

REPUBLIQUE DU CAMEROUN

Paix – Travail – Patrie

UNIVERSITE DE YAOUNDE I

FACULTE DES SCIENCES

DEPARTEMENT DE CHIMIE

INORGANIQUE

CENTRE DE RECHERCHE ET

FORMATION DOCTORALE EN

SCIENCES, TECHNOLOGIE, ET

GEOSCIENCES

LABORATOIRE DE CHIMIE PHYSIQUE

ET ANALYTIQUE APPLIQUEE



REPUBLIC OF CAMEROUN

Peace – Work – Fatherland

UNIVERSITY OF YAOUNDE I

FACULTY OF SCIENCE

DEPARTMENT OF INORGANIC

CHEMISTRY

POSTGRADUATE SCHOOL OF

SCIENCE, TECHNOLOGY AND

GEOSCIENCE

APPLIED PHYSICAL AND

ANALYTICAL CHEMISTRY

LABORATORY

**Conception et élaboration d'un réacteur
d'électrocoagulation : Application au traitement des
eaux de rejet industriel**

THESE

Présentée et soutenue en vue de l'obtention du diplôme de
Doctorat / Ph.D en Chimie

Par : **BASSALA Honoré - Dieudonné**
DEA en Chimie Inorganique

Sous la direction de
NANSEU NJIKI Charles Péguy
Professeur
NGAMENI Emmanuel
Professeur

Année Académique : 2020



UNIVERSITE DE YAOUNDE I
FACULTE DES SCIENCES
B.P. 812 Yaoundé



UNIVERSITY OF YAOUNDE I
FACULTY OF SCIENCE
P.O. Box 812 Yaoundé

Département de Chimie Inorganique

Department of Inorganic Chemistry

**ATTESTATION DE CORRECTION DE THESE DE DOCTORAT/Ph.D DE
BASSALA Honoré Dieudonné**

Nous soussignés, **LAMINSI Samuel**, *Professeur*, Président du Jury ;
NANSEU NJIKI Charles Péguy, *Professeur*, Rapporteur ; **NENWA Justin**, *Professeur*,
DJOUFAC WOUFMO Emmanuel, *Maître de Conférences*, Examineurs ;

attestons que **M. BASSALA Honoré Dieudonné**, Matricule **07T803** a bel et bien effectué toutes les corrections qui lui ont été exigées par les membres du Jury lors de sa soutenance du 27 janvier 2020 dans la salle S01/S02 du bloc pédagogique de la Faculté des Sciences de l'Université de Yaoundé I sur le sujet : « **Conception et élaboration d'un réacteur d'électrocoagulation : Application au traitement des eaux usées** », en vue de l'obtention du Diplôme de Doctorat PhD en Chimie Inorganique option Chimie Analytique.

En foi de quoi, la présente attestation lui est délivrée pour servir et valoir ce que de droit.

Fait à Yaoundé, le 10/06/2020

Le Président

Pr. LAMINSI Samuel

Le Rapporteur

Pr. NANSEU-NJIKI Charles Péguy

Les Examineurs

Pr. NENWA Justin

Pr. DJOUFAC WOUFMO Emmanuel

DEDICACE

Je dédie cette thèse à mon regretté père
BASSALA François et à ma mère
BANATE Joséphine qui m'ont mis au monde.

REMERCIEMENTS

Ce travail a été réalisé au sein du Laboratoire de Chimie Physique et Analytique Appliquée, de l'Université de Yaoundé 1, sous la supervision de NGAMENI Emmanuel, Professeur que je tiens tout d'abord à remercier. Qu'il trouve ici l'expression de ma sincère reconnaissance pour m'avoir accueilli au sein de son Laboratoire et de superviser ce travail malgré ses occupations administratives.

Je souhaite bien évidemment remercier très sincèrement NANSEU-NJIKI Charles Péguy, Professeur, pour avoir d'une part été un directeur disponible pour cette thèse, mais plus encore pour avoir participé grandement à ce que cette thèse soit également une expérience humaine pour moi et qui n'a cessé de me prodiguer des conseils chaque jour.

Je leur adresse ma gratitude pour l'attention, les conseils, les encouragements, la patience, l'aimabilité dont ils ont fait preuve tout au long de mes travaux et sans qui cette thèse aurait été difficilement réalisable.

Je remercie l'ambassade de France en République Centrafricaine qui a accepté de financer cette thèse.

Je suis très honoré de compter parmi les membres du jury les professeurs LAMINSI Samuel, NGAMENI Emmanuel, NANSEU NJIKI Charles Péguy, NENWA Justin, DJOUFAC WOUMFO Emmanuel de l'Université de Yaoundé I et TONLE KENFACK Ignas de l'Université de Dschang qui ont accepté de juger ce travail. Qu'ils soient vivement remerciés.

J'exprime aussi ma gratitude à tous les Docteurs et doctorants de Laboratoire de Chimie Analytique de l'Université de Yaoundé 1 pour leur gentillesse, disponibilité, leur compétence que j'ai pu apprécier aux cours des nombreuses discussions fructueuses, et qui ont eu toujours le temps de répondre à mes questions. Je remercie Monsieur NGOUNE Bertrand, malgré ses occupations, il est toujours disponible à suivre mon dossier de soutenance. Qu'ils retrouvent ici mes sincères reconnaissances.

Je remercie mon épouse Madame BASSALA née Gisèle YAPENDE qui ne cesse de m'apporter son soutien tout le long de mon voyage au Cameroun, qu'elle retrouve ici mes sincères reconnaissances.

Mes reconnaissances vont vers tous les Pasteurs de l'Eglise Apostolique Galabadja-Sinistrés, leurs épouses, les Diacres et Diaconesses, et tous les sœurs et frères en Christ qui me soutiennent dans la prière et dans les conseils.

Je ne pourrai terminer ces remerciements sans y associer les membres de ma famille, NABENA Dimanche Constant, BASSALA Schella Dadoxine, ma fille NDANOU BASSALA Kévinita, DONGOLA Augustin, mes neveux, nièces et mes petits fils et filles qui m'ont toujours apporté leur soutien et leur appui afin que j'arrive au terme de ce travail.

Enfin, un grand merci également à tous ceux que j'ai omis de citer et qui ont contribué par leur conseil ou simplement par leur présence au bon déroulement de ma thèse.

TABLE DE MATIERES

Dédicace.....	I
Remerciements.....	II
Table de matières.....	IV
Liste des abréviations.....	VII
Liste des tableaux.....	IX
Liste des figures.....	X
Résumé.....	XII
Abstract.....	XIII
Introduction.....	1
Chapitre 1 : Synthèse bibliographique	3
1.1- Introduction.....	3
1.2- Pollution de l'eau et impacts environnementaux des eaux résiduaires.....	3
1.2.1- Eaux résiduaires industrielles	4
1.2.2- Types de pollutions industrielles.....	6
1.2.3- Indicateurs de pollution de l'eau.....	10
1.3- Impact de la toxicité des polluants sur l'homme et sur le milieu naturel.....	12
1.4- Caractéristique des effluents laitiers.....	15
1.4.1- Les différents types d'effluent laitier.....	15
1.4.2- Impact de l'alimentation et des soins donnés au bétail sur la qualité du lait et des rejets.....	17
1.4.3- Avantages et inconvénients des différents procédés sur le traitement des effluents laitiers.....	18
1.4.4- Rejets de la filière laitière face à la réglementation.....	20
1.5- Eaux usées domestiques.....	21
1.6- Eaux usées d'abattoir.....	22
1.7- Epuration des eaux résiduaires industrielles (ERI)	22
1.7.1- Prétraitements	23
1.7.2- Epuration physicochimique.....	24
1.7.3- Traitements biologiques.....	30
1.7.4- Epuration par boue activée.....	36
1.8- Aperçu sur les eaux usées domestiques et d'abattoir.....	37
1.9- Procédé d'électrocoagulation.....	38

1.9.1- Principes d'électrocoagulation.....	39
1.9.2- Réactions aux électrodes	40
1.9.3- Cinétique de transfert de charge.....	43
1.9.4- Généralités sur les réacteurs d'électrocoagulation.....	43
1.9.5- Principales lois de l'électrolyse.....	49
1.9.6- Tension appliquée aux bornes d'une cellule d'électrocoagulation.....	50
1.9.7- Effet d'électrolyte support ou sel de fond.....	52
1.9.8- Facteurs influençant l'électrocoagulation.....	53
1.9.9- Avantages de l'électrocoagulation	54
1.9.10- Inconvénients de l'électrocoagulation.	55
1.9.11- Application de l'électrocoagulation à l'échelle industrielle.....	55
1.12- Conclusion partielle.....	56
Chapitre 2 : Matériel et méthodes d'analyses	57
2.1- Introduction.....	57
2.2- Pompe péristaltique.....	57
2.3- Alimentation stabilisée	57
2.4- Mesure des paramètres classiques.....	58
2.4.1- Mesure du Potentiel d'Hydrogène (pH)	58
2.4.2- Mesure de la conductivité	58
2.4.3- Mesure de la turbidité	58
2.4.4- Mesure de la matière en suspension (MES)	59
2.4.5- Mesure de la Demande Chimique en Oxygène (DCO).....	59
2.4.6- Mesure de la Demande Biochimique en Oxygène pendant 5 jours (DBO ₅).....	60
2.4.7- Mesure de phosphore total	61
2.4.8- Caractérisation de la boue par infrarouge.....	62
2.5- Protocole expérimental.....	62
2.6- Conclusion partielle.....	63
Chapitre 3 : Résultats et discussion	64
3.1- Introduction.....	64
3.2- Conception et exploitation des réacteurs.....	64
3.2.1- Réacteur de type A.....	65
3.2.2- Réacteur de type B	66
3.3- Etude de l'influence de la variation des paramètres d'électrocoagulation	68

3.3.1- Densité de charge.....	69
3.3.2- Densité de courant.....	76
3.4- Etude de l'influence du pH initial de l'effluent	83
3.5- Etude comparative avec les autres systèmes de traitement des effluents laitiers...	87
3.6- Caractérisation de la boue produite par la spectrographie infrarouge.....	88
3.7- Influence du type d'électrolytes support.....	89
3.8- Influence de la concentration de NaCl	91
3.9- Effet de surface active	94
3.10- Effet de la teneur initiale en lait.....	97
3.11- Etude des paramètres économiques des réacteurs d'EC.....	99
3.11.1- Consommation d'énergie et des électrodes.....	100
3.11.2- Coût opérationnel.....	101
3.12- Application du réacteur conçu sur le traitement des eaux usées domestiques et de l'abattoir.....	103
3.12.1- Déroulement de l'étude.....	103
3.12.2- Influence du procédé d'électrocoagulation sur le traitement des eaux usées domestiques et d'abattoir.....	104
3.12.3- Caractérisation des boues produites par la spectrographie Infra-Rouge des eaux usées réelles	111
3.14- Conclusion partielle.....	112
CONCLUSION ET PERSPECTIVES.....	113
REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES.....	116
ANNEXE I : Caractéristiques hydrauliques des réacteurs	
ANNEXE II : Tableaux des résultats des analyses effectuées de l'effluent avant et après traitement	
ANNEXE III: Publication	

LISTE DES ABREVIATIONS

- α = Prix de l'énergie électrique
- A : Ampère
- β = Prix du matériel de l'électrode pour l'aluminium
- BP-S : Bipolaire série
- C = Concentration en aluminium dissous
- $C_{\text{énergie}}$ = Consommation énergétique
- $C_{\text{électrodes}}$ = Quantité d'aluminium électrogénérée
- DCO : Demande Chimique en Oxygène
- σ : Densité de courant (A/cm² ou A/m²)
- EC : Electrocoagulation
- EESC : Energie Electrique Spécifique Consommée
- $E_{o,a}$: Potentiel d'équilibre réversible de l'anode
- E_{oc} : Potentiel d'équilibre réversible de la cathode
- E_{Eq} : Potentiel d'équilibre
- d : Distance interélectrode
- F = Constante de Faraday (96487 Cmol⁻¹)
- FPR : Filtre Planté de Réseaux
- g : Unité de mesure de masse
- i = Intensité du courant
- IR : Chute ohmique
- iR: Infra Rouge
- J = Densité de charge en Coulomb
- k : Conductivité
- L/h : Litre par heure
- M : Métal
- MBR : Bio-Réacteur à Membrane
- MP-S : Monopolaire série
- MP-P : Monopolaire parallèle
- M = Masse molaire moléculaire de l'aluminium
- MES : Matières en suspension
- m = Masse du métal dissoute
- N-Nk : Azote Total

NTU : Nephelometric Turbidity Unit

n = Nombre d'électron mis en jeu dans la réaction considérée

η = Surtension

η_{Aa} : Surtension d'activation à l'anode

η_{Da} : Surtension de diffusion à l'anode

η_{Dc} : Surtension de diffusion à la cathode

η_{Ac} : Surtension d'activation à la cathode

p = Nombre des électrodes dans le réacteur

P-Pt : Phosphore Total

Q : Quantité d'électricité en Coulomb

S: Surface active des électrodes

SBR : Réacteur à Batch Séquencé

t = Temps d'électrolyse

$\sum\eta$: Somme de surtension

U: Tension de cellule

V : Volume de l'effluent en litre

LISTE DES TABLEAUX

Tableau I:	Exemples d'effets des différentes espèces chimiques sur l'homme et sur l'environnement	13
Tableau II:	Principaux constituants d'un lait de vache	17
Tableau III:	Avantages et inconvénients des différents procédés pour le traitement des effluents laitiers	18
Tableau IV:	Performances épuratoires des différents procédés.....	20
Tableau V:	Les normes de quelques paramètres de pollution.....	21
Tableau VI:	Les principaux coagulants chimiques	27
Tableau VII :	Valeur des pH pour des zones de prédominances.....	29
Tableau VIII :	Récapitulatif de préparation de réactifs de DCO.....	59
Tableau IX:	Facteur correspondant aux volumes d'échantillon prélevé.....	61
Tableau X:	Etude comparative des résultats obtenus.....	87
Tableau XI:	Influence du type d'électrolytes support sur les paramètres de pollution.....	90
Tableau XII:	Tableau comparatif de l'énergie électrique spécifique consommée..	100
Tableau XIII:	Relatif à la quantité des ions Al^{3+} électrogénérés.....	101
Tableau XIV:	Tableau comparatif du coût opérationnel de traitement par EC.....	102
Tableau XV:	Valeurs pour l'eau usée domestique de Camp-Sic de Mendong	105
Tableau XVI:	Valeurs pour l'eau usée d'abattoir de Etoudi.....	105

LISTE DES FIGURES

- Figure 1 : Structure et composition de la double couche sur une particule colloïdale
- Figure 2 : Processus de coagulation
- Figure 3: Epuration biologique aérobie
- Figure 4 : Schéma de principe de la nutrition bactérienne
- Figure 5: Cycle biologique de traitement par le procédé de lagunage
- Figure 6 : Schéma d'un procédé conventionnel d'électrocoagulation
- Figure 7 : Transfert et transport au cours d'une réaction électrochimique
- Figure 8: Dispositif expérimental de certains réacteurs d'EC
- Figure 9: Mode de connexion monopolaire parallèle (MP-P)
- Figure 10: Mode de connexion monopolaire série (MP-S)
- Figure 11 : Mode de connexion bipolaire en série (BP-S)
- Figure 12 : Les différentes composantes de la tension aux bornes d'une cellule électrochimique
- Figure 13 : Différentes composantes de la tension aux bornes d'une cellule électrochimique
- Figure 14 : Dispositif expérimental de traitement par électrocoagulation pour le réacteur de type A
- Figure 15 : Electrode du réacteur de type A
- Figure 16 : Dispositif expérimental de traitement par électrocoagulation pour le réacteur de type B
- Figure 17 : Electrode du réacteur de type B
- Figure 18 : Evolution du taux d'abattement de quelques paramètres de pollution en fonction de la variation de la Densité de Charge pour le réacteur de type A
- Figure 19 : Evolution du taux d'abattement de quelques paramètres de pollution en fonction de la variation de la Densité de Charge pour le réacteur de type B
- Figure 20 : Evolution de l'EESC et de la concentration des ions Al^{3+} électrogénérés et de en fonction de la variation de la densité de charge pour le réacteur de type A
- Figure 21 : Evolution de l'EESC et de la concentration des ions Al^{3+} électrogénérés et de en fonction de la variation de la densité de charge pour le réacteur de type B
- Figure 22: Evolution de l'EESC et de la tension en fonction de la variation de la densité de charge pour le réacteur de type A
- Figure 23: Evolution de l'EESC et de la tension en fonction de la variation de la densité de charge pour le réacteur de type B
- Figure 24 : Evolution de la tension et de la conductivité en fonction de la variation de la densité de charge pour le réacteur de type A
- Figure 25 : Evolution de la tension et de la conductivité en fonction de la variation de la densité de charge pour le réacteur de type B

Figure 26: Evolution du taux d'abattement de quelques paramètres de pollution en fonction de la variation de la densité de courant pour le réacteur de type A

Figure 27: Evolution du taux d'abattement de quelques paramètres de pollution en fonction de la variation de la densité de courant pour le réacteur de type B

Figure 28: Evolution de la tension et de l'EESC en fonction de la variation de la densité de courant le réacteur de type A

Figure 29: Evolution de la tension et de l'EESC en fonction de la variation de la densité de courant le réacteur de type B

Figure 30 : Evolution de la tension et de la conductivité en fonction de la variation de la densité de courant pour le réacteur de type A

Figure 31 : Evolution de la tension et de la conductivité en fonction de la variation de la densité de courant pour le réacteur de type B

Figure 32 : Evolution du taux d'abattement de quelques paramètres de pollution en fonction de la variation du pH initial pour le réacteur de type A

Figure 33 : Evolution du taux d'abattement de quelques paramètres de pollution en fonction de la variation du pH initial pour le réacteur de type B

Figure 34: Evolution du pH final en fonction du pH initial pour le réacteur de type A

Figure 35: Evolution du pH final en fonction du pH initial pour le réacteur de type B

Figure 36 : Spectre IR de superposition de la boue produite et du lait en poudre

Figure 37 : Evolution de la tension de l'utilisation de quelques électrolytes supports en fonction du temps d'électrolyse

Figure 38 : Evolution du taux d'abattement de quelques paramètres de pollution en fonction de la variation de la concentration de NaCl

Figure 39 : Evolution de la tension de l'EESC en fonction de la variation de la concentration de NaCl.

Figure 40: Evolution du taux d'abattement de quelques paramètres de pollution en fonction de la variation de la surface active des électrodes.

Figure 41 : Evolution de la tension en fonction de la variation de la surface active des Electrodes

Figure 42: Evolution du taux d'abattement de quelques paramètres de pollution en fonction de la variation de la concentration initiale en lait

Figure 43: Evolution de la tension et de la conductivité en fonction de la variation de la concentration initiale en lait.

Figure 44: Evolution du taux d'abattement de quelques paramètres de pollution au cours du temps d'électrolyse pour les eaux usées Camp-Sic de Mendong

Figure 45 : Evolution du taux d'abattement de quelques paramètres de pollution au cours du temps d'électrolyse pour les eaux usées de l'abattoir d'Etoudi

Figure 46 : Evolution du pH final en fonction du temps de l'électrolyse

Figure 47 : Evolution de la tension en fonction du temps de l'électrolyse

Figure 48 : Evolution de l'EESC en fonction du temps de l'électrolyse

Figure 49 : Spectre IR de superposition des boues produites des eaux usées réelle

RESUME

Cette approche novatrice a été appliquée à deux réacteurs l'un de type A de volume 5,7 L et l'autre de type B de volume 25,8 L. Ces réacteurs possèdent des électrodes de surface active d'environ 0,4212 m² pour le A et 1,23 m² pour le B. Le mode de connexion électrique choisi est bipolaire : seules les plaques extrêmes sont connectées au générateur de courant continu tandis que les plaques intermédiaires acquièrent alors une double polarité. L'effluent circule d'une manière sinusoïdale dans les deux réacteurs par rapport à la disposition des électrodes. L'effluent circule de la gauche vers la droite pour le réacteur de type A et de bas vers le haut pour le B. La disposition des électrodes a permis de diminuer considérablement la tension aux bornes des électrodes. Le comportement électrochimique du procédé est caractérisé à la fois par la génération de coagulant et de bulbe. Nous avons appliqué le procédé d'EC pour le traitement des effluents laitiers constitués, les eaux usées domestiques du Camp-Sic de Mendong et les eaux usées d'abattoir d'Etoudi de la ville de Yaoundé. La densité de courant et la densité de charge qui sont les principaux paramètres de l'électrolyse pour le procédé d'électrocoagulation ont été suivis. Les paramètres de pollution suivant ont été étudiés : La turbidité, les matières en suspension (MES), la demande chimique en oxygène (DCO), les ions phosphate (PO₄³⁻) et la Demande Biochimique en oxygène pendant 5 jours (DBO₅). L'analyse de FTIR a été réalisée sur les boues issues du traitement d'électrocoagulation. Les expériences menées sur l'effluent laitier préparé au laboratoire ont donné des résultats probants en éliminant 99% de MES ; 79% de DCO et 90% de PO₄³⁻ avec les réacteurs A et B. Des résultats intéressants ont été obtenus. Pour les eaux usées domestiques de Mendong, nous avons pu éliminer totalement les MES, 92,05% de Turbidité et 93,52% de DCO et pour les eaux usées d'abattoir, nous avons obtenu 98,96% pour la MES, 97,64% pour la turbidité et 94,44% pour la DCO en utilisant le réacteur de type B. Les résultats obtenus prouvent que le procédé d'électrocoagulation s'avère efficace pour le traitement des différents types d'effluents. Cela corrobore aux arguments développés dans la littérature en ce qui concerne son efficacité et son coût de traitement. Au fil du temps, la concentration de polluants diminue lorsque la concentration des ions aluminium électrogénérés augmente. Les bulles de gaz entraînent à la surface les floccs formés au cours de l'électrolyse. Le traitement de l'effluent artificiel et des eaux usées domestiques et d'abattoir montrent que le procédé génère une faible quantité de boue et le dispositif est facile à enlever et nettoyer.

ABSTRACT

This novel approach has been applied to two reactors, of type A (5.7 L) and type B (25.8 L) that dispose each an active surface electrode of about 0.4212 m² and 1.23 m² respectively. The chosen electrical connection mode is bipolar: only the end plates are connected to the DC generator while the intermediate plates then acquire a bipolarity. The effluent circulates in a sinusoidal manner in the two reactors with respect to the arrangement of the electrodes. The effluent inlet into the reactor is positioned in the left parts and outlet on the right-side for the A and downwards parts from outlet upwards for the B. The arrangement of the electrodes has considerably reduced the voltage across the electrodes. The electrochemical behavior of the process is characterized both by the generation of coagulant and bulb. We applied the EC process for the treatment of constituted milk effluents, domestic sewage from the Camp-Sic district of Mendong and Etoundi wastewater from the city of Yaounde..

The current density and the charge density, which are the main parameters of the electrolysis for the electrocoagulation process were followed. The following pollution parameters were studied: the turbidity, suspended solids (MES), chemical oxygen demand (COD), phosphate (PO₄³⁻) and Biochemical oxygen demand for 5 days (BOD₅). The FTIR analysis of the sludge produced after treatment show that there was not so much difference between these spectra. Experiments on laboratory-prepared specimens yielded conclusive results by removing 99% of TSS; 79% COD and 90% PO₄³⁻ with the two designed reactors, while turbidity was completely eliminated. The optimization of the parameters was applied with interesting results to the domestic wastewater from the Mendong Camp-SIC and the Etoudi abattoir wastewater. For Mendong domestic wastewater, we were able to entirely eliminate TSS, 92.05% Turbidity and 93.52% COD, and for slaughterhouse wastewater, we achieved 98.96% for TSS, 97.64% for turbidity and 94.44% for COD using the Type B reactor. Moreover, these results suggest that the electrocoagulation process proves very effective for the treatment of different types of effluents. This consistent with the arguments developed in the literature regarding its effectiveness and low-cost approach. The results indicate that the concentration of pollutants decreases over time as the concentration of aluminium ions increases. The bubbles bring to the surface the flocs formed during the electrolysis. The treatment of both artificial effluent and real effluents elucidate that this process generates a small amount of sludge and the device is easy to remove and clean.

INTRODUCTION

Les activités anthropiques sont à l'origine du changement climatique et de la dégradation de la qualité des eaux. Pour maîtriser cette dégradation, il est nécessaire de tenir compte au moment du rejet dans le milieu extérieur, des normes environnementales mises sur pied par les institutions et/ou autorités de surveillance de l'environnement [1]. Ces exigences deviennent de plus en plus fortes en matière de prévention des risques sanitaires et environnementaux, en ce qui concerne les types de polluants, leurs concentrations et les voies d'expositions (respiratoire, digestive ou cutanée). Les eaux usées rejetées dans l'exutoire sans traitement préalable polluent le milieu récepteur. La pollution de l'eau est définie comme étant le résultat de l'introduction par l'homme dans le milieu récepteur de substances conduisant à sa dégradation [2]. Cette pollution perturbe les conditions de vie de la flore et de la faune aquatique. Les eaux résiduaires industrielles lorsqu'elles sont biodégradables sont en général traitées biologiquement. Mais pour de nombreuses industries ce type de traitement n'est pas applicable à cause de la non-biodégradabilité des polluants et de l'importante variation de charge polluante au cours du temps. La pollution d'origine industrielle (effluent industriel) est constituée des rejets liquides issus des procédés d'extraction ou de transformation des matières premières en vue de fabriquer des produits industriels ou des biens de consommation [1]. Les eaux de rejet industriel sont extrêmement hétérogènes, leur qualité et leur quantité varient en fonction du procédé mis en œuvre et du domaine industriel. Elles contiennent un large spectre de polluants chimiques tels que les composés à l'état solide ou dissous, les matières organiques et minérales (métaux, hydrocarbures, solvants, polymères, huiles, graisses, sels, ...) à divers niveaux de toxicité [1]. Les méthodes de traitement des eaux résiduaires industrielles doivent donc être en mesure d'éliminer une large gamme de polluants. La coagulation chimique est l'une des techniques les plus utilisées pour des eaux résiduaires industrielles. Cependant, la présence des sels métalliques et l'acidification de l'eau traitée diminuent son efficacité et aussi la quantité importante de boues lors de l'utilisation du procédé.

Selon la nature et l'importance de la pollution, un grand nombre de procédés (biologiques, physiques, chimiques) a été mis en œuvre pour décontaminer les eaux usées avant leur rejet dans le milieu récepteur ou dans les réseaux d'égouts. Parmi ces procédés, nous pouvons citer le procédé d'électrocoagulation qui est un procédé électrochimique. Ce procédé permet d'éliminer le polluant grâce à la production *in situ* d'agent coagulant par

dissolution anodique d'électrodes d'aluminium ou de fer [3-5]. A l'échelle de laboratoire, sous sa forme la plus simple, une cellule d'électrocoagulation est composée d'une anode, d'une cathode et d'un agitateur magnétique. Ce dispositif s'avère insuffisant pour l'élimination quantitative de l'effluent laitier. Pour cela, Il est préférable de développer des cellules (réacteurs) contenant plusieurs électrodes (supérieurs à 2) ayant une grande surface réactive. En effet, les ions métalliques mis en solution lors du passage du courant forment des complexes monomères, polymères et ce sont ces composés qui jouent le rôle d'agents coagulant [4]. Les hydroxydes produites en solution réagissent avec les matières en suspension ainsi qu'avec certains composés dissous et permettent leur coagulation et ensuite leur floculation. L'électrocoagulation est une technologie à fort potentiel pour le traitement des eaux usées. Ce procédé a une grande portée et la capacité d'éliminer un large gamme de polluants [6-7]. Les principaux réacteurs existant posent des problèmes pendant leur fonctionnement, notamment la tension qui reste élevée aux bornes des électrodes, la géométrie des électrodes, le type de courant appliqué, le mode de connexion électrique et le mode de circulation de l'effluent dans le pilote [8,9].

L'objectif de ce travail de recherche est de concevoir des réacteurs (pilotes) d'électrocoagulation (Type A et type B) qui peuvent conduire à l'amélioration de la circulation des effluents et à minimiser la tension aux bornes des électrodes. Il consistera à faire varier les paramètres d'électrocoagulation (Densité de charge, densité de courant) pour trouver les meilleures conditions de traitement des eaux de rejet.

Ce travail sera présenté comme suit :

Le premier chapitre sera consacré à la revue de la littérature portant sur la pollution des eaux et l'ensemble des processus qui interviennent dans le procédé d'électrocoagulation.

Le second chapitre parlera des conditions opératoires choisies pour les expériences et les analyses effectuées.

Enfin, le dernier chapitre portera sur la conception du réacteur mis au point, son application au traitement des effluents constitués et sur les effluents réels. Il présentera l'influence de la variation des paramètres d'électrocoagulation sur quelques paramètres de pollution des eaux (Turbidité, MES, DCO, DBO₅, PO₄³⁻). Une étude du coût de traitement sera faite avec les réacteurs mis au point. Ceci sera suivi d'une conclusion générale.

Chapitre 1 : Synthèse bibliographique

1.1- Introduction

L'eau salée constitue 97 % au moins des ressources en eau, 0,025 % seulement de l'eau douce est facilement accessible et exploitable [10]. Elle est une ressource renouvelable menacée en permanence par des pollutions d'origine accidentelle (naufrages occasionnant des marées noires), d'origine agricole (emploi croissant d'engrais et de pesticides), d'origine industrielle (risque de pollutions chimiques, toxiques ou de rejets d'effluents radioactifs), partie liée à la pollution de l'air par contamination des précipitations, d'origine démographique (l'extension de l'habitat participe à l'accroissement des rejets d'eaux usées) [10]. La pollution des eaux est un mal ancien. Depuis que les hommes ont commencé à se regrouper en collectivités, certaines eaux ont été plus ou moins polluées. Tant qu'il n'existait pas de très grandes agglomérations, la pollution restait relativement faible et les processus naturels d'auto-épuration suffisaient à y remédier. Il en est encore ainsi dans grands centres de peuplement, la pollution locale atteint souvent des proportions dangereuses, surtout lorsque la source des approvisionnements en eau est située au voisinage immédiat de dépôts de polluants. Ces dépôts de polluant sont particulièrement aigus lorsque les déchets sont évacués sans précaution à proximité de puits ou de forages proches des habitations. Il peut en résulter de graves épidémies de maladies hydriques (Typhoïde et la diarrhée par exemple) [10]. Dans la plupart des pays, l'industrialisation fait affluer les populations rurales vers les villes. Il devient alors indispensable d'aménager un réseau suffisamment dense d'adduction d'eau, ainsi qu'un réseau d'égouts pour évacuer les eaux usées et les déverser dans les cours d'eau loin des villes. Si ces eaux usées ne subissent pas un traitement approprié avant d'être rejetées dans les cours d'eau, elles engendrent la pollution. En outre, certains déchets industriels fortement polluants sont déversés directement dans les cours d'eau.

Face à cette pollution des eaux qui devient de plus en plus importante et qui bouleverse le milieu aquatique, les autorités, tout en soulignant la nécessité d'épurer l'eau pour la rendre potable, n'ont accordé qu'une attention très limitée au traitement des eaux usées. On pourrait croire que la pollution des eaux est un mal inévitable auquel il n'est guère possible de remédier.

1.2- Pollution de l'eau et impacts environnementaux des eaux résiduaires

Historiquement, les premières civilisations se sont établies le long des rivières car celles-ci offraient des axes de transport et les ressources en eau nécessaire. Actuellement les

rivières ont toujours un rôle important dans nos sociétés, principalement en tant que ressource en eau et lieu de loisir, mais les activités humaines ont conduit à une profonde modification du milieu naturel. La question du traitement et du devenir des eaux usées revêt une importance croissante de nos jours, compte tenu de la préoccupation mondiale face au problème de plus en plus important de la pollution de l'environnement. L'eau est une ressource menacée en permanence par des pollutions d'origines diverses (domestique, industrielle, agricole, automobile, accidentelle...) [11, 12]. Les eaux usées sont des eaux altérées par les activités humaines à la suite d'un usage domestique, industriel, artisanal, agricole ou autre. Ces eaux sont considérées comme polluées et ne peuvent être rejetées dans le milieu naturel sans traitement préalable. En effet, les cours d'eau ont une capacité naturelle d'épuration, mais cette capacité a pour effet de consommer l'oxygène de celle-ci n'est pas sans conséquences sur la faune et la flore aquatiques. Lorsque les rejets liquides ou solides excèdent la capacité d'auto-épuration de la rivière, on assiste à la détérioration du milieu récepteur. Les zones privées d'oxygène suite à une pollution peuvent entraîner la disparition de la faune et de la flore. Ce manque d'oxygène peut créer des barrières infranchissables empêchant notamment la migration des poissons.

Pour une protection durable de l'environnement en matière de santé publique, il est nécessaire de connaître [12] :

- les principaux polluants présents dans les eaux usées ;
- les impacts de ces polluants après rejets dans l'environnement ;
- la transformation et le cheminement (la destination) à long terme de ces polluants dans les processus de traitement ;
- les méthodes de traitement qui peuvent être utilisées pour éliminer une grande partie de ces polluants.

Nous nous intéressons aux eaux résiduaires industrielles qui transportent en général divers produits hautement toxiques à des concentrations très élevées.

1.2.1- Eaux résiduaires industrielles

Les effluents industriels se caractérisent par leur diversité. Ils s'opposent aux rejets domestiques dont la composition est relativement constante. L'appréciation de la pollution par ces rejets est donc extrêmement difficile parce que chaque industrie rejette un type particulier de polluants. Ne pouvant traiter sur un plan général cette question des eaux résiduaires industrielles, on est amené à mettre sur pied une classification de ces effluents. Il est classique de distinguer par exemple [13] :

- les eaux usées à caractère minéral dominant ;
- les eaux usées à caractère organique dominant et ;
- les eaux usées mixtes.

Dans la première catégorie (eaux usées à caractère minéral dominant), on trouve les exploitations de mines, les traitements de minerais et de terre, les industries métallurgiques et les industries chimiques minérales. Dans la deuxième catégorie, celle des eaux usées à caractère organique dominant, on peut placer les abattoirs et les ateliers de traitement des déchets animaux, les industries alimentaires en général (laiterie, sucreries, distilleries, brasserie, fabrique de conserve). Dans celles-ci, les déchets dominant sont entre autres [14] :

- les matières solides de lavage : terre, sable, argile
- les déchets végétaux ou animaux souvent fermentescibles, des enzymes divers et des sels dissouts.

Dans les eaux dites mixtes, on situera les industries textiles, les industries utilisant la cellulose : papeterie, cartonnerie ; les industries de caoutchouc, les industries de cuir et les distilleries de bois et de charbon. On trouvera dans ces eaux, à des degrés différents, les apports que nous venons de citer pour les deux catégories précédentes.

Une certaine discrimination entre les effluents industriels doit être établie selon qu'ils renferment ou non des substances capables d'arrêter la multiplication des microorganismes ou l'activité biologique. Les industries de sucrerie, distillerie, malterie, brasserie, cartonnerie, conserverie, abattoir, laitière, fromagerie donnent souvent des eaux résiduelles dépourvues de toute substance ayant une activité bactériologique tout au moins si l'on exclut les produits de nettoyage de cuves, et de récipients divers, ainsi que des sols. Par contre, bien d'autres eaux usées industrielles contiennent des substances toxiques ou susceptibles d'inhiber l'activité biologique de dégradation des polluants organiques dans les stations d'épuration des eaux résiduelles industrielles, au rang desquelles nous pouvons citer :

- les eaux des industries pharmaceutiques qui contiennent des produits chimiques divers, des solvants, des antibiotiques ou des substances bactéricides, etc..[15,16];
- les rejets liquides des ateliers de petite mécanique qui renferment des antioxydants, des anticorrosifs, des huiles minérales etc..[17,18] ;
- les effluents des industries textiles et des teintureries qui regorgent des composés phénoliques, des solvants, des détergents, des oxydants, etc... [19] ;

- les eaux usées des tanneries qui contiennent des sels de chrome, des tannins, etc... [17,18].

Cette dernière classification basée sur l'aptitude à la biodégradation des effluents industriels est celle qui a certainement le plus d'intérêt pratique puisqu'elle débouche sur la constitution des effluents et sur les procédés d'épuration des eaux résiduaires. Après l'aperçu général sur les effluents industriels, nous parlerons des différents types de pollution.

1.2.2- Types de pollutions industrielles

Les eaux résiduaires industrielles sont spécifiques par leur volume et leur composition. On distingue trois types de pollution : Pollution physique, chimique, bactériologique.

1.2.2.1- Pollution physique

C'est une pollution due aux agents physiques (solide entraîné par l'eau et/ou couleur), elle est d'origine essentiellement industrielle [18, 19]. On peut la répartir en trois classes :

- mécanique ;
- thermiques et ;
- radioactive.

a) Pollution mécanique

Elle résulte des décharges de déchets et de particules solides apportés par les eaux résiduaires industrielles (ERI), ainsi que les eaux de ruissellement. Ces polluants sont volumineux et contiennent de matière en suspension. Le déversement dans le milieu aquatique des déchets solides comme les sacs plastiques, les bouteilles, les appareils électriques etc.. perturbent la vie dans ce milieu. Ces déchets ont une longue durée de vie, celle-ci peut dépasser 30 ans.

b) Pollution thermique

La pollution thermique ou calorifique est causée par un grand nombre d'industries qui utilisent l'eau pour les besoins de refroidissement. L'augmentation de la température qu'engendre les rejets d'eau de refroidissement a des effets multiples sur l'environnement, notamment la réduction de la capacité de rétention de l'oxygène par l'eau. Ce problème est souvent aggravé par la diminution de l'oxygène dissous due à la présence des déchets. Par ailleurs, presque tous les processus biologiques de vie animale et végétale sont basés sur des réactions chimiques, si bien que sous l'effet d'une augmentation de température, ces



processus naturels risquent d'être perturbés. Ainsi, les eaux de refroidissement rejetées en excès dans un milieu aquatique engendrent la disparition de toute forme de vie dans ce milieu. Les eaux rejetées par certaines installations (centrales thermiques, nucléaires, raffineries, aciéries...) ont une température de l'ordre de 70 à 80°C. Une augmentation de température peut détruire certaines espèces, mais également favoriser le développement d'autres organismes causant ainsi un déséquilibre écologique [17,19].

c) Pollution radioactive

C'est une pollution occasionnée par une éventuelle radioactivité artificielle des rejets qui trouvent leur source dans l'utilisation de l'énergie nucléaire. Elle peut provenir des installations et centrales d'exploitation de mine d'uranium et de traitement des déchets radioactifs. Les éléments radioactifs s'incorporent dans les molécules vivantes (et quoi.....) [17, 19].

1.2.2.2- Pollution chimique

Elle résulte des rejets chimiques essentiellement d'origine industrielle. La pollution chimique des eaux est regroupée dans deux catégories [17] :

-  minérales (métaux lourds, cyanure, azote, phosphore...);
-  organiques (hydrocarbures, pesticides, détergents, phénols...).

Ces composés minéraux et organiques peuvent polluer l'eau en augmentant son acidité et sa toxicité directe. L'augmentation de l'acidité a plusieurs effets nuisibles sur l'agriculture, la vie de nombreux animaux marins. Elle est responsable de l'augmentation de la dureté de l'eau et de la corrosion [17].

La toxicité directe est accrue par des substances inorganiques telles que les ions ferreux lourds qui sont directement toxiques aussi bien pour les hommes que pour les végétaux et animaux. De petites quantités de ces ions sont en réalité nécessaires pour la vie de l'homme, mais, en trop grande concentration, ces ions rendraient l'eau toxique et cancérogène.

a) Pollution minérale

Les eaux résiduaires à caractère minéral dominant sont issues des industries minérales; elles renferment des quantités négligeables en substances biodégradables. Les principales industries responsables de ce type de pollution sont: Sidérurgie, chimie, parachimie...[17]

Les différentes catégories de substances polluantes retrouvées dans ces eaux sont :

- Métaux lourds

La présence des métaux lourds dans l'eau, l'atmosphère et par conséquent dans la chaîne alimentaire est à l'origine de sérieux problèmes de pollution. Par ordre croissant de toxicité spécifique, les métaux sont classés comme suit : Hg>Cr>Ti>Cu>Co>Ni>Pb>Zn [15]. Les métaux lourds sont susceptibles d'être métabolisés et concentrés par les organismes vivants et mis en circulation dans la chaîne alimentaire ou leur toxicité augmente. L'irréversibilité de cette pollution est préoccupante du fait qu'il est difficile de les récupérer, une fois, dissipé dans la nature [15,17].

- Cyanure

L'ion cyanure constitue un poison à action rapide qui peut se présenter sous plusieurs formes, y compris les formes gazeuses, liquides et solides. Bien que les cyanures soient présents naturellement dans beaucoup d'aliments et de plantes, l'industrie rejette d'autres composés cyanogènes (installation de cyanuration, galvanoplastie, traitement de minerais...). L'ion CN^- est toxique en raison de l'acide cyanhydrique qui se produit en présence d'eau selon l'équilibre [15,17]:



- Azote

Les ions nitrates sont naturellement dans les eaux à des concentrations généralement inférieures à 10mg/l. Ils proviennent de la fixation de l'azote atmosphérique par les plantes. Les activités industrielles peuvent être à l'origine des rejets plus ou moins importants en azote (élément nutritif) issu des fabrications d'engrais, des cokeries, et des industries chimiques et agroalimentaires [15,17]. L'azote existe sous deux formes : la forme réduite qui regroupe l'azote ammoniacal (NH_3 ou NH_4^+) et l'azote organique (protéine, créatine, acide urique). La présence de NH_4^+ dans l'environnement aquatique est un indicateur d'une contamination urbaine. Cependant, NH_4^+ est sensible aux conditions d'oxydo-réduction car, susceptible de s'oxyder en nitrate une fois rejetée dans le milieu aquatique [15,17].

- Pollution par le phosphore

Le phosphore provient principalement des industries de traitement de surfaces des métaux, des laveries industrielles des fabrications d'engrais agroalimentaire [15,17]. Comme l'azote, le phosphore est un élément nutritif, il est à l'origine du phénomène d'eutrophisation c'est-à-dire la prolifération excessive d'algues et de plancton dans les milieux aquatiques.

L'eutrophisation, en plus des problèmes de demande en oxygène, cause également les mauvaises odeurs et constitue une barrière pour la navigation et les loisirs comme la natation et la pêche. Lorsqu'un excès de composés renfermant du phosphore ou l'azote est introduit dans l'eau, la croissance des plantes aquatiques devient excessive. Cette croissance des plantes est un problème environnemental puisqu'elle s'accompagne d'une demande accrue en oxygène.

b) Pollution organique

La pollution organique est la plus répandue. Elle est engendrée par le déversement des eaux usées domestiques ou des eaux résiduares provenant des industries textiles, papeteries, industries du bois, de raffineries, d'abattoirs et d'agroalimentaires. Cette pollution peut être absorbée par le milieu récepteur tant que la limite d'auto-épuration n'est pas atteinte. Au-delà de cette limite la respiration de divers organismes aquatiques peut être compromise au profit de la dégradation de cette matière organique [15,17].

- Hydrocarbures

La pollution par les hydrocarbures résulte de plusieurs activités liées à l'extraction du pétrole, à son transport et en aval à l'utilisation de produits finis (carburants et lubrifiants), ainsi qu'aux rejets effectués par les navires (marées noires). Les effets des hydrocarbures dans le milieu marin sont considérables. Ils dépendent largement de leur composition. En effet, leurs activités peuvent s'exercer selon plusieurs degrés de toxicité [15,17] :

✚ toxicité aigue : elle s'exerce sur l'ensemble des êtres vivants du milieu (végétaux, animaux ou bactéries) provoquant des disparitions immédiates des poissons qui s'effectuent par colmatage des branchies. Les oiseaux sont également tués en masse par engluage des plumes. On estime que le nombre d'oiseaux tués annuellement par les hydrocarbures peuvent varier de 150 000 à 400 000.

✚ toxicité à long terme : les hydrocarbures ou les produits de dégradation, peuvent être accumulés par les différents organismes marins après leur ingestion, leurs effets peuvent s'étaler sur des périodes très longues. Ce danger est évidemment plus grave lorsqu'il s'agit des hydrocarbures aromatiques polycycliques (HPA) qui sont cancérigènes (méthyle chlorolanthrène, benzanthracènes, benzopyrènes). Ils sont repris par les chaînes alimentaires et concentrés jusqu'à des taux très élevés [15].

- **Phénols**

Ils désignent un ensemble de composés hydroxylés du benzène. La présence du phénol dans l'eau a pour origine les pollutions industrielles (usine chimique, cokeries, industries pétrochimique, raffineries...). La pollution par le phénol peut provenir des revêtements bitumeux des canalisations et des réservoirs. On peut ajouter à cela, la décomposition des produits végétaux et la dégradation des pesticides. Ces produits s'oxydent faiblement, se fixent peu, se filtrent facilement et ils sont souvent biodégradables ; alors ils ne se retrouvent qu'en faible quantité ; leur inconvénient principal est qu'ils donnent à l'eau un goût extrêmement désagréable et très persistant marqué de chlorophénol lorsqu'ils sont en présence de chlore. Les poissons, accumulent les quantités de phénols jusqu'à des teneurs de 30mg/kg. Ils sont alors impropres à la consommation. Les phénols peuvent être séparés des eaux résiduaires par extraction liquide-liquide, oxydé par le chlore ou l'ozone ou bien détruits par un traitement biologique [16].

1.2.3- Indicateurs de pollution de l'eau

Bien que les effluents varient très fortement d'une industrie à une autre, il y a un bon nombre d'indicateurs communs permettant la prédiction de la pollution et l'évaluation de son impact sur l'environnement. Les indicateurs de pollution les plus couramment utilisés sont décrits ci-dessous [20] :

1.2.3.1- Demande en oxygène

La demande en oxygène est un paramètre important à analyser pour déterminer l'effet des polluants organiques sur une eau. Il y a deux méthodes principales pour mesurer directement la demande en oxygène :

- la Demande Biochimique en Oxygène (DBO) est une expression pour indiquer la quantité d'oxygène qui est utilisée pour la destruction de matières organiques décomposables par des processus biochimiques. La détermination de la DBO sert à évaluer la concentration des polluants organiques dans les entrées et sorties de station d'épuration ;

- la Demande Chimique en Oxygène (DCO) qui est la quantité d'oxygène nécessaire pour oxyder chimiquement les substances réductrices présentes dans l'effluent. La DCO est un indicateur de la quantité de composés organiques présente dans la boue. L'oxydant utilisé est du potassium dichromate.

-

1.2.3.2- Matières solides

Les solides se réfèrent aux matières dissoutes ou en suspensions dans l'eau. Les concentrations de solides dans l'eau constituent un important indicateur de qualité de l'eau pour plusieurs raisons : l'eau contenant une forte dose (+500 mg/L) de solides dissous a généralement un mauvais goût et peut causer pour le consommateur des réactions physiologiques néfastes pour la santé.

1.2.3.3- pH

Le pH est l'un des paramètres les plus importants et les plus couramment utilisés en chimie en général et dans l'industrie en particulier. A une température donnée, le caractère acide ou basique d'une solution est indiquée par l'activité de l'ion hydrogène et est représentée par le pH. Les procédés industriels ont tendance à rendre les eaux usées plutôt acides, ce qui entraîne des problèmes de corrosion dus à l'excès d'ions hydrogènes.

1.2.3.4- Les ions métalliques

Les ions métalliques existent naturellement dans l'eau. Le déversement de l'eau usée contenant des métaux lourds dans l'eau augmente leur concentration et ceci a des conséquences néfastes sur la santé de l'homme.

1.2.3.5- Débit

Le débit des eaux usées est souvent négligé dans l'analyse des eaux industrielles polluées. Pourtant, même si ce n'est pas directement un indicateur de pollution, il permet le plus souvent de traduire l'effet sur l'environnement des autres indicateurs. En effet, les résultats d'analyse des eaux usées comme les matières en suspension (MES), la demande biochimique en oxygène (DBO) et les métaux expriment la pollution en terme de concentration de polluants. A travers le monde, les autorités environnementales sont intéressées par la charge déversée de différents polluants. Pour connaître cette charge de pollution, la concentration des polluants doit être multipliée par le débit des effluents [20] :

$$\text{Concentration} \times \text{débit} = \text{Charge} \quad (2)$$

La plupart des limites réglementaires de la pollution sont basées sur des unités de temps ou d'unités de production, ceci afin d'empêcher toute solution de dilution de la pollution. En d'autres termes, les industries ne peuvent pas diluer leurs effluents pour satisfaire les normes réglementaires.

Les limites basées sur la charge proviennent des limites appropriées à l'environnement local (les rivières, la mer, les lacs ou l'assainissement). Les unités de ces catégories de limites sont souvent données en kg de polluant par heure, par jour ou par mois. Les limites basées sur la production proviennent des limites appropriées aux technologies existantes. Elles sont généralement employées au niveau national pour inciter à faire usage de technologies préservant l'environnement. Ces limites sont exprimées en kg de polluant par produit.

La grande majorité des produits chimiques utilisés dans les procédés de fabrication possède un caractère toxique pour l'homme et pour l'environnement.

1.3- Impact de la toxicité des polluants sur l'homme et sur le milieu naturel

La plupart des polluants issus des procédés de fabrication sont souvent caractérisés par leur toxicité aiguë et leur effet cumulatif (direct ou au long de la chaîne alimentaire).

Les principaux polluants toxiques sont les métaux contenus dans les effluents [21]. Chez l'homme et les animaux, il existe trois voies d'intoxication [21] :

- par passage à travers l'eau ;
- par inhalation de vapeurs, de gaz ou de particules ;
- par ingestion.

Les effets négatifs de quelques polluants sont énumérés dans le tableau I. [21] :

Tableau I: effets des différentes espèces chimiques sur l'homme et sur l'environnement

Espèces chimiques	Formes	Effets écologiques	Effets possibles sur l'Homme
Argent	<ul style="list-style-type: none"> • Insoluble • Soluble • Colloïdale 	<p>Toxicité aigue forte dès $c > 0,1$ mg/L</p>	<ul style="list-style-type: none"> • Intoxication chronique • Troubles digestifs • Coloration de la peau • Décoloration de la peau et des ongles
Cadmium	<ul style="list-style-type: none"> • En suspension • Dissous sous forme ionique libre ou complexée 	<ul style="list-style-type: none"> • Toxicité aigue sur les organismes et les algues à partir de 0,1 mg/L • Accumulation dans la chaîne trophique 	<ul style="list-style-type: none"> • Toxicité aigue • Atteintes rénales • Déformation osseuse (fissuration) • Troubles nerveux (paralysie) • Inhibiteur des réactions liées à la respiration et aux systèmes enzymiques
Chrome	<ul style="list-style-type: none"> • En suspension $\text{Cr}(\text{OH})_3$ • Dissous, Cr(VI) présent sous la forme ($\text{Cr}_2\text{O}_7^{2-}$, $\text{CrO}_3\dots$), Cr^{3+} 		<ul style="list-style-type: none"> • Gastro-entérites • Cirrhose du foie • Nécroses, • Scléroses
Cuivre	<ul style="list-style-type: none"> • En suspension • Dissous (Cu^+ et Cu^{2+}) complexé 	<ul style="list-style-type: none"> • Toxique • Diminution de l'activité photosynthétique • Altération des branchies des poissons 	<ul style="list-style-type: none"> • Gastro-entérites • Cirrhose du foie • Scléroses

Nickel	<ul style="list-style-type: none"> • En suspension • Dissous ionique • Complexes (cyanato, EDTA), Ni²⁺ 	<ul style="list-style-type: none"> • Toxicité pour des doses de 1 mg/L chez les algues et poissons • Effet sur la reproduction 	<ul style="list-style-type: none"> • Effets cancérigène et tératogène • Effet mutagène • Toxicité aiguë (troubles digestifs, céphalées, asthénie) • Toxicité chronique (allergène pour la peau, asthme, rhinite, urticaire)
Plomb	<ul style="list-style-type: none"> • En suspension • Dissous Pb²⁺ 	<ul style="list-style-type: none"> • Toxicité aiguë dès 0,1 mg/L • Saturnisme chez les oiseaux 	<ul style="list-style-type: none"> • Bioaccumulation • Saturnisme (atteinte neurophysiologique, troubles rénaux cardio-vasculaire)
Etain	<ul style="list-style-type: none"> • En suspension (oxydes) • Organostaniques • Dissous (Sn⁴⁺ et Sn²⁺) 		Atteinte possible du système nerveux
Zinc	<ul style="list-style-type: none"> • Insoluble (hydroxydes) • Soluble (amines, EDTA), Zn²⁺ • Colloïdale 	<ul style="list-style-type: none"> • Toxicité aiguë pour le milieu aquatique Perturbe la croissance des végétaux. 	<ul style="list-style-type: none"> • Atteinte du système nerveux • ZnCl₂ : irritation des muqueuses respiratoire et gastro-intestinales, • ZnO : eczéma, fièvres, lésions pulmonaires à forte dose
Acides et bases		<ul style="list-style-type: none"> • Limite le développement de la flore aquatique 	<ul style="list-style-type: none"> • Modification du métabolisme des êtres vivants • Déshydratation des tissus.
Cyanures	<ul style="list-style-type: none"> • Composés chimiques ayant comme radical CN⁻ associé à union métallique (fer, cuivre, nickel, zinc, cadmium, or) 	<ul style="list-style-type: none"> • La dose toxique varie • NaCN et KCN sont inhibiteur du transfert de l'oxygène du sang dans les tissus chez les poissons 	<ul style="list-style-type: none"> • Toxicité aiguë (mort ou arrêt respiratoire) • Toxicité chronique (céphalées, vertiges, angoisses, anorexie,...) • Empêche la fixation de l'oxygène ; atteint le système nerveux central puis paralyse les centres respiratoires

Les effets toxiques décrits ci-dessus justifient la mise en place d'une réglementation spécifique destinée à limiter au maximum les rejets toxiques dans l'exutoire.

Après avoir brièvement parlé de la pollution de l'eau, nous nous intéressons dans la partie suivante aux effluents laitiers, aux eaux usées domestiques et d'abattoir.

1.4- Caractéristiques des effluents laitiers

Les caractéristiques des effluents laitiers sont très variables à la fois dans leur composition et dans leur variabilité journalière ou saisonnière, bien que la source de pollution soit toujours le lait. Les produits présents dans les effluents laitiers sont identiques ou dérivent de ceux de la matière première (lactose, protéines, lipides, sels minéraux) en plus des produits de nettoyage (alcalins et acides) et tout ce qui ne concerne pas directement la production (les principaux fluides utilisés sur site et qui se retrouvent dans les effluents) [1, 22]. Les effluents laitiers proviennent de la transformation du lait et de la production du lait dans les fermes d'élevages [1, 23-24]. Le nettoyage en place est une opération incontournable dans les industries agroalimentaires et particulièrement dans les industries laitières. Cette étape a pour objectif de nettoyer et de désinfecter l'installation avant chaque phase de production afin d'assurer la qualité du produit final.

Les effluents globaux de l'industrie laitière sont principalement constitués des eaux de pré-rinçage, inter-rinçage et rinçage des opérations de nettoyage en place qui représente (50 à 90%) ainsi que des pertes en produits laitiers (1-3%) [1, 25]. La principale caractéristique de ces effluents est leur variabilité, en relation avec les caractéristiques du lait (mode d'élevage, saison), le type de transformation réalisée, la taille de l'usine, la technologie mise en place pour le nettoyage (volume, produits utilisés). De plus, au sein d'une même usine, on observe des fluctuations quantitatives saisonnière liées à la collecte de lait, et journalière en relation avec les rejets périodiques des eaux de pré-rinçage et des solutions de nettoyage (acide-base) provenant de différents ateliers [1, 25].

1.4.1- Différents types d'effluents laitiers

Les effluents issus de l'activité laitière ou fromagère sont constitués d'un mélange d'eaux usées, provenant des différents postes d'activités du site. Dans ces effluents, il faut distinguer [24-25] :

- les eaux blanches qui proviennent du nettoyage des équipements de traite en contact direct avec le lait. Il peut s'agir soit du nettoyage des équipements relatifs à la collecte

du lait (machine à traire, cuve de réfrigération du lait, stockage de lait impropre à la consommation), soit du lavage du matériel et des locaux mobilisés par l'activité fromagère. Des rejets accidentels de lait peuvent survenir. L'essentiel de la charge polluante provient du volume résiduel de lait présent dans les canalisations des installations avant le nettoyage de ces dernières.

- les eaux vertes qui proviennent du ruissellement des déjections (urines et fèces) diluées par les eaux pluviales sur les aires d'exercices extérieures bétonnées non couvertes et, le cas échéant, les jus des silos en alimentation en libre service.

Les effluents laitiers contiennent le lactosérum qui est un résidu, issu des processus de transformation du lait en fromage (sous-produit du caillage du lait). Il représente la majeure partie de la charge polluante émise (80 à 85%) [23, 25].

D'une façon générale, il existe peu de différences entre les eaux blanches provenant d'activités d'élevage (bovins ou ovins) et de transformation du lait. La pollution induite est essentiellement de nature organique avec des DCO élevés (0,5 et 6 g.L⁻¹), et des fractions dissoutes importantes. Les matières en suspension présentes dans la transformation d'un litre de lait en fromage est de l'ordre de 1,9 g.L⁻¹ [1]. La variabilité des caractéristiques des effluents peut être attribuée à deux causes essentielles : la méthodologie mise en œuvre lors des opérations de nettoyage en place, et les caractéristiques du lait lui-même liées à l'alimentation du bétail et au mode d'élevage. Pour le premier élément, on peut citer la technologie des machines à traite utilisées mais surtout l'incidence des produits de lessivage. Bien qu'encore peu documentés, de nouveaux produits (acide sulfamique, acide nitrique...) tendent à se substituer à l'acide phosphorique compte tenu des difficultés que représentent des concentrations importantes en phosphore [1, 24]. Par ailleurs, ces produits de nettoyage peuvent être source de la corrosion de certaines installations (canalisations, cuves et robinets en cuivre ou en alliage de cuivre par exemple) : à hautes teneurs, le cuivre, le fer et le manganèse sont des agents catalytiques qui favorisent l'oxydation des lipides. D'autres oligo-éléments se retrouvent dans le lait : l'aluminium (cuves, bidons), le bore et le brome (présents dans les pâturages côtiers), le cadmium (aliments et eaux contaminés par des rejets miniers ou industriels), des pesticides.... Bien qu'on ait peu d'informations sur leur rôle, tous ces éléments vont avoir une influence sur le lait et en conséquence sur les rejets produits lors des opérations de nettoyage [1, 23]. La variabilité dans la composition du lait dépend de plusieurs facteurs liés directement aux conditions d'élevage (stade de lactation, saison, facteurs raciaux et individuels), et évidemment aussi à l'alimentation du bétail [1, 23].

1.4.2- Impact de l'alimentation et des soins donnés au bétail sur la qualité du lait et des rejets

Les laits de ferme conservent en règle générale les caractéristiques principales du produit naturel de l'espèce sauvage (Tableau II) [25]. Les animaux en liberté produisent un aliment souvent plus riche : les teneurs en extrait sec dégraissé et en matière grasse sont d'ordinaire plus élevées [1, 25].

Les besoins alimentaires des vaches laitières concernent tous les paramètres nutritionnels (énergie, azote, minéraux,...) qui sont destinés à la vie de l'animal et à la production de lait. Chaque éleveur choisit un équilibre de rations dans les aliments classiques (céréales, maïs, fourrage, graminés fourragères, betteraves, légumineuses, paille) et les compléments éventuels (sel, minéraux, oligo-éléments, vitamines) [1]. Certaines méthodes de conditionnement ont aussi une influence significative : c'est le cas des ensilages de maïs par exemple qui augmentent les quantités de matière grasse (de 1 à 2g/kg) dans le lait. Par contre, les rapports d'azote ont très peu d'influence sur la composition du lait [1, 25].

Tableau II: Principaux constituants d'un lait de vache

Constituants	Concentration (g.L ⁻¹)
Extrait sec total	128
Protéines	34
Caséine	26
Lactose	48
Matières salines	9
Matières grasses	37

En ce qui concerne les soins donnés au bétail, les antibiotiques et les sulfamides sont des substances utilisées dans un but thérapeutique mais qui peuvent d'une part inhiber certains métabolismes des microorganismes présents dans le lait et d'autre part se retrouver dans les rejets, augmentant ainsi la toxicité de l'effluent.

La multiplicité de situations de rejet rencontrée dans la filière lait amène à considérer deux principaux cas [1, 25] :

- la production d'eaux résiduaires industrielles, qui dans la plupart des cas rejoignent les réseaux habituels de traitement des eaux usées urbaines en station d'épuration et,

- les rejets des fermes d'élevages, des éleveurs nomades, le regroupement des effluents sur une station d'épuration (STEP) n'est pas envisageable et des solutions spécifiques doivent être proposées en réponse à des critères locaux de respect du milieu récepteur.

1.4.3- Avantages et inconvénients des différents procédés de traitement des effluents laitiers

Dans le cadre du traitement des effluents laitiers, et plus généralement des effluents issus de l'industrie agroalimentaire, le tableau ci-dessous établi à partir de plusieurs sources bibliographiques, compare les différents procédés utilisables. On peut ajouter le « lagunage aéré » qui supprime les inconvénients majeurs du lagunage naturel (emprise au sol, récupération des boues) mais nécessite une petite dépense énergétique au niveau des aérateurs [1, 25]. Le tableau III énumère les avantages et inconvénients des procédés de traitement des effluents laitiers.

Tableau III: Avantages et inconvénients des différents procédés sur le traitement des effluents laitiers

Procédé	Avantages	Inconvénients
Disque biologique	<ul style="list-style-type: none"> - bonne décantabilité de boues - faible consommation d'énergie - peu d'entretien et de contrôle - faible sensibilité aux vibrations de charge 	<ul style="list-style-type: none"> - coûts d'investissements importants - grande sensibilité aux variations de température - performances plus faibles par rapport aux autres techniques
Biofiltre	<ul style="list-style-type: none"> - bonne élimination des MES - très peu de pertes pour les boues produites - compacité de l'installation et faible emprise au sol - adapté pour les collectivités de taille moyenne à grande 	<ul style="list-style-type: none"> - peu adapté aux effluents concentrés - coûts d'exploitation et d'investissement élevés - sensible aux brusques variations de charge hydraulique
Lits bactériens	<ul style="list-style-type: none"> - adapté pour des usines de petite taille - fonctionnement simple, peu 	<ul style="list-style-type: none"> - coûts d'investissement élevés - nécessité de prétraitements efficaces

	<ul style="list-style-type: none"> d'entretien, peu de contrôle - bonne décantabilité des boues - faible consommation d'énergie 	<ul style="list-style-type: none"> - boues fermentescibles Sensibilité au colmatage et au froid
Lagunage naturel	<ul style="list-style-type: none"> - pour les usines de petite taille - coûts d'investissement limités - faibles coûts d'exploitation ; - raccordement électrique inutile - bonne élimination de l'azote et du phosphore 	<ul style="list-style-type: none"> - emprise au sol importante - difficultés d'extraction des boues Pas de réglage possible en exploitation - nuisances en cas de défaut de conception
Lagunage aéré	<ul style="list-style-type: none"> - Accepte les variations assez importantes de charge organique ou hydraulique - Accepte les effluents concentrés - Accepte les effluents déséquilibrés en nutriments - Bonne intégration paysagère - Boues stabilisées - Fréquence de curage espacée (tous les deux à cinq ans) 	<ul style="list-style-type: none"> - Nécessite un agent spécialisé pour l'entretien du matériel électromécanique - Nuisance sonore possible - Coût d'exploitation relativement élevé (forte consommation énergétique)
Filtres plantés de roseaux	<ul style="list-style-type: none"> - adaptés aux petites collectivités - pas de gestion contraignante des boues primaires - bien adapté au fonctionnement estival saisonnier - Rusticité du procédé - Bonne qualité de l'eau traitée - faibles contraintes et coûts d'exploitation 	<ul style="list-style-type: none"> - nécessité d'un dessableur en tête sur réseau unitaire - faucardage annuel - élimination de l'azote par dénitrification faible
Bioréacteur à membranes	<ul style="list-style-type: none"> - maîtrise de la rétention de la biomasse - dissociation temps de séjour hydraulique/âge des boues - compacité et flexibilité de l'installation - concentration cellulaire élevée - excellent qualité de l'eau traitée 	<ul style="list-style-type: none"> - sensibilité au colmatage - limitations transfert d'oxygène - coûts d'investissement élevés

Réacteur à Batch Séquencé	<ul style="list-style-type: none"> - flexibilité du fonctionnement du système - maintenance réduite - coûts d'investissement réduits - rendements épuratoires élevés - modularité, adaptabilité et automatisation possible 	<ul style="list-style-type: none"> - consommation d'énergie élevée - sensibilité aux variations de température
----------------------------------	---	--

Quelques performances épuratoires globales des procédés utilisés pour le traitement des effluents présentés dans le tableau précédent sont indiquées dans le tableau ci-après [25]..

Tableau IV: Performances épuratoires des différents procédés biologiques

	DCO (%)	DBO₅ (%)	N-NK (%)	P-Pt (%)
Lit Bactérien	60	60	50	-
Filtre à sable	98	98	90	70
Biofiltre	65	-	-	-
Lagunage	80 à 90	80 à 90	60	50
Filtre Planté de Réseau (FPR)	>90	>90	60 à 90	50
Réacteur à Batch Séquencé (SBR)	99	99	94	87
Bio-Réacteur à Membrane (BRM)	96	97	-	-

Si l'on considère les critères qui doivent être pris en compte pour le traitement des pollutions ponctuelles (technicité et maintenance, coûts d'investissement et de fonctionnement), des comparaisons réalisées montrent que les solutions les plus évidentes sont le lagunage naturel ou aéré, et les filtres plantés de roseaux. Leurs performances sont cependant très sensibles à la température, ce qui est un inconvénient puisqu'ils sont implantés à l'extérieur.

1.4.4- Rejets de la filière laitière face à la réglementation

La multiplicité de situations de rejet rencontrée dans la filière lait amène à considérer deux principaux cas [1] :

- ✚ la production d'eaux résiduaires industrielles, qui dans la plupart des cas rejoignent les réseaux d'égout et ensuite la station d'épuration et,
- ✚ les rejets d'eaux blanches en milieu rural, compte tenu de la dispersion géographique des fermes d'élevages, le regroupement des effluents sur une STEP n'est pas envisageable et des solutions spécifiques doivent être proposées en réponse à des critères locaux de respects du milieu récepteur.

Dans ces deux contextes, les réglementations régissant les exigences d'épuration sont différentes. Les normes applicables aux rejets des eaux usées industrielles sont de plus en plus strictes. De façon générale, les conditions de rejet pour les installations classées pour la protection de l'environnement et soumises à autorisation (valeurs limites pour les concentrations de différents paramètres MES, DCO, DBO et P-Pt) sont contenus dans le tableau ci-contre [1]:

Tableau V: Normes de quelques paramètres de pollution

Paramètres	Concentration maximale (mg.L ⁻¹)
MES	35
DBO ₅	30
DCO	125
P-Pt	1

Ces normes indiquent aussi que les rejets ne doivent pas contenir de substance de nature à favoriser la manifestation d'odeurs, que leur pH doit être compris entre 5,5 et 8,5 et leur température inférieure à 30°C. Après avoir mis en exergue les effluents laitiers, nous allons aborder les eaux usées domestiques et d'abattoir.

1.5- Eaux usées domestiques

Elles proviennent des différents usages domestiques. Elles sont constituées essentiellement d'excréments humains, des eaux ménagères de vaisselle chargées de détergents, de graisses appelées eaux grises et des eaux de toilette chargées de matières organiques azotées, phosphatées et de germes fécaux appelées eaux noires [26]. Les eaux usées domestiques sont caractérisées par leur teneur élevée en matières organiques (MO)

Demande biologique en oxygène (DBO₅), Demande chimique en Oxygène (DCO) et matières en suspension (MES). Ces eaux sont également caractérisées par leur concentration en azote, phosphore et par la présence de micro-organismes banaux et/ou pathogènes [26]. Le rôle de l'assainissement est d'éliminer ces pollutions à des niveaux plus ou moins poussés, en fonction des exigences des milieux récepteurs de ces eaux traitées et de la législation. Les filières d'assainissement classiques utilisent généralement des procédés biologiques intensifs comme les boues activées et permettent l'abattement de la MO et des MES et sous certaines conditions des autres composés indésirables (azote, phosphore, germes).

1.6- Eaux usées des abattoirs

L'eau est un des éléments essentiels utilisée lors de l'abattage des animaux au niveau des abattoirs. Après avoir été utilisée, la plus grande partie de cette eau usée est rejetée dans l'environnement de fois épurée ou non. Comme cette eau est habituellement chargée en matière organique, elle devient dès lors une source de pollution importante pour le milieu récepteur. Les abattoirs comprennent, en plus de l'abattage, les ateliers de lavage des boyaux et le vidage des matières stercoraires, qui rejettent à elles seules plus de 50% de la pollution. La pollution rejetée dépend directement [27]:

- du taux de récupération du sang ;
- du mode d'évacuation des matières stercoraires ;
- de l'importance du lavage des boyaux ;
- des ateliers annexes (conservation ...).

Les abattoirs constituent sans doute l'exemple-type de ces industries où l'eau est utilisée pour le lavage des sous-produits (abats) et l'élimination des déchets (matières fécales, débris de panse et de sang). Les effluents des abattoirs nécessitent des traitements adaptés (séparation des déchets solides et des graisses, traitements spécifiques). Plusieurs études se sont intéressées à la caractérisation et au traitement de ce type d'eaux usées par le biais des stations d'épuration en utilisant des procédés aérobies ou anaérobies [28,29]. D'autres procédés de traitement sont adoptés pour l'épuration des eaux usées d'abattoir à savoir l'infiltration sur sable [28] et l'électrocoagulation [30]. Ces eaux usées constituent une source de pollution pour les eaux de surface et l'océan. Elles peuvent être responsables d'un déséquilibre écologique irréversible ainsi que de l'eutrophisation des eaux de milieu récepteur.

Après un aperçu général sur les différents procédés de traitement biologiques, dans la partie qui suit, nous parlerons des différents procédés utilisés pour le traitement des eaux usées industrielles utilisées.

1.7- Epuration des eaux résiduaires industrielles (ERI)

L'épuration des ERI a pour objectif de réduire la charge polluante qu'elles véhiculent, afin de rendre au milieu aquatique (milieu récepteur) une eau de qualité, respectueuse des équilibres naturels et de ses usages futurs. Dans une station, l'épuration des eaux s'effectue suivant différentes étapes [31] : prétraitements, traitements physicochimiques, traitements biologiques...

1.7.1- Prétraitement

Le prétraitement des eaux usées est nécessaire pour retirer les matières facilement collectables des eaux usées brutes afin de les éliminer. Les matières ordinaires qui sont filtrées lors du traitement primaire comportent des matières grasses, des huiles, des graisses, du sable, des graviers, des pierres et toutes les matières solides. Le prétraitement consiste également à éliminer de l'eau les corps flottants de plus grande taille par décantation. L'ensemble de ces matières doivent être retirés lors du prétraitement pour éviter d'endommager les différents équipements (pompes, station,...) lors des étapes suivantes du processus de traitement. Il consiste en trois étapes principales : le dégrillage, le dessablage et le dégraissage-déshuilage. Le prétraitement dépend de la nature et des caractéristiques des rejets industriels, ainsi que du type de traitement prévu en aval [31-33].

a) Dégrillage

Il permet de filtrer les objets ou les débris les plus grossiers véhiculés par les eaux usées. Son principe consiste à faire passer l'eau brute à travers des grilles composées de barreaux placés verticalement ou inclinés de 60° à 80° sur l'horizontal [33]. Le choix d'espacement des barreaux de la grille est défini par la taille et la nature des déchets acceptés par la STEP. Un espacement de 10 mm (dégrillage fin) maximum est utilisé pour protéger les filières d'épuration des eaux ou des boues spécifiques (décantation lamellaire, centrifugation...). Généralement, l'espacement des barreaux est de 2,0 à 2,50 cm pour un dégrilleur mécanique et 3 à 4 cm pour un dégrilleur manuel [35]. La vitesse moyenne de passage de l'eau entre les barreaux est comprise entre 0,6 et 1 m/s [33]. Les déchets récupérés sont compactés afin de réduire leur volume puis stockés dans une benne avant d'être envoyés vers une filière de traitement adapté [35].

b) Dessablage

Le dessablage concerne les matières minérales grossières en suspension tels que les sables et les graviers dont la vitesse de chute est inférieure à 0,3 m/s. Cette vitesse est susceptible d'endommager les installations en aval. Les matières minérales grossières vont se déposer au fond d'un dessableur par décantation. Il faut 60 secondes à l'eau pour traverser et éliminer 90% du sable qui est ensuite récupéré par un râteau mécanique et poussé dans un conteneur d'évacuation [34].

c) Déshuilage-dégraissage

Le déshuilage est une extraction liquide-liquide tandis que le dégraissage est une extraction solide-solide. On peut considérer que le déshuilage-dégraissage se rapporte à l'extraction de toutes matières flottantes d'une densité inférieure à celle de l'eau. Ces matières sont de nature très diverses (huiles, hydrocarbures, graisses...). Elles peuvent former une émulsion stable entretenue par le brassage de l'eau ou constituer une phase indépendante non émulsionnée. Le déshuilage complet nécessite en fait un traitement en deux stades [33,36] :

✚ prédéshuilage, est une opération physique gravitaire sans adjonction de réactifs, réduisant la teneur en hydrocarbure d'environ 15 à 100 mg/l. Il s'effectue par flottation naturelle des vésicules huileuses émulsionnées. Si l'émulsion n'est pas trop fine (particules supérieures à 50 μm). Il est réalisé dans différents types d'appareils : déshuileurs longitudinaux conventionnels, à plaque parallèles et circulaires raclés.

✚ déshuilage final : flottation par air dissous où les bulles d'air augmentent la vitesse de remontée des particules grasses et des huiles lorsqu'elles ne sont pas émulsionnées. Il peut s'effectuer par coagulation par des sels métalliques ou par des électrolytes permettant d'obtenir l'épuration complète [31,34].

1.7.2- Epuration physicochimique

L'épuration physico-chimique des eaux usées est une technologie fréquemment utilisée en assainissement des eaux usées. Cette technique s'applique entre autres pour la séparation de métaux lourds, d'huiles et de graisses, de substances en suspension et de substances émulsifiantes, de composants organiques et inorganiques, de substances organiques apolaires difficilement décomposables, de polluants toxiques ou de solutions hautement salines, de phosphore,... Les techniques d'épuration physico-chimique servent de traitement préliminaire, de traitement de finition ou de traitement spécifique, en ce qui concerne la réutilisation de l'eau dans le process.

Des techniques souvent utilisées dans l'épuration physico-chimique sont la floculation, la coagulation, la flottation, la neutralisation, l'électroflottation, la technologie membranaire - filtration sur membrane, les tours de stripping, l'absorption NH_3 et le traitement des boues. Dans la plupart de ces techniques, les polluants sont éliminés sous forme de particules colloïdales.

1.7.2.1- Particules colloïdales

Les colloïdes sont des macromolécules organiques ou minérales dont la taille est comprise entre quelques nanomètres et un micromètre environ. Quand ces particules sont dans l'eau, elles ne forment pas une solution, mais forment une suspension colloïdale. Dans les effluents liquides, ils sont notamment responsables de la couleur et de la turbidité de l'eau de surface. Il y a deux types de colloïdes (ou particules) [38-40] :

- ✚ les particules hydrophiles déshydratées qui se dispersent spontanément dans l'eau et sont entourées de molécules d'eau qui empêchent le contact entre elles.

- ✚ les particules hydrophobes ne sont pas entourées de molécules d'eau : leur dispersion dans l'eau n'étant pas spontanée, on peut la faciliter à l'aide de moyens chimiques (stabilisant) ou physiques (agitation).

Peu de particules sont exclusivement hydrophobes ou hydrophiles. On retrouve plutôt des particules hydratés à différents degrés. La plupart des particules colloïdales portent des charges électriques surfaciques. Cela est dû à la dissociation des molécules à la surface et à l'adsorption préférentielle des ions présents dans le milieu. Ces charges électriques jouent un rôle très important dans la stabilisation des dispersions et dans la caractérisation des particules. Généralement, dans l'eau, les surfaces des particules colloïdales sont chargées négativement. Ces charges, dites primaires, attirent les ions positifs en solution dans l'eau, qui s'adsorbent sur la particule et attirent à leur tour des ions négatifs accompagnés d'une faible quantité d'ions positifs (Voir figure 1) [40].

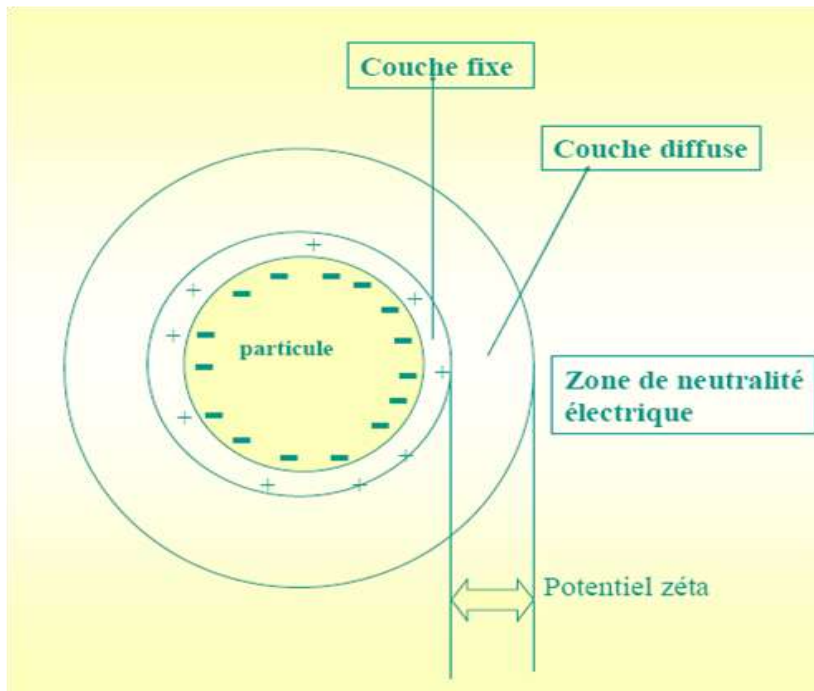


Figure 1 : Structure et composition de la double couche sur une particule colloïdale

Les ions adhèrent fortement à la particule et forment la couche liée ou STERN. La couche liée a une épaisseur de quelques angströms. Elle influe sur l'épaisseur de la couche diffuse par son effet d'attraction électrostatique. D'après *Caprio et al.*[38], cette couche a des effets minimes sur les comportements électrocinétiques des particules. La charge de cette couche est proportionnelle à la surface des particules et à la conductivité du milieu. Elle attire à son tour des anions accompagnés d'une faible quantité de cations : c'est la couche diffuse ou de GOUY-CHAPMAN.

Les limites de la couche diffuse ne sont pas bien définies. L'épaisseur de cette couche varie entre 10\AA et une fraction de micromètres et possède, entre autre, une distribution inégale des charges électriques libres. La couche diffuse joue un rôle important dans les phénomènes de stabilisation des émulsions colloïdales. En effet, lorsque deux particules se rapprochent, leurs couches diffuses interagissent et créent des forces de répulsions qui maintiennent les deux particules éloignées et rendent la suspension stable [39,40]. Ces deux couches forment une sorte de condensateur électrique qui maintient une charge Q reliée directement aux ions sur la surface et au voisinage de la particule.

Le potentiel zéta se situe à la limite extérieure de la couche liée. C'est ce potentiel qui persiste lorsque la particule se déplace. Le potentiel zéta est important car il définit le comportement électrocinétique des particules et par conséquent leur stabilité dans la solution.

L'annulation du potentiel zéta est l'objectif de la coagulation car cela permet de déstabiliser les particules et de favoriser leurs agglomérats en ions [40].

Pour annuler le potentiel zéta, on peut :

- ajuster le pH pour atteindre le point de charge nulle des particules colloïdales ;
- augmenter la salinité pour comprimer la couche diffuse ;
- neutraliser la charge de surface par des cations polyvalents ;
- piéger les colloïdes dans des précipités ;
- adsorber les colloïdes sur des polymères chargés à longue chaîne [50].

Compte tenu des quantités des eaux usées à traiter, les deux premières possibilités ne sont pas applicables au niveau industriel.

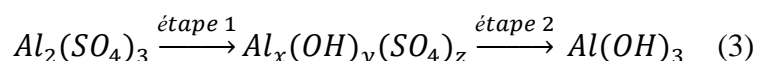
1.7.2.2- Coagulant et processus de coagulation

L'efficacité du traitement dépend d'abord du coagulant utilisé. Les plus efficaces sont des sels de métaux, à base d'aluminium ou de fer. Quelques uns sont répertoriés dans le tableau VI [41].

Tableau VI: Les principaux coagulants chimiques

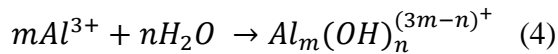
Coagulants	Formule chimique
Aluminium sulfate	$Al_2(SO_4)_3, 18H_2O$
Sodium aluminate	$NaAlO_2$
Fe (II) hexahydrate Chlorure	$FeCl_3, 6H_2O$
Fer (III) nanohydrate Sulfate	$Fe_2(SO_4)_3, 9H_2O$
Fer (II) heptahydrate Sulfate	$FeSO_4, 7H_2O$

L'efficacité de ces coagulants est directement liée à la valence des cations utilisés. Ainsi un ion divalent est jusqu'à 200 fois plus efficace et un ion trivalent jusqu'à 10000 fois plus efficace qu'un monovalent [41]. La mise en solution d'un coagulant (aluminium sulfate par exemple) se déroule en deux étapes matérialisée par l'équation suivante :



L'étape 1 est une phase d'hydrolyse. Des intermédiaires polychargés positifs se forment pour neutraliser la charge primaire négative des colloïdes. C'est la véritable forme

coagulante qui déstabilise les particules chargées négativement. L'étape 1 dépend de la température et nécessite un pH compatible avec l'existence de ces intermédiaires polychargés. Le temps de formation de ces composés est de l'ordre de 0,5 seconde. L'étape 2 permet la formation du précipité $Al(OH)_3$. Elle dépend de l'agitation du milieu. Ce précipité est l'élément qui assure le pontage et la coalescence entre les colloïdes déstabilisés (équation 4) : c'est la forme floculante [41].



Les sels d'aluminium ou de fer réagissent avec l'alcalinité de l'eau et produisent des hydroxydes insolubles. Le processus de coagulation et floculation est représenté sur la figure 2.

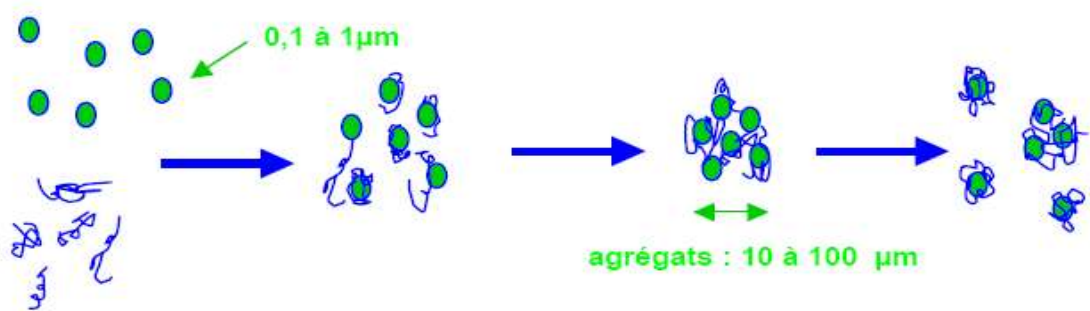


Figure 2 : Processus de coagulation

Après avoir été déstabilisées, les particules colloïdales ont tendance à s'agglomérer lorsqu'elles entrent en contact les unes avec les autres. Le taux d'agglomération des particules dépend de la probabilité des contacts et de l'efficacité de ces derniers. La floculation a justement pour but d'augmenter la probabilité de rencontre entre les particules grâce à l'agitation du fluide [41]. La floculation permet la formation des floccs après quelques minutes d'agitation. Les floccs sont des précipités d'hydroxydes de métaux. Leur formation et leur stabilité dépendent donc du pH. Les zones de prédominance des hydroxydes de fer et d'aluminium sont présentées dans le tableau ci-contre [42].

Tableau VII : Valeur des pH pour des zones de prédominances

Forme prédominante	pH
$Al(OH)_3$	5,8 à 7,2
$Fe(OH)_3$	5,5 à 8,3
$Fe(OH)_2$	5,5 à 8,3

De plus, dans ces gammes de pH, les formes dissoutes Fe^{3+} et Al^{3+} sont quasi-inexistantes. On minimise donc :

- les risques sanitaires par contamination de l'eau (Al^{3+}) ;
- la pollution colorée (Fe^{3+}) ;
- la corrosion du réseau d'eau peut provenir de l'existence de ferrobactéries et de phénomènes d'oxydoréduction.

Après l'étape de la coagulation floculation, on passe soit à la décantation si les floccs formés sont de grosses tailles soit à la flottation si les floccs formés sont de petites tailles.

- **Décantation** : Elle est utilisée dans pratiquement toutes les usines d'épuration et de traitement des eaux. C'est un procédé de séparation des matières en suspension et des colloïdes rassemblés en flocc dont la densité est supérieure à celle de l'eau ; elle s'effectue selon un processus dynamique, en assurant la séparation des deux phases solide-liquide de façon continue. Les particules décantées s'accumulent au fond du bassin, d'où on les extrait périodiquement. L'eau récoltée en surface est dite clarifiée. Elle est dirigée vers un autre stade d'épuration. La décantation a un rôle épuratoire non négligeable [42, 43].

- **La flottation** : Une technique qui peut remplacer la sédimentation est la flottation. C'est un procédé de séparation liquide-solide basé sur la formation d'un ensemble appelé attelage, formé des particules à éliminer, plus léger que l'eau. Cette technique convient principalement pour éliminer les particules de diamètre compris entre 1 et 400 μm . Les solides fixés à des bulles sont transportés à la surface et sont par la suite écumés. Cette méthode permet d'éliminer des particules plus petites qu'avec la sédimentation. Elle convient davantage aux eaux présentant une haute teneur en algues, une faible turbidité naturelle ou une forte coloration.

La flottation n'est pas aussi efficace que la sédimentation pour éliminer les particules et réduire la turbidité. Ce procédé est sensible à la température et affiche un faible rendement au cours des périodes très froides [44].

1.7.3- Traitements biologiques

Communément appelés traitements secondaires, les procédés biologiques sont généralement mis en œuvre dans une chaîne de traitement d'eaux résiduaires. Ils se situent en aval, des prétraitements assurant la séparation des matières volumineuses denses (déchets, graviers, sables) et gênantes (huiles, graisses...) [45]. Le traitement biologique des eaux usées est le procédé qui permet la dégradation des polluants grâce à l'action de micro-organismes. Il peut se faire par voie aérobie ou anaérobie. Ce processus existe spontanément dans les milieux naturels tels que les eaux superficielles suffisamment aérées. Une multitude d'organismes est associée à cette dégradation selon différents cycles de transformation. Parmi ces organismes, on trouve généralement des bactéries, des algues, des champignons et des protozoaires. Cette microflore, extrêmement riche, peut s'adapter à divers types de polluants qu'elle consomme sous forme de nourriture (substrats) [47]. Il est ainsi possible d'utiliser systématiquement cette microflore dans un processus contrôlé pour réaliser l'épuration des eaux résiduaires. L'élimination de la pollution organique sous forme finement colloïdale ou en solution, est essentiellement dûe aux procédés d'épuration biologiques.

Son principe est de provoquer en présence ou non d'oxygène une prolifération plus ou moins contrôlée de micro-organismes capables de dégrader les matières organiques apportées par l'effluent. Il s'agit en fait d'un véritable transfert d'une forme non accessible de la pollution (matières colloïdales et dissoutes) en une forme manipulable (suspension de microorganismes). Les micro-organismes responsables de l'épuration s'agglomèrent sous forme de floes et se développent en utilisant la pollution comme substrat nécessaire à la production d'énergie vitale et à la synthèse de nouvelles cellules vivantes (Figure 3) [48]. Une partie des éléments polluants qui n'est pas dégradée biologiquement peut être adsorbée et incorporée aux floes de boues.

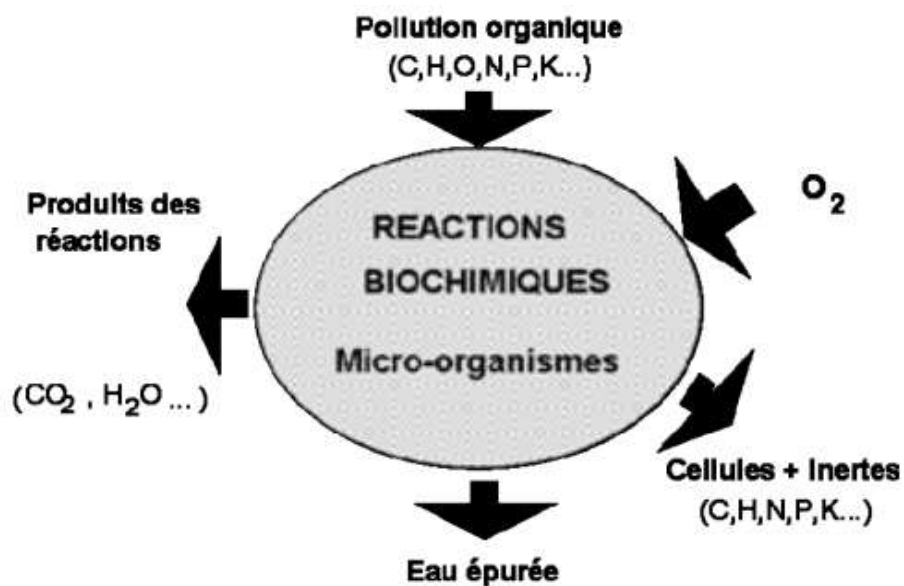


Figure 3: Epuration biologique aérobie

De nombreux micro-organismes ayant différentes vitesses de croissance tels que les bactéries, les algues, les champignons et les protozoaires sont associés à ce processus de dégradation. Les bactéries restent cependant les micro-organismes les plus impliqués dans ce processus (environ 95 % des micro-organismes présents dans une boue activée) [49].

Une phase de transport permet d'amener les polluants (solubles et insolubles) du sein du liquide au niveau de la bactérie. Le substrat soluble diffuse facilement à travers la membrane alors que les matières insolubles (particules, colloïdes et grosses molécules) sont après leur adsorption à la surface de la bactérie, hydrolysées par des exo-enzymes avant d'être à leur tour facilement assimilable. C'est au sein de la cellule que s'effectue la métabolisation des polluants [48].

Cette étape, beaucoup plus lente que les précédentes, se divise en trois parties (Figure 4):

- l'assimilation (ou anabolisme) qui est l'utilisation des matières polluantes pour la synthèse de nouvelles cellules ;
- la respiration (ou catabolisme) qui permet la combustion des substrats afin de libérer l'énergie nécessaire aux micro-organismes pour assurer leurs fonctions vitales ;
- la respiration endogène au cours de laquelle les micro-organismes utilisent leur propre matière comme substrat.

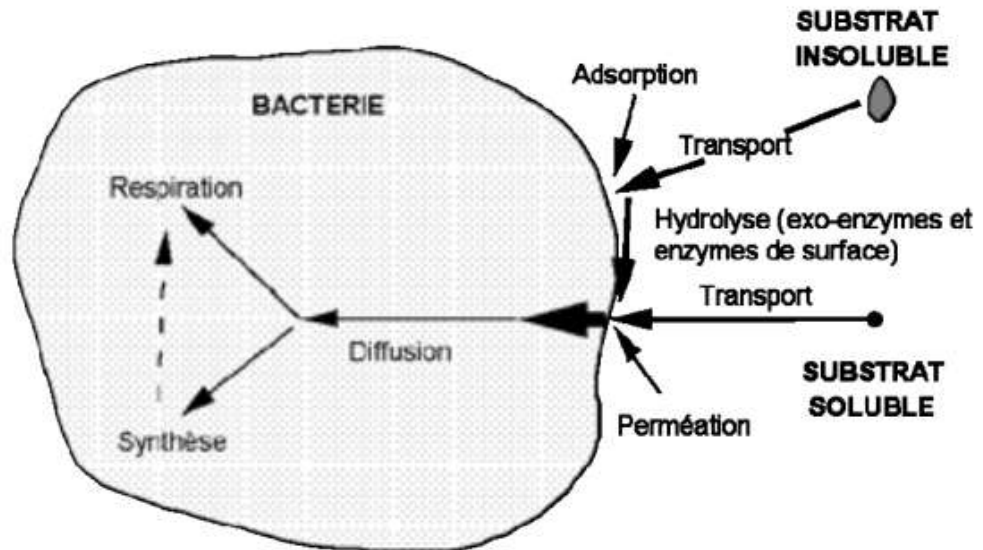


Figure 4 : Principe de la nutrition bactérienne

L'adaptation ou l'acclimatation des micro-organismes à divers types de substrats est possible, mais elle a toutefois ses limites. C'est pourquoi la qualité des eaux résiduaires doit être contrôlée en laboratoire dans le but de décider si ces eaux peuvent être soumises à un procédé de traitement biologique.

Pour juger la capacité d'épuration d'eaux résiduaires industrielles par un procédé biologique, on se sert généralement du rapport DBO_5/DCO . Des valeurs de ce rapport supérieures à 0,5 montrent que par un procédé biologique les polluants peuvent être éliminés dans une large mesure. Pour des valeurs inférieures à 0,5, il est possible que l'on ait affaire à des composés peu ou difficilement biodégradables ou même toxiques, à un manque de sels minéraux ou encore à une mauvaise adaptation des microorganismes [50]. Ainsi sur la base de ce rapport, on peut établir le classement suivant:

- $DCO/DBO_5 < 1,66$: eaux résiduaires susceptibles d'être facilement traitées biologiquement ;
- $1,66 < DCO/DBO_5 < 2,5$: eaux résiduaires susceptibles de subir un traitement biologique ;
- $2,5 < DCO/DBO_5 < 5$; eaux résiduaires non susceptibles de subir un traitement biologique ou nécessitant une acclimatation préalable des micro-organismes impliqués.

L'acclimatation doit se faire sur des eaux diluées. En outre, le pH, la température, les substances minérales et les substances inhibitrices et toxiques sont les paramètres les plus importantes à maîtriser pour l'utilisation des procédés biologiques. Pour les procédés aérobie,

la plage de pH se situe en général entre 6,5 et 8,0 [50]. Selon que l'oxydation se produit en présence d'oxygène dissous dans l'eau (processus aérobie) ou qu'au contraire il y a transfert de l'hydrogène du combustible brûlé à un accepteur d'hydrogène autre que l'oxygène moléculaire (processus anaérobie), la nature des produits de l'oxydation sera différente. Dans les processus aérobies les produits sont CO_2 , H_2O , NH_3 ou NO_3^- alors que dans les processus anaérobies les produits sont CO_2 , CH_4 et acides gras. Les enzymes, catalyseurs organiques sécrétés par les micro-organismes, sont, dans les processus aérobies ou anaérobies, à l'origine de la décomposition des substances organiques [50].

Ainsi, on distingue les enzymes extracellulaires qui provoquent la destruction des structures moléculaires trop complexes pour pénétrer au sein de la cellule. Les enzymes intracellulaires qui assurent l'assimilation sont par conséquent, à l'origine de la prolifération des cellules.

La conversion anaérobie des matières solides organiques en sous-produits inoffensifs est très complexe et résulte de multiples réactions. Les traitements aérobies sont les plus répandus ; les traitements anaérobies restant réservés, aux cas de pollution fortement concentrée pour laquelle l'apport d' O_2 en quantité suffisante pose un problème [51-55]. En traitement biologique on distingue des procédés extensifs et Intensifs.

a) Procédés biologiques extensifs

Le lagunage est un procédé d'épuration qui consiste à faire circuler des effluents dans une série de bassins pendant un temps suffisamment long pour réaliser les processus naturels de l'auto-épuration. Il est pratiqué dans les régions très ensoleillées, dans des bassins de faible profondeur [56].

Le principe général consiste à recréer, dans des bassins, des chaînes alimentaires aquatiques (Figure 5).

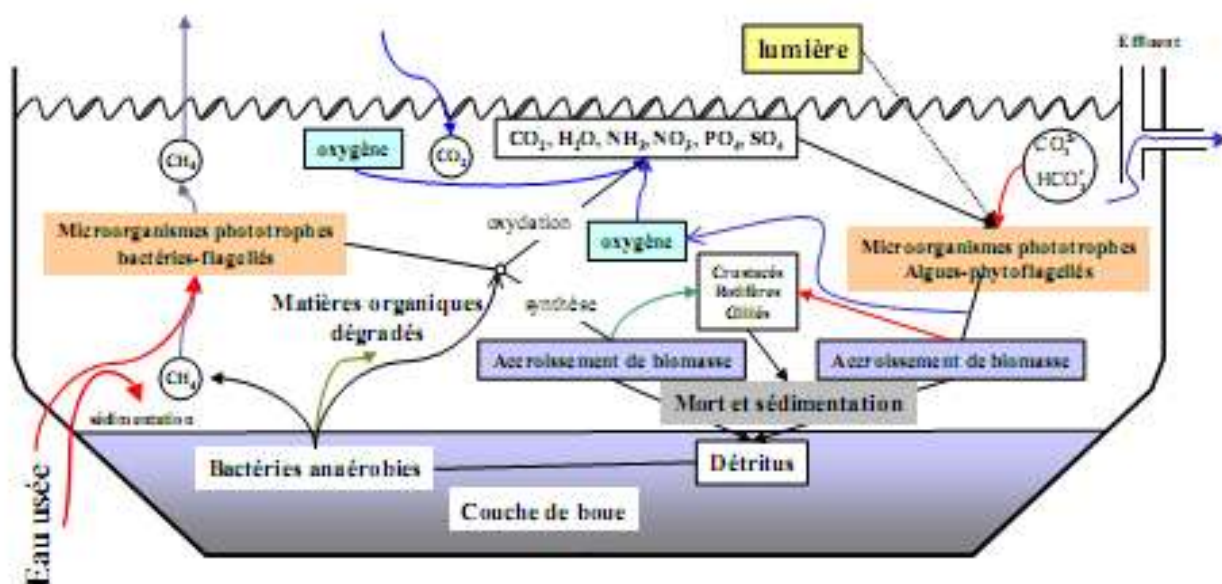


Figure 5: Cycle biologique de traitement par le procédé de lagunage

Le rayonnement solaire est la source d'énergie qui permet la production de matières vivantes par les chaînes trophiques. Les substances nutritives sont apportées par l'effluent alors que les végétaux sont les producteurs du système en matière consommable et en oxygène [56].

Les bactéries assurent la part prépondérante de l'épuration et la microfaune contribue à l'éclaircissement du milieu par ingestion directe des populations constituées d'algues et de bactéries. Ce procédé simple demande des surfaces importantes car les temps de réactions sont très longs. Pour que le lagunage s'effectue dans les meilleures conditions d'aérobiose tout en évitant les odeurs et la prolifération des insectes, il faut prévoir une décantation primaire des effluents. On empêche, ainsi, un colmatage rapide des bassins. L'inconvénient majeur de ce type de procédé est le dépôt qui se produit à la longue et qui reste en phase anaérobie. Ce traitement demande des surfaces importantes avec des temps de séjour de l'ordre de 30 à 60 jours et une profondeur des bassins de 0,5 à 1,2 m [51].

- Lagunage anaérobie : Il n'est applicable que sur des effluents très concentrés et, le plus souvent comme prétraitement avant une étape aérobie. La couverture de ces lagunes et le traitement des gaz produits sont nécessaires au vu des risques de nuisances élevés (odeurs). Les temps de séjour sont souvent supérieurs à 50 jours. Une profondeur importante (5 à 6 m) est en principe un élément favorable au processus [55].

- Lagunage aéré : En fournissant l'oxygène par un moyen mécanique, les volumes nécessaires peuvent être réduits et on peut accroître la profondeur de la lagune. La concentration en bactéries est plus importante qu'en lagunage naturel. Le temps de séjour est de l'ordre d'une semaine et la profondeur de 1 à 4 m. Le rendement peut être de 80 % et il n'y a pas de recyclage de boues. L'homogénéisation doit être satisfaisante pour éviter les dépôts. Certains rejets industriels sont traités par ce procédé qui reste valable pour les produits organiques très lentement biodégradables. Ces rejets sont caractérisés par de faibles teneurs en MES et avec des DBO₅ comprise entre 300 et 1500 ppm (Conserverie, Industrie Chimique (Phénols)). Le brassage est effectué par des turbines fixées sur des flotteurs amarrés au centre du bassin [52].

b) Procédés biologiques intensifs

Les techniques les plus développées au niveau des stations d'épuration urbaines sont des procédés biologiques intensifs. Le principe de ces procédés est de localiser sur des surfaces réduites et d'intensifier les phénomènes de transformation et de destruction des matières organiques que l'on peut observer dans le milieu naturel. Deux types d'installation sont utilisés :

- les installations à "cultures fixées", où on distingue différents types de supports pour les cultures bactériennes : les disques biologiques et ;
 - les lits bactériens et les installations à "cultures libres", ou par boues activées [52, 54, 55].
- Disques biologiques : Les disques étant semi immergés, leur rotation permet l'oxygénation de la biomasse fixée. Les disques biologiques ou biodisques sont des disques enfilés parallèlement sur un axe horizontal tournant. C'est une technique faisant appel aux cultures fixées et constituée par les disques biologiques tournants où se développent les micro-organismes qui forment un film biologique épurateur à la surface des disques [55]. Ces disques plongent dans une auge, où circule l'eau à épurer ayant subi une décantation. Pendant une partie de leur rotation, ils se chargent de substrat puis ils émergent dans l'air le reste du temps (pour absorber de l'oxygène). Les disques sont recouverts par un biofilm sur les deux faces. Ils ont un diamètre de 1 à 3m, et sont espacés de 20 mm tournant à une vitesse de 1 à 2 tr.mn⁻¹. Les boues en

excès se détachent du disque et sont récupérées dans un clarificateur secondaire avant rejet dans le milieu naturel [55].

Néanmoins, ce dispositif d'épuration ne supporte pas d'arrêt de rotation. La partie émergée sèche rapidement, alors que la partie immergée continue à se charger. Cela crée un grand déséquilibre qui détériore le moteur lors de la remise en route. L'inconvénient majeur de ces systèmes est leur sensibilité au gel et aux intempéries (ils nécessitent donc un local couvert et clos) [55].

- Lits bactériens : Le principe de fonctionnement d'un lit bactérien consiste à faire ruisseler les eaux usées, préalablement décantées sur une masse de matériaux poreux ou caverneux qui sert de support aux micro-organismes (bactéries) épurateurs. Une aération est pratiquée soit par tirage naturel soit par ventilation forcée. Il s'agit d'apporter l'oxygène nécessaire au maintien des bactéries aérobies en bon état de fonctionnement. Les matières polluantes contenues dans l'eau et l'oxygène de l'air diffusent à contre courant à travers le film biologique jusqu'aux micro-organismes assimilateurs. Le film biologique comporte des bactéries aérobies à la surface et des bactéries anaérobies près du fond. Les sous-produits et le gaz carbonique produits par épuration, s'évacuent dans les fluides liquides et gazeux. Le rendement maximum de cette technique est de 80 % d'élimination de la DBO₅ [55, 57-61].

Notons tout de même qu'il existe certains inconvénients majeurs présentés par les lits bactériens notamment :

- la tendance au colmatage, surtout avec les supports traditionnels ;
- la variation des rendements d'épuration par une création de zones mortes et de chemins préférentiels ;
- la sensibilité au gel car il faut que le haut et le bas du lit soient bien ouverts afin de permettre une aération naturelle suffisante.

1.7.4- Epuration par boue activée

Le procédé à boues activées a été mis en œuvre pour la première fois en 1914 à Manchester et repose sur la constatation suivante: Une eau d'égout aérée permet le développement rapide d'une flore bactérienne capable de dégrader les matières organiques polluantes. Dans les conditions idéales d'aération, les micro-organismes d'une eau usée se développent et s'agglomèrent en floccs. Au repos, ces derniers se séparent très bien de la phase liquide par décantation. C'est dans le clarificateur que cette séparation entre la boue et l'eau

clarifiée a lieu. Une partie des boues est renvoyée dans l'aérateur pour le réensemencement permanent ou réinjectée en tête de station, l'autre en excès, est éliminée et doit faire l'objet d'un traitement séparé [62,63].

Le principe du procédé à boues activées consiste donc à provoquer le développement d'un floc bactérien dans un bassin alimenté en eau usée à traiter (bassin d'activation). Afin d'éviter la décantation des floes dans ce bassin, un brassage vigoureux est nécessaire. La prolifération des micro-organismes nécessite aussi une oxygénation suffisante.

Le bassin d'activation peut être précédé d'un décanteur primaire dans le but d'éliminer les matières décantables et suivi d'un clarificateur pour la séparation de l'effluent épuré des boues. Plusieurs configurations de bassins d'aération dans le cas du procédé par boues activées peuvent être mises en œuvre [64-66]:

- conventionnel (le plus fréquemment utilisé) ;
- contact stabilisation ;
- alimentation étagée ;
- mélange intégral (complet).

L'âge des boues (A) et le temps de séjour de l'effluent sont des paramètres importants de suivi des stations d'épuration par boues activées. Ces deux paramètres sont directement liés au rendement d'épuration du réacteur. L'âge de la boue est le rapport entre la masse de boues présentes dans l'aérateur et la quantité de boues extraites (donc produites) par jour. Les principaux paramètres de fonctionnement des stations par boues activées dépendent fortement de la charge appliquée. Après les études sur la pollution, nous allons aborder le procédé d'électrocoagulation mis en œuvre dans le cadre de ce travail.

1.8. Aperçu sur les eaux usées domestiques et d'abattoirs

Les eaux usées domestiques sont essentiellement porteuses de pollutions organiques. Elles se répartissent en deux catégories [67]: les eaux ménagères des salles de bain et des cuisines qui sont généralement chargées de substances biodégradables, de détergents, de produits nettoyants, désinfectants, et détartrants ainsi que de pesticides pour usage domestique et de solvants pour le bricolage ; ces eaux peuvent aussi contenir des polluants cosmétiques et médicamenteux. La deuxième catégorie d'eaux usées domestiques sont les « eaux vannes » comprenant les rejets de toilettes. Ces dernières sont chargées de diverses matières organiques azotées et de germes fécaux [66]. Les effluents d'abattoir 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

de matières stercoraires, de la récupération du purin provenant de l'espace de stabulation des animaux etc. La majeure partie d'eau utilisée est principalement pour le nettoyage des carcasses, des boyaux et abats et l'entretien des locaux et du matériel. Ces eaux usées sont le plus souvent drainées dans les stations d'épuration. Dans le cycle d'assainissement "classique" de l'eau, celles-ci sont ensuite rejetées dans le milieu naturel. Après traitement, on les appelle des eaux usées épurées. La réutilisation des eaux usées épurées (REUE) propose de récupérer directement ces eaux usées épurées et de s'en servir pour toutes sortes d'usages. Les applications urbaines de la REUE sont essentiellement l'arrosage des parcs et jardins, les bassins d'agrément, les eaux vannes, la climatisation d'immeubles, les réservoirs anti-incendie et le nettoyage de la voirie [66]. Elle peut aussi être réutilisée dans les circuits de refroidissement (centrale électrique). Cependant, de nombreuses études ont montré que, si le traitement est suffisant, les risques sanitaires présentés par l'utilisation d'eaux usées épurées sont faibles. Pour les facteurs liés aux attentes de traitement, plusieurs critères peuvent être utilisés [64] :

- économique ;
- environnemental ;
- techniques.

1.9- Procédé d'électrocoagulation

Des milliers de produits chimiques différents sont utilisés dans la fabrication des biens de consommation courants. Bien souvent, ces produits chimiques se retrouvent dans l'eau, puis rejetés dans l'environnement. C'est le cas de plusieurs usines manufacturières, métallurgiques et de fabriques de pâtes à papiers notamment. Le procédé est efficace pour tuer toutes les bactéries comme la bactérie E. coli. Ainsi, L'électrocoagulation est une technique de traitement des eaux usées qui s'est développée avant le 20^e siècle. Un pilote a été construit à Londres en 1889 pour traiter de l'eau de mer par électrolyse [67]. 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 [67]. L'électrocoagulation 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, on constate ces dernières années, 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 (Pb, Cd, Cu et As), les non métaux (phosphore, composés organiques, MES, Turbidité, colorants huiles et graisses) et des effluents industriels variés [80]. L'importance de l'électrocoagulation s'est accrue du fait de son efficacité généralement supérieure aux autres techniques pour éliminer les différentes formes de pollution [80].

1.9.1- Principes d'électrocoagulation

L'électrocoagulation est une technique de dépollution basée sur la dissolution électrochimique d'un métal sacrificiel [68-70] qui, une fois dans l'effluent moyennant des autres réactions connexes tel que l'électrolyse de l'eau, donne des composés complexes monomères et polymères [71]. Ces complexes formés, vont déstabiliser les particules colloïdales. Les hydroxydes métalliques formés qui, sont des composés amorphes par leur large surface vont adsorber les polluants. Sous l'effet des gaz dégagés aux électrodes, les floccs formés seront entraînés vers la surface [70, 71]. Au cours du procédé d'électrocoagulation, un mécanisme complexe avec de multitudes de mécanismes réactionnelles concourent au traitement de l'effluent. En général, on distingue trois étapes successives durant le processus d'électrocoagulation [72] :

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

Ces trois processus ne sont pas tout à fait indépendants et peuvent donc interagir. Le fait que ces processus sont difficiles à étudier séparément dans un réacteur opérationnel explique partiellement l'absence d'une compréhension détaillée du traitement par l'électrocoagulation.

Lors du passage du courant dans la cellule d'électrocoagulation (figure 6), un champ électrique est créé. Ce champ électrique va induire, d'une part, un gradient de vitesse affectant toutes les particules chargées notamment les ions et les colloïdes facilitant ainsi leur rencontre et d'autre part, en utilisant les anodes de fer ou d'aluminium, on arrive à faire passer en solution des quantités contrôlables d'ions métalliques indispensables à la formation de floccs de taille suffisante. L'électrolyse de l'eau entraîne la formation d'hydrogène à la cathode qui peut entraîner à la surface les floccs formés. Par rapport à leur taille, les floccs formés peuvent être décantés ou entraînés à la surface par flottation sous l'effet des gaz [73].

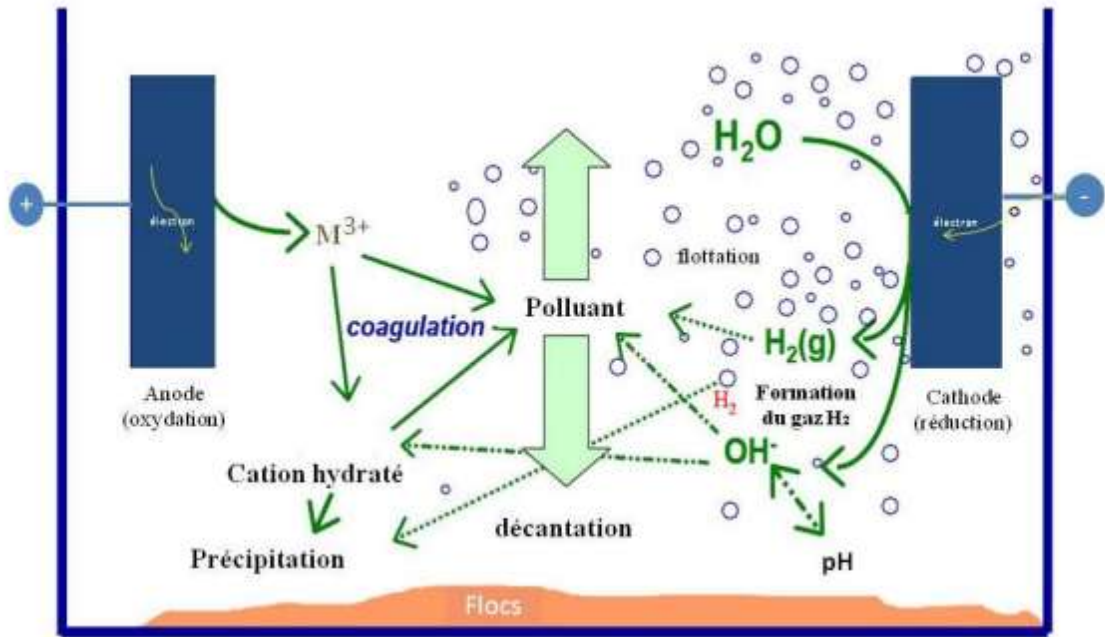


Figure 6 : Schéma d'un procédé conventionnel d'électrocoagulation

1.9.2- Réactions aux électrodes

Lorsque le circuit est fermé, l'effluent va passer à l'intérieur d'une cellule formée d'un ou plusieurs couples d'électrodes entre lesquelles existe une différence de potentielle qui va créer des réactions électrochimiques. Les électrodes les plus couramment utilisées sont celles en fer et en aluminium. Cependant des essais ont été conduits sur d'autres types d'électrodes. Vik et al ont utilisé l'électrode en plomb comme anode et l'électrode en acier inoxydable comme cathode [74]. Garrote et al, ont utilisée l'électrode en Titane comme anode et en Platine comme cathode etc... Les métaux en aluminium ou en fer sont utilisés comme anode et cathode grâce à leur prix abordable et à leur forme ionique qui présente une valence élevée [74]. Pour les électrodes en aluminium, le cation métallique formé est Al^{3+} [75] tandis que l'utilisation d'une électrode en fer conduit à la formation des ions Fe^{2+} /et ou Fe^{3+} [76]. Les réactions électrochimiques aux électrodes sont les suivantes :

A l'anode ;

On a une réaction d'oxydation, le métal va passer de l'état solide à l'état ionique selon la réaction suivante :

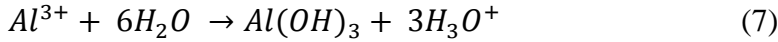


M : Métal

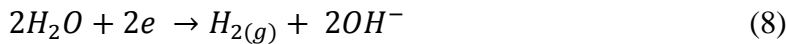
n : nombre d'électrons libérés aux électrodes

- **Les réactions avec les électrodes en aluminium et les réactions en solution sont les suivantes :**

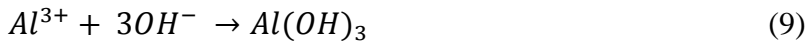
A l'anode :



A la cathode ;

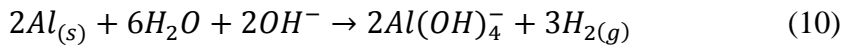


En fonction du pH, les ions Al^{3+} électrogénérés vont réagir avec les ions hydroxydes pour former les hydroxydes d'aluminium $Al(OH)_3$ [77,78].



La forme $Al(OH)_3$ est prédominante pour pH compris entre 5,5 et 8.

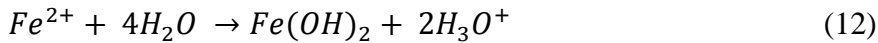
Lorsque le pH est basique, les ions OH^- attaquent chimiquement l'aluminium, selon la réaction suivante :



- **Pour l'électrode en fer, deux mécanismes d'oxydation sont possibles:**

A l'anode :

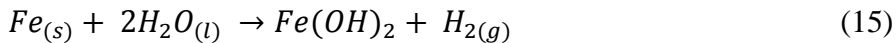
Premier mécanisme :



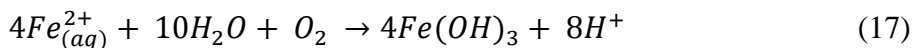
Une autre réaction d'oxydation peut se produire:



Autre réaction



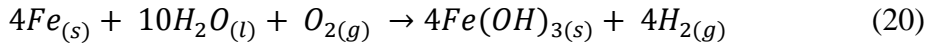
Second mécanisme



A la cathode



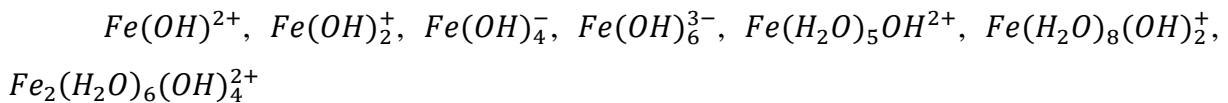
Autre réaction



Le dégagement de l'hydrogène à la cathode peut empêcher sa passivation et augmenter le rendement d'EC quelque soit le type d'électrode utilisée [72, 74].

Au cours du processus d'EC, les cations métalliques libérés aux électrodes par suite de réaction d'oxydation forment des précipités avec les ions hydroxydes. Les complexes majoritairement formés dépendent du pH du milieu [79-81]. On rencontre généralement des espèces monocomplexes et polycomplexes [82,83].

- Dans le cas de l'aluminium, il se forme une multitude de complexes anioniques et cationiques:
 - les monocomplexes : $Al(OH)^{2+}$; $Al(OH)_2^+$; $Al(OH)_4^-$
 - les polymères : $Al_6(OH)_{15}^{3+}$; $Al_7(OH)_{17}^{4+}$; $Al_8(OH)_{20}^{4+}$ etc...
 - les amorphes : $Al(OH)_3$; Al_2O_3
- Dans le cas du fer, se forme des complexes tels que :



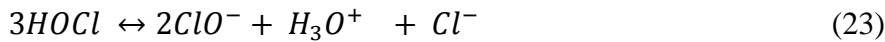
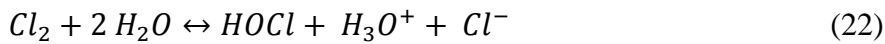
Les hydroxydes métalliques ainsi formés se polymérisent et donnent des microflocs puis formation des floccs plus volumineux responsables de l'adsorption des polluants en solution. Ces floccs sont entraînés par flottation ou par sédimentation, selon leurs densités [84].

Dans le cas de l'utilisation des électrodes de fer, les hydroxydes forment une suspension gélatineuse qui élimine les polluants de l'eau par complexation ou par attraction électrostatique. Contrairement aux électrodes d'aluminium, les électrodes de fer ne sont que peu utilisés dans le traitement de l'eau potable à cause de la concentration en ions Fe^{2+} et/ou Fe^{3+} résiduelle élevée dans l'eau.

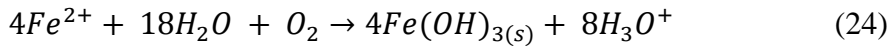
Plusieurs réactions connexes peuvent se produire en fonction de la densité de courant et des conditions du milieu (pH, conductivité). Lorsque l'électrolyte support utilisé contient le chlorure, les réactions parasites peuvent se produire à l'anode et au sein de la solution. A l'anode, la réaction d'oxydation de Cl^- peut avoir lieu quand le potentiel est suffisamment élevé [85].



Au sein de la solution



Le fer ferreux peut être oxydé en fer ferrique dans la solution pour conduire alors à la formation d'hydroxydes ferriques :



Une oxydation de l'eau peut également se produire à l'anode



1.9.3- Cinétique de transfert de charge

La cinétique de transfert de charge et de matière qui se produit à l'interface électrode-solution régit les courbes courant-potentiel. On observe, 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 7 illustre les étapes de transfert de matière dans une cellule électrochimique.

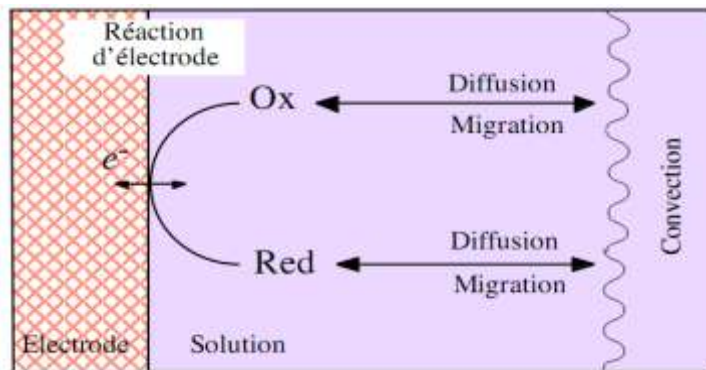


Figure 7 : Transfert et transport au cours d'une réaction électrochimique

1.9.4- Généralités sur les réacteurs d'électrocoagulation

De nombreuses publications portent sur les réacteurs d'électrocoagulation. Compte tenu des variations de la géométrie du réacteur et des électrodes, des types de connexion, il est difficile de trouver des résultats et des méthodes permettant le dimensionnement ou la modélisation du fonctionnement de ces réacteurs. Dans la majorité des cas en recherche et même dans les applications industrielles, les électrodes planes sont les plus utilisées. Il est également important de noter que le nombre d'électrodes qui sont utilisées dans les pilotes

d'électrocoagulation est très variable. Certains auteurs utilisent seulement une paire d'électrodes [86, 87], tandis que d'autres utilisent plus de quatre électrodes [88, 89]. La connexion des électrodes peut être de deux types : monopolaire ou bipolaire. Dans les deux cas, les électrodes sont placées sur un support de façon à avoir un espacement constant (distance interélectrode). La circulation de l'effluent dans les réacteurs s'effectue à l'aide d'une pompe péristaltique et la récupération des boues (flocs) est souvent faite après arrêt de l'électrolyse. Certains réacteurs peuvent avoir l'entrée d'eau horizontale et d'autres verticale (figures 8).

Il est indiqué dans le brevet US n° 0008267 déposé par Signore et al en 2009 que le défaut de ce réacteur réside au système installé pour injecter le gaz à l'intérieur du dispositif. Ce gaz permet la flottation des flocs. Cela nécessite un surplus de consommation électrique. De plus, seule la connexion électrique monopolaire parallèle peut être utilisée (figure 8c). Ce système ne permet pas une bonne circulation de l'effluent à l'intérieur du réacteur. Dans le brevet US déposé par Morkowsky en 2004, le réacteur conçu dispose de plusieurs électrodes avec des connexions électriques complexes. Bien que les deux brevets soient des systèmes fonctionnant en continu, chaque système a sa propre conception d'électrode bien distincte, et son propre mode de fonctionnement et de séparation, qui a été fixé en considérant les propriétés des polluants. Chaque groupe a utilisé un réacteur d'électrocoagulation spécifique résultant d'une approche de conception centrée sur le polluant spécifique et non sur une base scientifique. La séparation n'est jamais étudiée de façon spécifique mais a pour simple but de rendre le surnageant clair pour réaliser les analyses nécessaires. La résolution d'un problème particulier dû aux connaissances acquises est limitée à un cas spécifique, c'est-à-dire un polluant donné, une conception particulière du réacteur et pas de couplage avec une technologie de séparation. On peut faire une multitude de série de mode de connexions électriques. Pour un même dispositif, on peut choisir un nombre défini d'électrodes et on adapte un mode de connexion, on peut également choisir plusieurs séries de connexion électrique (figure 8 (d)). Le coût d'exploitation de dispositif fait par Morkowsky et al en ce qui concerne l'énergie électrique est élevé. Le réacteur conçu [8-9], hormis le mode de connexion électrique qui pose problème, nous avons aussi l'ajout encore d'un dispositif d'agitation de l'effluent. Or, l'objectif est de concevoir une pilote qui peut être économiquement rentable.

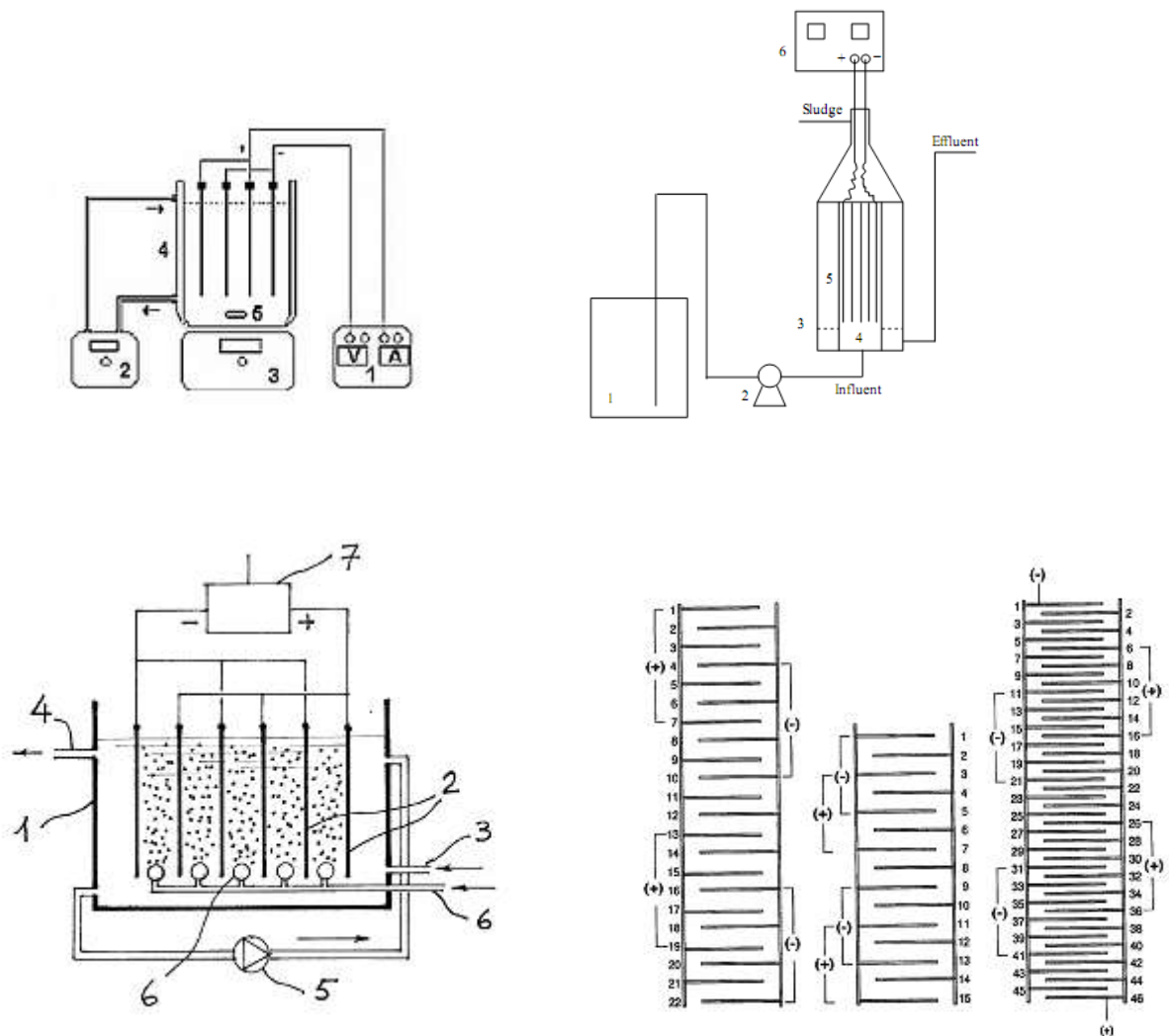


Figure 8: Dispositif expérimental de certains réacteurs d'EC

La première distinction majeure entre les conceptions des réacteurs était le mode de circulation de l'effluent, et la deuxième était le mode de connexion électrique. Le dernier critère est le type de technologie de séparation utilisé. La structure hiérarchique obtenue résume succinctement la conception pratique d'un réacteur d'électrocoagulation.

La multitude de modèles de réacteurs est réduite à trois démarches de conception de base. Sans détails et sans caractéristiques individuelles, ils ont résumé les démarches de conception d'un réacteur de l'électrocoagulation comme suit:

- ✓ réacteur en batch ou en continu.
- ✓ réacteurs prenant en compte le processus de coagulation seulement ou les deux processus : coagulation et flottation.
- ✓ choix de la technologie de séparation.

Les conséquences de ces choix de conception d'un réacteur de l'électrocoagulation servent à établir un réacteur à la fois efficace et économique. Les réacteurs en continu ont une alimentation continue en effluent, avec un système d'exploitation soumis à l'état d'équilibre. Les réacteurs discontinus, ont généralement un volume fixe avec des concentrations évoluant avec le temps de réaction. La performance d'un réacteur d'électrocoagulation en mode continu est liée au temps de traitement, celle d'un réacteur discontinu est liée au temps de séjour dans le réacteur. En général les performances varient en fonction du temps tant que le coagulant est fourni dans le réacteur et que l'anode en métal se corrode.

a) Connexion des électrodes

La majorité des cellules d'électrocoagulation à l'échelle de laboratoire est constituée d'une anode et d'une cathode, toutes deux reliées au générateur de courant. Ces cellules pour certaines expériences, au fil de temps deviennent inefficaces face à certains types de pollutions. C'est ainsi qu'une augmentation du nombre des électrodes, une variation de mode de connexion électrique et de la géométrie des réacteurs s'avère indispensable.

- Connexions monopolaires : Les électrodes peuvent être connectées soit en mode parallèles ou séries [83] :
- Connexion monopolaire parallèle (MP-P): Cette configuration nécessite invariablement une connexion des anodes entre elles ainsi qu'une connexion entre les cathodes disposées parallèlement (figure 9)

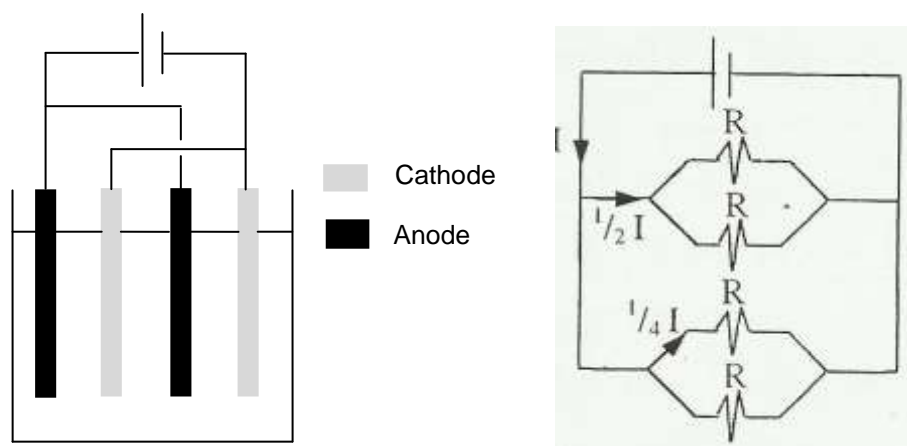


Figure 9: Mode de connexion monopolaire parallèle (MP-P) [72]

- Connexion monopolaire en série (MP-S) : Une configuration monopolaire placée en série, quant à elle, emploie des électrodes intermédiaires qui ne sont pas connectées avec l'anode et la cathode externes, mais plutôt connectées entre elles et sous la forme de paire (l'une anode et l'autre cathode) (figure 10) [72].

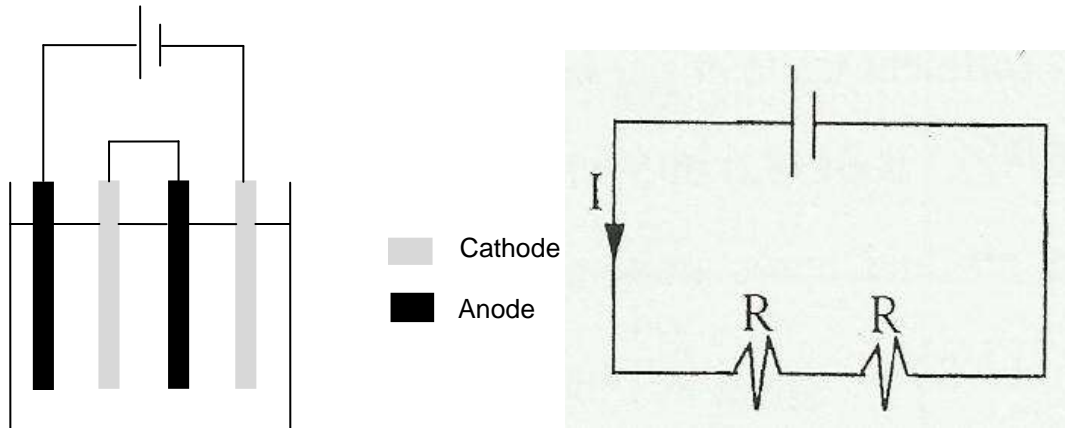


Figure 10: Mode de connexion monopolaire série (MP-S) [72]

Dans un montage en série, pour une intensité de courant faible, on a besoin d'une différence de potentiel plus élevée car les cellules connectées en série ont une résistance plus élevée. Cependant, une même intensité de courant traverse toutes les électrodes.

- Connexions bipolaires en série (BP-S) : Les électrodes intermédiaires sont placées entre les deux électrodes extrêmes sans aucune connexion électrique, comme le montre la figure 11. Seules les deux électrodes extrêmes sont connectées à la source de courant sans aucune interconnexion entre les électrodes intermédiaires. Quand le courant électrique traverse les deux électrodes, les faces non chargées des plaques conductrices seront transformées en faces chargées, qui auront alors une charge opposée par rapport au côté parallèle qui lui est adjacent. Les électrodes intermédiaires sont alors dites électrodes bipolaires car elles acquièrent une double polarité [72].

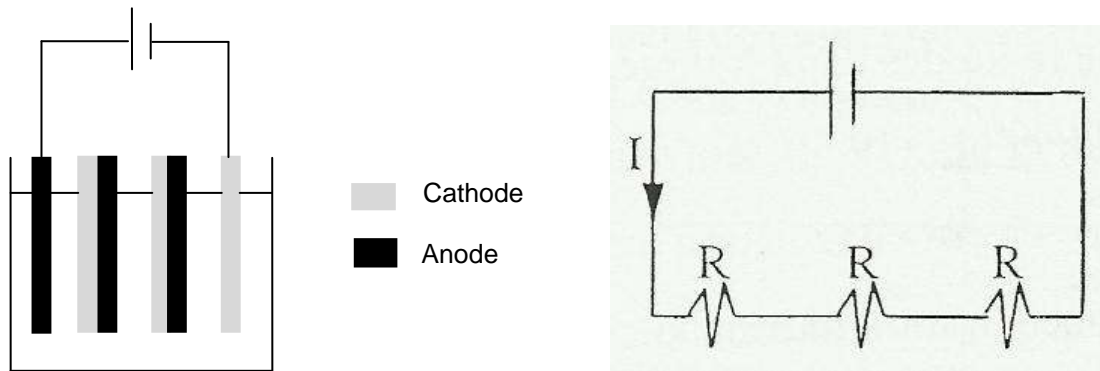


Figure 11 : Mode de connexion bipolaire en série (BP-S)[72]

Si l'on compare les circuits électriques associés aux divers modes de connexion, on constate que pour une intensité donnée, la tension nécessaire sera plus importante pour le mode série que pour le mode parallèle puisque les résistances s'additionnent. En mode série, l'intensité qui parcourt chacune des électrodes est identique alors qu'en mode parallèle, elle dépend de la résistance de chaque cellule individuelle (composée de deux électrodes). Pour travailler en mode parallèle, il faudrait disposer d'un générateur permettant de délivrer un courant élevé, sous une faible tension. En mode série, il faudrait un générateur permettant d'imposer des intensités relativement faibles et des tensions plus élevées [72].

Il est économiquement plus rentable de transformer un courant alternatif en courant continu de faible intensité et forte tension, qu'un courant continu de forte intensité et de faible tension. Le fonctionnement bipolaire nécessite seulement la connexion des deux électrodes extrêmes quelque soit le nombre d'électrodes. Il en résulte donc une faible consommation électrique [72]. Le mode de connexion bipolaire en série permet de travailler à de faibles densités de courant et de générer de manière plus efficace et plus rapide les espèces coagulantes [8, 9, 90-93]. Pour ces raisons, l'utilisation de la connexion en mode série est plus judicieuse et conseillée.

C'est donc ce mode de connexion électrique des électrodes qui sera utilisé au cours de notre étude.

b) Géométrie des électrodes

Au laboratoire ou en industrie, on trouve diverses géométries des plaques (électrodes) telles que : les plaques planes, cylindriques, des tubes pleins, des tubes perforés, et des électrodes rotatives. Les électrodes planes sont beaucoup plus utilisées. Plusieurs facteurs peuvent expliquer l'utilisation massive de la plaque de forme plane: la fabrication est aisée et

peu coûteuse, il est facile d'enlever et de faire l'entretien des électrodes et du réacteur. Elles sont facilement utilisables dans le cas où la dimension du réacteur atteint une certaine taille. Cette configuration permet d'avoir un rendement efficace par rapport aux taux d'abattement des polluants [8, 9].

1.9.5- Principales lois de l'électrolyse

La quantité de matière produite ou consommée lors d'une réaction électrochimique se calcule par la loi de Faraday. Elle montre que la quantité d'ions métalliques dissous par oxydation anodique est proportionnelle à l'intensité de courant imposée, et à la durée d'électrolyse et inversement proportionnelle à la charge de l'ion formé [93,94] :

$$m_{théorique} = \frac{i.t.M}{nF} \quad (26)$$

$m_{théorique}$ = Masse théorique dissoute du métal en gramme (g)

i = Intensité du courant en ampère (A)

t = Temps d'électrolyse en seconde (s)

M = Masse molaire moléculaire du métal dissout (g.mol^{-1})

n = Nombre d'électrons mis en jeu dans la réaction considérée (3)

F = Constante de Faraday (96487 C.mol^{-1})

Lorsqu'il s'agit d'utiliser les électrodes en aluminium, la quantité d'aluminium mis en solution par électrodissolution semble supérieure à celle estimée par la loi de Faraday [98]. La quantité de métal dissous au cours de l'électrolyse est de l'ordre de 1,15 à 1,20 fois plus importante que celle prévue par la loi de Faraday [9, 96,97]. On suppose qu'en plus de la réaction électrochimique, il y a d'autres réactions comme la corrosion d'Aluminium par les ions Cl^- . Les ions hydroxydes produits par réduction contribuent à la piquuration de l'aluminium.

La loi de Faraday s'applique à toutes les réactions électrochimiques mais la quantité des ions métalliques électrogénérés dépend du nombre d'électrodes et du mode de configuration des électrodes.

Pour une connexion bipolaire en série, la masse du métal dissous à l'anode d'après la loi de Faraday est donnée par la relation suivante [9, 97, 98] :

$$m_{théorique} = \frac{i.t.M}{n.F} (p - 1) \quad (27)$$

p = Nombre des électrodes dans le réacteur

La concentration en ion aluminium (en g.L^{-1}) est donc:

$$C = \frac{m_{théorique}}{V} = \frac{i.t.M}{n.F.V} (p - 1) \quad (28)$$

V : Volume utile du réacteur

1.9.6- Tension appliquée aux bornes d'une cellule d'électrolyse

Lors d'une électrolyse, la différence de potentiel appliquée (E_{App}) aux bornes de la cellule d'électrolyse rassemble plusieurs termes (figure 12). La relation entre les différentes composantes de l'équation a été décrite de diverses manières par de nombreux auteurs [74].

La tension de cellule U se décompose en différentes contributions:

- le potentiel d'équilibre réversible de l'anode, $E_{o,a}$.
- 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} qui est le résultat de la différence de concentration de l'espèce A entre l'anode et l'électrolyte, due à la lenteur relative des phénomènes de diffusion-convection.
- la chute ohmique dans la masse de la solution, qui transforme par effet joule une partie de l'énergie électrique fournie en chaleur.
- 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_{oc}

La figure 12, illustre cette décomposition de la tension de cellule.

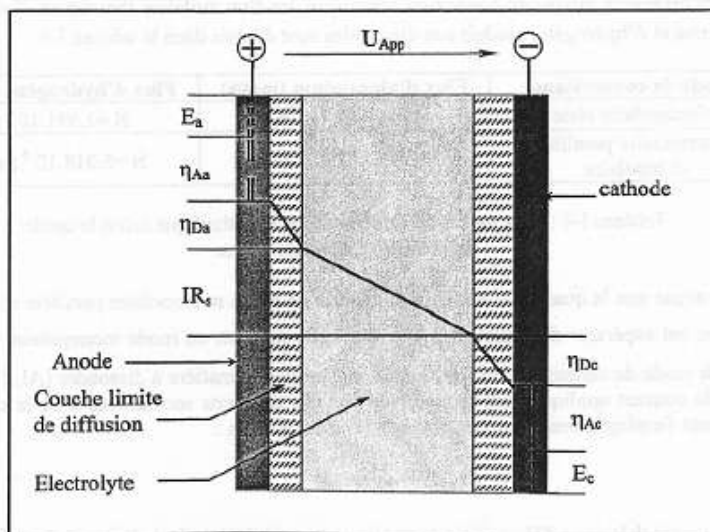


Figure 12 : Les différentes composantes de la tension aux bornes d'une cellule électrochimique

La tension appliquée aux bornes des électrodes est donnée par :

$$U_{app} = E_a - E_c + \eta_{Aa} + \eta_{Da} + |\eta_{Dc}| + |\eta_{Ac}| + R_s \cdot I \quad (29)$$

On peut distinguer les surtensions d'activation ou de transfert η_t , de diffusion η_d , de concentration η_c et de résistance η_r . On peut donc retenir la formulation suivante :

$$E_{App} = E_{Eq} + \sum \eta + IR \quad (30)$$

Avec :

E_{App} : tension mesurée aux bornes de l'électrolyseur (V).

E_{Eq} : potentiel d'équilibre (V).

$\sum \eta$: Somme des surtensions anodiques et cathodiques (V).

IR : chute ohmique (V).

E_{Eq} correspondant à la différence des potentiels d'abandon à courant nul de l'anode et de la cathode : il s'agit de la différence de potentiel théoriquement nécessaire pour que les réactions d'oxydoréduction aient lieu. La somme des surtensions $\sum \eta$, exprime les contraintes cinétiques des réactions aux électrodes. Elle caractérise les différentes étapes de la réaction électrochimique a confirmé par Chen et al, [98].

La chute ohmique (IR), quant à elle, est caractéristique de la composition de la solution et de sa conductivité. Elle peut être exprimée dans le cas des électrodes planes par:

$$IR = \frac{I \cdot d}{A \cdot k} \quad (31)$$

Avec :

I : intensité imposée (A).

d : distance entre les électrodes (cm).

A : surface active de l'électrode (cm²).

k : conductivité de la solution (S.cm⁻¹).

Dans leur travaux [99-100], ils ont démontré que pour une intensité donnée, cette chute ohmique peut être réduite soit en rapprochant les électrodes, soit en utilisant une surface plus importante, ou en augmentant la conductivité de la solution.

La Figure 13, permet de visualiser la contribution de chacune des composantes de la tension réellement mesurée aux bornes de l'électrolyseur.

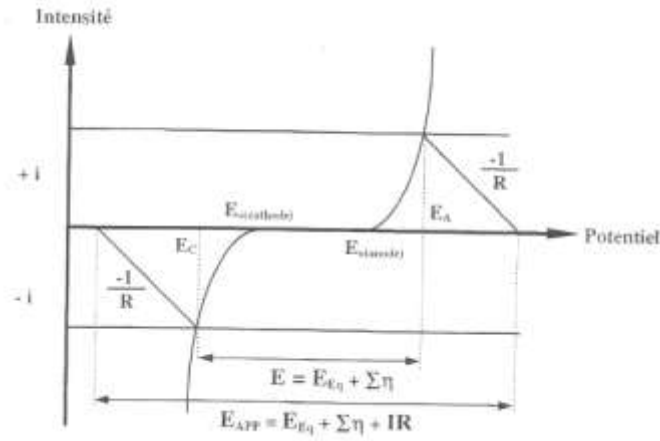


Figure 13 : Différentes composantes de la tension aux bornes d'une cellule électrochimique

En observant la figure 13, on constate que, lorsqu'on impose une intensité de courant, l'anode et la cathode acquièrent un potentiel différent de leur potentiel d'abandon initial (E_0). Ainsi, pour une intensité donnée, si le potentiel de l'anode et de la cathode tendent respectivement vers des valeurs E_A et E_C , avec $E_A > E_0$ (cela correspond à une réaction d'oxydation) ou $E_C < E_0$ (réduction). Ces potentiels d'électrodes E_A et E_C sont accessibles, soit par les mesures directes réalisées dans une cellule d'électrolyse, soit par l'utilisation d'un potentiomètre. En ce qui concerne la différence de potentiel appliquée, on estime généralement que, pour des conductivités faibles, la chute ohmique (IR) représente la composante principale. Cependant, lorsque I tend vers zéro, les deux contributions E_{Eq} et $\sum \eta$ constituent la plus grande partie de E_{App} .

Le terme E_{App} contribue fortement au coût du procédé. On peut, en effet accéder à la puissance P utilisée par l'équation suivant :

$$P = E_{App} \cdot I \text{ (en W)} \quad (32)$$

La connaissance du débit d'alimentation de la cellule permet de déterminer le coût correspondant à la dépense en énergie électrique par unité de volume ou autre (masse etc...) (kWh/m^{-3}). Pour une évaluation précise de la consommation en énergie, il serait important de tenir compte de l'énergie de fonctionnement des pompes.

1.9.7- Effet d'électrolyte support ou sel de fond

La conductivité est l'un des paramètres influençant le processus d'électrocoagulation et peut être modifiée par l'ajout d'un sel [100,101]. Généralement les sels suivants sont utilisés : NaCl , Na_2SO_4 , KCl , NH_4ClO_4 , NH_4Cl . Quand la quantité du sel est insuffisante, le courant ne circule pas correctement entre les électrodes et le procédé ne peut pas fonctionner,

a prouvé Mollah et al.,[102]. C'est la conductivité du milieu qui permet un bon transfert ionique dans la solution, ce qui signifie qu'elle doit être assez élevée selon le courant qui est imposé. En effet, dans le cas où la conductivité est trop faible, la résistance du milieu est très importante, ce qui oblige l'application d'une tension très élevée. Une tension très élevée implique une grande dépense énergétique, ce qui n'est pas intéressant sur le plan économique. Ainsi, pour remédier à ce problème de tension, un ajout de sel est préconisé. L'ajout d'un sel de fond permet de diminuer la tension aux bornes du générateur en raison de la diminution de la résistance de l'effluent. L'électrolyte support ne réagit pas avec les ions en solution mais aide au passage du courant entre les électrodes. En augmentant la conductivité de l'effluent par ajout de sel de fond, la force ionique de la solution augmente également. L'augmentation de cette force ionique entraîne une diminution de la double couche électrique à la surface des particules colloïdales. En toute logique, la diminution de cette double couche facilite la déstabilisation des colloïdes et favorise leur élimination par coagulation-floculation. Une concentration élevée d'électrolyte support peut entraîner le phénomène de la corrosion des électrodes et aussi une surconsommation en aluminium [103,104].

1.9.8- Facteurs influençant l'électrocoagulation

Plusieurs facteurs peuvent influencer l'efficacité du traitement des eaux par électrocoagulation :

- la composition chimique de l'effluent à traiter : En effet, les différents composés organiques et inorganiques ne réagissent pas tous de la même façon au passage du courant et peuvent entraîner de grandes variations dans les résultats obtenus. Le meilleur exemple est celui des composés chimiques de type phénolique dont l'élimination dépend de l'emplacement des groupements phénoliques sur la molécule de base [105]. Cette même observation peut se faire concernant d'autres composés, huiles ou pigments et ce phénomène doit être pris en compte dans l'analyse des résultats obtenus.
- la distance inter-électrode influence également la qualité du traitement car si cette distance est grande l'interaction entre les particules est difficile ce qui influence sur le traitement. Cette distance peut varier selon le type d'effluent à traiter et surtout selon sa conductivité. L'encrassement et la facilité de nettoyage des électrodes sont indispensables lors de la mise à l'échelle industrielle d'une unité de traitement par électrocoagulation. Pour une meilleure diminution de la charge polluante, il est indispensable que la distance interélectrode soit comprise entre 0,5 à 2,5 cm. La chute ohmique (liée à la résistance électrique) dans la solution électrolytique est directement liée à la distance qui sépare les

électrodes et à la conductivité de la solution. Elle est en grande partie responsable de la baisse de rendement énergétique des procédés électrolytiques. Il est possible de la diminuer en augmentant la concentration en électrolyte ou en rapprochant des électrodes.

- l'état de surface des électrodes (lisse ou rugueuse).
- le degré du mélange dans le réacteur d'électrolyse (agitation suffisante ou non) qui peut influencer la surtension de transfert ou d'activation.

La surtension de transfert est un facteur déterminant dans l'appréciation des performances d'une électrode. Elle correspond au travail nécessaire pour extraire (ou fixer) les électrons de la surface des électrodes.

1.9.9- Avantages de l'électrocoagulation

Les avantages de l'électrocoagulation sont nombreux. En effet, parmi les plus importants, il est à noter que cette technique permet une production *in situ* de l'agent coagulant, ce qui implique qu'il n'y a pas de coûts engendrés par l'entreprise pour les réactifs chimiques. Concernant l'efficacité épuratoire du traitement, il est possible d'éliminer 60 à 100% de la charge polluante. Les odeurs et la couleur de l'effluent peuvent également être éliminées, ce qui diminue énormément les besoins de traitements biologiques subséquents qui sont plus lents et coûteux [106]. L'électrocoagulation permet également d'augmenter la biodégradabilité de l'effluent, ce qui permet aussi de faciliter un traitement biologique subséquent [107] et le temps de séjour de l'effluent à traiter dans la cellule électrolytique est plus court que dans le cas d'autres types de traitement [87].

Contrairement à la coagulation chimique, l'électrocoagulation élimine plus facilement les plus petites particules (particules fines ou colloïdes). En effet, la présence du champ électrique induit par la différence de potentiel existant entre les électrodes la mise en mouvement des particules colloïdales et contribue ainsi à la coagulation de celles-ci. Ce champ électrique peut également avoir la capacité de diminuer le nombre de microorganismes dans l'effluent à traiter. Par ailleurs, lors de l'électrocoagulation, il y a flottation des particules (électroflottation) induite par la génération des bulles de gaz d'hydrogène (H_2) générées à la cathode. Les bulles de gaz s'accrochent aux particules ou aux floccs d'hydroxydes métalliques et les entraînent vers la surface du liquide où ils peuvent être éliminés par simple écumage [108].

Un autre avantage attribué à cette technique, est la facilité d'opération et d'automatisation d'un tel système. En effet, la demande en composés chimiques est négligeable, le contrôle de la cellule est essentiellement électrique et aucune partie mobile

n'est nécessaire. Ainsi, l'entretien est mineur et la quantité de boues métalliques formées est moins importante que celle générée par la coagulation chimique conventionnelle [109]. Les boues obtenues sont moins hydrophiles, elles décantent plus vite et contiennent moins d'eau. Les coûts pour le traitement des boues peuvent donc être ainsi faible.

1.9.10- Inconvénients de l'électrocoagulation

Quelques inconvénients de l'électrocoagulation peuvent également être énoncés. En effet, pour permettre un passage du courant suffisant, l'effluent à traiter doit être suffisamment conducteur et il y a toujours une probabilité d'avoir la formation d'un film d'oxyde passivant la surface des électrodes, ce qui peut diminuer de façon importante l'efficacité du système [106].

Un autre inconvénient de cette technique de traitement qui dépend de la situation géographique, est son coût d'opération et celui de l'entreposage des boues. Contrairement à d'autres, certains auteurs semblent tout de même penser que les coûts d'opération sont concurrentiels [110]. Par contre, il est important de noter que l'électrocoagulation est une technique qui peut traiter efficacement plusieurs types d'effluents, mais l'efficacité et les coûts qui y sont reliés ne peuvent être facilement prédits [111]. Les boues formées lors du traitement des eaux de polissage contiennent près de 80% d'eau [112]. La disposition de ces boues très humides entraîne des coûts importants et différentes étapes de traitement doivent être utilisées pour en augmenter la siccité comme la filtration ou le conditionnement par congélation [112]. En effet, cette dernière technique permet de réduire la quantité d'eau interstitielle entre les particules de matière (donc, de les regrouper) par la solidification complète des boues. Ainsi, peu importe la méthode utilisée, les coûts associés à ces manipulations restent élevés et les effets de plusieurs facteurs sur le système doivent être étudiés afin de déterminer les conditions optimales de traitement de l'effluent choisi.

1.9.11- Application de l'électrocoagulation à l'échelle industrielle

L'électrocoagulation a été testée sur de nombreux types d'effluents et la littérature montre les résultats obtenus dans le traitement des eaux contenant des H&G réfractaires [112], des eaux chargées en composés organiques réfractaires [113], des eaux issues de l'industrie du textile [114], des eaux des usines d'huile d'olive [115], des eaux de restaurants [116], des eaux provenant d'usine de cigarettes [117]. De plus, quelques études montrent l'intérêt d'une telle technologie dans le contrôle et le traitement des eaux destinées à la consommation humaine, comme par exemple la défluoruration [118]. La majorité de ces

investigations démontrent un bon abattement des polluants principaux et un intérêt certain pour la mise à l'échelle industrielle. Par contre, lorsqu'on recherche de réelles applications à l'échelle industrielle, on constate tout d'abord que bien peu de compagnies fournissent des appareils de taille suffisamment grande pour être utilisés à grande échelle. Par contre, il y a tout de même quelques compagnies qui vantent les résultats obtenus à l'aide de cette technologie. C'est le cas entre autre de la compagnie Eco-Via LLC qui a développé une série d'appareils d'électrocoagulation pouvant traiter de 0,34 à 568 m³/h d'effluent et pouvant ainsi s'adapter aux besoins précis des compagnies [119].

1.9.12- Conclusion partielle

Dans ce chapitre, les différentes méthodes de traitements des eaux résiduaires industrielles ont été développées ainsi que les différents les différents réacteurs d'électrocoagulation conçus. L'électrocoagulation est un procédé d'électrolyse à anodes solubles. En imposant un courant électrique entre les électrodes, et selon la nature des anodes, qui sont en général soit des plaques de fer ou d'aluminium, des ions de fer (Fe²⁺ ou Fe³⁺) ou d'aluminium (Al³⁺) sont libérés. Cette technique s'adapte au traitement des effluents liquides chargés en métaux lourds, colorants, matière organique et colloïdes. L'avantage par rapport à la coagulation-floculation chimique est que les floes sont plus compacts et par conséquent les boues produites sont en faible quantité.

Après avoir développé les thématiques sur la pollution des eaux et le procédé d'électrocoagulation, le chapitre suivant portera sur le matériel et méthode utilisés.

Chapitre 2 : Matériel et méthodes

2.1- Introduction

Dans le présent chapitre seront présentés dans un premier temps le matériel et les méthodes d'analyses utilisés pour réaliser l'étude du procédé d'électrocoagulation en mode bipolaire (ECB). Les expériences ont été réalisées sur des solutions synthétiques du lait. Une étude paramétrique systématique est faite en tenant compte des principaux facteurs influençant la technique d'électrocoagulation en mode bipolaire. Ensuite, nous allons appliquer le procédé sur des eaux usées domestiques et d'abattoir. De même nous ferons dans ce chapitre une description des méthodes d'analyses utilisés.

2.2- Pompe péristaltique

La pompe péristaltique est de marque ITC, de série et de type AB1 CAN d'élément tubulaire 10. Le débit de la pompe varie de 39 à 190 L/h. La pompe péristaltique assure la recirculation de l'effluent dans la cellule électrochimique. La vitesse de pompage de l'effluent dans le réacteur permet aussi de séparer les gaz de l'effluent, de limiter la formation de la mousse qui entrave la bonne marche de l'électrocoagulation et d'homogénéiser l'effluent.

Le temps de séjour de l'effluent dans le réacteur dépend du débit de la pompe et du dimensionnement de celui-ci. La durée de traitement dépend de la quantité des ions Al^{3+} électrogénérés aux électrodes.

Selon le volume V du réacteur et le débit Q de la pompe, le temps de passage (temps de séjour) (τ) de l'effluent est égal à :

$$\tau = \frac{V}{Q} \quad (33)$$

2.3- Alimentation stabilisée

Le générateur de courant utilisé est de marque ITC. Il permet de transformer le courant alternatif du réseau en courant continu. Le générateur de courant fournit une tension de 0 à 30V et une intensité variable de 0 à 2,5A. Cette alimentation a été utilisée à courant imposé pour tous les essais. Les tensions sont directement relevées sur l'affichage de l'alimentation stabilisée. Pour chaque intensité 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 nous renseigne sur le passage du courant entre les électrodes.

A la fin du traitement de l'effluent, des analyses sont aussi effectuées sur les échantillons prélevés.

2.4- Mesure des paramètres classiques

2.4.1- Mesure du potentiel d'hydrogène (pH)

Elle est effectuée à l'aide d'un pH-mètre, permet de savoir si l'échantillon d'eau/effluent à analyser est acide, basique ou neutre. Si l'on plonge une électrode indicatrice en verre dans le milieu à analyser, il s'établit entre celui-ci et l'électrode une différence de potentiel, qui est en fonction du pH.

Afin d'évaluer l'efficacité du procédé d'EC face à des variations de pH, couramment observées autant dans le cas d'effluents industriels que des rejets d'origines divers, le pH initial peut être ajusté à 2, 4, 6, 8 et 10, par une solution acide ou basique. Le pH-mètre de type CG818 de marque Schott Gerate a été utilisé pour mesurer le pH des effluents.

2.4.2- Mesure de la conductivité

Le passage du courant électrique dépend de la concentration ionique de la solution ; sa détermination donne la quantité des sels dissous. Les mesures de conductivité sont effectuées à l'aide d'un conductimètre de marque Multi 340i/SET. Dans le cadre de ce travail, le NaCl a été utilisé comme électrolyte support pour augmenter la conductivité de l'effluent afin de travailler à une intensité de courant faible et d'éviter le problème de surtension aux bornes du générateur de courant.

2.4.3- Mesure de la turbidité

La turbidité est l'aspect trouble de l'eau qui est dû à la présence de matières en suspension (MES) finement divisées telles que des particules de matières organiques ou minérales. Ces particules ont une taille variant entre 10nm et 100 µm de diamètre. Les unités utilisées pour la turbidité sont les Unités Jackson (JTU), la Nephelométric Turbidity Unit (NTU) et la Formazine Turbidity Unit (FTU). La mesure de la turbidité de l'effluent non épuré et épuré a été faite à l'aide d'un turbidimètre de marque Lovibond. Le principe de la turbidité se base sur la mesure de la dispersion des rayons lumineux par la solution. Plusieurs échelles de mesure permettent de déterminer avec précision la valeur de la turbidité. Pour effectuer la mesure de la turbidité d'une eau, la cellule est remplie avec échantillon a analysé

jusqu'au trait de jauge de façon à éviter la formation des bulles d'air. On ferme la cellule et on nettoie sa paroi extérieure avec un mouchoir doux. La cellule est placée dans le turbidimètre, et la valeur affichée sur l'écran est lue.

2.4.4- Mesure de la matière en suspension (MES)

Les teneurs élevées en MES peuvent empêcher la pénétration de la lumière, diminuer l'oxygène dissous et limiter ainsi le développement de la vie aquatique créant ainsi des déséquilibres entre diverses espèces. La mesure des MES permet de connaître la quantité de matière non dissoutes, qu'elles soient organiques ou minérales et présentes dans un échantillon.

Dans le cadre de notre travail, un volume de 4 mL de l'effluent est prélevé et versé dans une cuve Macro, PS, Fisher band et ensuite le spectrophotomètre DR 2500 est utilisé pour effectuer la mesure de MES.

2.4.5- Mesure de la Demande Chimique en Oxygène (DCO)

La demande Chimique en Oxygène s'exprime en milligramme par litre (mg/l) d'oxygène et correspond effectivement à la quantité d'oxygène nécessaire pour oxyder par voie chimique, dans des conditions opératoires définies, les matières oxydables présentes dans un échantillon donné. Les flacons contenant l'échantillon sont remplis. Pour décomposer les substances organiques après la fermeture du système les microorganismes consomment l'oxygène de la réserve d'air confinée. Le gaz carbonique qui se forme ainsi est absorbé. Par la diminution de la quantité d'oxygène dans le flacon, la pression diminue, et cette diminution est détectée dans les têtes de mesures et enregistrée. Après transfert des données dans le contrôleur, la DCO est calculée.

La réaction est réalisée ici par un réactif ayant un pouvoir d'oxydation puissant (le permanganate de potassium à chaud en milieu acide). Les solutions étalons et les échantillons sont traités de la même façon. On prélève à l'aide d'une pipette 2mL d'échantillon et on l'introduit dans un tube de DCO contenant 1,2 mL de la solution de digestion et 2,8 mL de solution de sulfate d'argent acidifiée. Les tubes sont vissés et portés à reflux dans un réacteur chauffant de type HACH DRB 200 à une température de 150°C pendant une période de 2 heures. Après refroidissement, à température ambiante, la lecture est faite à l'aide d'un spectrophotomètre DR 2500. Les étapes de la préparation des solutions de digestion et le réactif acide sont les suivantes :

Solution de digestion : dans une fiole de 1 L, 10,2 g de $K_2Cr_2O_7$ préalablement séché à 105°C pendant 2 heures, sont dissoutes dans 500ml d'eau distillée. On ajoute doucement et successivement 167 ml de H_2SO_4 concentré et 33,3 g de $HgSO_4$ et on complète jusqu'au trait de jauge avec de l'eau distillée.

Réactif acide : Une solution réactive est préparée en dissolvant 5 g de Ag_2SO_4 pour 1 Kg d'acide sulfurique.

Pour l'analyse de la DCO, on distingue plusieurs modes de préparation de la solution d'analyse qui sont répertoriés dans le tableau VIII.

Tableau VIII : Récapitulatif de préparation de réactifs de DCO

Tube	Echantillon (mL)	Solution de digestion (mL)	Solution de H_2SO_4 (mL)	Volume total (mL)
16x100mm	2,50	1,50	3,50	7,50
20x150mm	5,00	3,00	7,00	15,00
25x150mm	10,00	6,00	14,00	30,00
Standard 10mL	2,50	1,50	3,50	7,50
Standard de 10mL	2	1,2	2,8	6,00

Le nettoyage des tubes de DCO, se fait à l'aide d'une solution d'acide sulfurique à 20%.

2.4.6- Mesure de la Demande Biochimique en Oxygène pendant 5 jours (DBO_5)

La DBO_5 représente la quantité d'oxygène qu'il faut fournir à un échantillon d'eau pour transformer par voie biochimique (oxydation bactérienne), la matière organique biodégradable ; le temps de digestion retenu est de 5 jours d'où l'appellation DBO_5 . L'appareil utilisé pour la mesure de DBO_5 est l'Oxitop IS 6. La mesure à t_0 devra tenir compte de la température d'échantillon puisque la solubilité de l'oxygène varie avec la température ; de la teneur en sels dissous qui est aussi un facteur perturbant la solubilité des gaz. La DBO_5 s'exprime en milligramme d'oxygène par litre d'effluent et se calcule par la différence entre la mesure d'oxygène dans l'effluent à l'instant 0 et après 5 jours de digestion. La détermination de l'indice DBO_5 utilise des bactéries, donc du vivant : la reproductibilité du résultat ne s'obtient que par le respect strict des conditions de réalisation de l'analyse, la durée

de 5 jours, la température de 20°C pendant cette période et la mise à l'obscurité des échantillons pour éviter l'interférence par photosynthèse. L'analyse de la DBO₅ s'effectue de la manière suivante : Dans une bouteille de DBO₅, on ajoute 256,5 ml d'eau distillée et 43,5ml d'échantillon à analyser. Après cela, on ajoute deux gouttes ou 0,16 g d'une solution inhibitrice (liquide ou poudre). Dans le godet, on met 2 pastilles de soude ou de potasse. On ajoute préalablement dans la bouteille un barreau aimanté pour faciliter l'homogénéisation et l'apport d'oxygène dans le milieu. Ensuite, les bouteilles sont fermées par leurs têtes de mesures et sont mis dans un réacteur thermostatique sous une agitation continue pendant 5 jours à l'obscurité et à 20°C (±1°C). Après 5 jours d'incubation, la lecture est faite de la manière suivante : On appui sur M sur la tête de la bouteille de couleur jaune ou verte, on relève la valeur. Cette valeur est multipliée par 50 pour trouver la valeur de la DBO₅. On applique la formule suivante :

$$[DBO_5] \text{ ppm} = \text{valeur lue} \times \text{facteur} \quad (34)$$

Les bouteilles de DBO₅ sont remplies selon le tableau IX et de la manière suivante :

Tableau IX: Facteur correspondant aux volumes d'échantillon prélevé

Volume d'échantillon	Intervalle de mesure (mg/L)	Facteur
402	0-40	1
305	0-80	2
250	0-200	5
164	0-400	10
97	0-800	20
43,5	0-2000	50
22,7	0-4000	100

2.4.7- Mesure de phosphore total

Le phosphore de l'eau est sous la forme particulaire ou dissoute.

$$\text{On a : Phosphore Total} = \text{Phosphore particulaire} + \text{Phosphore dissout} \quad (35)$$

Le phosphore dissout est divisé en phosphore réactif au molybdate et en phosphore non réactif. On utilise un réactif (N-Tube) donnant un dérivé coloré avec les phosphates

(complexe phosphomolybdique de couleur bleue). L'intensité de la coloration mesurée par spectrophotométrie est proportionnelle à la concentration en phosphate. Nous avons prélevé 5mL de l'effluent non épuré et épuré que nous avons introduit dans un tube contenant le réactif. On a ajouté dans le tube le persulfate de potassium en pastille et le tube est chauffé à 150°C pendant 30mn dans un réacteur HACH préchauffé au préalable. Après refroidissement, 2,0mL de la soude de normalité 1,54 N a été ajouté. La lecture est faite à l'aide d'un spectrophotomètre DR 2500.

2.4.8- Caractérisation de la boue par la spectroscopie infrarouge

Le principe est que, l'échantillon est soumis à un rayonnement électromagnétique dans la gamme de longueur d'onde du centre infrarouge ($2,5 \mu\text{m} < \lambda < 50 \mu\text{m}$). Lorsque les rayons IR traversent l'échantillon, certains sont absorbés par l'échantillon, tandis que d'autres le traversent (sont transmis). Le signal qui en résulte au niveau du détecteur est un spectre qui représente une empreinte moléculaire de l'échantillon. La boue produite lors du processus d'électrocoagulation est caractérisée par infrarouge. Après le traitement par électrocoagulation, nous avons laissé l'effluent se décanter pendant plusieurs heures et par la suite nous l'avons filtré pour récupérer la boue. Pour éviter des réactions chimiques et autres phénomènes, la boue ainsi récupérée, est chauffée à 60°C pendant 72 heures et ensuite caractérisée.

2.5- Protocole expérimental

Les deux réacteurs conçus au laboratoire (réacteur de type A et réacteur de type B) sont utilisés durant cette phase expérimentale. La connexion électrique entre les électrodes et l'alimentation stabilisée est assurée par deux fils au bout desquels sont mis des pinces crocodiles. La gamme de valeurs des intensités de courant utilisée varie de 0,1 A à 0,7 A, ce qui correspond à la densité de charge variant de 52,63 CL⁻¹ à 263,15 CL⁻¹ et à la densité de courant variant de $2,2 \times 10^{-5} \text{ Acm}^{-2}$ à $15,5 \times 10^{-5} \text{ Acm}^{-2}$ pour le réacteur de type A. Pour le réacteur de type B, l'intensité de courant varie de 0,5 A à 0,9 A, ce qui correspond à la densité de charge variant de 16,6 CL⁻¹ à 93,02 CL⁻¹ et la densité de courant variant de $9,6 \times 10^{-5} \text{ Acm}^{-2}$ à $16 \times 10^{-5} \text{ Acm}^{-2}$. La circulation de l'effluent s'effectue du bas vers le haut pour le réacteur de type B et de gauche vers la droite pour le réacteur de type A. Cette circulation est assurée par une pompe péristaltique. Le sel de fond utilisé est le NaCl de concentration 10⁻¹ M.

A l'aide d'un générateur de courant, les électrodes sont soumises à un courant qui permet une dissolution uniforme du métal à l'anode et un dégagement régulier des gaz à la cathode et à l'anode. Cette disposition des électrodes permet une circulation sinusoïdale de l'effluent dans le réacteur. Cette circulation sinusoïdale de l'effluent permet son agitation et favorise le contact entre les particules. Il n'est pas nécessaire dans ces conditions de traitement de rajouter une agitation mécanique. Cette agitation entraînerait un éloignement des particules colloïdales de la région proche de l'anode et donc diminuerait les interactions entre le cation coagulant et les particules colloïdales [35]. Le mode de connexion électrique est de type bipolaire en série. Les plaques d'aluminium situées aux extrêmes sont seules à être connectées au générateur. Au cours de la manipulation, 50 ml des échantillons à analyser sont prélevés toutes les 10, 20, 30, 40 et 50 mn.

2.6- Conclusion partielle

Les quelques paramètres de pollution et les techniques expérimentales qui nous ont permis d'effectuer les analyses ont été décrites dans ce chapitre. Pour chaque paramètre de pollution et de technique d'analyse une analyse profonde est faite pour permettre une bonne compréhension. Le chapitre suivant traitera de la conception et l'élaboration des réacteurs d'électrocoagulation conçus dans le cadre de ce travail et de leurs applications sur un effluent laitier constitué préparé au laboratoire, les eaux usées domestiques de Camp-Sic de Mendong et d'abattoir d'Etoudi (quartiers de la ville de Yaoundé).

Chapitre 3: Résultats et discussion

3.1- Introduction

Cette partie concerne la conception et l'élaboration des réacteurs d'EC et l'étude de l'influence de la variation des paramètres d'électrocoagulation (Densité de charge, densité de courant) sur quelques paramètres de pollution (DCO, Turbidité, MES, PO_4^{3-}). Ils seront également étudiés, les propriétés physico-chimiques de l'effluent, le pH initial et la conductivité. La tension appliquée aux bornes des électrodes sera mesurée au cours du traitement. La mesure de la tension permettra de calculer l'énergie électrique spécifique consommée (EESC). Pour mener à bien ce travail, deux réacteurs (pilotes) d'électrocoagulation ont été conçus : le pilote de type A et B. Tous les deux sont différents du point de vue de la position, de la forme et du nombre des électrodes dans la cellule d'EC. Au cours de la manipulation, nous nous sommes intéressés à deux points. Au premier point, nous nous intéresserons à la mise au point des réacteurs. Au second point, nous nous orienterons vers l'étude détaillée des phénomènes ayant lieu lors de ce procédé d'EC. L'effet des électrolytes supports sur quelques paramètres de pollution sera étudié. Pour étudier l'influence de nombre des électrodes au cours de l'électrolyse, l'intensité du courant est maintenue constante à 0,8 A et le temps de traitement à 20 mn. Elle représente la valeur de l'intensité du courant imposée pour travailler dans les conditions optimales. Le réacteur d'électrocoagulation de type B a été utilisé pour la suite du travail compte tenu des meilleurs résultats obtenus avec celui-ci.

3.2- Conception et exploitation des réacteurs

Le réacteur d'électrocoagulation est l'enceinte dans laquelle se déroulent les réactions électrochimiques lors du traitement des effluents. La littérature ne révèle aucune approche systématique de conception et d'exploitation des réacteurs d'électrocoagulation. Les configurations rapportées au laboratoire varient entre les pilotes et les réacteurs à l'échelle industrielle, qui sont des unités entièrement intégrées au sein d'un système de purification des eaux usées. Il n'y a pas un réacteur d'électrocoagulation dominant en cours d'utilisation aujourd'hui. Par exemple, les électrodes utilisées varient selon la nature du matériau, la forme et le mode de connexion. Elles peuvent être une simple plaque, placée dans des réacteurs. De même, les conditions opératoires dans le réacteur varient énormément; les densités du courant rapportées entre les électrodes varient suivant la surface des électrodes. Le facteur clé pour le développement d'une technologie particulière a été généralement l'abattement d'un

polluant particulier (et non la compréhension de l'électrocoagulation en général). Pour améliorer l'abattement des polluants, deux réacteurs sont conçus.

3.2.1- Réacteur de type A

Le réacteur de type A en plexiglas est de forme parallélépipédique et de dimensions suivantes : Longueur = 49,3 cm, largeur = 25 cm et hauteur = 25 cm. Le volume total du réacteur est de 6,9 L, ce qui lui confère un volume utile d'environ 5,7 L. La différence entre le volume utile et le volume total du réacteur se justifie par le volume total des électrodes placées dans le réacteur en tenant compte du niveau de la ligne d'eau. Ce dispositif permet de contenir 10 plaques d'aluminium avec une surface active d'environ 0,4212 m². Les composants du pilote électrochimique pour nos travaux sont assemblés selon la figure 14. Les caractéristiques hydrauliques des réacteurs sont détaillées en annexe I.

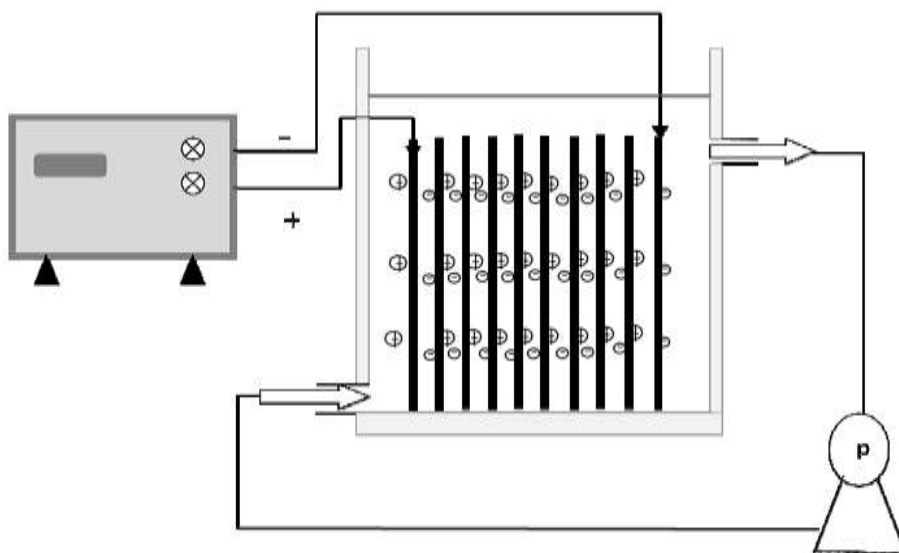


Figure 14 : Dispositif expérimental de traitement par électrocoagulation pour le réacteur de type A

Des supports en plexiglas sont disposés sur les côtés parallèles, à l'intérieur du réacteur. Les électrodes sont à équidistance de 1 cm l'une de l'autre. L'électrode en aluminium utilisée est représentée sur la figure 15 et a les dimensions suivantes : Longueur (L)= 15 cm, largeur (l) = 15 cm et d'épaisseur(e)= 0,3 cm, qui correspond à une surface active de 0,0468 m² par plaque.

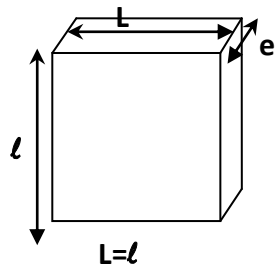


Figure 15 : Electrode du réacteur de type A

L'entrée de l'effluent est située à la base de la partie gauche du pilote avec une ouverture de 1 cm de diamètre et l'effluent circule d'une manière sinusoïdale dans le réacteur par rapport à la disposition des électrodes. La sortie de l'effluent dans le pilote est située au sommet de la partie droite avec une ouverture de 1 cm de diamètre. Le mode de connexion électrique choisi est bipolaire : seules les plaques extrêmes sont connectées au générateur de courant continu tandis que les plaques intermédiaires acquièrent alors une double polarité. Les insuffisances constatées lors de l'utilisation du réacteur de type A dues à une tension élevée, à la disposition des électrodes nous a permis de concevoir un second réacteur de type B afin d'améliorer l'efficacité du traitement par le procédé d'électrocoagulation.

3.2.2- Réacteur de type B

Le réacteur de type B qui a les mêmes matières que le type A, a les dimensions suivantes : Longueur 22,6 cm, largeur = 16,7 cm et hauteur = 18,4 cm. Le volume total du réacteur est de 30,81 L, ce qui lui donne un volume utile de 25,8 L. Il permet de contenir 20 électrodes en aluminium ayant une surface active d'environ 1,23 m². Les supports des électrodes en plexiglas sont positionnés d'une manière inclinée et parallèle dans le réacteur. Les électrodes sont disposées à une distance de 2,5 cm les unes par rapport aux autres. Ce dispositif permet d'assurer une circulation sinusoïdale de l'effluent dans le pilote (voir la figure 16).

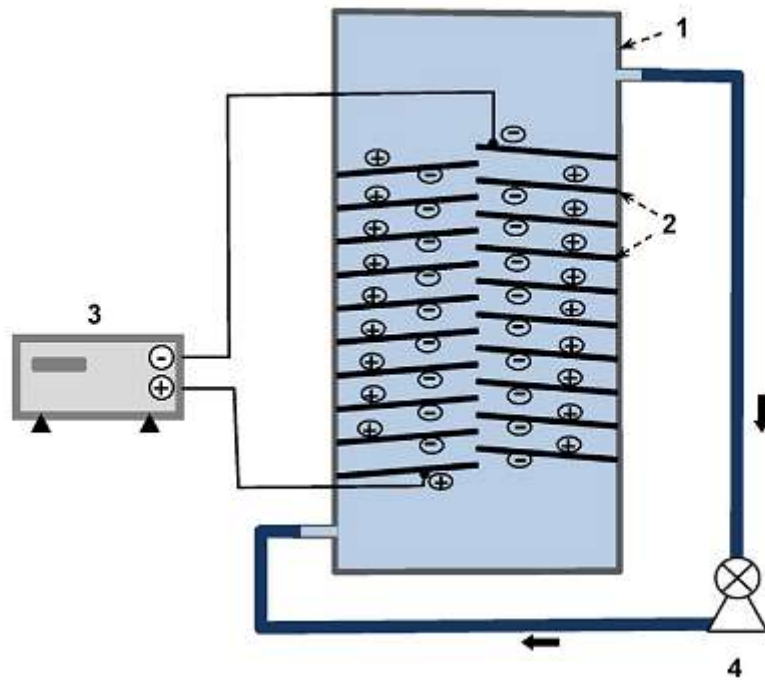


Figure 16 : Dispositif expérimental de traitement par électrocoagulation pour le réacteur de type B

Légende : 1: le réacteur ; 2: électrodes ; 3: générateur de courant ; 4 : pompe péristaltique

L'électrode en aluminium utilisée est représentée sur la figure 17 et a les dimensions suivantes : Longueur (L) = 12,5 cm, largeur (l) = 25 cm, épaisseur (e) = 3 mm. Elle possède une surface active de $0,06475 \text{ m}^2$ par plaque.

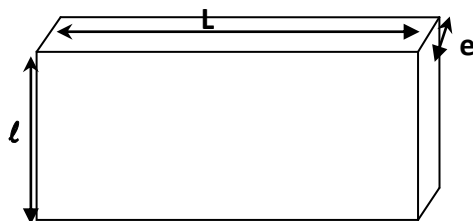


Figure 17 : Electrode du réacteur de type B

L'entrée de l'effluent dans le réacteur de type B se situe à la base de la partie gauche du pilote avec une ouverture de 1 cm de diamètre et l'effluent circule d'une manière sinusoïdale dans le réacteur par rapport à la disposition des électrodes. La sortie de l'effluent

est située au sommet de la partie droite du pilote, elle a une ouverture de même diamètre que l'entrée. Une autre sortie de l'effluent dans le réacteur est disposée en dessous du pilote. Cette dernière sortie permet d'évacuer l'intérieur du pilote après nettoyage. Ce dispositif a le même système de fonctionnement que le réacteur de type A. Il est à noter que dans ces réacteurs, toutes les électrodes sont immergées dans l'effluent.

Les distances inter-électrode (1cm pour le réacteur de type A et 2,5 cm pour le réacteur de type B) ont été choisies pour limiter la chute ohmique et éviter la passivation des électrodes. De plus cela permet d'obtenir une dissolution uniforme du métal. Quant à la longueur L des électrodes, elle doit être suffisamment grande pour générer beaucoup d'ions Al^{3+} pour l'électrocoagulation et de l'hydrogène pour la flottation et la circulation. La largeur des électrodes a été maximisée en tenant compte de la distance entre les électrodes et de la circulation de l'effluent. L'électrocoagulation est réalisée en mode tension, utilisant une pompe péristaltique, et un générateur (alimentation stabilisée) digital de courant continu et le potentiel est relevé au cours des expériences.

Après avoir développé la conception et l'élaboration des réacteurs conçus dans le cadre de ce travail, nous passons à leurs applications en utilisant un effluent laitier constitué au laboratoire. L'objectif de cette partie est d'évaluer les performances des réacteurs d'électrocoagulation conçus. L'effluent model a été préparé en dissolvant 1g de lait en poudre de 150g en sachet dans un litre d'eau de robinet. Cette concentration est maintenue constante pour préparer des solutions pour les volumes définis pour chaque réacteur. L'influence des paramètres d'électrolyse (densité de charge, densité de courant) et des paramètres physico-chimiques de l'effluent (pH initial, la conductivité) sur quelques paramètres de pollution (DCO, Turbidité, PO_4^{3-} et MES) ont été étudiés.

3.3- Etude de l'influence de la variation des paramètres d'électrocoagulation

Les tableaux et les graphiques portent les indices suivants : (a) pour le réacteur de type A et (b) pour celui de B. En effet, si l'on trouve de nombreux articles sur le traitement des influents industriels par l'électrocoagulation, on ne trouve pas beaucoup d'articles qui traitent de l'amélioration du taux d'élimination des polluants sur un même effluent. C'est pour cela qu'il est difficile de comparer les résultats obtenus des travaux effectués en électrocoagulation avec d'autres. Le premier paramètre dont l'influence est à étudier est l'influence de la densité de charge qui permet de contrôler le temps nécessaire d'électrolyse et le second est l'influence de la densité de courant. Ces deux paramètres sont très importants

lors d'application du procédé d'électrocoagulation et permettent de fixer les conditions optimales d'élimination des polluants dans les réacteurs conçus.

3.3.1- Densité de charge

La densité de charge exprimée en Coulomb par litre (CL⁻¹), est proportionnelle à la quantité d'électricité (ou à l'intensité de courant imposée par le générateur et au temps de traitement) et inversement proportionnelle au volume de l'effluent. Elle a pour expression :

$$J = \frac{Q}{V} = \frac{i.t}{V} \quad (36)$$

J : Densité de charge en Coulomb par litre (CL⁻¹)

i : Intensité de courant en Ampère (A)

t : Durée de traitement en seconde (s)

V : Volume de l'effluent en litre (L)

Q : Quantité d'électricité en Coulomb (C)

La densité de charge permet de savoir la quantité de charge qu'il faut pour traiter un volume déterminé d'effluent. Au cours de l'électrolyse, la tension est relevée directement sur l'affichage du générateur et permet d'avoir des informations concernant le passage du courant entre les électrodes. Durant cette phase, le temps d'électrolyse varie suivant le traitement, l'intensité de courant et le volume de l'effluent sont maintenus constants. Les résultats obtenus sont contenus dans les tableaux en annexe (II). Ces résultats obtenus sont présentés sur les figures 18 et 19 qui traduisent l'influence de la densité de charge sur quelques paramètres de pollution.

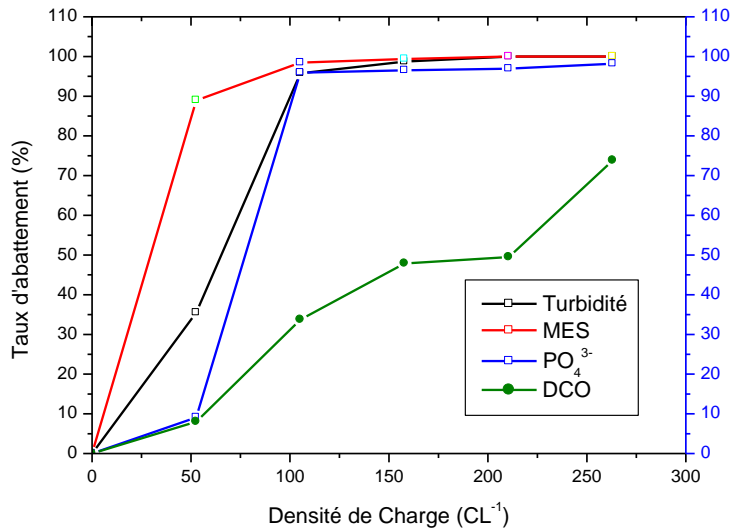


Figure 18: Evolution du taux d'abattement de quelques paramètres de pollution en fonction de la variation de la Densité de Charge pour le réacteur de type A

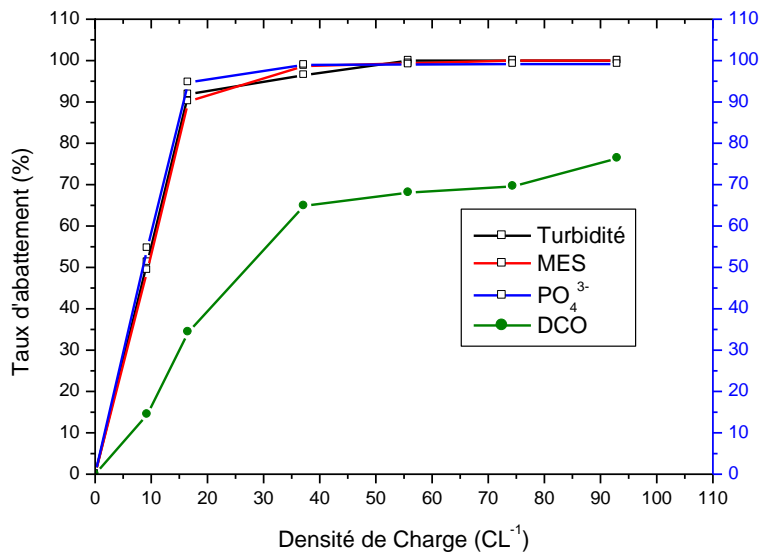


Figure 19: Evolution du taux d'abattement de quelques paramètres de pollution en fonction de la variation de la Densité de Charge pour le réacteur de type B

Il y a une augmentation rapide du taux d'abattement avec la densité de charge au début, puis il devient constant par la suite avec les deux réacteurs. Lorsque la densité de charge augmente de 52,63 à 100 CL⁻¹ pour le réacteur de type A et de 9,3 à 20 CL⁻¹ pour le type B, les taux d'abattement des paramètres de pollution augmentent fortement et atteignent 95%. Au delà de 100 CL⁻¹ (a) et 20 CL⁻¹ (b), un palier se forme par rapport aux taux

d'abattement de la turbidité, la MES et le PO_4^{3-} jusqu'à atteindre 100% tandis que la DCO croît progressivement pour atteindre 71% d'abattement.

Cette variation de la densité de charge permet d'avoir des taux d'abattement qui varient de l'ordre de : 35,5% à 100% (a) et 51,28% à 100%(b) pour la Turbidité, 88,95% à 100% (a) et 49,34% à 100%(b) pour la MES ; 8,02 à 73,83% (a) et 14,43% à 76,37% (b) pour la DCO et 9,1% à 98,20% (a) et 54,66% à 99,15% (b) pour le PO_4^{3-} . Ces résultats obtenus montrent que, pour une densité optimale de $105,26 \text{ CL}^{-1}$ (a) et $37,21 \text{ CL}^{-1}$ (b), les taux d'abattement suivants ont été obtenus : (Turbidité =95,77% (a) et 96,50% (b), MES = 98,46% (a) et 98,68% (b), DCO = 33,72% (a) et 64,87%(b) et PO_4^{3-} =95,93% (a) et 96,72% (b)) au bout de 20 mn de traitement. Cela s'explique par une augmentation de concentration des ions Al^{3+} électrogénérés qui réagissent avec les ions hydroxyles et aboutissent à une formation importante des formes monomères, polymères et amorphes $\text{Al}(\text{OH})_{3(s)}$. La présence des espèces monomères et polymères permet de déstabiliser les polluants et les formes amorphes vont à leurs tours fixées les polluants [120, 122-123] ; ce qui entraîne une formation importante des floccs qui sont récupérés à la fin de traitement par décantation ou par flottation par rapport à leurs densités. Le faible taux d'abattement de la DCO peut s'expliquer par l'effet de la présence des composés organiques et du sucre (lactose etc..) dans le lait [122]. Même si les résultats de traitement par électrocoagulation ne sont pas comparables pour des raisons qu'il est difficile de trouver des travaux similaires dans la littérature, nous pouvons comparer ces résultats avec d'autres travaux pour évaluer l'efficacité de traitement. Dans leur travaux [72], ont obtenu un taux d'abattement de 63% pour la DCO. Durant le processus d'électrolyse, ils ont atteint les valeurs limites de rejet au bout de 30 mn de traitement. La plupart des études confirment que pour un abattement de plus de 60% de DCO, correspond à un bon traitement des matières inorganiques, des colorants, des matières en suspension et de la turbidité.

Dans cette phase d'étude, l'effet de la variation de la densité de charge sur la concentration en Al^{3+} électrogénérés et l'énergie électrique spécifique consommée (figures 20 et 21) ont été étudiés. Il est impossible de quantifier la masse de l'anode dissoute à chaque intervalle de temps définis parce que le traitement a été effectué d'une manière continue. Pour cela, l'équation de Faraday (équation 28) est utilisée par défaut pour estimer la concentration des ions Al^{3+} générés aux électrodes.

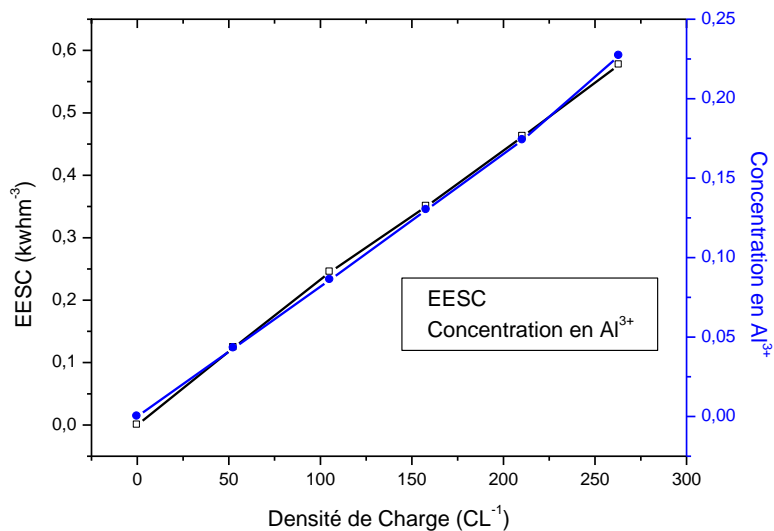


Figure 20 : Evolution de l'EESC et de la concentration des ions Al^{3+} électrogénérés et en fonction de la variation de la densité de charge pour le réacteur de type A

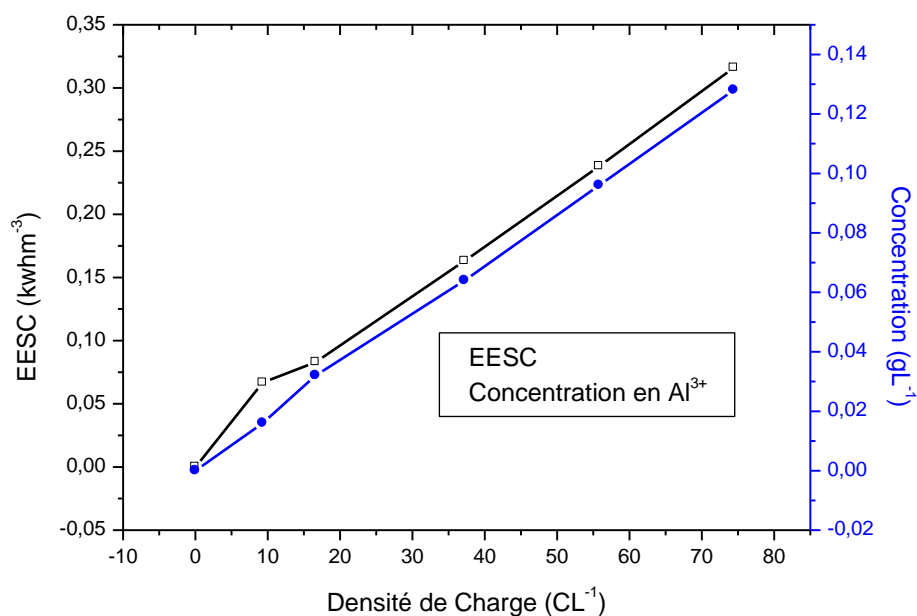


Figure 21: Evolution de l'EESC et de la concentration des ions Al^{3+} électrogénérés et en fonction de la variation de la densité de charge pour le réacteur de type B

Lorsque la densité de charge croît, la concentration des ions Al^{3+} libérés au cours du traitement augmente et l'énergie électrique spécifique consommée augmente proportionnellement. L'énergie électrique spécifique consommée est fonction du temps d'électrolyse. Plus le temps de traitement devient important, plus l'énergie électrique spécifique consommée augmente car elle est fonction de la durée d'électrolyse. Lorsque le temps d'électrolyse augmente, on fournit électrochimiquement une quantité importante des ions Al^{3+} dans le milieu. Au cours du traitement, les ions Al^{3+} réagissent avec les ions hydroxyles et aboutissent à une importante formation des espèces polymériques dans le milieu. Ces espèces polymériques sont d'autant plus importantes en solution que la concentration des ions Al^{3+} augmente. Ce constat a également été fait [121] lors de l'étude de l'élimination des substances humiques. La concentration de Al^{3+} électrogénérée est de 0,086 M pour le réacteur de type A et de 1,66 M pour le B pour une durée d'électrolyse de 35 mn. Dans leur travaux [120], ils ont trouvé une quantité variant de 0,8 moles à 1,2 moles de Al^{3+} électrogénéré pour 1,5 L d'effluent pendant 30 mn de traitement [122]. L'étude de l'influence de la densité de charge sur l'EESC (Energie Electrique Spécifique Consommée) et la tension au cours du traitement a été effectuée et est représentée sur les figures 22 et 23. La tension de cellule représente la valeur relevée de la tension aux bornes du générateur stabilisé. Les valeurs de tension et de l'EESC sont fonctions de l'intensité de courant, du matériau d'électrode et de la résistance de l'effluent.

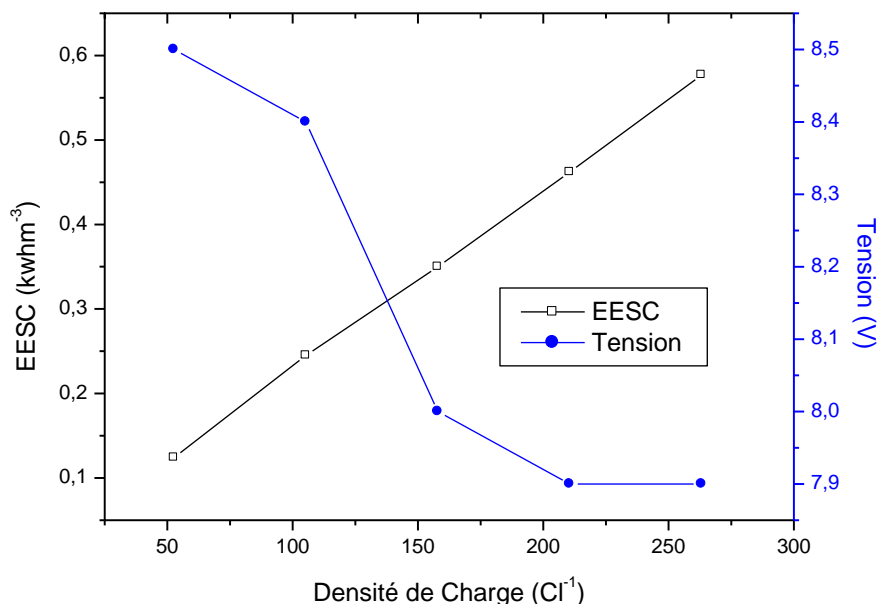


Figure 22: Evolution de l'EESC et de la tension en fonction de la variation de la densité de charge pour le réacteur de type A

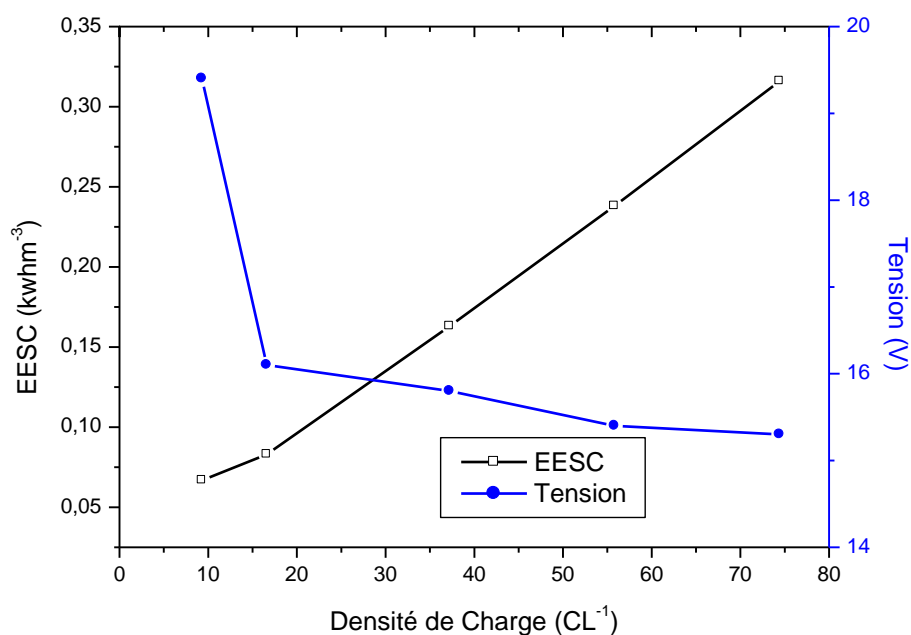


Figure 23: Evolution de l'EESC et de la tension en fonction de la variation de la densité de charge pour le réacteur de type B

D'après les figures 22 et 23, la tension aux bornes des électrodes diminue de 8,5 à 7,9 V pour le réacteur de type A et de 19,4 à 15,1 V pour le B au cours de l'électrolyse. L'énergie électrique spécifique consommée augmente linéairement de 0,124 à 0,577 kWh/m³ pour le réacteur de type A et de 0,0668 à 0,3990 kWh/m³ pour le B. Cette baisse de tension se justifie par une diminution de la charge polluante et une augmentation de la conductivité de l'effluent suite à la production des ions dans le milieu [67]. L'EESC augmente parce qu'elle est fonction du temps d'électrolyse. Plus le temps d'électrolyse est élevé, plus la consommation d'énergie électrique spécifique est importante [123-126]. Dans leurs travaux [125] sur les eaux de rejets des industries de papeterie en utilisant deux réacteurs (A) et (B) ont montré que, l'EESC varie de 1,4 à 1,8 kWh/m³(A) et de 0,0668 à 0,3990 kWh/m³ (B) pour un temps de traitement variant entre 10 à 60 mn. En comparant les résultats des études menées et citées précédemment avec nos résultats, on constate que nos réacteurs conçus consomment moins d'énergie car l'EESC varie de 0,124 à 0,577 kWh/m³ pour un temps de traitement variant entre 10 à 50 mn. Fort de ce résultat, les deux réacteurs engendrent un faible coût de traitement.

L'étude de la variation de la densité de charge sur la conductivité et la tension aux bornes du générateur au cours du traitement est étudiée et représentée sur les figures 24 et 25.

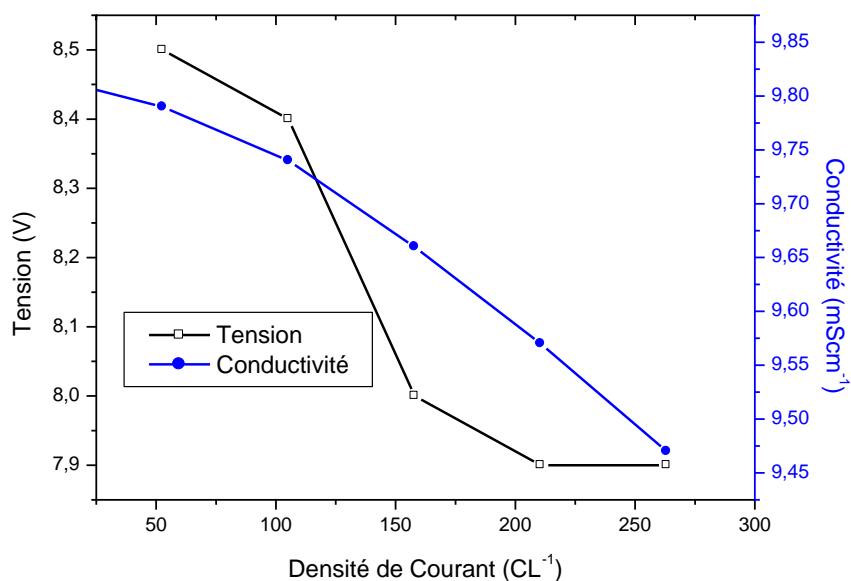


Figure 24 : Evolution de la tension et de la conductivité en fonction de la variation de la densité de charge pour le réacteur de type A

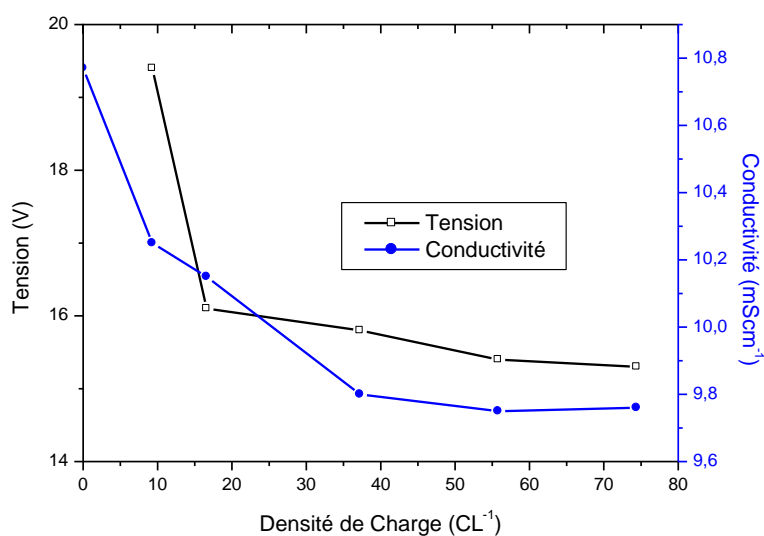


Figure 25: Evolution de la tension et de la conductivité en fonction de la variation de la densité de charge pour le réacteur de type B

Il en ressort des figures 24 et 25 que, lorsque la densité de charge augmente, la tension aux bornes des électrodes diminue. La conductivité diminue de 9,83 à 9,46 mScm⁻¹ (A) et de 10,8 à 9,75 mScm⁻¹ (B). Ce phénomène a été observé [123] lors de l'étude du procédé d'électrocoagulation en utilisant l'électrode en aluminium. La diminution de la tension est étroitement liée à la baisse de la conductivité. Ces deux paramètres sont

interdépendants. Pour un effluent dont la conductivité est élevée, la tension est faible quand il n'y a pas de dépôt à la surface des électrodes qui empêcherait le passage du courant. L'apparition des dépôts à la surface engendre la passivation de l'électrode. Les phénomènes de la diminution de ces deux paramètres peuvent se justifier par la diminution de la charge polluante et l'apparition des ions du aux réactions électrochimique et chimique au cours du traitement. Les réactions qui se passent dans l'enceinte de la cellule au cours de l'électrolyse engendrent une présence croissante des ions dans le milieu et une diminution du degré de pollution de l'effluent [125]. Parallèlement à la diminution de la tension au cours de l'électrolyse, la conductivité diminue de 9,82 à 9,47 mScm⁻¹ pour le réacteur de type A et de 10,77 à 9,75 mScm⁻¹ pour le réacteur de type B; dans leurs travaux [108] sur le traitement par électrocoagulation ont fait le même constat car la conductivité obtenue, varie de 19,6 à 18,6 mScm⁻¹. La quantité des polluants éliminés au cours du traitement électrolytique diminue progressivement.

Pour la suite de notre travail, la valeur des densités de charge retenues sont de 105,26 CL⁻¹ pour le réacteur de type A et 37,21 CL⁻¹ pour le réacteur de type B. Ces valeurs optimales, permettent d'avoir des taux d'abattement de tous les paramètres de pollution variant de 64,84 à 100% et permet d'étudier l'effet de la variation de la densité de courant. Ces valeurs optimales correspondent à un temps de traitement de 20 mn. Ce temps de traitement paraît raisonnable et permet d'économiser en matière de coût opérationnel et de la quantité de métal d'électrode utilisée.

3.3.2- Densité de courant

La densité de courant est un paramètre très important pour le processus d'électrocoagulation. Elle permet de contrôler la quantité des ions électrogénérés à l'anode, la production des bulles d'air et le degré de traitement. Ainsi, à partir d'un certain niveau de densité de courant, la production d'hydrogène gazeux limite la formation de dépôt à la cathode. Pour étudier l'influence de la densité de courant sur quelques paramètres de pollution, nous avons fixé la densité de charge optimale de 105,26 CL⁻¹ pour le réacteur de type A et 37,21 CL⁻¹ pour le réacteur de type B. La surface active des électrodes est maintenue constante et on fait varier l'intensité de courant de 0,1 A à 0,7 A pour le réacteur de type A et 0,4 A à 0,9 A pour le réacteur de type B. Pour éviter la variation simultanée de la densité de courant et de charge, on calcule pour chaque densité de courant le temps d'électrolyse nécessaire. Ainsi, les données qui se trouvent en annexées (III), ont permis de tracer les graphes suivantes. L'expression de la densité de courant est donnée par :

$$\sigma = \frac{I}{S} \quad (37)$$

σ : Densité de courant (A/cm² ou A/m²)

I : Intensité de courant (A)

S : Surface active des électrodes (cm² ou m²)

Les figures 26 et 27 montrent l'évolution du taux d'abattement des paramètres de pollution (Turbidité, MES, DCO, PO₄³⁻) en fonction de la densité de courant au cours de l'électrolyse.

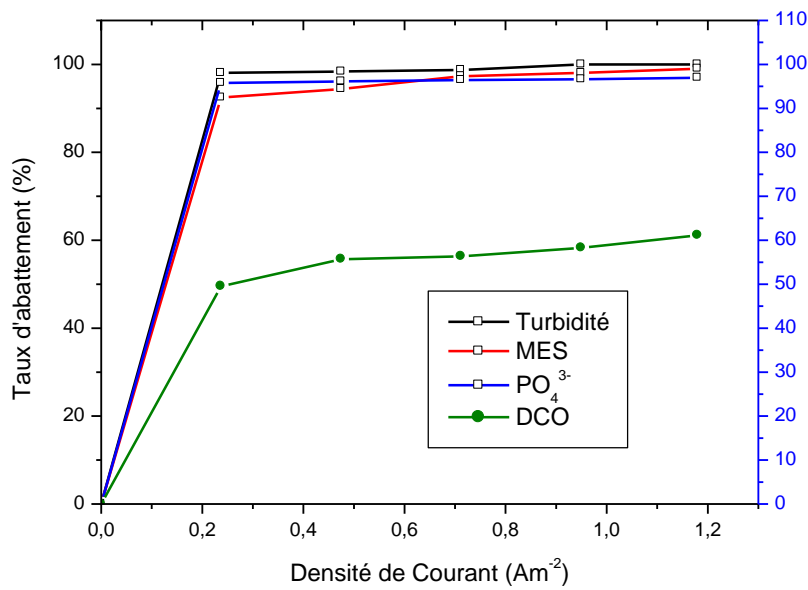


Figure 26: Evolution du taux d'abattement de quelques paramètres de pollution en fonction de la variation de la densité de courant pour le réacteur de type A

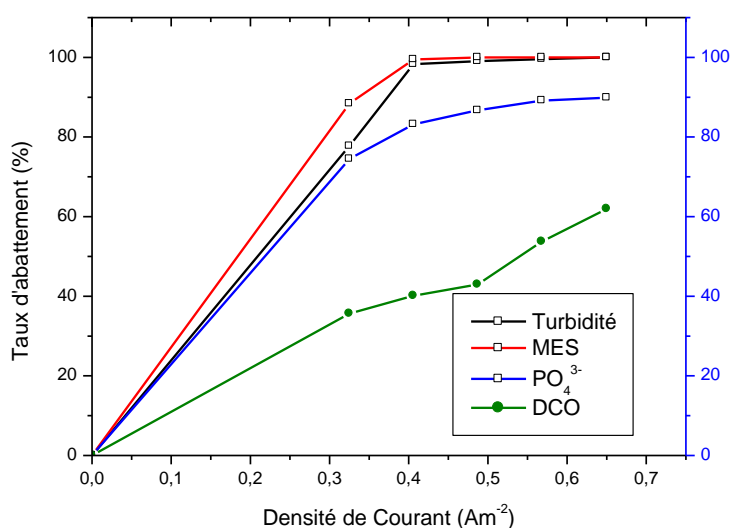


Figure 27: Evolution du taux d'abattement de quelques paramètres de pollution en fonction de la variation de la densité de courant pour le réacteur de type B

D'après les figures 26 et 27, lorsque la densité de courant augmente de 0,237 à 0,7 $A \cdot m^{-2}$ pour le réacteur de type A, les taux d'abatte-ments de la turbidité, MES et PO_4^{3-} atteignent respectivement 98%, 86%, 97%, et 56,33% pour la DCO. Ensuite un pal-lier apparait à partir de 0,7 $A \cdot m^{-2}$ jusqu'à atteindre 100%. Pour le réacteur de type B lorsqu'elle croit de 0,325 $A \cdot m^{-2}$ à 0,4 $A \cdot m^{-2}$, les taux d'abattement de MES et Turbidité croient jusqu'à 99%, 83% pour le PO_4^{3-} et 40,12% pour la DCO. Un pal-lier se forme à partir de 0,5 $A \cdot m^{-2}$ et les taux d'abattement de 100% sont obtenus pour la turbidité et les MES, de 90,55% et 71,7% obtenus respectivement pour le PO_4^{3-} et la DCO. Cette augmentation des taux d'abattement jusqu'à 100% se justifie par une importante quantité des ions Al^{3+} électrogénérés aux anodes. Par la suite des réactions électrochimiques et chimiques, les ions Al^{3+} réagissent avec les ions hydroxy-les et aboutissent à une importante formation des formes monomères, polymères responsables de la déstabilisation des particules colloïdales dans le milieu. Les hydroxydes métalliques formés $Al(OH)_3$ issus de ces réactions, adsorbent les polluants et les floccs qui en résultent du processus d'absorption sont entraînés à la surface par l'effet de dégagement des gaz aux électrodes ou déposés au fond du réacteur par le phénomène de la décantation [126-127].

Dans les conditions optimales de la densité de courant de 1,18 $A \cdot m^{-2}$ (réacteur de type A) et 0,650 $A \cdot m^{-2}$ (réacteur de type B), on a obtenu des taux d'abattement de l'ordre de 100% pour (a) et (b) de la Turbidité, 93,03% (a) et 100% (b) de MES, 61,12% (a), 61,92% (b) de DCO et 96,17% (a) à 89,86% (b) en PO_4^{3-} .

Ces résultats obtenus se justifient par le fait que, plus la densité de courant croît, plus le traitement par le procédé d'électrocoagulation est efficace. Dans ses travaux de thèse [122], a obtenu les taux d'abattement de 100% de la turbidité, 89,20% de PO_4^{3-} et 61,52% de la DCO en traitant 1,5L d'un effluent laitier par une intensité de courant de 0,2A et avec un temps d'électrolyse de 30 mn.

D'après les résultats obtenus au cours du traitement de l'effluent laitier, nous constatons un faible taux d'abattement de la DCO de l'ordre de 61% pour les deux réacteurs conçus. On attribue ce faible taux d'abattement de la DCO par la présence du sucre dans la composition du lait. Ce phénomène a été observé [122] dans ses travaux de thèse sur un effluent laitier en utilisant le procédé d'électrocoagulation. La présence du sucre influence sur le procédé d'oxydation par la méthode électrochimique.

La densité de courant imposée au cours de l'électrolyse influence sur la tension appliquée et l'énergie électrique consommée. Pour bien comprendre, il est important de tracer la courbe de l'effet de la densité de courant sur la tension et l'énergie spécifique consommée (figures 28 et 29).

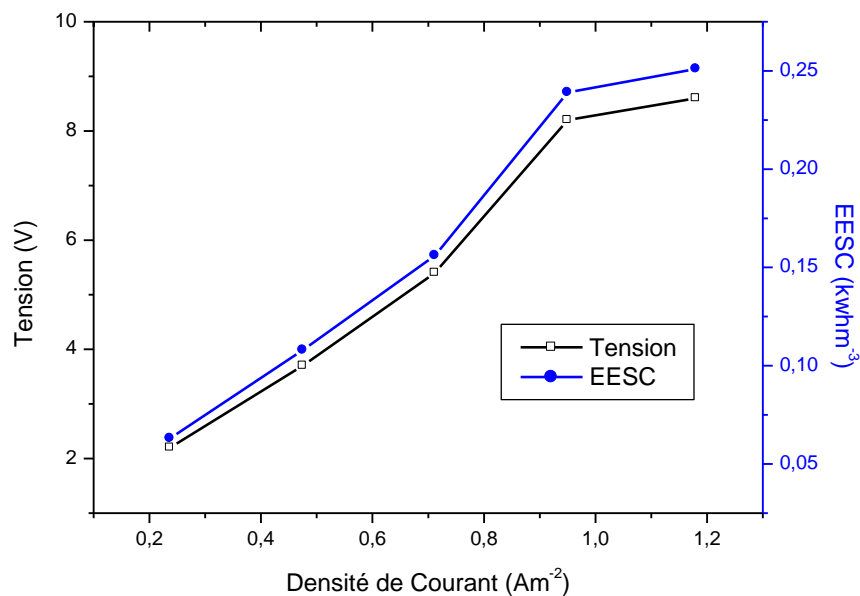


Figure 28: Evolution de la tension et de l'EESC en fonction de la variation de la densité de courant pour le réacteur de type A

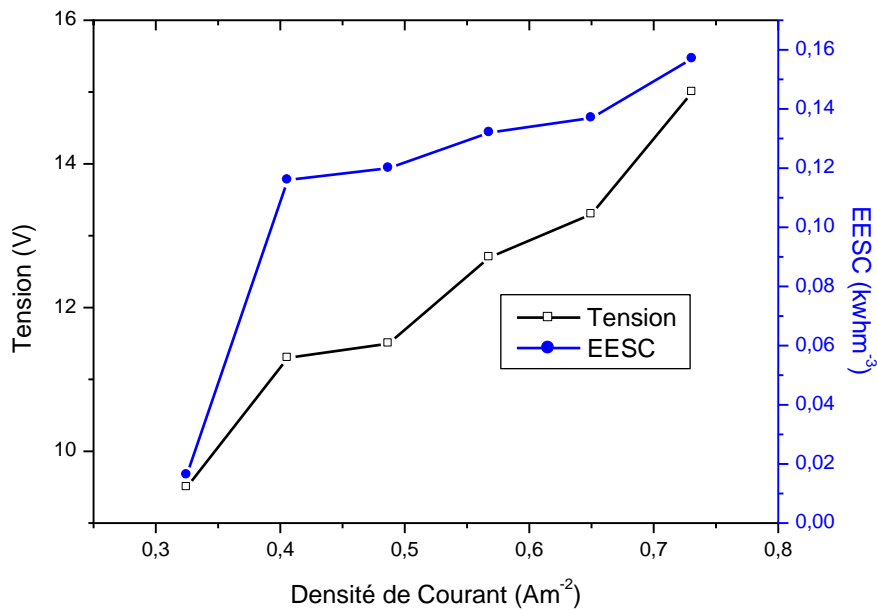


Figure 29: Evolution de la tension et de l'EESC en fonction de la variation de la densité de courant pour le réacteur de type B

A la lecture des figures 28 et 29, il ressort que, lorsque la densité de courant augmente c'est-à-dire l'intensité de courant, la tension aux bornes du générateur croît progressivement de 2,2 à 9,3 V pour le réacteur de type A, et de 11,3 à 15 V pour le réacteur de type B. L'énergie électrique spécifique consommée augmente de 0,063 à 0,266 kWh/m³ pour le réacteur de type A et 0,116 à 0,157 kWh/m³ pour le réacteur B. La tension et l'EESC dépendent de l'intensité de courant. Lorsque la densité de courant varie, ces deux paramètres varient également [125]. Pour 1 m³ d'effluent traité dans la condition optimale de densité de courant, l'énergie électrique spécifique consommée est de 0,251 kWh pour le réacteur de type A et 0,137 kWh pour le réacteur de type B. Les valeurs de l'énergie électrique spécifique consommée calculées nous montrent que, le réacteur de type B consomme moins d'énergie que le réacteur de type A. Cela implique que, le réacteur de type B a un faible coût d'exploitation que le réacteur de type A. Dans leurs travaux [125] sur le traitement des effluents issus des restaurants en utilisant un réacteur d'électrocoagulation, ont obtenu des valeurs de la tension variant entre 10 à 60 V pour un temps de traitement de 20 mn. Travaillant sur le Reactive Black 5 (RB5) [128] avec le dispositif contenant 4 électrodes, ont trouvé des valeurs de l'EESC variant de 30 à 35 kWh/kg. La densité de courant utilisé au cours de ce travail, varie de 2,287 à 9,151 mA/cm². En comparant leurs résultats avec les

résultats obtenus, on constate que le dispositif conçu fonctionne avec une faible tension et consomme moins d'énergie. L'effet de la variation de la densité de courant sur la conductivité et la tension est représenté sur les figures 30 et 31.

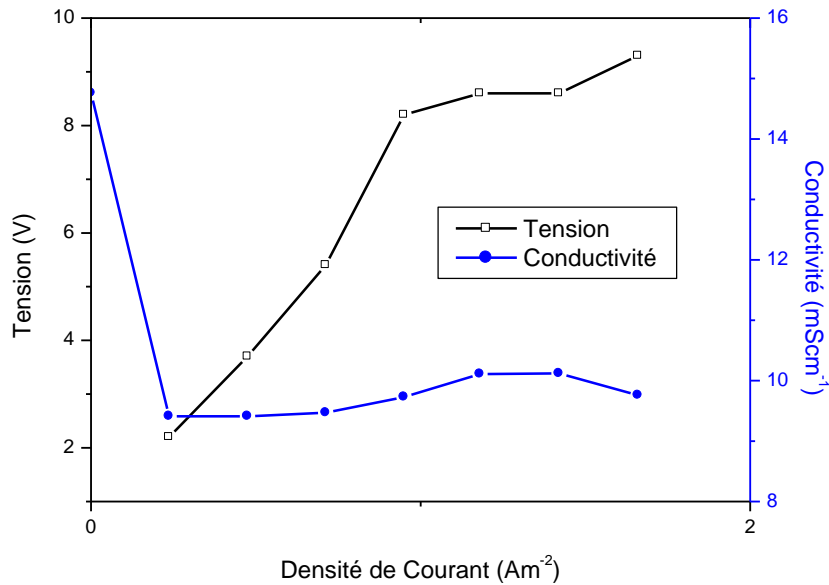


Figure 30 : Evolution de la tension et de la conductivité en fonction de la variation de la densité de courant pour le réacteur de type A

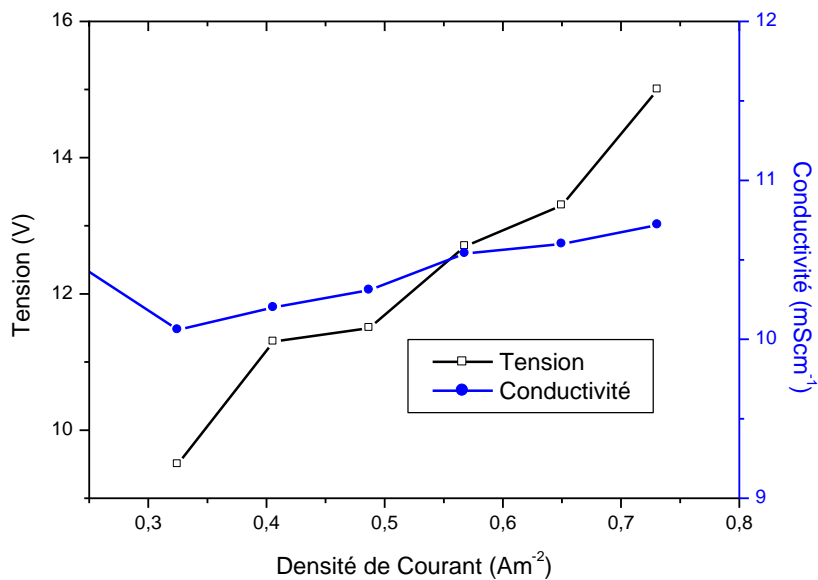


Figure 31 : Evolution de la tension et de la conductivité en fonction de la variation de la densité de courant pour le réacteur de type B

D'après les figures 30 et 31, lorsque la densité de courant augmente de $0,237 \text{ A.m}^{-2}$ à $1,66 \text{ A.m}^{-2}$ pour le réacteur de type A et de $0,325 \text{ A.m}^{-2}$ à $0,731 \text{ A.m}^{-2}$ pour le réacteur de type

B, la conductivité de l'effluent brute chute de 14,76 mS.cm⁻¹ à 9,41 mS.cm⁻¹ au moment du traitement, puis croit légèrement de 9,41 mS.cm⁻¹ à 10,12 mS.cm⁻¹ pour le réacteur de type A. Pour le réacteur de type B, la conductivité diminue de 11,64 mS.cm⁻¹ à 10,06 mS.cm⁻¹ et augmente légèrement jusqu'à 10,72 mS.cm⁻¹. Cette croissance se justifie par la présence des ions dans le milieu lors de l'électrolyse. Les réactions électrochimiques couplées avec des réactions chimiques sont à l'origine de la présence des ions dans le milieu. Ce qui induit l'augmentation de la conductivité de l'effluent. La tension aux bornes du générateur augmente de 2,2 à 9,3 V pour le réacteur de type A et de 9,5 à 15,0 V pour le réacteur de type B. La tension augmente au cours de l'électrolyse car elle dépend de l'intensité de courant appliquée. Dans le cas d'électrodes d'aluminium non passivées [70], ont justifié l'augmentation de la tension par la relation suivante.

$$U = -0,76 + d \cdot \left(\frac{1}{k}\right) \cdot \sigma + 0,2 \ln \sigma \quad (38)$$

d: Distance inter-électrode

σ : Densité de courant

k : Conductivité de l'effluent.

On remarque dans ce modèle 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. En observant cette relation, on constate que, lorsque la densité de courant augmente, la tension augmente. D'après ce modèle (équation 38), on constate que la tension est fonction de la densité de courant et de la conductivité. Lorsque la densité de courant est faible ainsi que la conductivité, la tension augmente. Cette formule corrobore avec les résultats obtenus sur le plan pratique. Ce qui justifie l'augmentation de la tension aux bornes de la cellule.

Durant cette étude, nous avons constaté que pour une densité de courant optimale de 1,18 A.m⁻² pour le réacteur de type A et 0,650 A.m⁻² pour le réacteur de type B, nous avons obtenu des taux d'abattement de l'ordre de 100% de (a) et (b) pour la Turbidité, 99,03%(a) et 100%(b) de MES, 61,12%(a) et 61,92%(b) de DCO et 96,97%(a) et 89,86%(b) pour le PO₄³⁻.

Après avoir étudié l'influence des paramètres d'électrocoagulation sur quelques paramètres de pollution, l'effet du pH initial sur le procédé d'électrocoagulation s'avère nécessaire.

3.4- Etude de l'influence du pH initial de l'effluent

Le pH est l'un des facteurs les plus importants qui influencent sur les réactions électrochimiques [129, 130]. Le pH de la solution est variable au cours du temps en fonction de l'abondance des ions hydroxydes dans le milieu. Les densités de charge et de courant sont fixées à $105,26 \text{ CL}^{-1}$ (a) et $37,21 \text{ CL}^{-1}$ (b) et $1,18 \text{ A.m}^{-2}$ (a) et $0,650 \text{ A.m}^{-2}$ (b) respectivement. Nous avons effectué une série d'essai avec 5 valeurs de pH à savoir : 2, 4, 6, 8 et 10. La modification du pH initial est réalisée par addition d'une solution d'acide sulfurique de concentration $0,1 \text{ mol.L}^{-1}$ ou d'hydroxyde de sodium de concentration $1,54 \text{ mol.L}^{-1}$. Les résultats obtenus sont répertoriés dans les tableaux en annexe (IV) et sur les figures 32 et 33 sont représentés l'effet du pH initial sur quelques paramètres de pollution (Turbidité, MES, DCO, PO_4^{3-}).

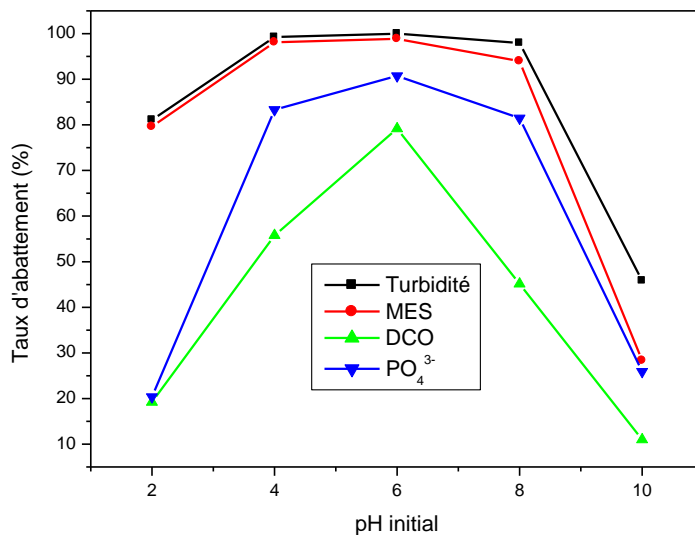


Figure 32 : Evolution du taux d'abattement de quelques paramètres de pollution en fonction de la variation du pH initial pour le réacteur de type A

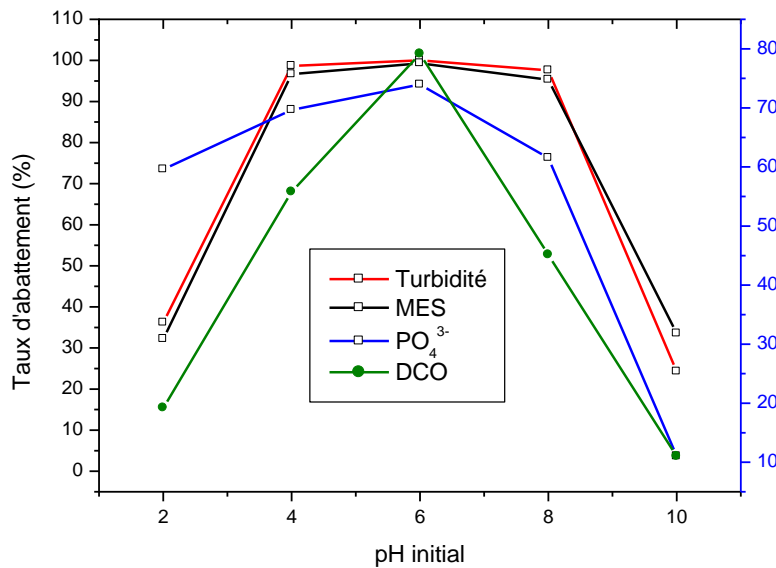


Figure 33 : Evolution du taux d'abattement de quelques paramètres de pollution en fonction de la variation du pH initial pour le réacteur de type B

L'examen des figures 32 et 33 montre que, pour des pH acides les taux d'abattement augmentent tandis qu'en milieu basique, ils diminuent. Pour des valeurs de pH comprises entre 6 et 8, nous avons un fort taux d'abattement (Turbidité : 100%(a), 100%(b); MES : 98,86%(a), 99,32%(b); DCO : 79,16%(a) (b) et PO₄³⁻ : 90,74%(a), 94,13%). Dans cet intervalle de pH, les ions Al³⁺ et OH⁻ produits aux électrodes réagissent pour former des espèces monomères et polymères tel que Al(OH)₂⁺, Al₆(OH)₁₅³⁺ etc... qui se transforment en un composé insoluble amorphe Al(OH)_{3(s)}. Les espèces formées sont responsables de la déstabilisation des particules colloïdales et la forme amorphe par sa large surface adsorbe les polluants. Ce qui entraîne un fort taux d'abattement des paramètres de pollution. Ce résultat peut s'expliquer par le biais de diagramme de solubilité d'aluminium qui montre effectivement qu'au voisinage du pH neutre, on se retrouve dans le domaine de formation de l'hydroxyde d'aluminium et des espèces polymérisées. On constate un faible taux d'abattement du traitement pour des pH inférieur à 5 et supérieur à 8. La diminution de l'efficacité du traitement à un pH inférieur à 5 et supérieur à 8 est attribuée au comportement amphotère de Al(OH)₃ qui conduit à Al³⁺ solubles, lorsque le pH initial est faible et anions monomères Al(OH)₄⁻ lorsque que le pH initial est élevé [132]. La meilleure efficacité est constatée pour un pH_i=6, ce résultat est obtenu par plusieurs auteurs ayant travaillé sur différents effluents.

Durant cette phase d'étude de pH, l'influence du pH initial sur le pH final est étudiée et représentée sur les figures 34 et 35.

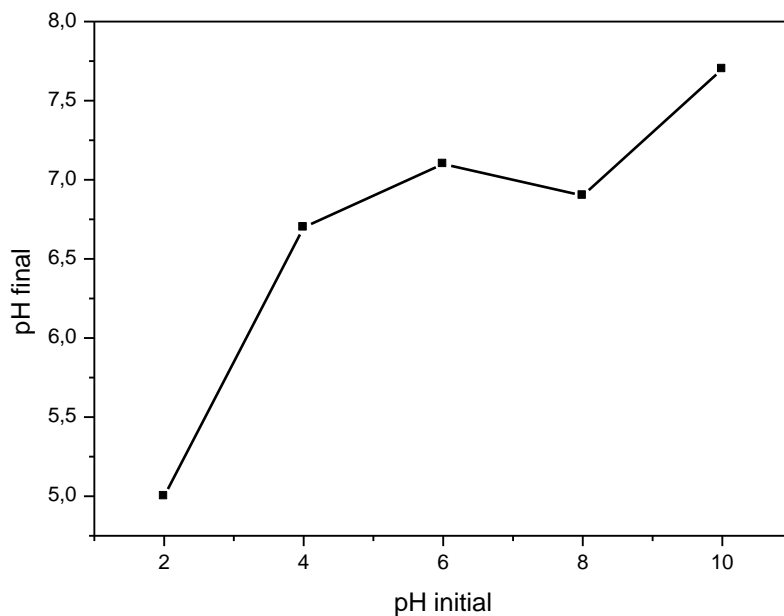


Figure 34: Evolution du pH final en fonction du pH initial pour le réacteur de type A

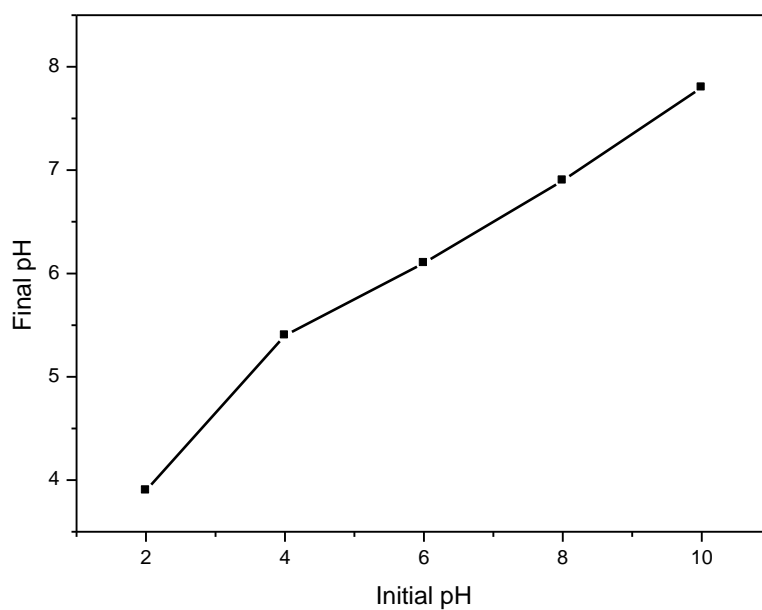
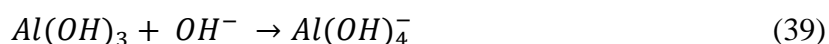


Figure 35: Evolution du pH final en fonction du pH initial pour le réacteur de type B

D'après les figures 34 et 35, pour de pH initial acide, le pH final augmente tandis que pour de pH initial basique, le pH final diminue. L'augmentation du pH initial en milieu acide est attribuée à la formation des ions hydroxydes à la cathode. La diminution du pH final en milieu basique est due à une prédominance des ions OH^- qui réagissent avec les protons H^+ obtenus d'une part lors de la formation des hydroxydes métalliques, et d'autre part lors de l'oxydation de l'eau en l'oxygène [129]. Pour des pH=6 et 8, on ne constate pas une variation de pH final. Un pH compris entre 6 et 8 favorise la formation de la forme amorphe $Al(OH)_3$ qui adsorbe les particules colloïdales déstabilisés et les polluants. Par exemple, lors de l'électrocoagulation utilisant des électrodes d'aluminium [116], indiquent que la baisse du pH des solutions initialement basiques résulterait de la réaction entre $Al(OH)_3$ et des ions OH^- entraînant la formation de $Al(OH)_4^-$ selon la réaction :



Ainsi, pour obtenir un bon rendement épuratoire, il est préférable de travailler à un pH qui permet la formation optimale d'hydroxydes métalliques solides, c'est-à-dire, à des pH variant entre 5,5 et 8.

Dans les conditions optimales des densités de charge, de courant et de pH, des taux d'abattement obtenus sont de l'ordre de 100% pour la Turbidité, 99,32% pour les MES, 79,16% pour la DCO et 94,13% et pour le PO_4^{3-} pour le réacteur de type B. Pour le réacteur de type A les résultats obtenus sont les suivants : Turbidité (100%), MES (98,86%), DCO (79,16%) et (90,74%) pour le PO_4^{3-} . La quantité de métal dissous est de l'ordre de 0,495 g pour le réacteur de type A et de 1,674 g pour le réacteur de type B. Dans les conditions optimales de la densité de charge et de la densité de courant, dans ces travaux [122] a obtenu les taux d'abattement suivants : Turbidité (100%), phosphore (89,20%), azote (80,95%), DCO (61,52%). La quantité de Al^{3+} électrogénérée à l'anode est de 0,034 g pour un temps de traitement de 30 mn. Dans le cadre de notre travail, la quantité de Al^{3+} électrogénéré est de 0,495 g pour le réacteur de type A et 1,674 g pour le B avec un temps d'électrolyse de 20 mn. Si on compare les résultats obtenus, on constatera que les réacteurs conçus dans le cadre de ce travail ont donné un bon rendement par rapport aux taux d'abattement et aux quantités de Al^{3+} électrogénéré.

Pour mieux percevoir l'efficacité de notre procédé par rapport à l'élimination des polluants, nous allons comparer notre procédé avec les autres procédés de traitement de l'effluent laitier et ensuite caractériser la boue produite.

3.5- Etude comparative avec les autres systèmes de traitement des effluents laitiers.

Pour mieux appréhender l'efficacité des réacteurs conçus dont l'objectif est de proposer un système efficace, compact et économique de traitement des effluents, il est important de comparer les résultats obtenus (Tableau X) avec les autres procédés.

Tableau X: Etude comparative des résultats obtenus

	DCO (%)	DBO ₅ (%)	N-NK (%)	Turbidité (%)	MES (%)	P-Pt (%)
Lit Bactérien	60	60	50	-	-	-
Filtre à sable	98	98	90	-	-	70
Biofiltre	65	-	-	-	-	-
Lagunage	80 à 90	80 à 90	60	-	-	50
FPR	>90	>90	60 à 90	-	-	50
SBR	99	99	94	-	-	87
BRM	96	97	-	-	-	-
ETP (Usine de traitement des effluents laitiers)	55	40	-	-	-	-
Biodégradation aérobie et coagulation	87,05	-	-	-	-	-
Electrocoagulation	61	-	81	100	100	89
Les réacteurs conçus						
Réacteur de type A	79,16	-	-	100	98,86	90,74
Réacteur de type B	79,16	-	-	100	99,32	94,13

A la lecture de ce tableau, les résultats obtenus dans le cadre de ce travail sont dans les mêmes ordres de grandeur. Ce qui fait la particularité de la méthode d'électrocoagulation utilisée se situe au niveau de la quantité de boue produite. L'analyse des performances et limites de chacun des procédés va nous servir de base à la définition d'un procédé original

répondant aux conditions spécifiques de l'application envisagée. Nous pouvons décrire les limites de ces procédés biologiques comme suit :

- les procédés de type lagunage et FPR sont intéressants mais présentent quelques inconvénients : surface au sol importante, maîtrise difficile du fonctionnement, placés en extérieur et donc sensibles aux variations de température ;
- le procédé SBR est un procédé compact intéressant mais le milieu réactionnel doit posséder de très bonne caractéristiques de décantation ;
- pour le BRM, il faut assurer la minimisation de production de boues et résoudre le problème de colmatage de la membrane ;
- le fonctionnement d'un réacteur de type SBR couplé à un dispositif de rétention de la biomasse paraît cependant bien adapté au traitement direct des eaux blanches et/ou vertes car il peut permettre de s'affranchir du stockage des effluents produits deux fois par jour et présente une faible sensibilité aux variations de charge saisonnières.

Vu les limites de ces procédés, la quantité de boue produite, le colmatage du dispositif, on peut dire que notre procédé d'électrocoagulation est facile à utiliser du point de vue du dispositif, de la quantité de boue produite et des taux d'abattement.

3.6- Caractérisation de la boue produite par la spectroscopie infrarouge

Pour caractériser la boue produite en vue d'identifier les groupements présents dans le précipité issu du procédé d'EC, nous l'avons séché à 60°C pendant 72 heures. Cette température a été choisie pour éviter les phénomènes chimiques qui peuvent se produire pour influencer la composition de la boue produite.

Les spectres infrarouges du lait en poudre utilisé et de la boue produite au cours de l'électrocoagulation, sont présentés sur la figure 36. En observant les spectres, la bande 3338,01 cm^{-1} correspond à une vibration d'élongation de $O - H$, par ailleurs, on trouve une bande large à 1640,20 cm^{-1} qui correspond aux groupements hydroxyle et une vibration de la déformation de l'eau (OH). Une bande apparaît à 1158,99 cm^{-1} , elle représente les caractéristiques d'une bande étirée de $Al - O$. La bande apparaissant à 1020,99 cm^{-1} correspond au groupement ($C - O$) de l'éther.

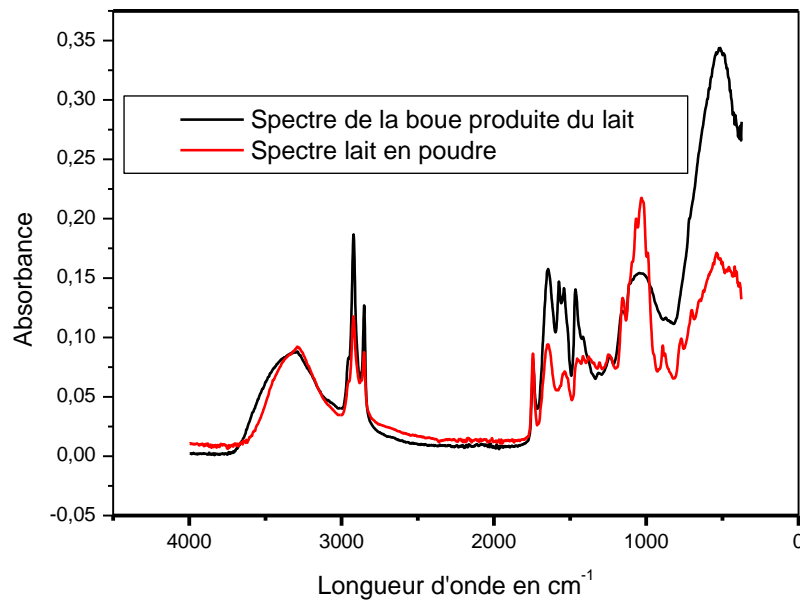


Figure 36: Spectre IR de superposition de la boue produite et du lait en poudre

En examinant la figure 36, on constate que ces deux courbes ont presque les mêmes groupements fonctionnels sauf le pic qui apparaît à une longueur d'onde de $1020,99 \text{ cm}^{-1}$ et qui disparaît totalement après le traitement. Cette disparition du pic peut être due aux réactions chimiques qui se produisent au sein de la solution ou aux réactions électrochimiques à l'interface électrode-solution. Le composé peut être piégé par le floc et ainsi être éliminé dans l'effluent. D'après cette figure, nous pouvons déduire que le traitement est efficace car presque tous les constituants du lait en poudre se retrouvent dans la boue produite. Après avoir étudié l'effet des paramètres d'électrocoagulation sur le traitement, il s'avère important d'étudier l'influence des sels de fond.

3.7- Influence du type d'électrolytes support

La conductivité du milieu réactionnel est l'un des principaux paramètres influençant le traitement des eaux par électrocoagulation, et qui peut être modifiée par l'ajout d'un électrolyte support (NH_4Cl , NaCl , CaCl_2 ...) [93, 94, 132]. Il peut donc être économiquement intéressant de diminuer la chute ohmique qui dépend de la composition de l'effluent et de la conductivité en ajoutant un sel de fond. Cet ajout de sel de fond permet non seulement de limiter l'augmentation de la température, mais aussi de diminuer la consommation en énergie électrique et empêcher les phénomènes de passivation. Pour ces raisons, la majorité des chercheurs rajoutent aujourd'hui à l'effluent à traiter du sel sous forme de chlorure de sodium. Les électrolytes supports suivant (NaCl , CaCl_2 , NH_4Cl) ont été utilisés. Outre leur

contribution ionique, il a été constaté que les ions chlorure réduisent de manière significative les effets négatifs d'autres anions tels que HCO_3^- , SO_4^{2-} . Il est donc recommandé que, parmi les anions présents, il devrait y avoir 20% des ions Chlorures pour assurer un fonctionnement normal de la cellule d'électrolyse au cours du traitement de l'eau [110]. Le dichlore qui est électrochimiquement généré a été prouvé pour être efficace dans la désinfection de l'eau [110]. Ce qui justifie notre choix de travailler avec les électrolytes support à base du chlore. L'étude de l'influence des électrolytes supports est menée dans les conditions optimales de la densité de charge et de la densité de courant. Pour cela, une étude comparative par rapport aux taux d'abattement des polluants a été faite. Les données sont répertoriées dans le tableau ci-contre.

Tableau XI : Influence du type d'électrolytes support sur les paramètres de pollution

	0	NH_4Cl	NaCl	CaCl_2
$J(\text{CL}^{-1})$	37,21	37,21	37,21	37,21
$\sigma (\text{Acm}^{-2}) \times 10^{-5}$	7,017	7,017	7,017	7,017
U(V) pour I= 0 A	0,3	0,3	0,3	0,3
U(V)			17,8	
Conductivité (mscm^{-1})		13,95	13,54	13,30
Turbidité (NTU)	417	19,7	5,5	81
Taux d'abattement (%)		95,27	98,68	80,57
MES (mgL^{-1})	263	7	0	10
Taux d'abattement (%)		97,33	100	96,19
DCO (mgL^{-1})	804	346	180	502
Taux d'abattement (%)		56,96	77,61	37,56
DBO5 (mgL^{-1})	1700	250	200	300
Taux d'abattement (%)		85,29	88,23	82,35

En examinant ce tableau, dans les conditions optimales de l'expérience, les taux d'abattement de tous les paramètres de pollution varient de : 56,96% à 97,33% avec le NH_4Cl , 77,61% à 100% avec le NaCl et 37,56 à 80,57% avec le CaCl_2 . Le taux d'abattement de CaCl_2 est légèrement inférieur aux autres taux d'abattement de NH_4Cl et NaCl . Le faible taux d'abattement pour le CaCl_2 se justifie par le fait que, le calcium conduit à la formation d'un dépôt sur la surface des cathodes [108]. Ce qui entraîne une augmentation de résistance ohmique de la solution [9, 108]. Pendant ce temps, la résistance de la cellule et les pertes par effet joule augmentent et le résultat obtenu est alors contraire à celui escompté. Au cours de l'électrolyse, on constate que la tension aux bornes des électrodes augmente lorsqu'on utilise le CaCl_2 comme électrolyte support (figure 37).

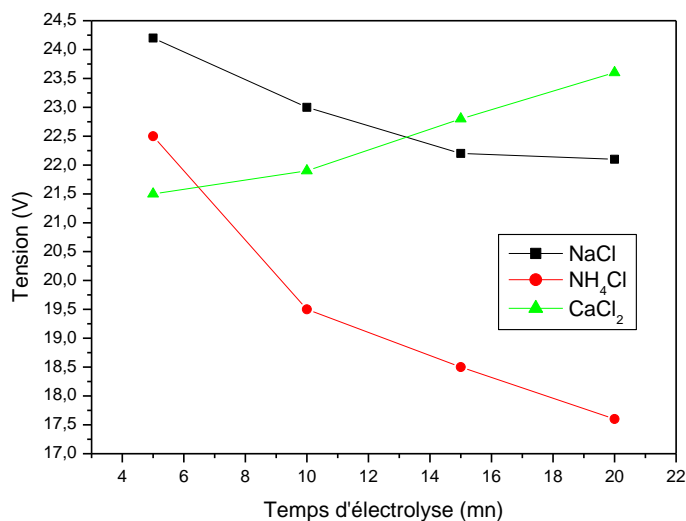


Figure 37: Evolution de la tension de l'utilisation de quelques électrolytes supports en fonction du temps d'électrolyse

Le phénomène d'augmentation de la tension n'est pas observé avec les autres électrolytes. On observe sur la figure 37 plutôt une diminution de la tension au fur et à mesure que le temps de traitement augmente. Le NaCl est plus efficace que d'autres électrolytes support utilisés, car il fournit des taux d'élimination des polluants légèrement plus élevés. L'addition de NaCl conduira également à la diminution de la consommation d'énergie en raison de l'augmentation de la conductivité. Pour la suite du travail, le NaCl sera utilisé à cause des meilleurs taux d'abattement obtenus.

3.8- Influence de la concentration de NaCl

Pour établir le lien entre la conductivité et les taux d'abattement de quelques paramètres de pollution (MES, Turbidité, DCO, DBO₅), des séries d'essais sont effectués avec différentes concentrations de NaCl : 2,5; 3; 3,5; 4; 4,5 et 5 g/L ce qui correspond à des conductivités variant de 5 à 10 mScm⁻¹. La concentration initiale de l'effluent est de 1 g/L de lait dissous. Les résultats obtenus sont représentés sur le figure 38.

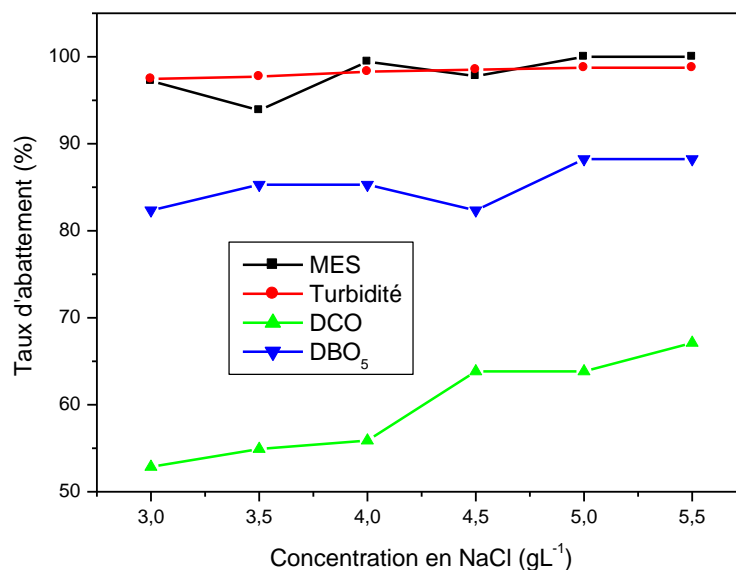


Figure 38 : Evolution du taux d'abattement de quelques paramètres de pollution en fonction de la variation de la concentration de NaCl

L'effet de la concentration de l'électrolyte support (NaCl) sur l'élimination de quelques paramètres de pollution (MES, Turbidité, DCO et DBO₅) a été examiné pour différentes concentrations de NaCl. Pour étudier cet effet de concentration de l'électrolyte support, le travail a été effectué dans les conditions optimales des densités de charge, de courant et du pH. En observant la figure 37, lorsque la concentration de NaCl dans le milieu augmente, on constate une augmentation de taux d'abattement de tous les paramètres de pollution de l'ordre de 52,87 à 100%. Pour des concentrations variant de 3 à 4 g/L de NaCl, les taux d'abattement croissent de 97,21 à 97,77% pour les MES, de 97,46 à 98,52% pour la turbidité, de 52,87 à 63,83% pour la DCO et de 82,35 à 85,35% pour la DBO₅. Pour des concentrations supérieures à 4g L⁻¹, les taux d'abattement croissent jusqu'à atteindre 100% pour les MES, 98,74% pour la turbidité, 67,12% pour la DCO et 91,17% pour la DBO₅. Les taux d'élimination des paramètres de pollution sont d'autant plus élevés lorsque la salinité devient importante. Ce résultat est habituellement constaté dans la littérature et peut être expliqué par l'effet catalytique des ions chlorure sur les électrodes. Les ions chlorure empêchent le phénomène de passivation qui résulte du dépôt de précipité sur la surface des électrodes. Ils permettent aussi d'augmenter la vitesse de dissolution anodique du métal [133].

L'ajout de NaCl est donc bénéfique pour le passage du courant à travers la cellule d'EC. Toutefois, une concentration de sel élevée, peut être à l'origine du phénomène de corrosion ce qui peut engendrer une surconsommation des électrodes en aluminium [76]. Ainsi, l'ajout de NaCl a un impact significatif sur l'efficacité d'élimination de polluants. Dans

notre cas, nous préconisons une quantité de 5g/L de NaCl à rajouter pour augmenter la conductivité de la solution. Cette quantité de NaCl permet de prévenir la dissolution rapide des électrodes et permet d'avoir un rendement appréciable. Les travaux de thèse [8] en étudiant l'amélioration de la technique de défluoruration par le procédé d'électrocoagulation bipolaire a trouvé une quantité de 0,5 g/L de NaCl pour avoir des bons résultats en ce qui concerne le taux d'abattement. Le rajout d'un sel ne peut se faire que dans le cas où l'effluent à traiter a une conductivité très faible, généralement inférieure à 1,5 mS/cm qui est la conductivité idéale pour un bon traitement par électrocoagulation.

Une étude approfondie est menée pour étudier l'effet de variation de la concentration de sel de fond sur l'énergie électrique spécifique consommée et la tension aux bornes des électrodes. Les résultats de cette étude sont représentés sur la figure 39.

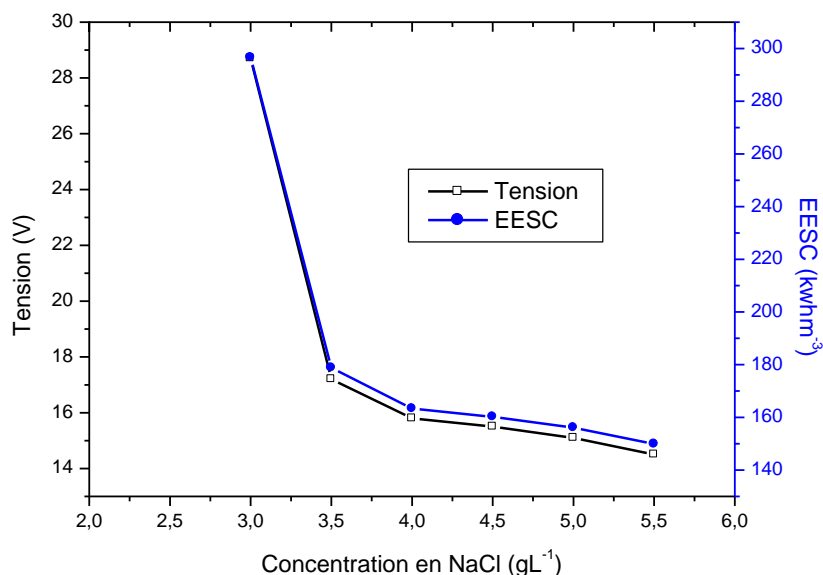


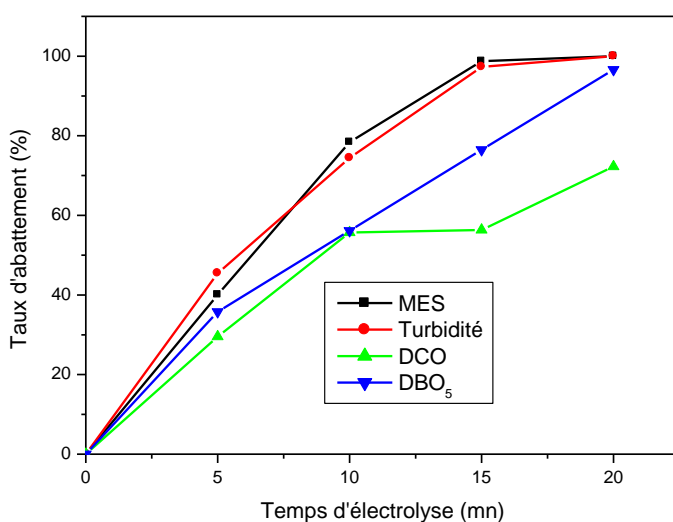
Figure 39 : Evolution de la tension de l'EESC en fonction de la variation de la concentration de NaCl.

En observant cette figure 39, on observe que l'augmentation de la concentration de sel de fond dans les conditions optimales de l'expérience par ajout de NaCl, la tension aux bornes des électrodes diminue progressivement de 28,7 à 14,5 V. L'énergie électrique spécifique consommée chute de 296,6 à 149,9 kWh/m³. Pour des faibles concentrations, la tension nécessaire pour imposer la gamme d'intensité et permettre le tracé des courbes sont presque à la limite de la capacité du générateur (30 V). La diminution de la différence de potentiel d'électrolyse peut être liée à la chute de résistance ohmique de la solution et/ou à une diminution de la surtension anodique. Il est à noter que la surtension cathodique ne peut avoir

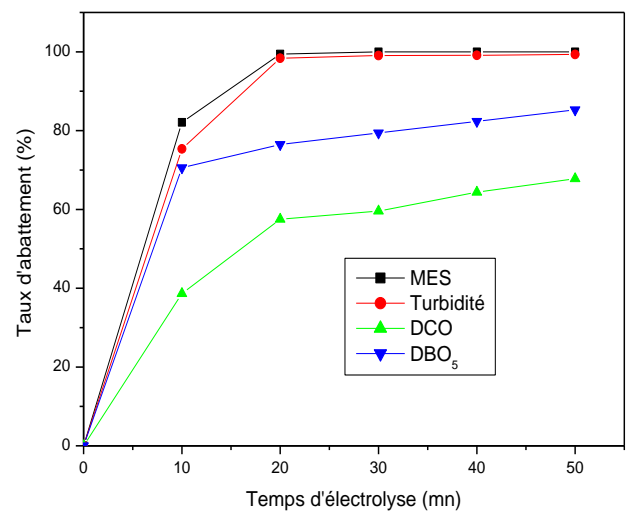
lieu dans notre cas puisqu'aucun précipité n'est formé sur la surface de la cathode [136]. L'énergie électrique consommée, qui est proportionnelle à la tension et l'intensité de courant décroît. L'augmentation de la salinité de la solution permet ainsi de diminuer le coût opérationnel tout en minimisant l'intensité de courant appliquée et la tension aux bornes des électrodes. Une petite quantité de sel de fond utilisé n'a pas un impact sur le coût du traitement car le sel de fond de surtout le NaCl utilisé peut être trouvé sur le marché facilement et a un bon prix. Cela induit directement sur le coût de la consommation énergétique. La diminution de ces deux paramètres (EESC et la tension), permet de montrer combien de fois le procédé d'électrocoagulation est bénéfique, efficace à un coût d'exploitation plus faible par rapport aux autres procédés de traitement des eaux usées.

3.9- Effet de surface active

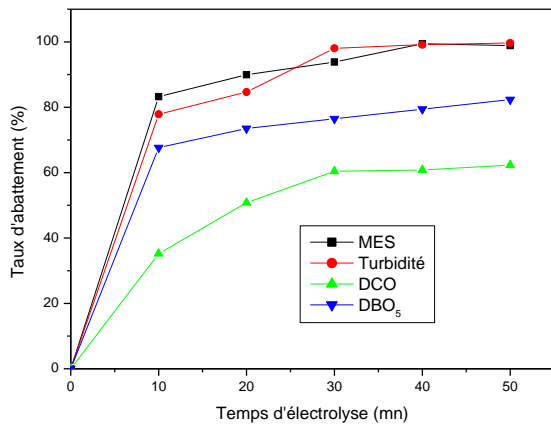
Après l'optimisation des paramètres les plus importants du procédé d'électrocoagulation en mode bipolaire avec 20 électrodes. Une étude est menée sur l'influence de la surface active sur l'efficacité du procédé par une diminution du nombre des électrodes « sacrificielles ». Nous rappelons qu'en mode bipolaire, les électrodes « *sacrificielles* » supplémentaires sont placées entre les deux électrodes monopolaires et celles-ci sont les seules connectées à la source de courant. La figure 40 montre l'évolution du temps nécessaire de traitement pour atteindre les meilleurs taux d'abattement des paramètres de pollution (Turbidité, MES, DCO, DBO₅).



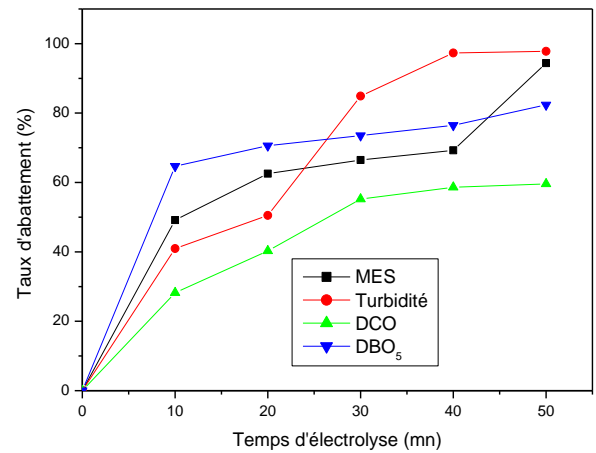
$S = 1,23 \text{ m}^2$



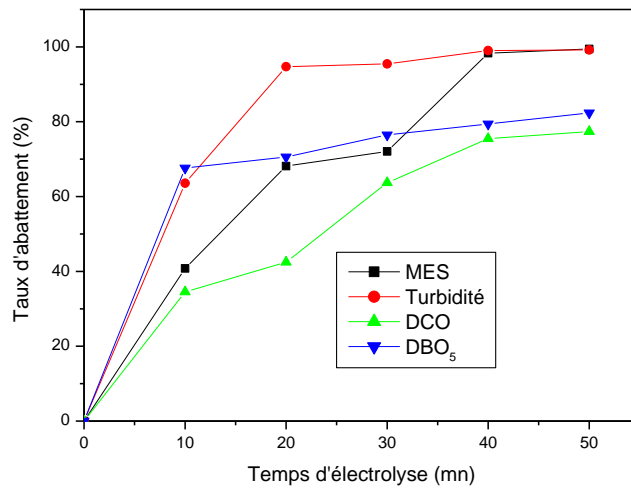
$S = 1,10 \text{ m}^2$



$$S = 0,97 \text{ m}^2$$



$$S = 0,84 \text{ m}^2$$



$$S = 0,71 \text{ m}^2$$

Figure 40: Evolution du taux d'abattement de quelques paramètres de pollution en fonction de la variation de la surface active des électrodes.

Comme nous pouvons le constater sur la figure 40, lorsque la surface active des électrodes diminue de $1,23 \text{ m}^2$ à $0,71 \text{ m}^2$, les taux d'abattement diminuent progressivement. Pour l'intervalle de temps de traitement variant entre 10 à 20 mn, les taux d'abattement restent faibles. Cela se justifie par la formation progressive dans le milieu des ions Al^{3+} et des formes monomères et polymères. Pour des temps supérieurs à 20 mn, on constate que ces taux d'abattement augmentent progressivement. Les seuils de 50% d'abattement ont été dépassés pour des temps supérieurs à 30mn. L'augmentation du taux d'abattement s'explique par une libération suffisante des ions Al^{3+} électrogénérés dans le milieu. Cette augmentation de la concentration des ions Al^{3+} favorise la formation des espèces monomères et polymères

responsables de la déstabilisation des polluants. On assiste par la suite à une clarification de l'effluent sous l'effet de la floculation et décantation.

Dans les conditions optimales de la densité de charge et de courant avec 20 électrodes, les taux d'abattement sont de l'ordre de 68,94 % à 100% après 20mn de traitement. Ce pendant, dans le cas de la diminution de la surface active, on constate que ce temps a augmenté. Au lieu de 20mn de traitement, nous sommes passé à 30mn voir même au delà pour atteindre des meilleurs taux d'abattement obtenus précédemment avec 20 électrodes. Cela s'explique par le fait que plus les surfaces anodiques et cathodiques sont petites ; plus la quantité de cations métalliques formés ainsi que des entités $\text{Al}(\text{OH})_3$ servant de sites d'adsorption est moindre plus le taux d'élimination des polluants est faible. Il est évident que, plus la surface active diminue, plus la quantité d'aluminium dissoute qui contribue à la formation des floes diminuent aussi sous l'application d'un courant. L'efficacité de dépollution par EC [99] est d'autant plus grande que la surface des électrodes est grande et cela pour une meilleure distribution de coagulant généré électrochimiquement.

Ces observations corroborent avec plusieurs travaux de thèse [8 ; 91], qui ont fait une étude comparative sur l'EC à électrodes bipolaires (5 et 4) électrodes. Le choix d'un nombre d'électrodes de 20 qui correspond à une surface de $1,23 \text{ m}^2$ a été donc retenu. En utilisant une surface active de $1,23 \text{ m}^2$, nous avons obtenus des meilleurs taux d'élimination des polluants en 20 mn de traitement. Les études menées sur l'influence du nombre des électrodes nous ont permis de tracer la figure 41. Cette figure représente la variation du nombre des électrodes en fonction de la tension aux bornes des électrodes.

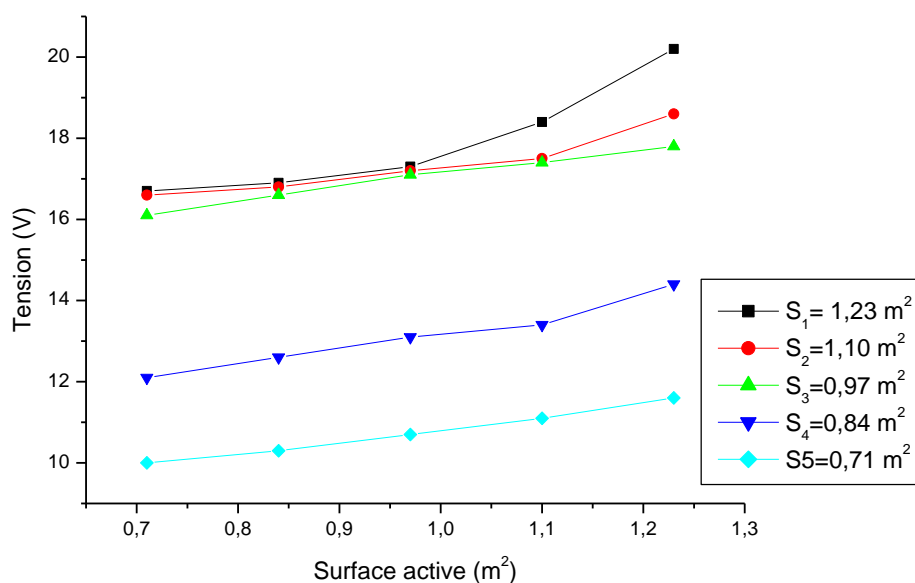


Figure 41 : Evolution de la tension en fonction de la variation de la surface active des électrodes

A la lecture de cette figure 41, on constate qu'au cours de l'électrolyse, la tension aux bornes des électrodes diminue progressivement lorsque la surface active diminue. En même temps, la tension aux bornes des électrodes augmentent très peu pour une même surface active. Une augmentation de la surface active des électrodes lors du procédé d'électrocoagulation nécessite une augmentation de la charge imposée. Les voltages induits lors du processus électrolytique oscillent légèrement en fonction de la résistance ohmique de l'effluent et de la surface active. La tension peut être réduite aux bornes des électrodes par une diminution de la surface des électrodes. Une diminution du nombre des électrodes entraîne une baisse de la résistance de la cellule. Dans un électrolyseur, les résistances s'additionnent lorsque le nombre des électrodes augmente. Cela est valable quelque soit le mode électrique de branchement. Plus la résistance augmente c'est-à-dire le nombre des électrodes, plus la tension aux bornes des électrodes devient importante.

3.10- Effet de la teneur initiale en lait

L'objet de ces essais est d'étudier l'influence de la concentration initiale du lait sur le taux d'élimination des polluants par le procédé d'électrocoagulation. Nous voulons dans cette partie, étudier l'efficacité de notre procédé d'électrocoagulation sur les eaux usées contenant des fortes charges polluantes. Pour ce faire, tous les autres paramètres, autre que la concentration initiale, ont été fixés, à savoir, la densité de charge ($37,21 \text{ CL}^{-1}$), la densité de courant ($0,650 \text{ A.m}^{-2}$) et le sel de fond a salinité en NaCl ($4,5 \text{ g/L}$). Au cours de l'électrolyse, on fait varier la concentration initiale du lait de $0,5 \text{ g/L}$ à 2 g/L .

Le suivi de l'évolution des paramètres de pollution en fonction du temps d'électrolyse (20 mn) pour les différentes concentrations initiales est représenté sur la figure 42.

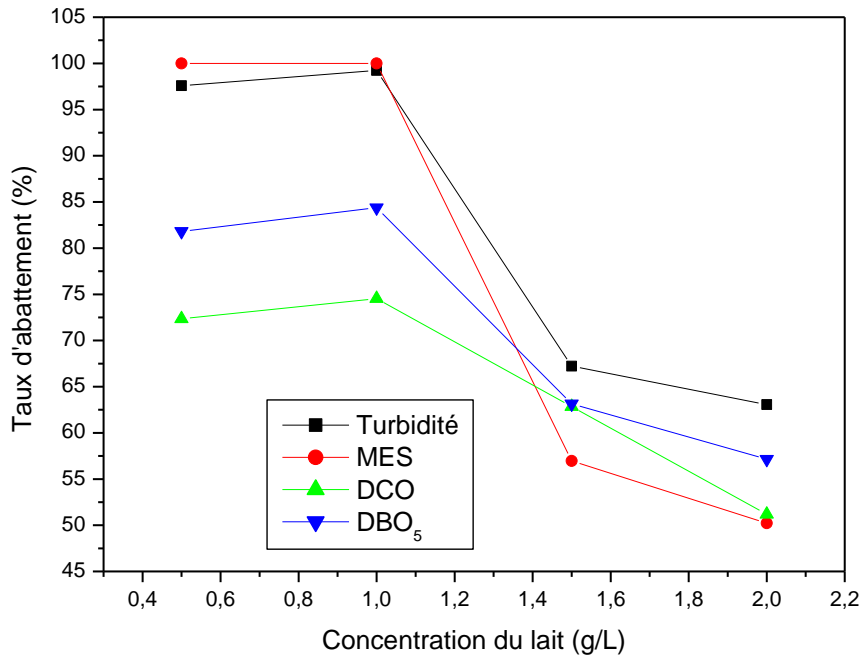


Figure 42: Evolution du taux d'abattement de quelques paramètres de pollution en fonction de la variation de la concentration initiale en lait

A la lecture de cette figure 42, on constate que, les différentes concentrations en lait donnent des taux d'abattement qui évoluent de manières semblables. Lorsque la concentration en lait augmente de 0,5 g/L à 2 g/L, les taux d'abattement de quelques paramètres de pollution décroissent. On peut en déduire par conséquent que plus la concentration initiale est petite plus l'efficacité de traitement est meilleure. Ce faible taux d'abattement des paramètres de pollution est dû à la quantité insuffisante d'hydroxyde d'aluminium nécessaire à la coagulation. Il en ressort que, le traitement électrolytique des eaux usées de plus en plus chargées nécessite plus de temps réactionnel pour atteindre les meilleurs taux d'élimination des polluants. Pour augmenter les taux d'élimination des polluants, il s'avère indispensable d'augmenter la densité de courant. Plus la densité de courant est importante, plus la quantité des espèces monomères et polymères responsable de la déstabilisation des polluants augmente. L'étude de l'effet de la teneur en lait sur la tension et la conductivité est faite et représentée sur la figure 43.

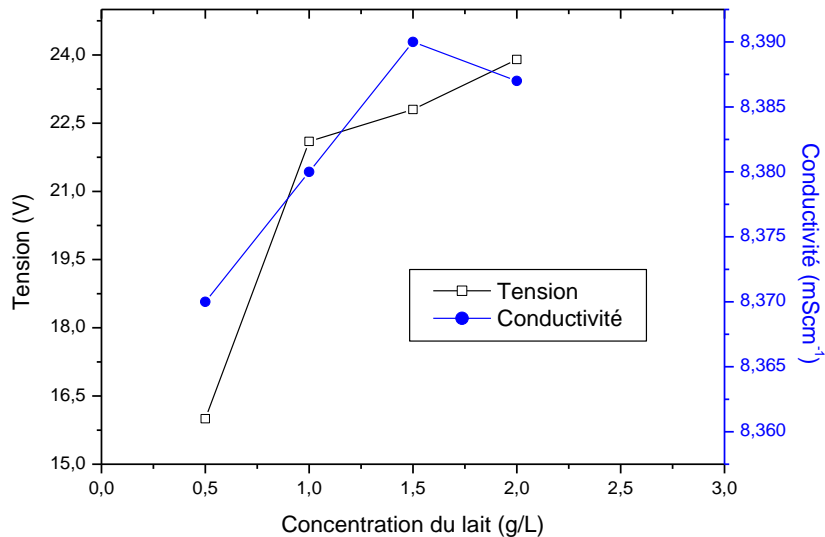


Figure 43: Evolution de la tension et de la conductivité en fonction de la variation de la concentration initiale en lait.

Nous constatons sur la figure 43 que la variation de la conductivité de la solution n'est pas significative, elle reste constante autour de $8,3 \text{ mScm}^{-1}$, alors que la concentration du polluant augmente de 0,5 à 2 g/L. La conductivité ne varie presque pas au cours de l'électrolyse, lorsque la concentration du lait augmente. Ceci serait dû à l'absence dans le lait des particules ioniques pouvant augmenter considérablement la conductivité de la solution. Cette conductivité dépend par conséquent uniquement de la concentration de l'électrolyte support. L'augmentation de la teneur en lait n'influe pas sur la conductivité tandis que celle de l'électrolyte support a un effet significatif.

Lorsque la concentration du lait augmente, la tension aux bornes des électrodes augmente légèrement. Nous pouvons justifier l'augmentation de cette tension par l'augmentation de la résistance ohmique de l'effluent. Lorsque la charge polluante devient importante, la résistance de la cellule et les pertes par effet joule deviennent importantes [9]. Le phénomène de l'effet joule qui se traduit par une augmentation de la température de l'effluent peut entraîner une augmentation de la dissolution cathodique [9]. Pour diminuer l'augmentation de la tension lorsque l'effluent devient de plus en plus chargé, il est nécessaire d'augmenter la concentration de l'électrolyte support.

3.11- Etude des paramètres économiques des réacteurs d'EC

De nombreux travaux sur l'électrocoagulation ont porté sur la consommation énergétique en termes d'énergie électrique spécifique consommée (EESC) [99]. Cette énergie

a souvent été étudiée en fonction des paramètres de l'EC d'une façon générale. L'énergie électrique spécifique consommée est une fonction de la tension appliquée à la cellule électrochimique. Rappelons que ce calcul de l'énergie ne tient pas compte de l'énergie consommée par la pompe.

3.11.1- Consommation d'énergie et des électrodes

La consommation de l'énergie et des électrodes est l'un des paramètres les plus importants qui permettent d'évaluer le coût opérationnel du traitement. Lors de l'électrolyse, une intensité de courant est imposée et une tension est relevée aux bornes du générateur. L'énergie électrique spécifique consommée au cours de l'électrolyse est exprimée par la relation suivante :

$$EESC = \frac{U \cdot i \cdot t}{V} \quad (40)$$

EESC: Energie électrique spécifique consommée : KWh/m³

U : Tension appliquée (V)

i : Intensité de courant imposée (A)

t : Durée de l'électrolyse (h)

V : Volume de l'effluent traité en m³

L'énergie électrique spécifique consommée au cours de ce procédé d'EC dans les conditions optimales est répertoriée dans le tableau ci-dessous:

Tableau XII: Tableau comparatif de l'énergie électrique spécifique consommée

	Réacteur de type A	Réacteur de type B
Densité de charge (CL ⁻¹)	105,26	37,21
Densité de courant (A.m ⁻²)	1,18	0,650
EESC (KWh)	0,256	0,137

Il est possible de quantifier dans notre cas d'étude la quantité d'aluminium consommée au cours de l'électrolyse. On calcule la quantité des ions Al³⁺ électrogénérés au cours du traitement par électrocoagulation en appliquant la loi de Faraday (équation 27) par défaut car le traitement est continu. On ne pourra peser les électrodes au court du traitement car elles sont arrangées de telle manière à les peser à la fin de la durée du traitement qui est de 50 mn. Les calculs sont récapitulés dans le tableau ci-après.

Tableau XIII: Relatif à la quantité des ions Al^{3+} électrogénérés

	Réacteur de type A	Réacteur de type B
Densité de charge (CL^{-1})	105,26	37,21
Densité de courant ($A.m^{-2}$)	1,18	0,650
Masse Al^{3+} électrogénérée (g)	0,495	1,674

3.11.2- Coût opérationnel

Dans le calcul du coût opérationnel, la main d'œuvre, l'entretien, la déshydratation des boues et autres dispositions sont supposés fixes et ne sont pas inclus dans le calcul [135]. Le coût opérationnel est exprimé par la relation suivante :

$$\text{Coût opérationnel total de traitement} = \alpha C_{\text{énergie}} + \beta C_{\text{électrode}} \quad (41)$$

$C_{\text{énergie}}$ = Consommation énergétique

$C_{\text{électrode}}$ = Quantité d'aluminium électrogénérée

α et β sont des variables obtenus du prix du marché en FCFA

α = Prix de l'énergie électrique (65 FCFA/KWh)

β = Prix du matériel de l'électrode (1350 FCFA/Kg) pour l'aluminium

Tableau XIV: Tableau comparatif du coût opérationnel de traitement par EC

	Réacteur de type A	Réacteur de type B
Densité de charge (CL ⁻¹)	105,26	37,21
Densité de courant (A.m ⁻²)	1,18	0,650
Volume du réacteur (L)	5,7	25,8
Quantité de boue produite (Kg/j)	4,45	18,42
Quantité de boue produite (Kg/an)	1692,75	6722
Volume d'effluent épuré (L/j)	207	938
Volume d'effluent épuré (L/an)	75 657	344246
Quantité de Al ³⁺ dissoute en g/j	35,64	120,5
Consommation de Al ³⁺ en Kg/an	13	44
Prix de vente de 1Kg de Al ³⁺ (FCFA)	1350	1350
Coût de consommation en électrode par jour	48,11	162,7
Coût total de consommation en du métal dissout (Al ³⁺) par an	17 550	59400
Energie électrique spécifique consommée (KWh/j.m ³)	0,768	0,411
Energie électrique consommée (KWh/an.m ³)	280	150
Tarif de consommation en KWh (CFA)	65	65
Coût énergétique/jour	49,92	26,72
Coût énergétique/an	18 220	9750
Coût opérationnel total de traitement/j (CFA)	98,03	189,4
Coût opérationnel total de traitement/an (CFA)	35 770	69 150

En comparant les coûts opérationnels, nous constatons que le dispositif pour 20 électrodes est moins coûteux que pour 10 électrodes. Le volume de l'effluent traité avec le réacteur de type B (25,8 L) est sensiblement 5 fois celui du réacteur de type A (5,7 L). Pour un volume de 5,7 L pour le réacteur de type A, le coût opérationnel est de 35 770 FCFA par an. Pour le réacteur de type B, pour un volume de 25,8 L, le coût opérationnel est de 69 150 FCFA par an. Si nous multiplions par 5 le coût opérationnel du traitement avec le réacteur de type A, on arrive à un coût opérationnel de l'ordre de 178 850 FCFA. Ce coût opérationnel est largement supérieur si nous travaillons avec le réacteur de type B

(69 150 FCFA) pour un volume de 25,8 L. D'après ces calculs, le réacteur du type B est bénéfique du point de vue efficacité dans l'élimination des polluants et du coût opérationnel annuel de traitement. Après avoir optimisé le réacteur conçu sur les effluents artificiels, nous allons passer à la mise en application sur les effluents réels de différentes origines.

3.12- Application du réacteur conçu pour le traitement des eaux usées domestiques et de l'abattoir

Le but est d'évaluer l'efficacité du procédé d'électrocoagulation en utilisant le réacteur conçu à l'échelle de laboratoire sur des eaux usées réelles à savoir : les eaux usées domestiques et de l'abattoir.

3.12.1- Déroulement de l'étude

Ce travail a été réalisé sur les eaux usées domestiques au Camp-SIC de Mendong et les eaux usées de l'abattoir de Etoudi. Les eaux usées domestiques du Camp-SIC de Mendong sont drainées à partir des réseaux d'égout secondaire jusqu'au collecteur principal des égouts. Ces eaux sont déversées directement dans le milieu naturel sans traitement préalable (Voir photo 1 et 2 ci-dessous).



Photo 1 : Arrivée du réseau d'égout des EUD de Camp-Sic Mendong sur le site de déversement



Photo 2 : Déversement des EUD de Camp-Sic Mendong du réseau d'égout pour l'exutoire

Les prélèvements instantanés ont été effectués entre 09 h et 09 h30 à la sortie du réseau d'égout. Pour les eaux usées d'abattoir, le prélèvement s'est fait à 06 h15mn. Ces heures corroborent avec la période de pointe des activités aux niveaux des ménages et des abattoirs. Ces prélèvements se font pendant la période sèche et non pluvieuse pour éviter la dilution des eaux usées par la pluie. Les flacons contenant les EU à traiter ont été transportés automatiquement au laboratoire. Les analyses et le traitement sont effectués dans les trois premières heures qui suivent les prélèvements. Un volume $V = 10 \text{ L}$ d'échantillon est prélevé sur le terrain et diluer au tiers pour faire le traitement en utilisant le procédé à électrode bipolaire.

3.12.2- Influence du procédé d'électrocoagulation sur le traitement des eaux usées domestiques et d'abattoir

Pour étudier l'efficacité du réacteur B d'électrocoagulation conçu au laboratoire sur les eaux usées réelles, nous avons maintenu fixe les densités de courant ($14,4 \cdot 10^{-5} \text{ Acm}^{-2}$) et de charge ($37,25 \text{ CL}^{-1}$). Pour mieux comprendre et exploiter les données, nous sommes obligés de faire le prélèvement et de relever la tension aux bornes du générateur toutes les 5mn. Durant cette phase, l'effet de l'optimisation du paramètre d'électrocoagulation sur quelques paramètres de pollution a été évalué. Les tableaux XVIII et XIX contiennent les

valeurs limites et les valeurs avant et après traitement ainsi que le taux d'abattement. Les résultats ont permis de tracer les figures 44 et 45.

Tableau XV : Valeurs pour l'eau usée domestique de Camp-Sic de Mendong

Paramètre	Unité	Valeurs limites	Avant traitement	Après traitement	Taux d'abattement(%)
MES	mg/L	10	146	0	100
Turbidité	NTU	15	253	20,1	92,05
DCO	mg/L	200	3245	210	93,52
pH	Unité pH	6,5-9	6,73	6,90	

Tableau XVI : Valeurs pour l'eau usée d'abattoir de Etoudi

Paramètre	Unité	Valeurs limites	Avant traitement	Après traitement	Taux d'abattement(%)
MES	mg/L	10	1442	19	100
Turbidité	NTU	15	1484	35	92,05
DCO	mg/L	200	5400	300	94,44
pH	pH	6,5-9	7,18	7,69	

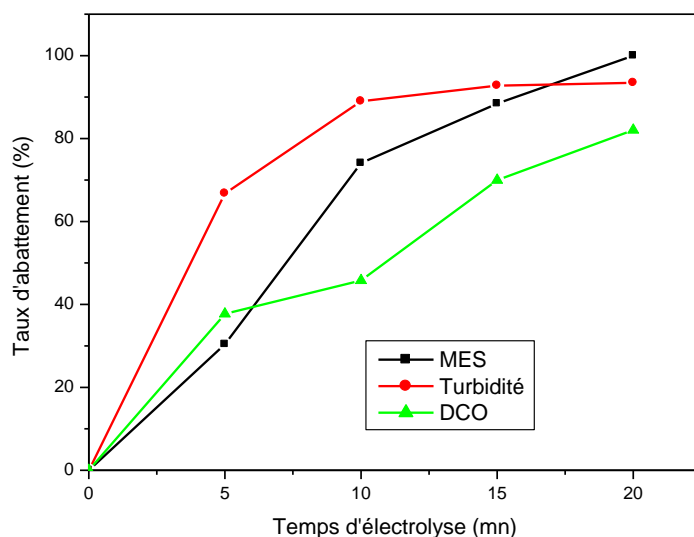


Figure 44 : Evolution du taux d'abattement de quelques paramètres de pollution au cours du temps d'électrolyse pour les eaux usées Camp-Sic de Mendong

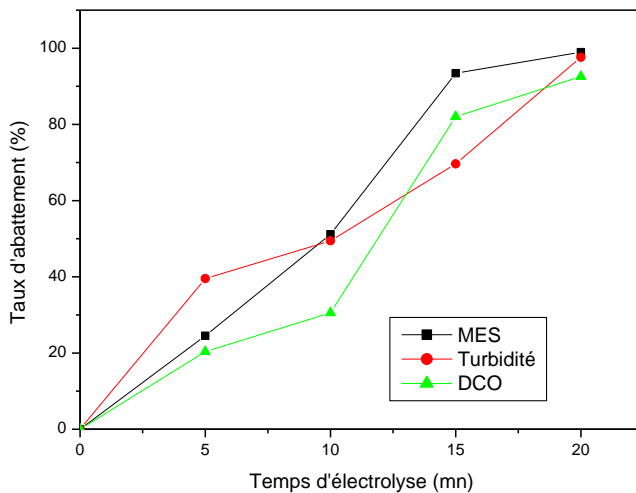


Figure 45 : Evolution du taux d'abattement de quelques paramètres de pollution au cours du temps d'électrolyse pour les eaux usées de l'abattoir d'Etoudi

En suivant l'évolution des taux d'abattement représentée sur les figures 44 et 45 en fonction de temps, nous constatons que les courbes présentent un comportement presque similaire. Au bout de 5mn de traitement, on observe un faible taux d'abattement de la MES et DCO. Ce faible taux d'abattement montre que nous sommes au début du processus d'électrolyse. En effet, la loi de Faraday peut être employée pour décrire le rapport entre la densité de courant, le temps de réaction dans la cellule d'électrocoagulation et la quantité d'aluminium mis en jeu (équation 27). En effet, une faible production des ions Al^{3+} dans le milieu avec un temps d'électrolyse très court a pour corolaire la formation en solution de très petite quantité de particules du solide $Al(OH)_3$ responsables de la coagulation et de la fixation des polluants en solution, ce qui aboutit à un faible taux d'abattement. Après 10mn de traitement, la concentration des ions Al^{3+} dans le milieu augmente ce qui justifie l'amélioration du taux d'abattement. Il fallait attendre 20mn de traitement qui correspond exactement aux conditions optimale des densités de courant et de charge au moment du traitement de l'effluent laitier préparé au laboratoire pour avoir les meilleurs taux d'abattement. Le maximum d'abattement des paramètres de pollution est atteint dans la même condition optimale que celui obtenu lors de l'utilisation d'effluent synthétique. Dans ces conditions, les taux d'abattement suivants sont obtenus :

- pour les eaux usées domestiques de Camp-SIC de Mendong : 100% pour la MES, 92,05% pour la Turbidité et 93,52% pour la DCO ;
- pour les eaux usées d'abattoir de Etoudi : 98,96% pour la MES, 97,64% pour la turbidité et 94,44% pour la DCO.

Les taux d'abattement élevés peuvent s'expliquer par la formation dans le milieu des complexes monomères et polymères responsable de la déstabilisation des particules dans l'effluent. Ce résultat prouve que la circulation du liquide accompagné par un dégagement des bulles d'hydrogène dans le réacteur permet de bonnes conditions de rencontre entre les floccs et les polluants en solution. La production de bulle de gaz est bénéfique pour une grande performance d'élimination du polluant par flottation sans aucun rajout de gaz ou augmenter la vitesse de recirculation. Aux alentours du pH neutre, les bulles sont de petites tailles en vue de leur diamètre et permettent une flottation efficace. Par ailleurs le taux de production des bulles d'hydrogène est important et leur taille diminue lorsque la densité de courant augmente. Tous ces effets sont bénéfiques pour une élimination efficace du polluant par flottation [99]. Ce résultat confirme que les réactions électrochimiques et chimiques mises en exergue dans la phase d'utilisation d'effluent laitier préparé au laboratoire sont effectives. Cependant en regardant tous ces rendements, avec ces pourcentages élevés, on ne peut que dire que le traitement est satisfaisant et que les performances sont bonnes. En revanche, en regardant les valeurs des différents paramètres pour les eaux traitées, on se rend compte que la valeur de la DCO obtenue lors du traitement des eaux usées d'abattoir (300 mg/L) est au dessus de la norme requise (200 mg/L). Pour remédier à cela, il faut soit modifier les paramètres d'électrocoagulation ou soit augmenter le temps d'électrolyse. Cela peut avoir un coût supplémentaire sur le traitement. Mais toute fois le procédé reste efficace pour le traitement des eaux usées d'abattoir. Au cours de l'électrolyse, les bactéries sont éliminées grâce à la production des ions hypochlorites qui jouent le rôle de désinfectant. Pour une quantité faible de courant (0,1A), les bactéries sont éliminés dans l'effluent [100]

Au cours de l'électrolyse, nous avons étudié l'influence de la densité de charge et de la densité du courant sur le pH final. Cette variation du pH est représentée sur la figure 46.

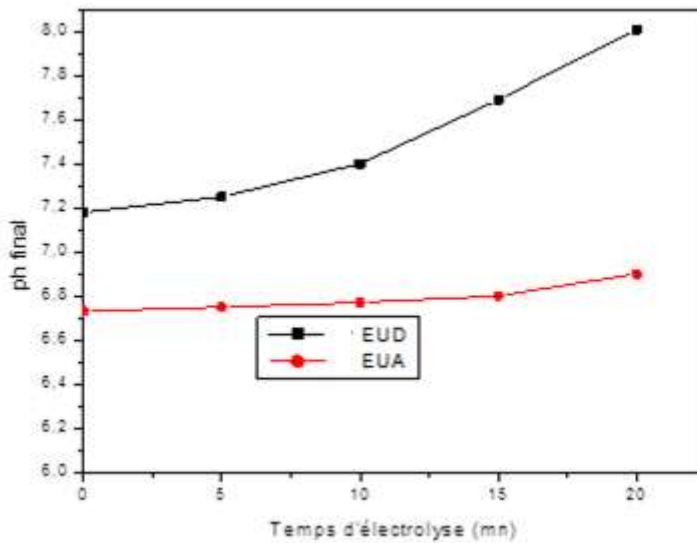


Figure 46 : Evolution du pH final en fonction du temps de l'électrolyse

En observant la figure 46, nous constatons une augmentation du pH de 6,73 à 6,90 pour les EUD et de 7,18 à 8,01 pour les EUA. Le pH a une influence non négligeable sur la vitesse d'élimination des polluants. Il affecte la spéciation de l'aluminium qui a une influence significative sur le mécanisme de dépollution. Cette évolution dépend du pH initial, en raison de la production et la consommation des ions OH^- au cours de l'EC, ce qui permet d'éviter une variation brusque du pH de la solution. L'évolution du pH au cours de l'électrolyse est responsable de la formation de la forme amphotère $\text{Al}(\text{OH})_3$ qui a son tour responsable de la formation des floccs. Les valeurs des pH des eaux usées réelles (avant traitement) sont de 6,73 et 7,18. Dans la littérature, c'est aux alentours de ces valeurs de pH que le traitement est efficace. L'aluminium se trouve majoritairement sous forme d'hydroxyde et la formation des complexes. L'augmentation du pH au cours de l'électrolyse se justifie par la réaction de réduction de l'eau à la cathode qui libère les ions OH^- . Cette observation est la même lorsque nous avons utilisé une solution artificielle du lait préparé au laboratoire. Un autre paramètre important à étudier est l'évolution de la tension au cours de l'électrolyse. Cette évolution est représentée sur la figure 47.

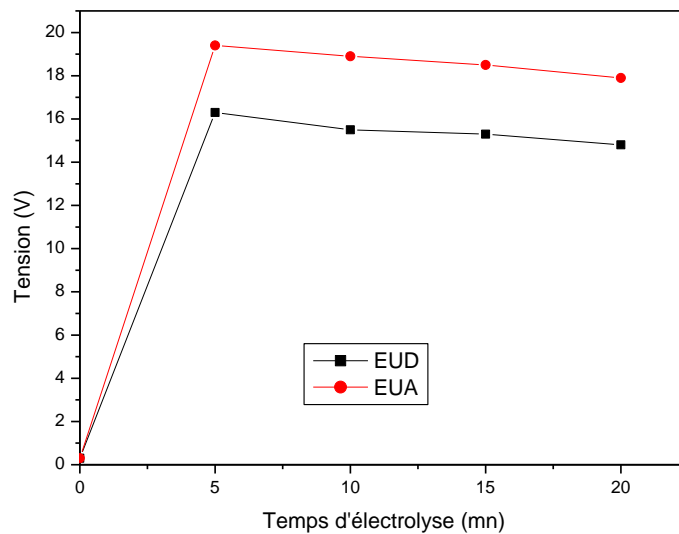


Figure 47 : Evolution de la tension en fonction du temps de l'électrolyse

En regardant la figure 47, on constate que la tension décroît linéairement au cours de l'électrolyse. La tension diminue légèrement de 18,7 V à 17,9 V aux bornes du générateur pour les eaux usées d'abattoir. Pour les eaux usées domestiques cette tension diminue de 16 V à 14,5 V. Cette diminution de tension au cours de l'électrolyse a été observée au moment d'utilisation de l'effluent synthétique. D'après la figure 44, la tension aux bornes du générateur de courant est restée plus élevée au cours du traitement des eaux usées d'abattoir par rapport aux eaux usées domestiques. Nous pouvons justifier cette faible diminution de la tension par la charge polluante des eaux usées d'abattoir. Les eaux usées domestiques contiennent plus des ions que les eaux usées d'abattoir. Les eaux usées d'abattoir sont riches en matière organique ce qui justifie cette forte tension. Au cours de l'électrolyse plus d'ions sont formés et libérés dans les eaux usées domestiques que dans les eaux usées d'abattoir. Plus l'effluent est chargé, plus la tension aux bornes du générateur est élevée. Pour pallier au problème de tension, on pourra augmenter la conductivité de l'effluent en ajoutant le sel de fond. Cette augmentation de la conductivité peut conduire à une chute de la tension. Pour avoir un bon rendement avec le procédé d'électrocoagulation, il faut que la solution soit conductrice. La figure 48 représente le coût en énergie électrique spécifique consommée.

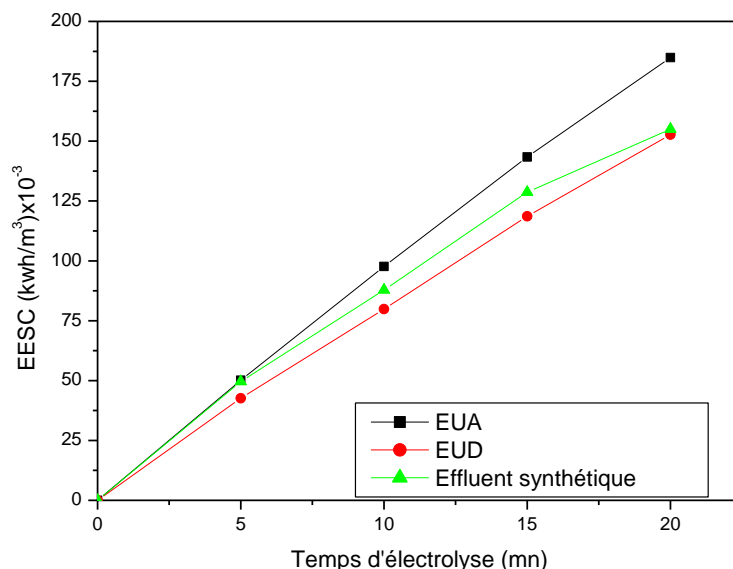


Figure 48 : Evolution de l'EESC en fonction du temps de l'électrolyse

Comme nous montre la figure 48, l'énergie électrique spécifique consommée augmente lorsque la durée d'électrolyse augmente. L'EESC de l'effluent synthétique augmente de 49,61 à 155,04 kwh/m³, celle des eaux usées domestiques de 42,63 à 152,71 kwh/m³ et de 50,13 à 184,88 kwh/m³ pour les eaux usées d'abattoir. Nous pouvons déduire de cette courbe que l'EESC lors du traitement des eaux usées d'abattoir est plus élevée que les deux autres. Nous pouvons justifier cela par la charge de l'effluent et de la composition de l'effluent. Pour remédier à cette différence, nous préconisons soit d'augmenter la quantité de sel de fond soit de diminuer la distance inter-électrode pour ce qui concerne le traitement des eaux usées d'abattoir. L'augmentation de la conductivité par l'ajout de chlorure de sodium est connue pour réduire la tension U entre les électrodes à une densité de courant constante, en raison de la diminution de la résistance de l'eau polluée [77, 99, 134]. La consommation énergétique, qui est proportionnelle à la tension appliquée entre électrodes, devrait donc diminuer. Le traitement des eaux usées domestiques par le procédé d'électrocoagulation est moins coûteux du point de vue de consommation d'énergie par rapport aux eaux usées d'abattoir. On constate aussi que les eaux usées domestiques consomment moins d'énergie que l'effluent synthétique. Cette différence du point de vue de consommation d'énergie se situe au niveau de la composition chimique de l'effluent. Les eaux usées domestiques par rapport à la variabilité de sa composition chimique, de sa provenance et des produits consommés au niveau des ménages qui comportent plus d'ions que les autres effluents.

Dans les conditions optimales de densités de courant et de charge, l'énergie électrique spécifique consommée pour le traitement des eaux usées domestique est de 152,71x10⁻³ kWh

tandis que celle des eaux usées d'abattoir est de $184,88 \times 10^{-3}$ kWh et $155,04 \times 10^{-3}$ kWh/m³ pour l'effluent synthétique. Après ces études, il est important de passer à la caractérisation des boues produites lors d'application du procédé.

3.12.3- Caractérisation des boues produites par la spectroscopie Infra-Rouge des eaux usées réelles

L'analyse des boues produites a été effectuée pour identifier les groupements présents dans la boue et sont représentés sur la figure 49.

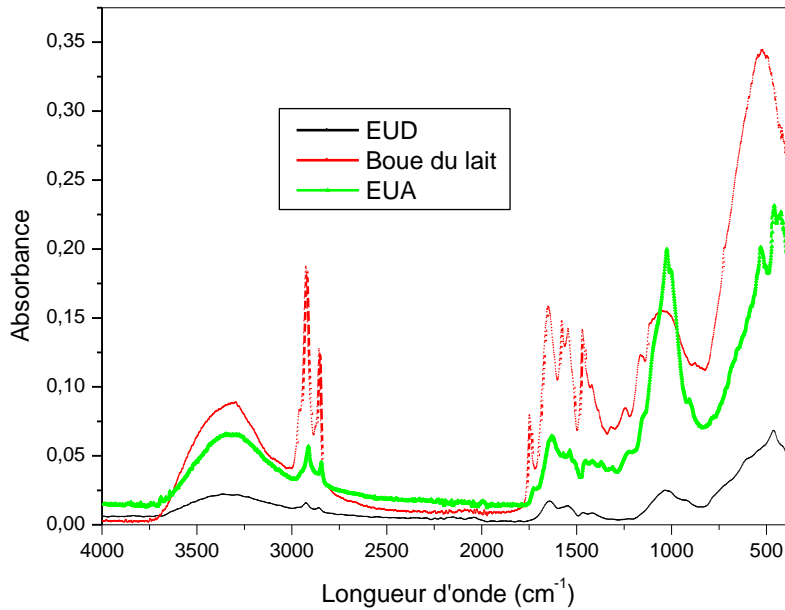


Figure 49 : Spectre IR de superposition des boues produites des eaux usées réelles

En faisant la simulation de ces courbes, on constate effectivement que les courbes ont pratiquement les mêmes allures. En regardant les trois spectres, les spectres de boue des eaux usées d'abattoir et de l'effluent synthétique sont plus intenses que le spectre des eaux usées domestiques. Nous pouvons attribuer la raison de cette différence par la composition chimique de l'effluent qui influe sur la boue produite. Nous pouvons justifier aussi cela par les réactions électrochimiques et couplées à des réactions chimiques qui se déroulent simultanément dans le réacteur d'électrocoagulation. Par contre certains pics apparaissent et d'autres disparaissent, on peut expliquer cela, par les réactions chimiques qui se déroulent lors de la formation des floes. Ces floes sont responsables de la clarification de l'effluent. Le plus souvent entraînés à la surface sous l'effet de la flottation du aux gaz dégagés aux électrodes. Nous pouvons en déduire que les boues issues du procédé d'électrocoagulation ne sont pas toxiques contrairement aux boues issues des traitements biologiques. Les boues produites lors du traitement par le procédé d'électrocoagulation ne peuvent pas subir un second traitement

pour éliminer soit les bactéries ou autres polluants (métaux lourds...). Cela nous montre que les boues produites sont meilleures par rapport aux boues biologiques qui nécessitent un traitement secondaire avant de déverser dans le milieu extérieur. Le second avantage du procédé est que la quantité de boue produite est faible par rapport aux boues biologiques. Après le traitement la qualité de l'eau épurée ainsi que la quantité et la qualité de la boue produite respectent les normes de rejet dans l'environnement. Vu les résultats obtenus et compte tenu des exigences environnementales, le procédé d'électrocoagulation est l'un des meilleurs procédés de traitement qui nécessite d'être utilisé actuellement.

3.13- Conclusion partielle

Ce travail s'était donné pour objectif d'évaluer la performance des deux réacteurs conçus à l'échelle du laboratoire sur un effluent artificiel et deux effluents réels. Les résultats obtenus lors de l'application de ces deux réacteurs montrent que, l'effet de la variation des paramètres d'électrocoagulation (densités de charge et de courant) a un impact significatif sur le traitement. Lors de la variation de ces deux paramètres, les quelques paramètres de la pollution étudiée diminuent et voir atteindre un taux d'abattement de l'ordre de 100%. Le procédé d'électrocoagulation est un procédé qui est très efficace pour le traitement des eaux résiduaires industrielles de différentes origines.

CONCLUSION ET PERSPECTIVES

Le présent travail portait sur la conception de deux réacteurs (pilotes) d'électrocoagulation (Type A et type B) qui peuvent conduire à l'amélioration de la technique de traitement des effluents, et à déterminer les conditions optimales des paramètres d'électrocoagulation (Densité de charge, densité de courant) pour traiter efficacement des eaux de rejet industriel. Les résultats montrent que cette technologie est bien adaptée pour le traitement primaire des effluents complexes pour lesquels les traitements biologiques ont leurs limites.

L'analyse bibliographique a montré qu'elle a été utilisée pour traiter les effluents très variés. Malgré les nombreux travaux publiés sur ce sujet sur un large spectre de types d'effluents avec différents réacteurs et opérant dans des conditions différentes, nous nous sommes intéressés à concevoir et élaborer un réacteur d'électrocoagulation qui permet d'améliorer la technique d'électrocoagulation par l'introduction des électrodes bipolaires, appliqué au traitement des eaux de rejet des industries et en modifiant le positionnement des électrodes dans le réacteur. Pour corriger les manquements dans les autres réacteurs conçus, les électrodes sont placées sous un angle de 7°C par rapport à l'horizontale.

Dans la première partie de cette étude, le procédé d'EC est appliqué sur un effluent synthétique laitier préparé à l'échelle de laboratoire, au cours de laquelle, l'influence de différents paramètres d'électrocoagulation (Densité de courant et de charge) sur quelques paramètres de pollution (MES, Turbidité, PO_4^{3-} , DCO et DBO_5) est effectuée. Les résultats obtenus montrent que, pour une densité de charge optimale de $105,26 \text{ CL}^{-1}(\text{a})$ et $37,21 \text{ CL}^{-1}(\text{b})$, les taux d'abattement suivants ont été obtenus : (Turbidité = $95,77\% (\text{a})$ et $96,50\% (\text{b})$, MES = $98,46\% (\text{a})$ et $98,68\% (\text{b})$, DCO = $33,72\% (\text{a})$ et $64,87\%(\text{b})$ et PO_4^{3-} = $95,93\% (\text{a})$ et $96,72\% (\text{b})$) au bout de 20 mn de traitement. Pour une densité de courant optimale de $1,18 \text{ A.m}^{-2}$ (réacteur de type A) et $0,650 \text{ A.m}^{-2}$ (réacteur de type B), on a obtenu des taux d'abattement de l'ordre de 100% pour (a) et (b) de la Turbidité, $93,03\% (\text{a})$ et 100% (b) de MES, $61,12\% (\text{a})$, $61,92\% (\text{b})$ de DCO et $96,17\% (\text{a})$ à $89,86\% (\text{b})$ en PO_4^{3-} . Pour des valeurs de pH comprises entre 6 et 8 prises dans les conditions optimales de densité de charge et de courant, on constate un fort taux d'abattement (Turbidité : $100\%(\text{a})$, $100\%(\text{b})$; MES : $98,86\%(\text{a})$, $99,32(\text{b})$; DCO : $79,16\%(\text{a}) (\text{b})$ et PO_4^{3-} : $90,74\%(\text{a})$, $94,13\%$). Les quantités de Al^{3+} électrogénérées dans les conditions optimales sont respectivement de $0,495 \text{ g} (\text{a})$ et $1,674 \text{ g} (\text{b})$. La quantité de boue obtenue à la fin du traitement est de $1692,75 \text{ kg/an}(\text{a})$ et

6722 kg/an(b). Il ressort de ce travail que, les paramètres tels que la densité de courant, la densité de charge et le pH initial de l'effluent influencent fortement la dépollution des eaux chargées soient en matière organique ou inorganique.

Une autre étude est portée sur l'influence de la surface active montre qu'une augmentation ou une diminution de la surface active influence sur le procédé. Une augmentation de la surface des électrodes « sacrificielles », réduit l'intensité du courant appliquée et ce, pour une meilleure élimination du polluant.

L'analyse montre que la conductivité ne varie presque pas après le traitement. Par contre, le type d'électrolyte support a un effet sur le traitement. Le meilleur taux d'abattement est obtenu avec l'utilisation de NaCl comme électrolyte support. Tandis que, pour le CaCl₂, on constate qu'un dépôt se forme à la cathode. Cela, peut s'expliquer par la présence des ions carbonate dans l'eau qui réagissent avec les ions calcium.

Le réacteur du type B est avantageux du point de vue efficacité dans l'élimination des polluants et du coût opérationnel annuel de traitement par rapport à celui de type A. Le coût opérationnel est de l'ordre de 35 770 FCFA par an pour le réacteur de type A de volume 5,7 L et de 69 150 FCFA par an pour celui de type B de volume de 25,8 L.

Dans la deuxième partie, le procédé d'électrocoagulation est appliqué sur les effluents réels d'abattoir et des eaux usées domestiques. Le traitement de ces effluents permet d'avoir des taux d'abattement pour les eaux usées domestiques de Camp-SIC de Mendong : 100% pour la MES, 92,05% pour la Turbidité et 93,52% pour la DCO et pour les eaux usées d'abattoir de Etoudi : 98,96% pour la MES, 97,64% pour la turbidité et 94,44% pour la DCO.

Pour les deux types d'effluents réels traités, les résultats montrent que le traitement de l'effluent était efficace quel que soit leur origine. Dans les conditions optimales de densités de courant et de charge, l'énergie électrique spécifique consommée pour le traitement des eaux usées domestique est de $152,71 \times 10^{-3}$ kWh tandis que celle des eaux usées d'abattoir est de $184,88 \times 10^{-3}$ kWh et $155,04 \times 10^{-3}$ kWh/m³ pour l'effluent synthétique.

La dépense en énergie spécifique et la consommation des électrodes, sont inférieures aux valeurs rencontrées dans la littérature concernant les rejets liquides. Les influences respectives de la densité de courant, de la conductivité et du pH initial ont montré des tendances semblables à celles rapportées dans la littérature pour le cas des cellules conventionnelles d'électrocoagulation.

L'analyse des spectres IR de caractérisation des boues produites lors du traitement nous révèle qu'on retrouve dans les boues presque les mêmes composés présents dans l'effluent. Cela nous montre que lors du processus d'électrolyse, les réactions qui se

déroulent dans le réacteur aboutissement à la formation de mêmes composés quel que soit l'origine des eaux usées. Les spectres nous montrent que les réactions électrochimiques couplées avec des réactions chimiques dans la cellule d'électrolyse sont les mêmes et sont responsables de la déstabilisation des particules colloïdales et d'élimination des polluants.

Lorsqu'on fait une étude comparative des résultats obtenus dans le cadre de ce travail avec d'autres résultats obtenus on constate que : Dans leurs travaux [120], ils ont obtenus les taux d'abattement suivants : (DCO, 61%), (phosphore 89%), (nitrate, 81%) et (turbidité, 100%). Dans le cas d'une usine de traitement des effluents laitiers de Gujarat en Indonésie, ils ont obtenus les taux d'abattement suivants : (TDS, 33.30 %), (MES, 93.85 %), (DCO, 94.19 %) and (DBO, 98.19 %) de plus, l'usine a une capacité de traitement de 400m³/jour. Ils ont utilisé quatre procédés différents pour faire le traitement. L'effluent subit dans un premier temps un processus de déshuilage et dégraissage, ensuite une neutralisation suivi d'un traitement physique et à la fin un traitement biologique. D'après ces deux résultats des autres études menées sur le traitement des effluents industriels, nous pouvons dire que les réacteurs conçus au laboratoire ont une grande capacité épuratoire.

PERSPECTIVES

A l'issue de ce travail, un certain nombre de points mériteraient un approfondissement :

- Il serait intéressant de pouvoir réaliser la mesure de la vitesse de l'effluent dans le réacteur ;
- Il serait aussi important d'étudier les caractéristiques hydrauliques des réacteurs ;
- Il est aussi nécessaire de développer un pilote modèle pour appliquer à plusieurs modèles d'effluents ;
- Une étude de la possibilité de valorisation des boues d'électrocoagulation ;
- Une étude pour la séparation des floes produits au moment de la sortie de l'effluent épuré dans les réacteurs.

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

1. M. Khemis, J.P. Leclerc, G. Valentin and F. Iapicque, «*Electrocoagulation for the treatment of oil suspensions: relation between the rates of electrodes reactions and the efficiency of waste removal*», *Process safety and Environmental Protection* **83** (2005) 50-57
2. S. Castillo de Campins: «*Etude d'un procédé compact de traitement biologique aérobie d'effluents laitiers*», Thèse de doctorat de l'Institut National des Sciences Appliquées de Toulouse, 2005 p. 7
3. E. Lacasa, P. Canizares, C. Sáez, F. J. Fernández, M. A. Rodrigo, «*Removal of nitrates from groundwater by electrocoagulation*», *Chemical Engineering Journal* **171** (2011) 1012–1017.
4. C.J.Lin, S.C. Lo, C.Y. Kuo and C.H. Wu, «*Pilote-scale electrocoagulation with bipolar aluminum electrode for on-site domestic greywater reuse*», *Journal of Environmental Engineering*, **131** (3) (2005) 491-495.
5. C.C. Yang and G. Kravets, «*Removal of cadmium in leachate from waste alumina beads using electrochemical technology*», *Chemical Engineering Communication*, **189** (2002) 827-848.
6. C. Tej Tanneru, S. Chellama, «*Mechanisms of virus control during iron electrocoagulation Microfiltration of surface water*», *Water Research* **46** (2012) 2111-2120.
7. A.M. Sandoval, R. Fuentes, J.L. Nava, I. Rodríguez, «*Fluoride removal from drinking water by electrocoagulation in a continuous filter press reactor coupled to a flocculator and clarifier*», *Separation Purification Technologies* **134** (2014) 163-170.
8. A. Ouerdia, «*Amélioration de la technique de défluoruration par le nouveau procédé d'électrocoagulation bipolaire*», Mémoire de Magister, Université MOULOUD MAMMERI de TIZI-OUZOU (Algérie), (2008), p.49-52, 73-88
9. T. Picard ; «*Contribution à l'étude des réactions aux électrodes en vue de l'application à l'électrocoagulation*» Thèse de Doctorat, Université de Limoges, France (2000) p. 19, 22-23, 59, 65-69, 129.
10. Le cahier des chroniques scientifiques, VEOLIA Environnement, Numéro 10 / Effluents industriels / mai 2007.

11. De Cuyper K., «*Les caractéristiques des eaux usées domestiques*». Tribune de l'eau. **13** (45-46), 1992. 7-19.
12. P. Mauvieux «*Impact, enjeu et cadre réglementaire*», Colloque Pollutec sur "les déchets graisseux: quelles solutions et à quels coûts?", 2001, Paris (Fr.): p.5.
13. A. Mizi. «*Traitement des eaux de rejets d'une raffinerie des corps gras région de BEJAIA et valorisation des déchets oléicoles*», Thèse de doctorat. Université de Badji, ANNABA. 2006.
14. M. Annaba., «*Traité l'environnement*». Technique de l'ingénieur. 2006, Volume G1210.
15. E. Koller, «*Traitement des pollutions industrielles: Eau, Air, Déchets, Sols, Boues*», DUNOD. PARIS. Avril 2004.
16. M.Doré «*Chimie des oxydants et traitement des eaux*. Tec. Doc. Lav., 1989, Paris.
17. G. Marin «*Point sur l'épuration et le traitement des effluents. Technique et Documentation*» 1982.
18. Lavoisier, P. C. Adams, Y. Wang, K. Loftin et M. Meyer. «*Removal of antibiotics from surface and distilled water in conventional water treatment processes*». Journal Environment Engineering, **128**(3), 2002, 253-260
19. A. Shane; W. Paul; Y. Yeomin; L. David «*Pharmaceuticals, personal care products, and endocrine disruptors in water: Implications for the water industry*», Environmental Engineering Science, **20**(5), 2003, 449-469.
20. J. P. Beadry- «*Traitement des eaux*», les éditions le griffon d'argile. Québec. Canada .1984
21. F. Galaf et S. Ghannam. «*Contribution à l'élaboration d'un manuel et d'un site web sur la pollution du milieu marin*». Mémoire d'ingénieur d'état. Université HASSAN II. RABAT. ROYAUME du MAROC. 2003.
22. M. Vourch, B. Balannec, B. Chuafer, G.Dornage, «*Treatment of dairy wastewater for reuse using reverse osmosis*», Desalination **219**(2008) 190-202.
23. A.Lateef, M.N., Chaudhry, S.Ilyas, «*Biological treatment of dairy wastewater using activated sludge*», ScienceAsia **39** (2013)179–185.
24. D.P. Harush, U.S.Hampannavar, M.E.Mallikarjunaswami, «*Treatment of dairy wastewater using aerobic biodegradation and coagulation*», Int.J. Environ. Sci. Res. **1**(1) (2011) 23-26.

25. N.B. Singh, R. Singh and M. Manzer, «*Wastewater management in dairy industry: pollution abatement and preventive attitudes*», Int. J. Sci., Environ. Technol. **3 (2)** (2014) 672 – 683.
26. D. Kone, «*Épuration des eaux usées par lagunage à microphytes et à macrophytes en Afrique de l'ouest et du centre: état des lieux, performances épuratoires et critères de dimensionnement*», thèse de doctorat de l'école polytechnique fédérale de Lausanne, 2002, p.2-10.
27. D. Belghyti, Y. El Guamri, G. Ztit, My. L. Ouahidi, M. B. Joti, A. Harchrass, H. Amghar, O.Bouchouata, K. El Kharrim et H. Bounouira, «*Caractérisation physico-chimique des eaux usées d'abattoir en vue de la mise en œuvre d'un traitement adéquat : cas de Kénitra au Maroc*», Afrique SCIENCE **05(2)** (2009) 199 – 216.
28. Nagne et F. Brissaud, «*Etude des limites de l'épuration par infiltration sur sable des eaux usées fortement chargées en matières oxydables de l'abattoir de Ougadougou au Burkina Faso*». Sud Sciences & Technologies. N°9. Décembre 2002.
29. D.I. Massé and L. Masse, «*Treatment of slaughterhouse wastewater in anaerobic sequencing batch reactors*». 2000a Canadian Agricultural Engineering. Vol. **42**, No. 3. 131-137.
30. M. Asselin, J.-F. Blais, P. Drogui et H. Benmoussa, «*Utilisation de l'électrocoagulation pour le traitement des eaux usées d'abattoir*». 21e Congrès régional de l'est du Canada de l'Association Canadienne sur la Qualité de l'Eau. Québec, 4 novembre 2005.
31. C. François et D. Moustafa, «*Festival des sciences de la ville*» Séminaire. France.2005.
32. J. P. Beadry, «*Traitement des eaux*», les éditions le griffon d'argile. Québec. Canada .1984
33. Technique de l'ingénieur, «*Traitement physicochimique de la pollution soluble*». Volume G1270.
34. J. Pronost, R. Pronost, «*Office internationale de l'eau*», Décembre 2002.
35. www.citesenchampagne.net.
36. C. Baar, V. Letevre et all. «*Traitement des eaux usées (1)*». Université libre de Bruxelles. 2005.
37. www.inrs.fr consulté le 06 février 2011

38. V. Caprio, R. Andreozzi, A. Insola, R. Marotta and R. Sanchirico, «*Advanced oxidation processes for the treatment of mineral oil-contaminated wastewaters*». *Water Resource*. **34**, 620-628, (2000)
39. www.univ-ubs.fr. consulté le 06 février 2011
40. L. Citeau. «*Etude des colloïdes naturels présents dans les eaux gravitaires des sols contaminés*», Unité de science du sol. Versailles et INA-PG. 2004.
41. Wastewater Engineering, «*Treatment and Reuse*», MetCalf Eddy, Editions McGraw Hill, 4^{ème} édition, 2003
42. C. Desjardins. «*Simulation et étude en laboratoire de la floculation lestée Mémoire de maîtrise des sciences appliquées*», École polytechnique de Montreal 1999.
43. J.K. Euahn et all. *Colloids Surface*. (1992).
44. A.Bachoc, G, Chebbo Caractérisation des solides en suspension dans les rejets pluviaux urbains. Journée des Sciences et Techniques de l'Environnement, Paris, 1992.
45. Satin et Selmi, «*Guide Technique de l'Assainissement*», Editions Le Moniteur, 2^{ème} édition, 1999
46. J. Rodier, «*L'Analyse de l'eau*», , Editions DUNOD, 8^{ème} édition, 1996
47. <http://www.scitrav.com> consulté le 25 mars 2012
48. <http://www.degremont.com> consulté le 12 mai 2012
49. <http://www.scitrav.com> consulté le 15 mai 2012
50. <http://www.oieau.fr> consulté le 04 juin 2012
51. <http://www.mef.gouv.qc.ca> consulté le 06 juin 2012
52. E. Brodart et al. «*Modélisation statistique d'une usine de traitement de l'eau potable*». Rencontres Internationales Eau et Technologies Avancées. Montpellier 1989.
53. F.Berne. «*Traitements des eaux usées, épuration des eaux résiduaire de raffinage*».
54. Eaux usées et assainissement. Les traitements adaptés. C.C.I TROYES 2002.
55. G. A Abdelkader., «*Épuration Biologique Des Eaux Usées Urbaines "Tome 1 et 2"*».O.P.U. Alger. 1984.
56. Eaux usées et assainissement. Les traitements adaptés. C.C.I TROYES 2002.
57. www.gedo.fr/ficheconseil/traiteau/guidea.htm consulté le 21 décembre 2012

58. D.Zerouali «*Traitement des eaux résiduaires. Centre inter- entreprises de formation industrielle*». Séminaire. 2000.
59. Dégremont «*Memonto Technique De L'eau. Huitième édition*. 1978.
60. Dégremont «*Memonto Technique De L'eau*» 1998 "Tome 1 et 2"
61. C. Boutin et al. «*Filières adaptées aux petites collectivités*» 1997.
62. www.servicecanada.gc.ca. Consulté le 21 décembre 2012
63. Document technique FNDAE n°22. Document internet, consulté le 23 décembre 2012.
64. P. Cooper, P. A Griffin «*review of the design and performance of vertical-flow and hybrid reed bed treatment*». 1999.
65. G. Chen, «*Electrochemical technologies in wastewater treatment*», Separation Purification Technology **38** (2004) 11–41.
66. M. Khemis, J.P. Leclerc, G. Valentin and F. Lapique, «*Electrocoagulation for the treatment of oil suspensions: relation between the rates of electrodes reactions and the efficiency of waste removal*», Process safety and Environmental Protect **83** (2005) 50-57
67. Ö. Hanay, H. Hasar, «*Effect of anions on removing Cu^{2+} , Mn^{2+} and Zn^{2+} in electrocoagulation process using aluminum electrodes*» »Journal of Hazardous Materials **189** (2011) 572–576
68. O. Yahiaoui, H. Lounici*, A.Pauss and N. Mameri « *traitement des margines par un procédé couplant l'ultrafiltration et un réacteur bipolaire a électrodes en fer planes* ».
69. I. Zongo, A. H. Maig, J. Wéthé, G. V., J. P. Leclerc, G. Paternotte, F. Lapique, «*Electrocoagulation for the treatment of textile wastewaters with Al or Fe electrodes: Compared variations of COD levels, turbidity and absorbance*», Journal of Hazardous Materials **169** (2009) 70–76.
70. Un. Tezcan, A. S. Koparal, U. B. Ogutveren «*Electrocoagulation of vegetable oil refinery wastewater using aluminum electrodes*», Journal of Environmental Management **90** (2009) 428-433.
71. I. ZONGO, « *Etude expérimentale et théorique du procédé d'électrocoagulation : Application au traitement de deux effluents textile et d'un effluent simulé de tannerie* », Thèse de doctorat de l'Institut National Polytechnique de Lorraine, France (2009) p.19-23.
72. M.Y.A. Mollah, R. Schennade, J.Parga, D.L. Cocks, «*Fundamentals, present and future perspectives of electrocoagulation*», Journal of Hazardous Materials, **B84** (2001) 29-41

73. M. BENNAJAH, « *Traitement des rejets industriels liquide par électrocoagulation/électroflotation en réacteur airlift* », Thèse de doctorat de l'Institut National Polytechnique de Toulouse, France, 2007, p.10-15, 19-21
74. J.R. Parga, D.L. Cocke, V.Valverde, J.A Gomes, H.Moreno, M.Weir, D.Mencer, « *Characterization of electrocoagulation for removal chromium and arsenic* », Chemical Engineering and technology, **28** (2005b) 605-612
75. X.Chen, G.Chen, P.L.Yue, « *Electrocoagulation and electroflotation of restaurant wastewater* », Journal of Environmental Engineering, **126** (2000a) 858-863.
76. M. Kobya H. Hiza, E. Senturka, C. Aydinera, E. Demirbasb « *Treatment of potato chips manufacturing wastewater by electrocoagulation* » Desalination **190** (2006) 201–211.
77. Nafaâ Adhoum, Lotfi Monser, « *Decolourization and removal of phenolic compounds from olives mill wastewater by electrocoagulation* », Engineering and Processing **43** (2004) 1281-1287
78. A.E. Yilmaz, R. Boncukcuoglu, M.K. Muhtar, K. Bülent, « *The investigation of parameters affecting boron removal by electrocoagulation method* », Journal of Hazardous Materials **17** 160-165 (2005)
79. M. Behbahani, M.R. Alavi Moghaddan, M.Arani, « *Techno-economical evaluation of fluoride removal by electrocoagulation process : Optimization through response surface methodology* », Desalination **271** (2011), 209-218
80. M. Pocięcha, D. Lestan, « *Using electrocoagulation for metal and chelant separation from washing solution after EDTA leaching of Pb, Zn and Cd contaminated soil* », Journal of Hazardous Materials **174** (2010), 670-678
81. M. Khemis, J-P Leclerc, G. Tanguy, G.Valentin, F. Lapique, « *Treatment of industriel liquid wastes by elctrocoagulation : experimental investigation and an overall interpretation model* », Chemical Engeneering Journal, **61**, 3602-3609 (2006)
82. A. Hector, M. Castillas, L. David, A. Jewel, A.G. Gomes, P. Morkovsky, J.R Parga, Eric Petersour, « *Electrocoagulation mechanism for COD removal* », Separation Purificaion Technology, **204-211** (2007).
83. M. ASSELIN, « *Utilisation de l'électrocoagulation dans le traitement des eaux usées industrielles chargées en matière organique* », thèse de doctorat de l'Institut national de recherches scientifique, Centre Eau, Terre et Environnement, Université du Québec, 2007, p.48.
84. M.H. El Masry, O.M. Sadek et W.K. Mekhemer « *Purification of raw surface water using electrocoagulation method* » water Air Soil Pollution, **158** (2004) 373-385.

85. P.R Kumar., S. Chaudhari, K.C. Khilar et S.P. mahajan « *Removal of arsenic from water by electrocoagulation* » Chemosphere, **55** (2004) 1245-1252.
86. W. Phutdhawong, S. Chowwanapoonpohn et D. Buddhasukh « *Electrocoagulation and subsequent recovery of phenolic compounds* » Analytic Sciences 16 (2000) 1083-1084.
87. O.T. Can, M. Kobya, E. Demirbas, M. Bayramoglu « *Treatment of the textile wastewater by combined electrocoagulation* » Chemosphere **62** (2006) 181–187.
88. X. Chen, G. Chen, Po L. Yue « *Investigation on the electrolysis voltage of electrocoagulation* » Chemical Engineering Science **57** (2002) 2449–2455.
89. J.R.Parga, D.L.Cocke, V.Valverde, J.A.G.Gomes, M.Kesmez, H.Moreno, M.Weir, D.Mencer, « *Characterization of electrocoagulation for removal of chromium and arsenic* », Chemical Engineering and Technology, **28** (2005b), 605-612.
90. D.Ghosh, C.R Medhi., M.K.Purkait, « *Treatment of fluoride containing drinking water by electrocoagulation using monopolar and bipolar electrode connections* », Chemosphere, **73** (2008), 1393-1400.
91. V. Pallier, « *Elimination de l'Arseenic par Coagulation Flocculation et Electrocoagulation d'Eaux Faiblement Minéralisées* », thèse de doctorat de l'Université de Limoges (France), 2008, p.97-98.
92. N.Mameri, A.R.Yeddou, H.Lounici, D.Belhocin, H.Ghrib, H.bariou, « *Defluoruration of septentrional Sahara water using bipolar aluminum electrodes* », Water Research **32** (1998) N°5, 1604-1612.
93. X.Chen, G.Chen, P.L.Yue, « *Investigation on the electrolysis voltage of electroagulation* », Chemistry Engineering Sciences **57**, (2002), 2449-2455.
94. J.Q.Jiang, N.Grahan, C.André, J.H.Kelsall, N.Brandou, « *Laboratory study of elctro-coagulation-flotation for water treatment* », Water research, **36(16)**, (2002) 4064-4078.
95. X.Chen, G.Chen, P.L.Yue.. « *Separation of pollutants from restaurant wastewater by electrocoagulation* ». Separation and Purification Technology, **19**(2000b), 65-76.
96. I. A. Sengil, M. Oracan, « *The decolorization of C.I. Reactive Black 5 in aqueous solution by electrocoagulation using sacrificial iron electrodes* », Journal of Hazardous Materials **161** (2009) 1369–1376
97. X. Chen, G. Chen, P.L. Yue, « *Investigation on the electrolysis voltage of electrocoagulation* » Chemical Engineering. Sciences, **57**, 2449–2455 (2002).
98. N. Daneshvar, A.R. Khataee, A.R. A. Ghadim and 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, in press march 2007.

99. Y. Avsar , U. Kurt, T. Gonullu, « *Comparison of classical and electrochemical processes for treating rose processing wastewater*», Journal of Hazardous Materials, **148**, 340-345 (2007).
100. A.C. Ndjomgoue Yossa, C.P. Nansou-Njiki, I.M. Kengne, E. Ngamen, «*Effect of electrode material and supporting electrolyte on the treatment of water containing Esherichia Coli by electrocoagulation*», Int. J. Environ. Sci. Technol. **12**, 2103-2110.
101. M.Y.A. Mollah, P. Morkovsky, J.A.G. Gomes, M. Kesmez, J.R. Parga, D.L. Cocke, «*Fundamentals, present and future perspectives of electrocoagulation*», Journal of Hazardous. Materials, **114**, 199–210 (2004).
102. E. Lacasa, P. Canizares, C.S., J. Francisco « *Removal of nitrates from groundwater by Electrocoagulation*» Fernández, Manuel A. Rodrigo, Chemical Engineering Journal **171** (2011) 1012–1017
103. J.L. Trompette, H. Vergnes, C. Coufort «*Colloids and Surfaces A: Enhanced electrocoagulation efficiency of lyophobic colloids in the presence of ammonium electrolytes*» Physicochemical Engineering Aspects **315** (2008) 66–73
104. N. Chairungsi, K. Jumpatong, P. Suebsakwong, W. Sengpracha, W. Phutdawong et D. Buddhasukh «*Electrocoagulation of quinine pigments*», Molecules, **11** (2006), 514-522.
105. M.Y.A. Mollah, R. Schennach, J.R. Parga et D.L. Cocke, «*Electrocoagulation (EC)-science and applications*», Journal of Hazardous Materials, **B 84** (2001), 29-41.
106. A. Alinsafi, M. Khemis, M.N. Pons, J.P. Leclerc, A. Benhammou et A. Nejmeddine, « *Electrocoagulation of reactive dyes and textile wastewater* », Chemical Engineering Process, **44** (2005), 461-470.
107. E. Keshmirizadeh, S. Yousefi, M. K. Rofouei, «*An investigation on the new operational parameters effective in Cr (VI) removal efficiency: Study on electrocoagulation by alternating pulse current*», Journal of Hazardous Materials, **190** (2011) 119-124.
108. N.P. Meunier, P. Drogui, C. Gouvernec, G. Mercier, R. Hausler et J.F. Blais, « *Removal of metals in leachate from sewage sludge using electrochemical technology*», Environment Technology, **25** (2004), 235-245.
109. G. Chen, «*Electrochemical technologies in wastewater treatment*», Separation and Purification Technology, **38** (2004), 11-41.

110. I.S. Calvo, J.P. Leclerc, G. Tanguay, M.C. Cames, G. Paternotte, G. Valentin, A. Rostan et F. Lopicque, «*An electrocoagulation unit for the purification of soluble oil wastes of high COD*», *Environment Progress*, **22**(1) (2003), 57-65.
111. C.L. Lai, et K.S. Lin, «*Sludge conditioning characteristics of copper chemical mechanical polishing wastewaters treated by electrocoagulation*», *Journal of Hazardous Materials*, **B 136** (2006), 183-187.
112. I. Beauchesne, N. Meunier, P. Drogui, R. Hausler, G. Mercier et J.F. Blais, «*Electrolytic recovery of lead in used lime leachate from municipal waste incinerator* », *Journal of Hazardous Materials*, **120** (1-3) (2005), 201-211
113. R. Laridi, P. Drogui, H. Benmoussa, J.F. Blais et J.C. Auclair, «*Removal of refractory organic compounds in liquid swine manure provided from a biofiltration process using electrochemical treatment*», *Journal Environment Engineering* **131** (9) (2005), 1302-1310.
114. H. Inan, A. Dimoglo, H. Simisek et M. Karpuzeu, «*Olive oil mill wastewater treatment by means of electro-coagulation* », *Separation and Purification Technology*, **36** (2004), 23-31.
115. X. Chen, G. Chen, Po Lock Yue, «*Separation of pollutants from restaurant wastewater by electrocoagulation*», *Separation and Purification Technology* **19** (2000) 65–76.
116. R.S. Bejankiwar, «*Electrochemical treatment of cigarette industry wastewater: feasibility study*», *Water Resources*, **36** (2002), 4386-4390.
117. M.M Emamjomeh et M. Sivakumar, «*An empirical model for defluoridation by batch monopolar electrocoagulation/flotation (ECF) process*», *Journal of Hazardous Materials*, **B 131** (2006), 118-125
118. <http://www.eco-via.com> consulté le 18 août 2015
119. S. Tchamango, C. P. Nanseu-Njiki, E. Ngameni, D. Hadjiev, A. Darchen, «*Treatment of dairy effluents by electrocoagulation using aluminium electrodes*», *Science of the Total Environment* **408** (2010) 947–952.
120. Yalcın Sevki Yildiz, Ali Savas, Koparal, Sahset İrdemez, Bulent Keskinler, «*Electrocoagulation of synthetically prepared waters containing, high concentration of NOM using iron cast electrodes*», *Journal of Hazardous Materials* **B139** (2007) 373–380.
121. S. R. Tchamango Jiankam, «*Implication des procédés électrolytiques dans les processus de dépollution: cas de l'électrocoagulation appliquée au traitement de divers*

- effluents aqueux* », thèse de doctorat de l'Université de Yaoundé 1, 2009, p.69-75, 94-112.
122. G. Mouedhen, M. Fiki, 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.
 123. M. Zaied, N. Bellakhal, « *Electrocoagulation treatment of black liquor from paper industry* », Journal of hazardous Materials **163** (2009) 995-1000.
 124. X. Chen, G. Chen, Po L. Yue, « *Separation of pollutants from restaurant wastewater by electrocoagulation* », Separation and Purification Technology **19** (2000) 65–76.
 125. 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.
 126. O.T. Can, M. Bayramoglu, « *The effect of process conditions on the treatment of benzoquinone solution by electrocoagulation* », Journal of Hazardous Materials **173** (2010) 731–736.
 127. I. Ayhan Sengil, Mahmut Ozacar, « *The decolorization of C.I. Reactive Black 5 in aqueous solution by electrocoagulation using sacrificial iron electrodes* », Journal of Hazardous Materials **161** (2009) 1369–1376.
 128. M. Malakootian, H.J. Mansoorian, M. Moosazadeh, « *Performance evaluation of electrocoagulation process using iron-rod electrodes for removing hardness from drinking water* », Desalination **255** (2010) 67–71.
 129. S. Bayar, Y. Ş. Yıldız, A. E. Yılmaz, Ş. İrdemez, « *The effect of stirring speed and current density on removal efficiency of poultryslaughterhouse wastewater by electrocoagulation method* », Desalination **280** (2011) 103–107.
 130. J. Labanowski, V. Pallierb, G. Feuillade-Cathalifaud, « *Study of organic matter during coagulation and electrocoagulation processes: Application to a stabilized landfill leachate* » Journal of Hazardous Materials **179** (2010) 166–172.
 131. P. K.Holt, G. W.Barton, C. A.Mitchell, « *The future for electrocoagulation as a localized water treatment technology* » Chemosphère 59 (3) (2005) 355-367.
 132. 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** (2) (2005) 117-123.

133. M. Bayramoglu, M. Kobya, OT. Can, M.Sozbir «*Operating cost analysis of electrocoagulation of textile dye wastewater*» *Separation and Purification Technology* 2004; **37**: 117-125.
134. M. Behbahani, M.R. Alavi Moghaddama, M. Arami, «*Techno-economical evaluation of fluoride removal by electrocoagulation process: Optimization through response surface methodology*», *Desalination* **271** (2011) 209–218.
135. C. Picard «*Transfert de matière dans un biofilm aéré sur membrane* » Thèse de Doctorat de l'Université de Toulouse III, 2011, p.15.

ANNEXE I

1. Caractéristiques hydrauliques des réacteurs et des électrodes

Dimensionnement des réacteurs:

- **Les caractéristiques de la cellule d'électrocoagulation pour le réacteur de type A sont les suivants :**

Largeur (L)=16,7cm

Longueur (ℓ)=22,6cm

Hauteur (h)=18,4cm

épaisseur=4mm

- **Volume normal du réacteur**

$$V_n = L \times \ell \times h = 22,6 \times 16,7 \times 18,4 = 6,9L$$

- **Volume à la ligne d'eau**

$$V_l = (h - 0,9) \times \ell \times h = 18,4 \times 15,9 \times 21,8 = 6,4L$$

NB : (h-0,9cm) par rapport à ligne d'eau

- **Volume des électrodes**

ℓ =15cm

L =15cm

Epaisseur (e)=3mm

Volume des électrodes : $V_e = L \times \ell \times e \times 10 = 0,675L$

NB : 10 représente le nombre d'électrodes dans le réacteur de type A

- **Le volume utile du réacteur**

$$V_u = V_l - V_e = 6,4 - 0,675 \approx 5,7L$$

Le temps de séjour de l'effluent dans le réacteur dépend du débit de la pompe. La durée de traitement dépend de la quantité de métal que l'on dissout.

Selon le débit Q et le volume V de la cellule, le temps de passage est égal à :

$$\tau = \frac{Q}{V}$$

$$\tau = 5,7/240 = 1,42 \text{ mn}$$

2. Les caractéristiques hydrauliques du réacteur de type B sont les suivants :

Longueur (L)=25cm

Largeur (ℓ) =25cm

Hauteur (h) =49,3cm

- **Volume normal du réacteur**

$$V_n = L \times \ell \times h = 30,81L$$

- **Volume à la ligne d'eau**

$$V_l = (h-5) \times \ell \times L = 27,68L$$

NB : (h-5) par rapport à la ligne d'eau

- **Volume des électrodes**

ℓ =25cm

L =12,5cm

Epaisseur (e)=3mm

Volume des électrodes : $V_e = L \times \ell \times e \times 20 = 25 \times 12,5 \times 0,03 \times 20 = 1,875L$

NB : 20 représente le nombre d'électrodes dans le réacteur de type B

- **Le volume utile du réacteur de type B**

$$V_u = V_l - V_e \approx 25,8L$$

ANNEXE II: Tableaux des résultats des analyses effectuées de l'effluent avant et après traitement

(a)						
Durée de traitement (mn)	0	10	20	30	40	50
Densité de charge (CL ⁻¹)	0	52,63	105,26	157,89	210,52	263,15
Densité de courant (Am ²)	0	1,18	1,18	1,18	1,18	1,18
Tension (V)	0,5	8,5	8,4	8,0	7,9	7,9
Conductivité (mScm-1)	9,82	9,79	9,74	9,66	9,57	9,47
Turbidité (NTU)	568	366	24	8,2	1,9	1,8
Taux d'abattement (%)	0	35,5	95,77	98,72	100	100
MES (mgL ⁻¹)	326	36	5	2	0	0
Taux d'abattement (%)	0	88,95	98,46	99,38	100	100
DCO (mgL ⁻¹)	1483	1364	983	773	749	388
Taux d'abattement (%)	0	8,02	33,72	47,87	49,49	73,83
PO ₄ ³⁻ (mgL ⁻¹)	45,5	41,4	1,85	1,59	1,39	0,82
Taux d'abattement (%)	0	9,1	95,93	96,51	96,94	98,20
EESC (KWh/m³)	0	0,124	0,245	0,350	0,462	0,577
Quantité de Al³⁺ dissoute (g)	0	0,247	0,495	0,743	1,991	1,239
Concentration (gL⁻¹)	0	0,043	0,086	0,130	0,174	0,227

	(b)						
	0	5	10	20	30	40	50
Durée de traitement (mn)	0	5	10	20	30	40	50
Densité de charge (CL ⁻¹)	0	9,3	16,6	37,21	55,81	74,42	93,02
Densité de courant (Am ⁻²)	0	0,650	0,650	0,650	0,650	0,650	0,650
Tension (V)	0,3	19,4	16,1	15,8	15,4	15,3	15,1
Conductivité (mScm-1)	10,77	10,25	10,15	9,80	9,75	9,76	9,75
Turbidité (NTU)	429	220	35	15	0	0	0
Taux d'abattement (%)	0	51,28	91,84	96,50	100	100	100
MES (mgL ⁻¹)	152	77	15	2	1	0	0
Taux d'abattement (%)	0	49,34	90,13	98,68	99,34	100	100
DCO (mgL ⁻¹)	783	670	514	275	250	236	185
Taux d'abattement (%)	0	14,43	34,35	64,87	68,07	69,59	76,37
PO ₄ ³⁻ (mgL ⁻¹)	37,5	17	1,98	0,39	0,35	0,32	0,32
Taux d'abattement (%)	0	54,66	94,72	98,96	99,06	99,15	99,15
EESC (kWh/m³)	0	0,0668	0,083	0,163	0,238	0,316	0,390
Quantité de Al³⁺ dissoute (g)	0	0,416	0,831	1,660	2,490	3,324	4,150
Concentration (gL⁻¹)	0	0,016	0,032	0,064	0,096	0,128	0,161

Tableaux 1 : Effet de la variation de la densité de charge sur quelques paramètres de pollution.

(b)							
Densité de charge (CL ⁻¹)	0	37,21	37,21	37,21	37,21	37,21	37,21
Densité de courant (Am ⁻²)	0	0,325	0,406	0,487	0,568	0,650	0,731
Tension (V)	0,3	9,5	11,3	11,5	12,7	13,3	15,0
Conductivité (mScm ⁻¹)	11,64	10,06	10,20	10,31	10,54	10,60	10,72
Turbidité (NTU)	440	98	7,5	4,1	1,8	0	0
Taux d'abattement (%)	0	77,72	98,29	99,06	99,59	100	100
MES (mgL ⁻¹)	198	23	1	0	0	0	0
Taux d'abattement (%)	0	88,38	99,49	100	100	100	100
DCO (mgL ⁻¹)	780	502	467	445	361	297	220
Taux d'abattement (%)	0	35,64	40,12	42,94	53,72	61,92	71,79
PO ₄ ³⁻ (mgL ⁻¹)	28,6	7,3	4,8	3,8	3,1	2,9	2,7
Taux d'abattement (%)	0	74,47	83,21	86,71	89,16	89,86	90,55
EESC (KWh/m³)	0	0,0163	0,116	0,120	0,132	0,137	0,157
Quantité de Al ³⁺ dissoute (g)	0	1,64	1,674	1,674	1,674	1,674	1,674
Concentration (gL ⁻¹)	0	0,065	0,065	0,065	0,065	0,065	0,065

Tableaux 2 : Effet de la variation de la densité de courant sur quelques paramètres de pollution.

ANNEXE IV

(a)						
Densité de charge (CL ⁻¹)	0	105,26	105,26	105,26	105,26	105,26
Densité de courant (A.m ⁻²)	0	1,18	1,18	1,18	1,18	1,18
Tension (V)	0	8,2	7,8	8,2	7,8	7,9
Conductivité (mScm ⁻¹)	11,08	10,15	10,16	9,95	9,79	9,80
pH _{initial}	6,40	2	4	6	8	10
pH _{final}		5,0	6,7	7,10	6,90	7,70
Turbidité (NTU)	587	111	4,4	0	12	318
Taux d'abattement (%)	0	81,09	99,25	100	97,95	45,82
MES (mgL ⁻¹)	265	54	5	3	16	190
Taux d'abattement (%)	0	79,62	98,11	98,86	93,96	28,33
DCO (mgL ⁻¹)	864	698	382	180	474	769
Taux d'abattement (%)	0	19,21	55,78	79,16	45,13	10,99
PO ₄ ³⁻ (mgL ⁻¹)	54	43	9	5	10	40
Taux d'abattement (%)	0	20,37	83,33	90,74	81,48	25,92
SEEC (KWh/m³)	0	0,258	0,258	0,258	0,258	0,258
Quantité de Al³⁺ dissoute (g)	0	0,495	0,495	0,495	0,495	0,495
Concentration (gL⁻¹)	0	0,086	0,086	0,086	0,086	0,086

(b)						
Densité de charge (CL ⁻¹)	0	37,21	37,21	37,21	37,21	37,21
Densité de courant (A.m ⁻²)	0	0,487	0,487	0,487	0,487	0,487
Tension (V)	0	15,5	15,1	14,4	13,6	13,1
Conductivité (mScm ⁻¹)	10,81	13,30	10,75	10,77	10,83	10,78
pH _{initial}	7,1	2	4	6	8	10
pH _{final}	0	3,9	5,4	6,1	6,9	7,8
Turbidité (NTU)	412	263	5,5	0	9,9	312
Taux d'abattement (%)	0	36,16	98,66	100	97,59	24,27
MES (mgL ⁻¹)	149	101	5	1	7	99
Taux d'abattement (%)	0	32,21	96,64	99,32	95,30	33,55
DCO (mgL ⁻¹)	864	698	382	180	474	769
Taux d'abattement (%)	0	19,21	55,78	79,16	45,13	10,99
PO ₄ ³⁻ (mgL ⁻¹)	35,8	9,5	4,3	2,1	8,5	34,5
Taux d'abattement (%)	0	73,46	87,98	94,13	76,25	3,63
SEEC (KWh/m³)	0	0,137	0,137	0,137	0,137	0,137
Quantité de Al³⁺ dissoute (g)	0	1,674	1,674	1,674	1,674	1,674
Concentration (gL⁻¹)	0	0,065	0,065	0,065	0,065	0,065

Tableaux 3 : Effet de la variation du pH initial sur quelques paramètres de pollution.

Contents lists available at [ScienceDirect](http://www.sciencedirect.com)

Process Safety and Environmental Protection

journal homepage: www.elsevier.com/locate/psep


Investigation of the efficiency of a designed electrocoagulation reactor: Application for dairy effluent treatment

Honoré Dieudonné Bassala^{a,b}, Gustave Kenne Dedzo^a, Charles Baudouin Njine Bememba^a, Patrick Marcel Tchekwagep Seumo^a, Joel Donkeng Dazie^a, Charles Pégyu Nanseu-Njiki^{a,*}, Emmanuel Ngameni^a

^a Laboratory of Analytical Chemistry, University of Yaoundé 1, Box 812, Yaoundé, Cameroon

^b Faculty of Sciences, University of Bangui, Box 908, Bangui, Central African Republic

ARTICLE INFO

Article history:

Received 4 March 2017

Received in revised form 9 May 2017

Accepted 2 July 2017

Available online 8 July 2017

Keywords:

Electrocoagulation reactor
Water depollution
Bipolar aluminum electrode
Dairy effluent
Energy consumption
Pilot reactor

ABSTRACT

Here we present a new electrocoagulation reactor operating with 20 aluminum electrodes in bipolar configuration mode. The disposition and the orientation of the electrodes (tilted to form an angle of 7° with respect to the horizontal direction) provide simple handling and efficient condition for electroflotation. The reactor has excellent electrical stability over time due to the good circulation that prevents the accumulation of flocs on the electrodes. Throughout the treatment, there is thus a good stability of the voltage measured at fixed current density. This reactor was used successfully for the treatment of a dairy effluent. During processing, the influence of key experimental parameters (the current density, the charge loading and the initial pH of the effluent) was studied on the reactor performances for the removal chemical oxygen demand (COD), phosphate ions (PO₄³⁻), suspended solids (SS) and turbidity. General trend observed in other electrocoagulation reactors operating with aluminum electrodes were obtained. Under optimal experimental conditions (current density of 0.65 Am⁻², charge loading of 0.59 Fm⁻³ and initial pH of 6), the removal efficiency was 80% for COD, 98% for phosphate and 100% for SS and turbidity. The energy consumption at these optimal conditions was very low (0.163 kWhm⁻³). Considering the relative easy handling of the reactor, the price of the aluminum electrodes and the energy consumption, we determined a cost associated to the dairy effluent used is 0.026 \$ m⁻³.

© 2017 Institution of Chemical Engineers. Published by Elsevier B.V. All rights reserved.

1. Introduction

Electrocoagulation is an effective and promising treatment method subject of numerous publications. It has been shown that this method is particularly effective for a wide range of pollutants (heavy metals, organic compounds, microorganisms and various others) (Ali et al., 2011, 2012a,b, 2013, 2014; El-Naas et al., 2009; Emamjomeh et al., 2011; Emamjomeh and Sivakumar, 2009; Khandegar and Saroha, 2013; Matilainen et al., 2010; Naje et al., 2016; Nanseu-Njiki et al., 2009; Ndjomgoue-Yossa et al., 2015; Tamne et al., 2016; Tchamango et al.,

2010; Tian et al., 2016; Wang et al., 2016). For this reason, it is considered as one of the more promising water remediation techniques. The classical electrocoagulation method consists in generating in situ, chemical coagulants by dissolution of a sacrificial anode made of iron or aluminum. Metallic ions combine with the hydroxide produced by water electrolysis occurring at the cathode surface, to form complex metal hydroxides which can agglomerate thereafter to form colloids. The latter may subsequently interact with the pollutants in solution following various mechanisms, and aggregate to form flocs. The gases produced

* Corresponding author at: Analytical Chemistry Laboratory, Faculty of Sciences, University of Yaoundé I, P.O. Box 812, Yaoundé, Cameroon.
E-mail address: nanseu@yahoo.fr (C.P. Nanseu-Njiki).

<http://dx.doi.org/10.1016/j.psep.2017.07.002>

0957-5820/© 2017 Institution of Chemical Engineers. Published by Elsevier B.V. All rights reserved.

at the electrodes (dihydrogen in particular), promote the agglomeration and flotation of the flocs.

Among the electrochemical reactors described in the literature used for the dairy wastewater treatment, many present numerous disadvantages such as the huge energy consumption and the constraint circulation of the effluents through the reactor (Kabdaşlı et al., 2012; Moussa et al., 2017). In order to address these points, we have firstly designed a specific electrochemical reactor and secondly we have evaluated its performance using an artificial dairy effluent as a model effluent. The reason being that this effluent is known to be difficult to treat because of the diversity of pollutant content in large concentration (Şengil and Özacar, 2006; Tchamango et al., 2010; Un and Ozel, 2013; Valente et al., 2014). In addition, dairy wastewaters are often characterized by high concentrations of biological-oxygen demand (BOD), chemical oxygen demand (COD) and generally contains fats, nutrients, lactose, as well as detergents and sanitizing agents (Demirel et al., 2005; Karadag et al., 2015; Vidalet al., 2000).

All of these mentioned studies were performed on a lab bench scale reactor. In the present study, we have designed a pre-pilot-scale reactor with a particular electrodes orientation aiming to decrease the residence time of wastewater and control the electrodes' passivation. Considering this very unique pre-pilot-reactor set, the feasibility and the main parameters influencing the performance of the process to decrease COD, BOD, suspended solids, phosphates and turbidity were evaluated. Optimized settings have allowed the determination of the energy cost associated to the use of this pilot reactor and the volume of dairy effluent that can be processed per unit of time.

2. Material and methods

2.1. Description and design of the electrocoagulation reactor

The scheme of the reactor used is shown in Fig. 1. The external walls (1) are made of plexiglas and possess internal dimensions of 49.3 × 25 × 25 cm. This reactor operates with 25.8 L of solution. 20 aluminum electrodes (2) with dimensions of 25 × 12.5 × 0.3 cm are disposed in parallel and alternately on two opposite walls of the reactor as shown in Fig. 1. These electrodes are tilted to form an angle of 7° with respect to the horizontal direction. The two terminal electrodes are connected to a direct current generator ERMES M 10-SP-303 (3),

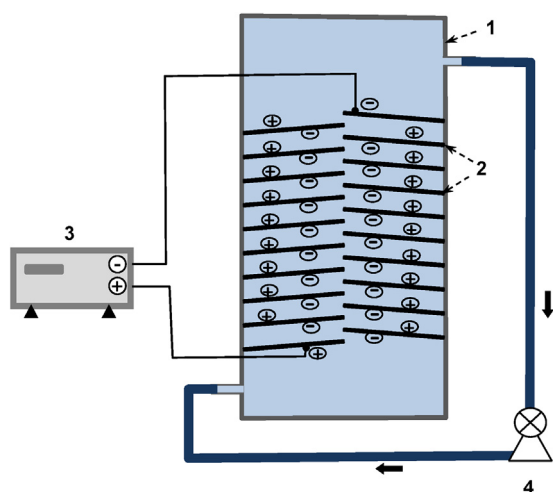


Fig. 1 – Schematic representation of the electrocoagulation reactor. The polarization of the electrodes surfaces are indicated by the positive or negative charges and the arrow shows the flow of the effluent through the peristaltic pump. (1) Reactor body; (2) electrodes; (3) direct current generator and (4) peristaltic pump.

Table 1 – Initial composition of dairy wastewater.

Pollution parameter	Values
Solution conductivity (mS cm ⁻¹)	11.64
Turbidity (NTU)	440
Suspended solids (mg L ⁻¹)	198
COD (mg L ⁻¹)	780
Phosphate (mg L ⁻¹)	28.6

capable of delivering a maximum voltage of 30 V and a current of 2.5 A. The polarizations of the internal electrodes were thus imposed by the charges of the terminal electrodes as in a classical bipolar configuration. During the operating period, a peristaltic pump from AB pumps (4), with a flow rate at 28.3 L min⁻¹, ensures recirculation of effluent during the treatment following the direction indicated in Fig. 1. The specific feature of the reactor offers several advantages: (i) the electrode arrangement should promote electroflotation and the upward movement of the effluent in the reactor, with the consequence of reducing flocs aggregation on the electrodes surface; (ii) the large surface area of the electrodes and their vicinity should reduce treatment time; (iii) the withdrawal of the electrodes is simple and thus the presence of highly qualified workers for operating the reactor is needless.

2.2. Effluent treatment

Prior to the treatment, the electrodes were washed with tap water and then with 1 mM HCl, to ensure the removal of sludge layers from the previous treatment. The electrodes were finally rinsed thoroughly with distilled water and air dried. The artificial dairy effluent was prepared by dissolving 25.8 g of powdered milk in 25.8 L of tap water to obtain a concentration of 1 g L⁻¹. Some physicochemical characteristics of this artificial dairy wastewater are provided in Table 1. The electrical conductivity of the prepared effluent was increased by adding NaCl 0.1 M. When necessary, the initial pH of the solution was adjusted between 2 and 10 using HCl 2 M or NaOH 2 M. A steady current density was maintained during the treatment time varying from 10 to 50 min. The effluent was recirculated at a flow rate of 28.3 L min⁻¹ during the treatment. For the monitoring of the pollution parameters, 50 mL of the solution was removed from the reactor, filtered and analyzed for pollution parameter determination (turbidity, suspended solids (SS), COD and phosphates).

The efficiency of the treatment, RE%, was calculated as:

$$RE = \frac{C_i - C_f}{C_i} \times 100 \quad (1)$$

where C_i and C_f (expressed in NTU in the case of turbidity or in mg L⁻¹ in the case of SS, COD or phosphates) are respectively the initial and the final concentration of the pollution parameter.

The current density (j), the charge loading (CL) and the specific electrical energy consumption (SEEC) were determined according to Eqs. (2)–(4) below:

$$j = \frac{I}{S} \quad (2)$$

$$CL = \frac{It}{VF} \quad (3)$$

$$SEEC = \frac{IUt}{V} \quad (4)$$

where I (A) is the current intensity, S (m^2) the active electrode surface, V ($0.0258 m^3$) the volume of the solution, F (96,500 C) the Faraday constant, U (V) the voltage and t (h) the treatment time.

At the end of the treatment, pH and conductivity of the treated solution, as well as the voltage across the electrodes were recorded.

2.3. Analysis

COD, SS and phosphorus were measured with a Hach DR 2500 Odyssey spectrophotometer. A lovibond turbidimeter was used for turbidity determination. A multi-parameter apparatus (Multi 340i/SET Weight Watchers International pH-meter) was used to monitor the evolution of the conductivity during treatment as well as the pH of the solutions.

3. Results and discussion

The influence of electrocoagulation parameters (current density, charge loading) on some pollution parameters (Turbidity, SS, COD and phosphates) were investigated. Other key parameters such as the effects of pH, the specific electrical energy consumption (SEEC) and the operating cost were studied.

3.1. General behavior of the reactor

3.1.1. Effect of current density on the voltage

The general behavior of the reactor was first studied in order to highlight its specificities. During the treatment, we have observed that the gas evolutions (H_2 evolution on the cathode and cathodic surfaces) on the surfaces of the electrodes match perfectly with the expected polarization. This confirms that all the intermediate electrodes were electrically equivalent, due to the uniform polarization induced by the electrodes directly connected to the generator. This behavior was expected for such a bipolar configuration. On cathode and cathodic surfaces and anode and anodic surfaces of the internal electrodes, the main reactions below occurred:

Anodic reaction:



Cathodic reaction



The current was maintained constant during the treatment and the voltage thus subjected to vary depending on the resistivity of the reactor. Surprisingly, the voltage remained reasonably lower and was not subjected to important variation (less than 5% variation was measured for a given experiment). This was mainly due to the tilted orientation of the electrodes associated to the efficiency of the evolved gas to promote the flotation. This induces almost no accumulation of flocs on the electrodes surfaces. Generally, this accumulation is the main factor that reduces the conductivity of the electrodes and thus increases the voltage.

In Fig. 2, the evolution of the voltage at the end of the treatment as a function of current density was plotted. The experimental points increases almost linearly (correlation coefficient of 0.95), which is a proof that despite the increase in the rate of the electrolytic reactions, the electrical behavior of the reactor remained constant (no important variation in the

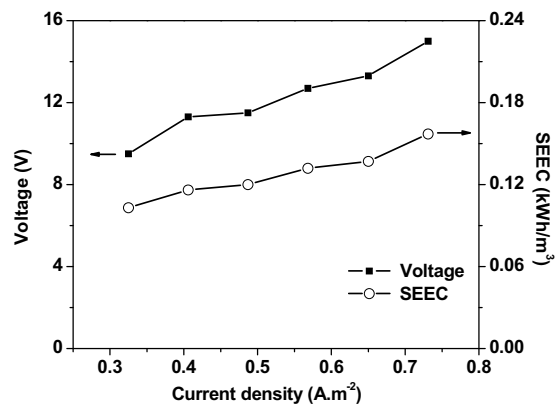


Fig. 2 – Effect of current density on the reactor voltage and specific electrical energy consumptions during the treatment of an artificial dairy effluent. Experimental conditions: initial milk concentration $1 g L^{-1}$, NaCl $0.1 M$, initial pH 6.8, treatment time 20 min.

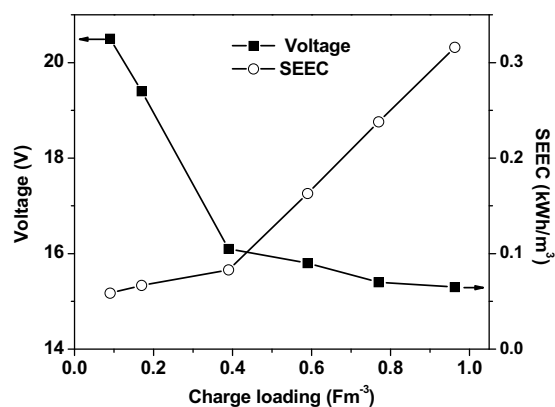


Fig. 3 – Effect of charge loading on the reactor voltage and specific electrical energy consumptions during the treatment of an artificial dairy effluent. Experimental conditions: initial milk concentration $1 g L^{-1}$, NaCl $0.1 M$, initial pH 6.8, current density $0,650 A m^{-2}$.

total resistivity of the system). The evolution of the SEEC with increased current density followed the same trend as voltage variation as shown in Fig. 2.

3.1.2. Effect of the charge loading on the voltage

The electrical behavior of the reactor was also investigated over time for a fixed current density. The charge loading was used for this study as it takes into account the amount of current used, processing time and the volume of the treated solution. Fig. 3 presents the evolution of the voltage and the SEEC as a function of the charge loading.

The current density was maintained constant at $0.650 A m^{-2}$ during the experiments. The maximum voltage (20.5 V) was obtained for the lowest charge loading ($0.09 F m^{-3}$) and decreases linearly to reach a value of 16.1 V at $0.4 F m^{-3}$. As the charge loading increases, the voltage decreases very slightly (at $0.96 F m^{-3}$, the voltage recorded was 15.3 V). The high value of the voltage at the beginning of the treatment can be explained by the presence of some insulating alumina layer which tends to reduce the conductivity of the electrodes. The gradual destruction of that layer by chloride anions very abundant in solution contributes to the progressive diminution of the voltage. By representing the SEEC as a function of the charge loading, a positive

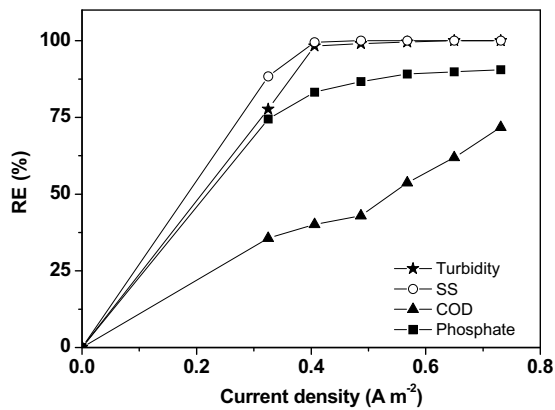


Fig. 4 – Effect of current density on removal efficiency of turbidity, SS, COD and phosphate. Experimental conditions: milk concentration 1 g L⁻¹; NaCl 0.1 M; initial pH 6.8; treatment time 20 min.

linear relation is observed ($R^2 = 0.99$) from 0.4 F m^{-2} to higher values. This tendency is what is expected for a device having constant electric characteristics (no overvoltage observed due to a sudden increase of the resistance of the electrodes). However, an extrapolation of the linearity of SEEC with respect to the charge loading shows abnormal higher values of SEEC for charge loading less than 0.4 F m^{-2} . These results are in agreement with high voltages already identified for these experimental values (Kabdaşlı et al., 2012; Moussa et al., 2017). These results show that once the voltage of the reactor is stabilized, almost no variation in the conductivity of the electrodes was observed. Such behavior is of particular interest because it is possible to determine with excellent accuracy the energy consumption associated to the treatment of an effluent. This gives an estimation of whether or not to use the reactor for the treatment of a given type of effluent.

Another major point to highlight is that a large quantity sludge produced at the end of the treatment was removed at the upper surface of the treated effluent. This shows the particular efficiency of the electroflotation, certainly attributed to the particular configuration of the various elements of the reactor.

3.2. Effect of the operating condition on dairy effluent treatment

3.2.1. Effect of the current density

The current density is one of the most important operating factors that influence the performance of electrocoagulation process (Adhoum and Monser, 2004; Ahmed et al., 2012; Tezcan et al., 2006). This influence is justified by its proportional relation with the rate of the electrode reactions (anode dissolution and H₂ evolution), hydroxide formation and other oxidation or reduction processes. Fig. 4 summarizes the effect of the current density on pollution parameters for 20 min of treatment.

An increase of the current density from 0 to 0.4 A m^{-2} results in a sudden increase of the removal efficiency (100% for turbidity and SS, 80% for phosphate and 40% for COD). For higher current densities, phosphate removal increased slowly to reach a maximum (90% removal) at 0.75 A m^{-2} . COD removal increased almost linearly to reach a final value of 70% for a current density of 0.75 A m^{-2} . The general increase in pollution removal with current density is a trend frequently observed during electrocoagulation treatment. It is directly linked to the

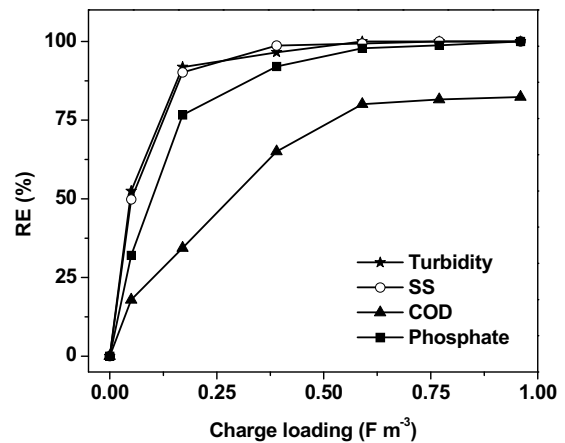


Fig. 5 – Effect of charge loading on removal efficiency of pollution parameters NaCl, 10⁻¹ M, initial milk concentration g L⁻¹ = 1 g/L, pH 6.8, J = 0.650 A m⁻².

gradual increase of the amount of electrolytically generated flocculants (aluminum hydroxides colloids) and the evolution of the pH of the solution to reach the optimum value for the coagulation of the aluminum species. One can mention the particular efficiency of the process for the removal of SS and turbidity.

3.2.2. Effect of the charge loading

The charge loading is a parameter that ensures an accurate appreciation of the efficiency of the electrocoagulation reactor. It provides the effective amount of charge generated to treat a given volume of effluent. The results obtained could thus be rationally compared with those obtained in different operating conditions. The influence of the charge loading up to 0.96 F m^{-3} was investigated on the removal efficiency of selected pollution parameters (Fig. 5). It appears that the removal efficiency increases significantly with charge loading between 0 to 0.2 F m^{-3} and remains almost constant for higher values (near 100%) for turbidity and SS. COD removal was the less efficient with the optimal removal achieved (80%) for a charge loading of 0.59 F m^{-3} . Phosphate removal was between these parameters: about 98% removal was obtained for a charge loading of 0.77 F m^{-3} . As in the case of the current density, the efficiency of the reactor toward pollutants removal depend on the amount of coagulant in situ generated. Compared to the results obtained by Tchamango et al. (2010), the present EC reactor is particularly efficient and requires less amount of energy to obtain higher efficiencies.

3.2.3. Effect of initial pH

The presence of electrogenerated Al³⁺ do not necessarily yield aluminum hydroxide; particular pH value of the solution is required for the formation of the coagulants (Gregory and Duan, 2001; Martinez-Huitle and Brillas, 2009). Too acidic or basic medium would not favor the formation of coagulants efficient for electrocoagulation. As already mentioned in the literature, initial pH of the treated solution is an important operating factor influencing the performance of the EC process (Drouiche et al., 2012; Kobya et al., 2006). The effect of the initial pH of the effluent was examined (pH of 2, 4, 6, 8 and 10) while keeping constant the current density (0.65 A m^{-2}) and the charge loading (0.39 F m^{-3}). The effect of this parameter on pollution parameters are depicted in Fig. 6(A). A general observation showed that the treatment is efficient in a pH range of 4–8. According to the speciation diagram of Al, at acidic pH,

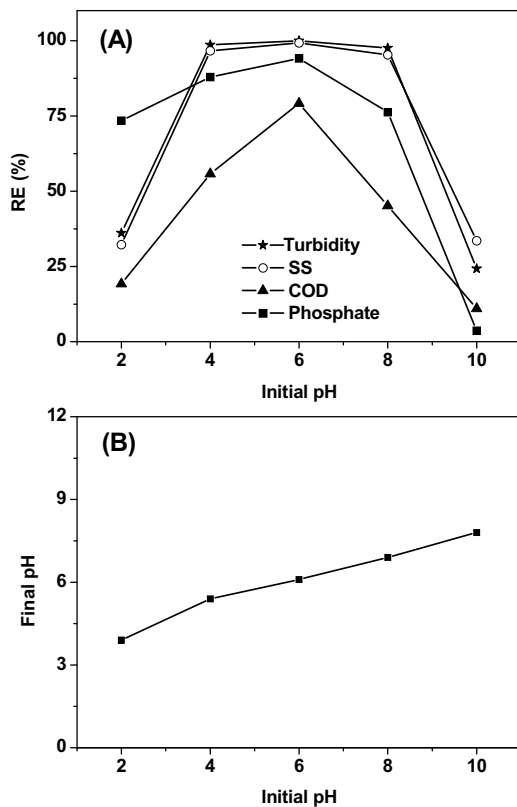


Fig. 6 – (A) Effect of the initial pH on the removal efficiency of turbidity, SS, COD and PO_4^{3-} and (B) variation of the final pH of the solution as a function of the initial pH. Experimental conditions: milk concentration 1 g L^{-1} ; NaCl 0.1 M ; current density 0.650 Am^{-2} ; treatment time 20 min.

Al(III) are mostly in the form of Al^{3+} and Al(OH)_3 whilst at basic pH Al(III) is in the form of AlO_2^- . These Al species are not active in the formation of polymeric aluminum hydroxides responsible of the formation of flocs. This clearly explains the lower removal efficiencies at these pH ranges. One can mention the particular behavior of phosphates that showed high removal efficiency at pH 2 (more than 70%).

As shown in Fig. 6(B), the initial pH of the wastewater varies according to the electrocoagulation treatment. When the initial pH varies from 2 to 6, the final pH is greater than the initial pH whereas for an initial pH of 8, the final pH decreases. The increase in pH in the case of acidic initial solution is due to the formation of hydroxyl ions at the cathode that reacts with H^+ ions. For basic initial solutions, the protons produced electrochemically at the anode reduce the pH of the solution. The effect of aluminum hydroxides should not be neglected as they certainly participate actively to control the pH of the medium thanks to their buffering properties.

3.3. Operating cost associated to the treatment of the dairy effluent

One of the most important parameters that display very important impact in the choice of wastewater treatment method is the cost associated to the treatment. Considering the simplicity of the present reactor, a specialized technician is not needed for the operations and that the conductivity of waste water is generally higher enough, the operating costs can be reasonably determined by considering mainly the cost of electrode materials and electric energy consumed. Eq. (5)

was used for the determination of the operating cost (OC) required for the treatment of 1 m^3 of dairy effluent.

$$\text{OC} = \alpha C_{\text{energy}} + \beta C_{\text{electrode}} \quad (5)$$

where α ($0.170 \text{ US}\$/\text{kWh}$) is the price of electrical energy in Cameroon, β ($1.493 \text{ US}\$/\text{kg}$) the prices of aluminum in international market; C_{energy} and $C_{\text{electrode}}$ represent the amount of energy and electrode material required for the treatment of 1 m^3 of dairy effluent using optimal experimental conditions: charge loading of 0.163 kWh m^{-3} , pH of 6 and milk concentration of 1 g L^{-1} . This corresponds to removal efficiencies of 100% for turbidity and SS, 98% for total phosphate and 80% for COD. The theoretical amount of Al^{3+} generated by electrolysis determined by the Faraday law (1.73 g for 1 m^3 of solution) was used for calculation. Based on these assumptions, a value of $0.026 \text{ }\$/\text{m}^3$ was obtained. This value is very low if compared to the cost recently obtained by Martín-Rilo et al. (2015) ($0.4 \text{ }\$/\text{m}^3$) for the treatment of dairy effluent by oxygen injection method.

4. Conclusion

We designed an electrocoagulation reactor operating with twenty aluminum electrodes connected in bipolar mode in recirculation configuration. This reactor has a high electrical stability during the treatment of a dairy effluent with important removal of pollution parameters (100% for turbidity and SS, 80% for COD and 98% PO_4^{3-}) for a charge loading of 0.59 F m^{-3} . The performance of this electrocoagulation reactor can be explained by the combination of numerous factors. (i) The high active surface of the electrodes induces significant amount of electrogenerated coagulants; (ii) the disposition of the electrodes in the reactor favor the conductivity of the system and thus reduces its electrical consumption. Considering the high performance of the present reactor for the treatment of such recalcitrant effluent, it can be used efficiently for various type of waste water depollution. Considering the easy handling of the reactor and its particular electrical stability, it would be interesting in the future to evaluate its performances for the treatment of other types of effluents.

Acknowledgments

The authors wish to acknowledge the financial support of the TWAS's project No. 3240239545 and the SCAC program of Central African Republic. The authors also acknowledge AIRES-Sud, a program from the French Ministry of Foreign and Europeans Affairs implemented by the Institut de Recherche pour le Développement (IRD-DSF).

References

- Adhoum, N., Monser, L., 2004. Decolourization and removal of phenolic compounds from olive mill wastewater by electrocoagulation. *Chem. Eng. Process.* 43, 1281–1287.
- Ahmed, M.T., Chaabane, T., Maachi, R., Darchen, A., 2012. Efficiency of a pretreatment by electrocoagulation with aluminum electrodes in a nanofiltration treatment of polluted water. *Procedia Eng.* 33, 465–474.
- Ali, I., Khan, T.A., Asim, M., 2011. Removal of arsenic from water by electrocoagulation and electro dialysis techniques. *Sep. Purif. Rev.* 40, 25–42.
- Ali, I., Gupta, V.K., Asim, M., Khan, T.A., 2012a. Removal of arsenate from aqueous solution by electro-coagulation

- method using Al-Fe electrodes. *Int. J. Electrochem. Sci.* 7, 1898–1907.
- Ali, I., Khan, T.A., Asim, M., 2012b. Removal of arsenate from groundwater by electrocoagulation method. *Environ. Sci. Pollut. Res. Int.* 19, 1668–1676.
- Ali, I., Asim, M., Khan, T.A., 2013. Arsenite removal from water by electro-coagulation on zinc–zinc and copper–copper electrodes. *Int. J. Environ. Sci. Technol.* 10, 377–384.
- Ali, I., Al-Othman, Z.A., Alwarthan, A., Asim, M., Khan, T.A., 2014. Removal of arsenic species from water by batch and column operations on bagasse fly ash. *Environ. Sci. Pollut. Res.* 21, 3218–3229.
- Demirel, B., Yenigun, O., Onay, T.T., 2005. Anaerobic treatment of dairy wastewaters: a review. *Process Biochem.* 40, 2583–2595.
- Drouiche, N., Aoudj, S., Lounici, H., Drouiche, M., Ouslimane, T., 2012. Fluoride removal from pretreated photovoltaic wastewater by electrocoagulation: an investigation of the effect of operational parameters. *Procedia Eng.* 33, 385–391.
- El-Naas, M.H., Al-Zuhair, S., Al-Lobaney, A., Makhlof, S., 2009. Assessment of electrocoagulation for the treatment of petroleum refinery wastewater. *J. Environ. Manage.* 91, 180–185.
- Emamjomeh, M.M., Sivakumar, M., 2009. Review of pollutants removed by electrocoagulation and electrocoagulation/flotation processes. *J. Environ. Manage.* 90, 1663–1679.
- Emamjomeh, M.M., Sivakumar, M., Varyani, A.S., 2011. Analysis and the understanding of fluoride removal mechanisms by an electrocoagulation/flotation (ECF) process. *Desalination* 275, 102–106.
- Gregory, J., Duan, J., 2001. Hydrolyzing metal salts as coagulants. *Pure Appl. Chem.* 73, 2017–2026.
- Kabdaşlı, I., Arslan-Alaton, I., Ölmez-Hancı, T., Tünay, O., 2012. Electrocoagulation applications for industrial wastewaters: a critical review. *Environ. Technol. Rev.* 1, 2–45.
- Karadag, D., Köroğlu, O.E., Ozkaya, B., Cakmakci, M., 2015. A review on anaerobic biofilm reactors for the treatment of dairy industry wastewater. *Process Biochem.* 50, 262–271.
- Khandegar, V., Saroha, A.K., 2013. Electrocoagulation for the treatment of textile industry effluent: a review. *J. Environ. Manage.* 128, 949–963.
- Kobya, M., Hiz, H., Senturk, E., Aydiner, C., Demirbas, E., 2006. Treatment of potato chips manufacturing wastewater by electrocoagulation. *Desalination* 190, 201–211.
- Martinez-Huitle, C.A., Brillas, E., 2009. Decontamination of wastewaters containing synthetic organic dyes by electrochemical methods: a general review. *Appl. Catal. B* 87, 105–145.
- Martín-Rilo, S., Coimbra, R.N., Martín-Villacorta, J., Otero, M., 2015. Treatment of dairy industry wastewater by oxygen injection: performance and outlay parameters from the full scale implementation. *J. Clean. Prod.* 86, 15–23.
- Martilainen, A., Vepsäläinen, M., Sillanpää, M., 2010. Natural organic matter removal by coagulation during drinking water treatment: a review. *Adv. Colloid Interface Sci.* 159, 189–197.
- Moussa, D.T., El-Naas, M.H., Nasser, M., Al-Marri, M.J., 2017. A comprehensive review of electrocoagulation for water treatment: potentials and challenges. *J. Environ. Manage.* 186, 24–41.
- Naje, A.S., Chelliapan, S., Zakaria, Z., Abbas, S.A., 2016. Electrocoagulation using a rotated anode: a novel reactor design for textile wastewater treatment. *J. Environ. Manage.* 176, 34–44.
- Nanseau-Njiki, C.P., Tchamango, S.R., Ngom, P.C., Darchen, A., Ngameni, E., 2009. Mercury (II) removal from water by electrocoagulation using aluminum and iron electrodes. *J. Hazard. Mater.* 168, 1430–1436.
- Ndjomgoue-Yossa, A.C., Nanseau-Njiki, C.P., Kengne, I.M., Ngameni, E., 2015. Effect of electrode material and supporting electrolyte on the treatment of water containing *Escherichia coli* by electrocoagulation. *Int. J. Environ. Sci. Technol.* 12, 2103–2110.
- Şengil, İ.A., Özacar, M., 2006. Treatment of dairy wastewaters by electrocoagulation using mild steel electrodes. *J. Hazard. Mater.* 137, 1197–1205.
- Tamne, G.B., Nanseau-Njiki, C.P., Bodoki, E., Sandulescu, R., Oprean, R., Ngameni, E., 2016. Removal of nitroaniline from water/ethanol by electrocoagulation using response surface methodology. *Clean: Soil Air Water* 43, 1–8.
- Tchamango, S., Nanseau-Njiki, C.P., Ngameni, E., Hadjiev, D., Darchen, A., 2010. Treatment of dairy effluents by electrocoagulation using aluminum electrodes. *Sci. Total Environ.* 408, 947–952.
- Tezcan, Ü., Ugur, Ü., Koparal, S., Bakır, A.S., Ögütveren, Ü., 2006. Electrocoagulation of olive mill wastewaters. *Sep. Purif. Technol.* 52, 136–141.
- Tian, Y., He, W., Zhu, X., Yang, W., Ren, N., Logan, B.E., 2016. Energy efficient electrocoagulation using an air-breathing cathode to remove nutrients from wastewater. *Chem. Eng. J.* 292, 308–314.
- Un, U.T., Ozel, E., 2013. Electrocoagulation of yogurt industry wastewater and the production of ceramic pigments from the sludge. *Sep. Purif. Technol.* 120, 386–391.
- Valente, G.F.S., Mendonça, R.C.S., Pereira, J.A.M., Felix, L.B., 2014. Artificial neural network prediction of chemical oxygen demand in dairy industry effluent treated by electrocoagulation. *Sep. Purif. Technol.* 132, 627–633.
- Vidal, G., Carvalho, A., Mendez, R., Lema, J.M., 2000. Influence of the content in fats and proteins on the anaerobic biodegradability of dairy wastewaters. *Bioresour. Technol.* 74, 231–239.
- Wang, Y., Lin, H., Jin, F., Niu, J., Zhao, J., Bi, Y., Li, Y., 2016. Electrocoagulation mechanism of per fluorooctanoate (PFOA) on a zinc anode: influence of cathodes and anions. *Sci. Total Environ.* 557, 542–550.