et du centre vers les villes, le Sud-ouest du Burkina Faso et les pays côtiers.

La pointe nord est désertique, avec le Sahel et se transforme graduellement en savane lorsqu'on va vers le sud. On y trouve même des forêts (région de Bobo-Dioulasso et Banfora ainsi que vers Gaoua et les frontières ivoiro-ghanéennes).

La température varie de 16 à 45 degrés Celsius ; l'évaporation moyenne annuelle est estimée à 3 000 mm et la recharge annuelle de la nappe souterraine à 40 mm.

1.2. Richesse du pays

Le Burkina Faso est un pays en voie de développement. Une situation qui s'explique en partie par la faiblesse des ressources naturelles, et de celles des prix de ces ressources naturelles sur le marché mondial, l'aridité des sols et l'absence de leur mise en valeur durant la période coloniale, et la démographie. L'agriculture représente 32% du produit intérieur brut et occupe 80% de la population active. Il s'agit principalement d'élevage mais également, surtout dans le sud et le sud-ouest, de culture de sorgho, de mil, de maïs, d'arachides, de riz et du coton.

Dominée par le coton, dont le pays est le premier producteur en Afrique avec 700 000 tonnes en 2006 principalement tournées vers l'exportation, l'économie résiste tant bien que mal à la chute des cours mondiaux.

Il convient par ailleurs de citer quelques productions minières : cuivre, fer, zinc et surtout or.

1.3. Hygrométrie dans le pays

La hauteur d'eau annuelle moyenne des précipitations est de 748 millimètres, soit pour une superficie de 274 000 kilomètres carrés, un volume de précipitations annuelles de 205 km³ (France métropolitaine 478 km³).

De ce volume précipité, l'évapotranspiration et les infiltrations consomment quelques 197km³. Restent 8 km³ de ressources d'eau superficielle produites sur le territoire du pays (en interne). De plus une quantité renouvelable de 4,5 km³ d'eau souterraine est produite chaque année, en interne également. Le pays ne reçoit pas de supplément d'eau provenant de pays voisins. Les ressources totales en eau du pays est évaluée donc à 12,5 km³ (1 km³ = 1 milliard de m³).

La quantité d'eau disponible (qui comprend l'ensemble des ressources créées en interne, plus les apports extérieurs éventuels) est de 12,5 km³ par an, soit pour une population de quelques 15 millions d'habitants, un peu plus de 800 m³ par habitant et par an; ce qui peut être considéré comme faible mais actuellement suffisant. La répartition spatiale des disponibilités en eau est inégale.

Quoique peu élevé et relativement peu arrosé, le Burkina Faso a un réseau hydrographique assez important, surtout dans sa partie méridionale. Les cours d'eau se rattachent à trois bassins principaux : les bassins de la Volta, de la Comoé et du Niger.

Le pays avait son ancien nom de Haute-Volta aux trois cours d'eau qui le traversent : le Mouhoun (anciennement Volta Noire), le Nakambé (Volta Blanche) et le Nazinon (Volta Rouge). Le Mouhoun est le seul fleuve permanent du pays avec la Comoé qui coule au sud-ouest.

1.4. La capitale : Ouagadougou

La capitale Ouagadougou partage les entreprises du pays avec les centres principaux que sont Bobo-Dioulasso, Koudougou et Ouahigouya. Les industries sont plus concentrées dans les trois premières villes. Ouagadougou regorge de nombreuses industries et des centres communautaires qui rejettent des effluents. Nous allons davantage nous intéresser à la pollution par les eaux usées dans la ville de Ouagadougou.

La superficie rurale de Ouagadougou est estimée à 30 250 hectares, elle s'inscrit dans le schéma directeur de l'aménagement de la ville et de son extension. Cette superficie correspond à celle des villages rattachés à la ville de Ouagadougou.

La population de Ouagadougou se chiffre à environ 1 200 000 habitants avec une répartition hommes/ femmes à peu près de 48%/52 %, une population urbaine représentant 95 % de la population résidente, une population rurale estimée à 5 % de la population résidente, un taux de croissance estimé à 9,8% par an. La densité de la population de Ouagadougou était de 695 habitants au km² en 1997 (Mairie de Ouagadougou, 2005).

La ville appartient à la zone soudano-sahélienne, marquée par une pluviométrie moyenne de 750 mm d'eau recueillie par an. La saison pluvieuse s'étend de mai à octobre, soit une période de 6 (six) mois. La température moyenne est d'environ 30°C avec une température minimale de 19°C en décembre-janvier et de 40°C en avril-mai.

AUTORISATION DE SOUTENANCE DE THESE
DU DOCTORAT DE L'INSTITUT NATIONAL
POLYTECHNIQUE DE LORRAINE

o0o

VU LES RAPPORTS ETABLIS PAR :

Monsieur Christophe DAGOT, Professeur, ENSIL, UNILIM, Limoges

Monsieur Christophe VIAL, Maître de Conférences, ENSCCF, Clermont-Ferrand

Le Président de l'Institut National Polytechnique de Lorraine, autorise :

Monsieur ZONGO Inoussa

à soutenir devant un jury de l'INSTITUT NATIONAL POLYTECHNIQUE DE LORRAINE,
une thèse intitulée :

**"Etude expérimentale et théorique du procédé d'électrocoagulation : application au
traitement de deux effluents textiles et d'un effluent simulé de tannerie"**

en vue de l'obtention du titre de :

DOCTEUR DE L'INSTITUT NATIONAL POLYTECHNIQUE DE LORRAINE

Spécialité : « **Génie des Procédés et des Produits** »

Fait à Vandoeuvre, le 19 octobre 2009

Le Président de l'I.N.P.L.,

F. LAURENT



NANCY BRABOIS
2, AVENUE DE LA
FORET-DE-HAYE
BOITE POSTALE 3
F - 5 4 5 0 1
VANDŒUVRE CEDEX

Résumé

L'électrocoagulation est une technique de traitement des eaux usées basée sur la dissolution d'anode sacrificielle de fer ou d'aluminium. Ces métaux se dissolvent sous formes de cations Fe^{2+} puis Fe^{3+} et Al^{3+} qui vont former des hydroxydes de métal qui entraînent par adsorption les impuretés de l'effluent en diminuant le potentiel Zêta de ces impuretés.

Le réacteur électrochimique que nous avons utilisé est constitué de deux électrodes métalliques (Fe ou Al) planes et parallèles qui laissent passer entre elles l'effluent à traiter. Des densités de courant de 50 à 200 A/m² ont été appliquées pour traiter les trois effluents. L'un est un effluent directement issu d'une usine textile (effluent « usine »). Un second provient du flux d'entrée de la station d'épuration du site qui collecte les effluents de plusieurs usines (effluent « station »). Le troisième est un effluent artificiel de tannerie, créé en ajoutant 200 ppm de chrome VI à l'effluent « station ».

Pour chaque expérience, la densité de courant et le temps de traitement vont déterminer la charge électrique et la concentration en métal dissous atteinte. L'influence de ces quatre paramètres sur l'élimination de la DCO, de l'absorbance, de la turbidité, du COT et du chrome hexavalent a été étudiée. L'évolution au cours du temps d'autres paramètres de l'EC tels que le pH, la tension, le rendement faradique et la dissolution métallique ont été étudiés afin de comprendre leur rôle dans le procédé. Le traitement a permis d'avoir un abattement maximal de DCO de 82% et 80% pour l'effluent « station » traité respectivement avec les électrodes de fer et d'aluminium ; 75 et 67% pour l'effluent « usine » traité respectivement avec les électrodes de fer et d'aluminium. L'abattement du chrome est de 100% avec les électrodes de fer mais tombe à 70% avec celles en aluminium.

Des modèles d'élimination de la DCO et de l'absorbance ont été établis pour chaque matériau d'électrode utilisé. Le modèle d'élimination du chrome VI a été établi à partir du traitement avec les électrodes de fer. Une étude de la spéciation des espèces a permis de déterminer les pH optimaux de coagulation-floculation pour chaque métal impliqué (Al, Fe, Cr). La compétitivité entre l'abattement de la pollution organique et du Chrome a aussi été étudiée pour chaque type d'électrode.

Mots clés : Effluents textiles, effluents de tannerie, eaux usées industrielles, électrocoagulation, Aluminium, fer, pollution organique, chrome.

Abstract

Experimental and theoretical investigations of an electrocoagulation (EC) process: application to the treatment of two textile effluents and a simulated tannery effluent.

Electrocoagulation (EC) is a water treatment technology that relies on the electrochemical sacrificial anodes (in Fe or Al) dissolution. This metal dissolve themselves in Al^{3+} and Fe^{2+} cations that later oxidise to Fe^{3+} ions. These cations form metal hydroxides that adsorb the impurities of the effluent while decreasing the zeta potential.

The electrochemical reactor used consists on two plane parallel metal electrodes with recirculation of the effluent to be treated between them. Current densities from 50 to 200 A/m² were imposed to treat each effluent. Three effluents were used in this study. The first one is an effluent sampled at the outlet of a textile plant (« plant »). The second one is a mixture of several effluents coming from different plant and collected at the inlet of the wastewater treatment (« treatment plant »). The last one is a wastewater tannery plant simulated by addition of 200 ppm Chromium VI in the treatment plant effluent. For each experience the current density and the time of treatment rule the electrical charge and the concentration in dissolved metal reached. The influence of these four parameters on the elimination of COD, absorbance, turbidity, COT and hexavalent chromium content has been studied. Parameters e.g. potential, faradic yield, metal dissolution and pH have also been continuously monitored to better understand their role on EC process. The results show that DCO abatement reached 80 and 82% for treatment plant effluent, respectively with iron and aluminium electrodes; and 75 and 67% for plant effluent, respectively with iron and aluminium electrodes. The chromium treatment yields 100 % abatement with Fe electrodes whereas it is only 70% using Al electrodes.

Models have been developed for COD and absorbance removal for the two electrode materials. Model for chromium (VI) treatment has been established considering all reactions occurring for iron EC. Metal speciation study allowed us to determine the optimal pH of coagulation –floculation for each metal involved in the treatment (Al, Fe, Cr). Competition between organic pollution removal and chromium elimination has been also investigated for each electrode material.

Keywords: Textile effluent, tannery effluent, industrial wastewater, electrocoagulation, aluminium, iron, organic pollution, chromium.