

REPUBLIQUE DE COTE D'IVOIRE

Union - Discipline – Travail

**MINISTRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA
RECHERCHE SCIENTIFIQUE**



Institut National Polytechnique

Félix HOUPHOUËT-BOIGNY



N° d'ordre : 098/2021

THÈSE

Pour l'obtention du grade de

DOCTEUR DE L'INSTITUT NATIONAL POLYTECHNIQUE FELIX HOUPHOUËT-BOIGNY

Mention : CHIMIE

**Spécialité : Génie des Procédés de l'eau, de l'Environnement et des Énergies
renouvelables**

Thème :

**Traitement des eaux usées d'abattoir par combinaisons des
procédés biologiques, électrocoagulation et précipitation de
la struvite**

Présentée et soutenue publiquement le 09 décembre 2021 par

ADOU KOUAKOU ERIC

JURY

M. ELLEINGAND Fattoh Eric	Professeur Titulaire, INP-HB	Président
M. NIAMIEN Paulin Marius	Professeur Titulaire, UFHB	Rapporteur
M. ABOLLE Abollé	Maître de Conférences, UNA	Rapporteur
M. EKOU Tchirioua	Professeur Titulaire, UNA	Examineur
M. DROGUI Allali Patrick	Professeur Titulaire, INRS	Invité
M. ADOUBY Kopoin	Professeur Titulaire, INP-HB	Directeur de thèse

DEDICACE

Je dédie cette thèse à :

Feu ADOU BEGBOUIN mon père

KOUADIO N'GORAN ma mère

ADOU Léo Liliane ma sœur et mes frères ADOU

Franck Salia, ADOU N'Guessan Guy Roland et ADOU

Yao Paul Juvénal, GBAGUIE Messi Désiré mon neveu et à

TUO Kininfo Karadia Estelle ma compagne.

REMERCIEMENTS

Le présent mémoire est le fruit de l'étroite collaboration entre l'Institut National Félix Houphouët Boigny (INP-HB) et le projet de Formation en Génie des Procédés (FGéPro). À cet effet, les travaux ont été réalisés au Laboratoire des Procédés Industriels de Synthèse, de l'Environnement et des Énergies Nouvelles (LAPISEN) avec le soutien financier du projet FGéPro.

Je remercie :

En premier lieu, Feu Professeur **ADOUBY Kopoin** responsable de l'unité de recherche de Génie des Procédés et Environnement (GPE) au LAPISEN. Je lui suis profondément reconnaissant pour l'encadrement de ma thèse, l'intérêt accordé à ce travail, et de la confiance qu'il m'a témoignés durant toutes ces années. Sa rigueur scientifique, la justesse de ses points de vue, sa disponibilité ont largement contribué à améliorer ce manuscrit. J'éprouve un sentiment de profonde estime et d'infinie gratitude à son égard.

Monsieur **DROGUI Patrick**, Professeur Titulaire à l'Institut National de la Recherche Scientifique (INRS Canada) qui a su donner des orientations pertinentes pour la réalisation de ce projet de thèse ainsi que pour son expertise en électrochimie.

Monsieur **TYAGI Rajeshwar Dayal**, Professeur Titulaire à l'INRS Canada qui a apporté son appui technologique et son expertise à la mise en œuvre des procédés biologiques anaérobies.

Monsieur **YAO Kouassi Benjamin**, Professeur Titulaire à l'INP-HB, Directeur du Laboratoire des Procédés Industriels de Synthèse, de l'Environnement et des Énergies Nouvelles (LAPISEN) qui m'a accepté dans son laboratoire.

J'adresse de vifs remerciements également à :

Monsieur **ELLEINGAND Fattoh Eric**, Professeur Titulaire à l'INP-HB pour l'intérêt qu'il a porté à ce travail de thèse en acceptant de le juger et d'en présider le jury.

Monsieur **NIAMIEN Paulin Marius**, Professeur Titulaire à l'Université Félix Houphouët-Boigny (UFHB), et Monsieur **ABOLLE Abollé**, Maître de Conférences à l'Université Nangui Abrogoua (UNA), pour avoir accepté d'évaluer ce travail en tant que rapporteurs.

Monsieur **EKOU Tchirioua**, Professeur Titulaire à l'UNA, qui a examiné ce travail.

Je remercie très spécialement M. **ADJOUANI Kouakou Rodrigue** et M. **EHOUMAN Ahissan Donatien**, respectivement Docteur Assistant et Maître Assistant à l'UNA, pour leur aide très précieuse pour l'amélioration de la qualité de ce travail.

Je remercie très chaleureusement Docteur **BRITON Bi Gouéssé Henri**, Maître de Conférences à l'INP-HB, pour son apport scientifique incroyable à cette étude après le décès de notre directeur de thèse. Sa grande disponibilité et sa sympathie ont facilité la correction de ce travail.

Je remercie M. **GUEU Soumahoro**, Maître de Conférences, et mes très chers Docteurs **FANOU Didier**, **KOUASSI Konan Edmond**, **KONAN Affoué Tindo Sylvie Épouse LOUKOU** et **ASSEMIAN Alain Stéphane** qui ont toujours répondu favorablement lorsque j'avais besoin d'eux.

Tous mes amis Doctorants de l'École Doctorale Polytechnique de l'Institut National Polytechnique Félix Houphouët-Boigny de Yamoussoukro (INP-HB), avec une attention particulière portée à **YAPO N'Zébo Sylvestre**, **ALLE Paul Henri**, **KONE Horo**, **ANO Judicael**, **KONE Kagbagnan**, **TRAORE Zoumana**, **HIEN Sié Alain**, **Mme KOMENAN Kabran Eugénie**, **NONH Dan Nixon**, pour tout ce que nous avons partagé pendant toutes ces années aussi bien dans la joie que dans la douleur.

Je remercie tous les techniciens du LAPISEN notamment **OBLE Oblé Jean**, **KONAN Ahou Rachel**, **KOUAME Yao Constant De Modeste**, **N'GORAN Koua Emmanuel**, **KOUASSI Kan Parfait** pour leur aide lors de mes travaux de laboratoire.

Je remercie chaleureusement le District de Yamoussoukro pour l'aide financière accordée pour le financement d'une partie des frais de scolarité.

Je remercie tout le personnel de l'École Doctorale Polytechnique de l'INP-HB sans exception.

Je remercie tous mes parents, car ils ont su m'encourager dans les temps difficiles pour la réussite de mes études. Je les remercie pour tous les efforts qu'ils ont consentis au cours de ces années d'étude. Je voudrais avoir une pensée particulière à toute la famille **KOUADIO** et spécialement à Monsieur **KOUADIO Kouakou Emmanuel** mon oncle et à **N'GORAN Évelyne** son épouse pour leur grand soutien.

Enfin, je voudrais adresser mes remerciements à tous ceux qui ont contribué de près comme de loin à la réalisation de ce travail et à tous ceux que j'ai oublié de citer.

RÉSUMÉ

La problématique du traitement des eaux usées d'abattoir avant leur déversement dans le milieu naturel a suscité la mise au point de procédés biologiques, électrochimiques et chimiques. Bien qu'ils soient efficaces lorsqu'ils sont employés individuellement, ces procédés de traitement ne permettent pas souvent d'éliminer plusieurs polluants à la fois. Ce travail de recherche s'inscrit de ce fait dans la thématique de développement de méthodes de traitement couplées visant à une meilleure dépollution et à la valorisation des eaux usées d'abattoir. Dans le cadre de cette étude, les méthodes biologiques anaérobies, l'électrocoagulation et la précipitation de la struvite ont été combinées. L'objectif était donc de trouver le meilleur couplage de ces procédés de traitement. Dans la première phase de cette étude, les performances épuratoires de la digestion anaérobie en réacteur non agité et de la digestion anaérobie en réacteur agité sur les eaux usées brutes d'abattoir ont été évaluées. Les résultats ont révélé que la digestion anaérobie en réacteur non agité n'entraîne pas l'élimination de la pollution organique. Cependant, elle a amélioré significativement la biodégradabilité des eaux usées traitées qui est passée de 0,57 à 0,69. Quant à la digestion anaérobie en réacteur agité, elle a réduit la DCO, la DCOs et la DBO₅ respectivement de 49,93, de 65,85 et de 82,22 %. Cette biodégradation a conduit à une production de 20,87 L de biogaz à un taux maximal de 112 mL/L/j. Toutefois, de fortes concentrations résiduelles de P- PO₄³⁻ et de NH₄⁺ ont été observées dans les eaux traitées par les deux procédés biologiques utilisés. Dans la seconde phase de l'étude, l'optimisation de l'électrocoagulation avec des électrodes en fer et en aluminium a montré que la densité de courant de 18,18 mA/cm² et la durée de traitement de 40 min permettaient une meilleure élimination de la DCO et de P- PO₄³⁻. Au cours de la troisième phase, l'activité floculante de deux polymères chimiques (PAC et AF9660) ainsi que les conditions optimales d'élimination de P- PO₄³⁻ et NH₄⁺ par précipitation de la struvite ont été déterminées. Le PAC a offert une meilleure élimination de la DCO, de la turbidité et une bonne déshydratation des boues. L'élimination optimale de P- PO₄³⁻ et NH₄⁺ a été obtenue à pH = 9 avec un rapport molaire Mg²⁺/NH₄⁺/ PO₄³⁻ = 1 : 19 : 0,58. Enfin, dans la dernière phase de cette étude, la mise en application des scénarios 1 (Digestion anaérobie / Flocculation-Précipitation / Electrocoagulation) et 2 (Digestion anaérobie / Electrocoagulation / Flocculation-Précipitation) a été réalisée. Les résultats ont révélé que le scénario 2 offre les meilleures performances de traitement des eaux usées d'abattoir avec une élimination accrue de P- PO₄³⁻ et NH₄⁺. L'analyse des précipités formés par diffraction aux rayons X a permis de confirmer la présence de cristaux de struvite. Par ailleurs, l'évaluation économique de cette étude montre que le scénario 2 peut être appliqué à grande échelle car les coûts de traitement sont compensés par la production de biogaz et de struvite.

Mots clés : Digestion anaérobie, électrocoagulation, flocculation, précipitation de la struvite, eau usée d'abattoir.

ABSTRACT

The problem of treating slaughterhouse wastewater before it is discharged into the natural environment has led to the development of biological, electrochemical and chemical processes. Although they are effective when used individually, they often do not allow the removal of several pollutants at once. This research work is therefore part of the development of coupled processes aiming at improving pollution control and the recovery of wastewater from slaughterhouses. In this study, anaerobic biological processes, electrocoagulation and struvite precipitation were combined. The objective was to find the best coupling of these treatment processes. First, the purification performance of anaerobic digestion in a non-stirred reactor and anaerobic digestion on raw slaughterhouse wastewater was evaluated. The results showed that anaerobic digestion in a non-stirred reactor did not result in the removal of organic pollution. However, it significantly improved the biodegradability of the treated wastewater from 0.57 to 0.69. As for the anaerobic digestion in stirred reactor, it reduced COD, CODs and BOD₅ respectively by 49.93, 65.85 and 82.22%. This biodegradation led to the production of 20.87 L of biogas at a maximum rate of 112 mL/L/d. However, high residual concentrations of P- PO₄³⁻ and NH₄⁺ were observed in the treated water from the two biological processes. In the second step of the study, optimization of electrocoagulation with iron and aluminum electrodes showed that the current density of 18.18 mA/cm² and the treatment time of 40 min allowed a better removal of COD and P- PO₄³⁻. In the third step, the flocculating activity of two chemical polymers (PAC and AF9660) and the optimal conditions for P- PO₄³⁻ and NH₄⁺ removal by struvite crystallization were determined. PAC provided better removal of COD, turbidity removal and good sludge dewatering. Optimal removal of P- PO₄³⁻ and NH₄⁺ was achieved at pH 9 with a molar ratio of Mg²⁺/NH₄⁺/ PO₄³⁻ = 1:19:0.58. Finally, in the last phase of this study, the implementation of scenarios 1 and 2 was performed. The results provide the best performance in slaughterhouse wastewater treatment with increased removal of P- PO₄³⁻ and NH₄⁺. Analysis of precipitates formed by X-ray diffraction confirmed the presence of struvite crystals. Furthermore, the economic evaluation of this study shows that scenario 2 can be applied on a large scale because the treatment costs are offset by the production of biogas and struvite

Key words: Anaerobic digestion, electrocoagulation, flocculation, struvite precipitation, slaughterhouse wastewater.

TABLE DES MATIÈRES

DEDICACE.....	I
REMERCIEMENTS	II
RÉSUMÉ.....	V
ABSTRACT	VI
TABLE DES MATIÈRES.....	VII
LISTE DES FIGURES	XII
LISTE DES TABLEAUX	XV
SYMBOLES, SIGLES ET ABRÉVIATIONS	XVI
INTRODUCTION GENERALE.....	1
PARTIE 1 : SYNTHÈSE BIBLIOGRAPHIQUE	5
CHAPITRE I : PROBLÉMATIQUE ET TRAITEMENT DES EAUX USEES D'ABATTOIR	7
I.1. PROBLÉMATIQUE DES EAUX USÉES D'ABATTOIR.....	7
I.1.1. Généralités sur les eaux usées d'abattoirs.....	7
I.1.1.1. Origine des eaux usées d'abattoir.....	7
I.1.1.2. Composition et caractéristique des eaux usées d'abattoirs	7
I.1.2. Pollution du milieu récepteur par les eaux usées d'abattoir.....	9
I.1.3. Cadre institutionnel et réglementaire	9
CHAPITRE II : PROCÉDES DE TRAITEMENT DES EAUX USEES D'ABATTOIR	11
II.2. PROCÉDES DE TRAITEMENT DES EAUX USEES D'ABATTOIR	11
II.2.1. Méthodes de traitement physico-chimiques.....	11
II.2.1.1. Flottation à l'air dissous.....	11
II.2.1.2. Coagulation floculation.....	12
II.2.1.3. Filtration membranaire	12
II.2.2. Méthodes biologiques	12
II.2.2.1. Traitements aérobies	13
II.2.2.2. Traitements anaérobies	13
II.2.3. Méthodes d'oxydation avancée	14
II.2.4. Méthodes combinées.....	14
II.3. PROCÉDES DE TRAITEMENTS BIOLOGIQUES ANAÉROBIES : DIGESTION ANAÉROBIE.....	15
II.3.1. Étapes de la digestion anaérobie	15
II.3.1.1. Hydrolyse.....	16
II.3.1.2. Acidogénèse.....	17

II.3.1.3. Acétogénèse	17
II.3.1.4. Méthanogénèse	18
II.3.2. Caractéristiques physico-chimiques de la digestion anaérobie.....	19
II.3.2.1. Température	19
II.3.2.2. pH	19
II.3.2.3. Nutriments et le rapport C/N	20
II.3.2.4. Alcalinité.....	20
II.3.3. Les inhibiteurs de la digestion anaérobie.....	21
II.3.3.1. Acides gras volatils.....	21
II.3.3.2. Azote ammoniacal	21
II.3.3.3. Acides gras à longue chaîne.....	22
II.3.3.4. Sulfure d'hydrogène	22
II.3.3.5. Métaux lourds	23
II.3.4. Application des procédés biologiques anaérobies au traitement des eaux usées d'abattoir	24
II.4. PROCEDE D'ELECTROCOAGULATION.....	26
II.4.1. Mécanismes d'électrocoagulation.....	26
II.4.1.1. Réactions aux électrodes.....	26
II.4.1.2. Mécanismes d'élimination des polluants	27
II.4.1.2.1. Elimination des polluants solubles	27
II.4.1.2.2. Elimination des polluants insolubles	28
II.4.2. Loi de Faraday et son importance en électrocoagulation.....	29
II.4.3. Nature des électrodes	30
II.4.3.1. Spécificité des électrodes en fer.....	31
II.4.3.2. Spécificité des électrodes en aluminium.....	32
II.4.4. Connexions électriques	33
II.4.5. Principaux paramètres affectant l'électrocoagulation.....	34
II.4.5.1. Densité de courant électrique.....	34
II.4.5.2. pH des eaux à traiter	35
II.4.5.3. Conductivité des eaux à traiter.....	36
II.4.6. Application de l'électrocoagulation à la dépollution des eaux usées d'abattoir	36
II.5. PROCEDE DE PRÉCIPITATION DE LA STRUVITE	39
II.5.1. Propriétés physico-chimiques de la struvite	40
II.5.2. Conditions de précipitation de la struvite	41
II.5.3. Produit de solubilité.....	41
II.5.4. Principaux facteurs influençant la précipitation de la struvite	42

II.5.4.1. Sursaturation et rapport molaire.....	43
II.5.4.2. pH	43
II.5.4.3. Température.....	44
II.5.4.4. Présence d'ions étrangers.....	44
II.5.5. Application de la précipitation de la struvite au traitement des eaux usées d'industries agricoles et d'abattoirs.....	45
Conclusion partielle.....	47
PARTIE II : MATÉRIEL ET MÉTHODES	52
CHAPITRE III : MATÉRIEL D'ETUDE ET DISPOSITIFS EXPÉRIMENTAUX.....	50
III.1. Matériel d'étude	50
III.2. Dispositifs expérimentaux	51
III.2.1. Dispositif expérimental de la digestion anaérobie en réacteur non agité	51
III.2.2. Dispositifs expérimentaux de la digestion anaérobie en réacteur agité.....	51
III.2.3. Dispositif expérimental de l'électrocoagulation.....	52
III.2.4. Dispositif de la floculation-Précipitation de la struvite	53
Conclusion partielle.....	54
CHAPITRE IV : MÉTHODES EXPERIMENTALES ET ANALYTIQUES	55
IV.1. Échantillonnage des eaux usées d'abattoir.....	55
IV.2. Mise en œuvre des procédés de traitement.....	55
IV.2.1. Digestion anaérobie.....	55
IV.2.1.1. Digestion anaérobie en réacteur non agité	57
IV.2.1.2. Digestion anaérobie en réacteur agité	58
IV.2.2. Détermination des conditions optimales d'électrocoagulation.....	58
IV.2.3. Optimisation de la Floculation et précipitation de la struvite.....	59
IV.2.3.1. Étude comparative des deux flocculants chimiques utilisés (PAC et AF9660)	60
IV.2.3.2. Optimisation du rapport molaire $Mg^{2+} : NH_4^+ : PO_4^{3-}$	61
IV.2.3.3. Détermination du pH optimal.....	61
IV.2.4. Application des Scénarios 1 et 2	62
IV.2.4.1. Scénario 1 (Digestion Anaérobie / Floculation précipitation / Electrocoagulation (DA/Flo-Précip/EC)).....	62
IV.2.4.2. Scénario 2 (Digestion Anaérobie / Electrocoagulation / Floculation précipitation (DA/ EC/Flo-Précip))	63
IV.3. Méthodes analytiques.....	64
IV.3.1. Analyses in-situ.....	64
IV.3.2. Analyses au laboratoire	65
IV.3.2.1. Mesure du carbone organique total (COT).....	70

IV.3.2.2. Mesure de l'alcalinité totale (AT) et la concentration en acides gras volatils (AGV).....	70
IV.3.2.3. Caractérisation des cristaux précipités par diffraction aux rayons X (DRX)	71
IV.3.2.3. Expression des résultats	72
Conclusion partielle.....	73
PARTIE III : RESULTATS ET DISCUSSION	70
CHAPITRE V : TRAITEMENTS DES EAUX USÉES D'ABATTOIRS PAR PROCÉDÉS BIOLOGIQUES ANAÉROBIES	75
V.1. Caractéristiques des eaux usées brutes d'abattoir.....	75
V.2. Traitement des eaux usées d'abattoir digestion anaérobie en réacteur non agité	76
V.2.1. Évaluation de la stabilité du digesteur	76
V.2.1.1. Évolutions du pH et du rapport AGV/TAC	76
V.2.1.2. Évolution de l'azote ammoniacal	78
V.2.2. Évolution de la concentration en orthophosphate.....	79
V.2.3. Évolution de la matière organique (DCO, DCOs et DBO ₅)	79
V.2.4. Autres paramètres (turbidité, MES et NO ₃ ⁻).....	80
V.3. Traitement des eaux usées d'abattoir par digestion anaérobie avec agitation du réacteur (réacteur agité).....	81
V.3.1. Évaluation de la stabilité du digesteur	81
V.3.1.1. Évolutions du pH et du rapport AGV/TAC	81
V.3.1.2. Évolution de l'azote ammoniacal	83
V.3.2. Évolution de la concentration en orthophosphate.....	84
V.3.3. Évolution de la matière organique (DCO, DCOs et DBO ₅)	85
V.3.4. Autres paramètres (turbidité, MES et NO ₃ ⁻).....	87
V.3.5. Cinétique de production de biogaz	88
V.3.5.1. Potentiel méthanogène des EUBA	88
V.3.5.2. Potentiel méthanogène des eaux usées prétraitées par digestion anaérobie en réacteur non agité	89
Conclusion partielle.....	90
CHAPITRE VI : CONDITIONS OPTIMALES D'ÉLECTROCOAGULATION	91
VI.1. Effet de la densité de courant et de la durée de traitement sur l'élimination de la DCO et de l'orthophosphate	91
VI.1.1. Cinétique d'élimination de l'orthophosphate	91
VI.1.2. Cinétique d'élimination de la DCO.....	93
VI.2. Évaluation de l'énergie consommée.....	95
VI.3. Effet du pH sur l'élimination de la DCO	96

VI.4. Cinétique d'évolution du pH	98
Conclusion partielle.....	100
CHAPITRE VII : TRAITEMENT PAR FLOCCULATION-PRÉCIPITATION.....	101
VII.1. Étude comparative entre les flocculants PAC et AF9660 pour le traitement des EUBAD	101
VII.1.1. Effet de la flocculation sur la turbidité et sur la DCO	101
VII.1.2. Effet de la flocculation sur les nutriments NH_4^+ et PO_4^{3-}	103
VII.1.3. Déshydratation des boues issues de la flocculation	104
VII.2. Elimination de l'orthophosphate et de l'ammonium par précipitation au Mg^{2+}	106
VII.2.1. Détermination du rapport $\text{Mg}^{2+} : \text{NH}_4^+ : \text{PO}_4^{3-}$ optimal	106
VII.2.2. Détermination du pH optimal	109
Conclusion partielle.....	112
CHAPITRE VIII : APPLICATION DES SCENARIOS 1 (DA / FLOC-PRECIP / EC) ET 2 (DA / EC / FLOC-PRECIP)	113
VIII.1. Application du scénario 1 (DA / Flocculation-Précipitation / EC)	113
VIII.1.1. Elimination de la DCO	113
VIII.1.2. Elimination des nutriments (orthophosphate et ammonium).....	115
VIII.1.2.1. Ammonium.....	115
VIII.1.2.2. Orthophosphate.....	117
VIII.1.3. Autres paramètres (pH, turbidité, NO_3^-)	119
VIII.2. Application du scénario 2 (DA / EC / Flocculation-Précipitation)	121
VIII.2.1. Elimination de la DCO	121
VIII.2.2. Élimination des nutriments (phosphate et ammonium)	123
VIII.2.2.1. Ammonium.....	123
VIII.2.2.2. Orthophosphate.....	125
VIII.2.3. Autres paramètres (pH, turbidité, NO_3^-)	127
VIII.3. Comparaison des performances des scénarios 1 et 2.....	128
VIII.4. Évaluation économique du traitement	129
VIII.4.1. Traitement par digestion anaérobie	129
VIII.4.2. Traitement par électrocoagulation	129
VIII.4.3. Traitement par précipitation de la struvite.....	130
Conclusion partielle.....	131
CONCLUSION GÉNÉRALE ET PERSPECTIVES	132
RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES	135
ANNEXES	143

LISTE DES FIGURES

Figure II.1: Schéma simplifié des processus de digestion anaérobie	16
Figure II.2: Principaux mécanismes d'élimination des polluants solubles par électrocoagulation	28
Figure II.3: Principaux mécanismes d'élimination des polluants insolubles par électrocoagulation	29
Figure II.4: Répartition molaire du fer (III) en fonction du pH	32
Figure II.5: Hydrolyse de l'aluminium en fonction du pH	33
Figure II.6: Différents modes de connexion électrique en électrocoagulation : A) Monopolaire en série, B) Monopolaire en parallèle, C) Bipolaire série	34
Figure II.7: Cristaux de struvite en forme d'aiguille	40
Figure II.8: Effet du pH sur la composition des précipités	44
Figure III.1: Dispositif expérimental de la digestion anaérobie en réacteur agité	52
Figure III.2: Dispositif expérimental d'électrocoagulation.....	53
Figure IV.1: Situation géographique de l'abattoir principal de Yamoussoukro	56
Figure IV.2: Protocole expérimental suivi lors du traitement biologique des eaux usées brutes d'abattoir.....	57
Figure IV.3: Protocole expérimental suivi lors de l'optimisation de la floculation- précipitation de la struvite.....	60
Figure IV.4: Protocole expérimental suivi lors de l'application du scénario 1	63
Figure IV.5: Protocole expérimental suivi lors de l'application du scénario 2.....	64
Figure V.1: Evolution du pH en réacteur non agité	76
Figure V.2: Évolutions de l'alcalinité totale, de la concentration en acides gras volatils (AGV) et du rapport AGV/TAC en réacteur non agité	77
Figure V.3: Évolution de l'azote ammoniacal en réacteur non agité	78
Figure V.4: Évolution de la concentration en ions orthophosphates en réacteur non agité	79
Figure V.5: Évolution de la DCO, DCOs, DBO ₅ et DBO ₅ /DCO en réacteur non agité	80
Figure V.6: Évolution du pH en réacteur agité	81
Figure V.7: Évolutions de l'alcalinité totale, de la concentration en acides gras volatils (AGV) et du rapport AGV/TAC en réacteur agité	82
Figure V.8: Évolution de l'azote ammoniacal en réacteur agité	83

Figure V.9: Évolution de la concentration en ions orthophosphates en réacteur agité	84
Figure V.10: Évolution de la DCO, DCOs, DBO et DBO/DCO en réacteur agité.....	85
Figure V.11: Volume de biogaz produit en fonction de la durée de traitement :	
digestion anaérobie de 4,5 L de EUBA.....	88
Figure V.12: Volume de biogaz produit en fonction de la durée de traitement :	
digestion anaérobie de 1 L des eaux usées traitées par digestion anaérobie en	
réacteur non agité.....	89
Figure VI.1: Effet de la densité de courant et de la durée de traitement sur l'élimination des	
ions orthophosphates des EUBAD (pH initial = 8,02 ; vitesse d'agitation = 700	
tours/min ; électrode = Fe).....	92
Figure VI.2: Effet de la densité de courant et de la durée de traitement sur l'élimination des	
ions orthophosphates des EUBAD (pH initial = 8,02 ; vitesse d'agitation = 700	
tours/min ; électrode = Al).....	93
Figure VI.3: Effet de la densité de courant et de la durée de traitement sur l'élimination de la	
DCO des EUBAD (pH initial = 8,02 ; vitesse d'agitation = 700 tours/min ;	
électrodes = Fe).....	93
Figure VI.4: Effet de la densité de courant et de la durée de traitement sur l'élimination de la	
DCO des EUBAD (pH initial = 8,02 ; vitesse d'agitation = 700 tours/min ;	
électrodes = Al).....	94
Figure VI.5: Effet de la densité de courant et de la durée de traitement sur la	
consommation en énergie électrique en utilisant des électrodes en Fe (pH initial	
= 8,02 ; vitesse d'agitation = 700 tours/min).....	96
Figure VI.6: Effet de la densité de courant et de la durée de traitement sur la	
consommation en énergie électrique en utilisant des électrodes en Al (pH initial	
= 8,02 ; vitesse d'agitation = 700 tours/min).....	96
Figure VI.7: Évolution de la DCO en fonction du pH (durée de traitement = 40 min ;	
densité de courant = 18,18 mA cm ⁻² ; vitesse d'agitation = 700 tours/min).....	97
Figure VI.8: Évolution du pH pendant le traitement par électrocoagulation	99
Figure VII.1: Évolution de la turbidité en fonction de la concentration en polymères.....	101
Figure VII.2: Évolution de la DCO en fonction de la concentration en polymères.....	102
Figure VII.3: Elimination des ions orthophosphates en fonction de la concentration en	
polymères.....	103

Figure VII.4: Elimination de l'azote ammoniacal en fonction de la concentration en polymères	104
Figure VII.5: Évolution de l'indice volumique de boue décantée pendant 30 minutes en fonction de la concentration en polymères	105
Figure VII.6: Évolution du taux d'humidité des boues décantées pendant 30 minutes en fonction de la concentration en polymères	105
Figure VII.7: Elimination des ions orthophosphates en fonction du rapport $Mg^{2+} : PO_4^{3-}$	107
Figure VII.8: Elimination de l'ion ammonium en fonction du rapport $Mg^{2+} : NH_4^+$	107
Figure VII.9: Abattements du phosphate et de l'azote ammoniacal en fonction du rapport molaire $Mg^{2+} : NH_4^+ : PO_4^{3-}$	108
Figure VII.10: Concentrations initiales et résiduelles de Mg^{2+} en fonction du rapport molaire $Mg^{2+} : NH_4^+ : PO_4^{3-}$	108
Figure VII.11: Évolution de la concentration en Mg^{2+} , NH_4^+ , P- PO_4^{3-} et Ca^{2+} en fonction du pH	110
Figure VII.12: Abattement de la concentration en Mg^{2+} , NH_4^+ , P- PO_4^{3-} , Ca^{2+} en fonction du pH	110
Figure VII.13: Évolution du pH final en fonction du pH initial	111
Figure VIII.1: Elimination de la DCO lors du scénario 1 : (A) avec des électrodes en Fe ; (B) avec des électrodes en Al	114
Figures VIII.2: Elimination de NH_4^+ lors du scénario 1 : (A) avec des électrodes en Fe ; (B) avec des électrodes en Al	116
Figures VIII.3: Elimination de P- PO_4^{3-} lors du scénario 1 : (A) avec des électrodes en Fe ; (B) avec des électrodes en Al	117
Figure VIII.4: Diffraction aux rayons X des précipités formés	119
Figures VIII.5: Évolution de la DCO lors du scénario 2 : (A) avec des électrodes en Fe ; (B) avec des électrodes en Al	121
Figure VIII.6: Évolution de l'azote ammoniacal lors du scénario 2 : (A) avec des électrodes en Fe ; (B) avec des électrodes en Al	124
Figure VIII.7: Évolution de la concentration de P- PO_4^{3-} lors du scénario 2 : (A) avec des électrodes en Fe ; (B) avec des électrodes en Al	125
Figure VIII.8: Performances épuratoires des scénarios 1 et 2	128

LISTE DES TABLEAUX

Tableau I.1: Caractéristiques générales des eaux usées d'abattoir.....	8
Tableau I.2: Caractéristiques des eaux usées d'abattoir à travers le monde.....	8
Tableau I.3: Normes de rejet des eaux usées en Côte d'Ivoire	10
Tableau II.1: Combinaisons des différentes technologies pour le traitement des eaux usées d'abattoir	15
Tableau II.2: Seuils de toxicité de certains métaux lourds pour la digestion anaérobie	23
Tableau II.3: Récapitulatif des travaux portant sur le traitement des eaux usées d'abattoir par électrocoagulation	39
Tableau IV.1: Différents rapports molaire $Mg^{2+} : NH_4^+ : PO_4^{3-}$ pour les tests d'optimisation de l'élimination de NH_4^+ et de PO_4^{3-}	61
Tableau IV.2: Matériel et méthodes analytiques des paramètres in-situ.....	64
Tableau IV.3: Matériel et méthodes analytiques des paramètres analysés au laboratoire	65
Tableau V.1: Caractéristiques des EUBA	75
Tableau V.2: Caractéristiques des eaux usées après traitement par digestion anaérobie en réacteur non agité et par digestion anaérobie en réacteur agité	87
Tableau VIII.1: Caractéristiques des eaux usées après application du scénario 1	120
Tableau VIII.2: Caractéristiques des eaux usées après application du scénario 2	127
Tableau VIII.3: Coût économique des différents procédés de traitement utilisés et du scénario 2.....	131

SYMBOLES, SIGLES ET ABRÉVIATIONS

AGV : Acides Gras Volatils

Al : Aluminium

CC : Coagulation Chimique

CH₄ : Méthane

CIAPOL : Centre Ivoirien Antipollution

CO₂ : Dioxyde de carbone

COT : Carbone Organique Total

DBO₅ : Demande Biologique en Oxygène

DCO : Demande Chimique en Oxygène

DCOs : Demande Chimique en Oxygène soluble

DRX : Diffraction aux Rayons X

EUBA : Eau Usée Brute d'Abattoir

EUBAD : Eau Usée Brute Diluée

EUD : Eau Usée Digérée

Fen : Fenton

MES : Matières En Suspension

MF : Microfiltration

MINEDD : Ministère de l'Environnement et du Développement Durable

NT : Azote total

PAC : Polyacrylamide

PAds : Procédé d'Adsorption

PAe : Procédé Aérobie

PAna : Procédé Anaérobie

pH : Potentiel hydrogène

POA : Procédé d'oxydation avancée

PT : Phosphore total

SIIC : Service d'Inspection et des Installations Classées

TAC : Titre Alcalimétrique Complet

Floc : Flocculation

Précip : Précipitation

INTRODUCTION GENERALE

Au cours de ces dernières années, la forte croissance démographique à travers le monde s'est accompagnée d'une demande accrue en protéine animale entraînant une augmentation du volume d'eaux usées des industries d'abattage (abattoirs) et de transformation de la viande (**Henchion et al., 2017**). Les eaux usées d'abattoirs sont considérées comme des eaux à forte charge polluante à cause de leurs concentrations élevées en matière organique, en azote, en phosphore due à la présence de matières solides en suspension et des matières colloïdales telles que les huiles et graisses, le sang, les protéines et la cellulose (**Musa et al., 2019**). La demande chimique en oxygène (DCO) et la demande biologique en oxygène (DBO₅) sont très élevées en raison avec des valeurs qui peuvent être comprises entre 18000 et 43000 mg/L en fonction du nombre de bêtes abattues. De plus, celles-ci contiennent des traces d'antibiotiques, de vaccins et d'autres produits pharmaceutiques ainsi que des agents pathogènes. De ce fait, leur déversement sans traitement dans le milieu récepteur peut réduire la concentration en oxygène dissout, entraîner l'eutrophisation des milieux aquatiques, affecter négativement la vie biologique (**Ozturk and Yilmaz, 2019**) et menacer véritablement la santé humaine (**Wei et al., 2011**). Pour cette raison, le traitement des eaux usées d'abattoir avant leur déversement dans les milieux naturel devient nécessaire.

Ainsi, plusieurs procédés de traitement ont été développés afin de réduire la charge polluante des eaux usées d'abattoir. Parmi ces procédés de traitement figurent les méthodes biologiques, les méthodes électrochimiques et les méthodes chimiques. Toutefois, en raison de la forte biodégradabilité de ces eaux usées, les procédés biologiques anaérobies demeurent les plus adaptées à leur traitement (**Bustillo-Lecompte et Mehrvar, 2016**). Parmi les méthodes biologiques anaérobies, la digestion anaérobie se présente comme une méthode efficace (**Cao et Mehrvar, 2011**). En effet, elle présente l'avantage de produire du biogaz à partir de la biodégradation de la matière organique (**Kondusamy et Kalamdhad, 2014**) et de générer des résidus qui peuvent être utilisés comme compost pour l'agriculture (**Solé-Bundó et al., 2017**). Cependant, le principal inconvénient de la digestion anaérobie reste la production de fortes concentrations résiduelles en ions ammonium et orthophosphates dans les eaux traitées (**Xu et al., 2018**). Par ailleurs, l'électrocoagulation qui est un procédé de traitement électrochimique est efficace pour le traitement des eaux usées. Elle a pour avantage d'éliminer la matière organique et les ions orthophosphates à partir de coagulants générés *in situ*, d'offrir un temps de traitement court et d'utiliser peu ou pas de réactifs chimiques (**Assémian et al., 2018**). L'électrocoagulation a été appliquée avec succès pour le traitement des eaux usées d'abattoir comme le montrent les travaux de **Bayar et al. (2014)**, **Paulista et al. (2018)** et **Reilly et al.**

(2019). Toutefois, ce procédé de traitement ne permet pas d'éliminer les ions ammonium (**Dia et al., 2016**). Au niveau des méthodes de traitement chimiques, la cristallisation de la struvite représente une alternative très intéressante face aux limites des procédés biologiques anaérobies et de l'électrocoagulation. En effet, elle a pour avantage d'éliminer à la fois les ions ammonium et orthophosphates en présence d'ion Mg^{2+} pour former la struvite ($NH_4MgPO_4 \cdot 6H_2O$) qui peut être utilisée comme un engrais minéral (**Shu et al., 2006**).

Cependant, bien que ces méthodes de traitement soient connues pour être efficaces, elles n'offrent pas à elles seules des eaux traitées de qualité acceptables. Ainsi pour résoudre ce problème, des méthodes de traitement couplées ont été développées. Il y a le couplage des méthodes biologiques et l'ultrafiltration (**Jensen et al., 2015**), les méthodes biologiques et les procédés d'oxydation avancée (**Bustillo-Lecompte et Mehrvar, 2016; Vidal et al., 2019; Fard et al., 2020**). Ces couplages permettent d'atteindre des taux d'abattelements élevés de la matière organique mais restent inefficaces à éliminer les ions ammonium et orthophosphates.

Au regard de leurs avantages respectifs, les méthodes biologiques anaérobies, l'électrocoagulation et la précipitation de la struvite se présentent comme des procédés de traitement complémentaires. Cependant, la combinaison de ces méthodes de traitement reste très peu utilisée. Pour preuve, les études portant sur le couplage de ces procédés sont celles de **Djelal et al. (2015)** qui ont travaillé sur le couplage de procédé biologique anaérobie et de l'électrocoagulation pour le traitement des eaux de lixiviat de décharge et de **Deshpande et al. (2010)** sur la dépollution des eaux usées pharmaceutiques. En Côte d'Ivoire, les rares travaux réalisés sont ceux de **Koffi (2015)** et de **Gnagne et Brissaud (2003)** qui ont porté respectivement sur l'impact des eaux usées avicoles sur la santé humaine et sur les potentialités d'épuration des effluents d'abattoir par filtration sur colonne de sable. De ce fait, la combinaison des procédés de traitement biologiques anaérobies, l'électrocoagulation et précipitation de la struvite se présente comme une initiative nouvelle pour le traitement des eaux usées d'abattoir.

Toutefois, les performances de la combinaison des procédés biologiques anaérobies, l'électrocoagulation et la précipitation de la struvite peuvent être influencées par le positionnement de chacun de ces procédés dans la chaîne de traitement (primaire, secondaire ou tertiaire). Par conséquent, la question de recherche qui se pose est la suivante : quel positionnement des procédés biologiques anaérobies, de l'électrocoagulation et de la précipitation de la struvite serait-il le plus efficace pour le traitement des eaux usées d'abattoir ?

Pour répondre à cette question, la présente étude porte sur le thème « **Traitement des eaux d'abattoir par les combinaisons des procédés biologiques, électrocoagulation et précipitation de la struvite** ».

L'objectif général de cette thèse est de trouver la meilleure combinaison des procédés de traitement biologiques, électrocoagulation et précipitation de la struvite pour un traitement efficace des eaux usées d'abattoir.

Pour atteindre cet objectif, il s'agira de façon spécifique :

- 1) d'évaluer les performances épuratoires de la digestion anaérobie en réacteur non agité et de la digestion anaérobie en réacteur agité sur le traitement des eaux usées brutes d'abattoir afin d'en déduire le procédé biologique le mieux adapté ;
- 2) de déterminer les conditions optimales du traitement par électrocoagulation ;
- 3) de traiter les eaux usées d'abattoir par le procédé de précipitation de la struvite et déterminer les conditions optimales d'élimination des ions orthophosphates et d'ammonium ;
- 4) d'appliquer le scénario 1 (Traitements biologiques / Précipitation de la struvite / Électrocoagulation) et le scénario 2 (Traitements biologiques / Électrocoagulation / Précipitation de la struvite) ; et évaluer les interactions entre ces procédés sur le traitement des eaux usées d'abattoir.

Pour mener à bien ce travail, le manuscrit comprend trois parties.

La première partie se compose d'une synthèse bibliographique et du positionnement du problème. Les procédés biologiques anaérobies utilisés, l'électrocoagulation et de précipitation de la struvite seront présentés.

Dans la seconde partie, le matériel et les méthodes employées seront présentés.

La troisième ou dernière partie présentera les résultats et les interprétations suite aux traitements des eaux usées d'abattoir par les procédés biologiques, par précipitation de la struvite et par électrocoagulation. En outre, une interprétation plus approfondie des combinaisons de ces procédés par les scénarios 1 et 2 sera effectuée en vue de déterminer la combinaison la plus efficace pour le traitement des eaux usées d'abattoir.

Enfin, une conclusion générale et des perspectives pour la suite du travail achèveront le manuscrit.

PARTIE 1 : SYNTHÈSE BIBLIOGRAPHIQUE

CHAPITRE I : PROBLÉMATIQUE ET TRAITEMENT DES EAUX USÉES D'ABATTOIR

I.1. PROBLÉMATIQUE DES EAUX USÉES D'ABATTOIR

I.1.1. Généralités sur les eaux usées d'abattoir

I.1.1.1. Origine des eaux usées d'abattoir

Les déchets émis par les abattoirs se répartissent en deux groupes que sont les déchets solides et les déchets liquides. Les déchets solides se composent d'abats, de boyaux, de corps gras, d'os, de cornes, de sabots, d'onglons, de poils, de soies et de cuirs. Quant aux déchets liquides ou encore les eaux usées d'abattoir, ils se composent principalement de sang et du jus de réservoirs digestifs (Peiffer, 2002).

Les abattoirs représentent l'une des principales industries consommatrices d'eau potable parmi les industries agroalimentaires (Tableau I) (De Sena *et al.*, 2009). En effet, selon Banque Mondiale (2007), les abattoirs consomment entre 2,5 et 40 m³ d'eau potable par tonne de viande produite et le volume d'eau consommé peut varier considérablement selon les espèces traitées. Afin de réduire le volume d'eau utilisé par ces industries, des moyens pneumatiques, hydrauliques ainsi que de pistolets-douches sont utilisés pour le transport des débris (plumes, volailles ...). En outre, le raclage à sec des déchets au sol avant rinçage est employé (Peiffer, 2002).

I.1.1.2. Composition et caractéristique des eaux usées d'abattoir

La composition des eaux usées d'abattoir varie selon l'espèce animale. En effet, ces eaux usées sont constituées de sang, de graisses, de fumier et de la nourriture non digérée (Massé et Masse, 2000). Elles contiennent de fortes concentrations en phosphore total (PT), en azote total (NT), en matières organiques (demande biologique en oxygène (DBO₅), en carbone organique total (COT), en demande chimique en oxygène (DCO et DCOs) et en matières en suspension (MES) (Bustillo-Lecompte *et al.*, 2013). Bustillo-Lecompte and Mehrvar, (2015) à travers le Tableau I.1 a résumé les caractéristiques générales des eaux usées d'abattoir. Elles contiennent également des charges élevées en microorganismes pathogènes et non pathogènes (Massé et Masse, 2000; Debik et Coskun, 2009). Les travaux menés par (Musa *et al.*, 2019)

ont montré que les eaux usées d'abattoir se caractérisent par une forte biodégradabilité avec un rapport DBO₅/DCO supérieur à 0,5. Cette biodégradabilité montre que les procédés de traitement biologiques anaérobies peuvent être appliqués pour le traitement de ces eaux usées. Par ailleurs, le **Tableau I.2** montre que ces eaux demeurent de façon générale fortement polluées avec les valeurs largement supérieures aux normes de rejet autorisées par la banque mondiale.

Tableau I.1: Caractéristiques générales des eaux usées d'abattoir (Bustillo-Lecompte and Mehrvar, 2015)

Paramètres	Unités	Intervalles
COT	mg L ⁻¹	70 - 1200
DBO₅	mg O ₂ L ⁻¹	150 - 4635
DCO	mg O ₂ L ⁻¹	500 - 15900
NT	mg L ⁻¹	50 - 841
MES	mg L ⁻¹	270 - 6400
pH	-	4,90 - 8,10
PT	mg L ⁻¹	25 - 200
PO₄³⁻	mg L ⁻¹	20 - 100
Turbidité	NTU	333 - 500

Tableau II: Caractéristiques des eaux usées d'abattoir à travers le monde

Pays	pH	DBO	DCO	DBO/DCO	COT	NT	PT	Références
Canada	6,9	200-8231	527-15256	0,37-0,53	72,5-1718	60-339	25,7-75,9	(Bustillo-Lecompte and Mehrvar, 2015)
Brazil	6,9	4635	11588	0,39	-	8,59	48,4	(Del Nery <i>et al.</i> , 2015)
Turquie	6,9	1209	4221	0,28	546	427	50	(Yetilmezsoy <i>et al.</i> , 2009)
Nigéria	-	1900-2200	3610-4180	0,52	-	-	50,3	(Aquino <i>et al.</i> , 2016)

I.1.2. Pollution du milieu récepteur par les eaux usées d'abattoir

La forte teneur en matières organiques, en nutriments et en microorganismes des eaux usées d'abattoirs représente une sérieuse menace de pollution de l'environnement lorsque ces eaux usées sont déversées dans le milieu naturel sans aucun traitement. La nature organique et minérale des polluants des effluents est susceptible d'entraîner la perturbation du milieu récepteur. En effet, les nutriments peuvent entraîner l'eutrophisation du milieu récepteur (rivières et cours d'eau) (**Filali Meknassi, 2003**). En outre, la charge en microorganismes regroupant certains sérotypes pathogènes dont la *Salmonella Typhimurium* et *Enteritidis*, sont responsables de syndromes diarrhéiques et de toxi-infections alimentaires rencontrées chez l'être humain (**Peiffer, 2002**).

I.1.3. Cadre institutionnel et réglementaire

En Côte d'Ivoire, la gestion des eaux usées et leur déversement dans le milieu naturel sont assurés par le Centre Ivoirien Antipollution (CIAPOL) sous la tutelle du Ministère de l'Environnement et du Développement Durable (MINEDD). Le MINEDD s'occupe de la mise en œuvre des politiques environnementales et de gestion des déchets industriels et dangereux, conformément au décret n°98-43 du 28 janvier 1998. Il est accompagné dans sa tâche par le CIAPOL, une institution spécialisée de l'État ivoirien, qui a pour but d'assurer la veille permanente en matière de nuisances et de pollution de toutes sortes. Ce dernier a été créé par décret n°91-662 du 9 octobre 1991, du Service d'Inspection des Installations Classées (SIIC) et du Bureau d'Étude d'Impact Environnemental (**Yobouet, 2013**). Pour mener à bien cette mission, l'État ivoirien a mis en place des réglementations dont celle portant sur les rejets et émissions des installations classées pour la protection de l'environnement de l'arrêté n°01164 du 04 Novembre 2008.

Dans le cadre de cette étude, les paramètres retenus pour l'évaluation de la qualité des eaux usées d'abattoir après traitement, présentés dans le **Tableau I.3**, sont tirés de la réglementation n°01164 du 04 Novembre 2008.

Tableau III: Normes de rejet des eaux usées en Côte d'Ivoire

Paramètres	Réglementations Ivoirienne
pH	5,5 - 9,5
Température	≤ 40°C
DCO	< 300 mg/L
DBO	< 100 mg/L
Huiles et graisses	30 mg/L
MES	-
Turbidité	-
PT	15 mg/L
NT	50 mg/L
Fer	5 mg/L
Al	-

Pour remédier aux problèmes liés à la pollution du milieu naturel par les eaux usées d'abattoir, plusieurs procédés de traitement peuvent être utilisés. Parmi ces procédés de traitement, il y a les méthodes biologiques anaérobies, chimiques et électrochimiques. Les sections suivantes présentent de manière détaillée les différents procédés de traitement sur lesquels ont porté nos travaux de recherche.

CHAPITRE II : PROCÉDES DE TRAITEMENT DES EAUX USEES D'ABATTOIR

II.2. PROCÉDES DE TRAITEMENT DES EAUX USEES D'ABATTOIR

Différentes méthodes sont utilisées pour le traitement des eaux usées d'abattoir. Ce sont : les traitements physico-chimiques, les traitements biologiques et les procédés d'oxydation avancés (POA). En outre, la littérature fait état de l'application de procédés de traitement couplés pour le traitement des eaux usées d'abattoir (**Valta *et al.*, 2015**). Chacune de ces méthodes ainsi que leurs avantages et inconvénients sont brièvement présentés dans cette section.

II.2.1. Méthodes de traitement physico-chimiques

Les méthodes de traitement physico-chimiques permettent généralement la séparation des matières particulaires contenues dans les eaux (**Almandoz *et al.*, 2015; Eryuruk *et al.*, 2018**). Ce sont les méthodes de flottation par air dissous, la coagulation-floculation, la filtration membranaire et l'électrocoagulation.

II.2.1.1. Flottation à l'air dissous

La méthode de flottation à l'air dissous est utilisée pour flotter les matières en suspension (MES), les huiles et graisses et la DBO des eaux usées d'abattoir (**Al-Mutairi, 2009; De Nardi *et al.*, 2011**). Cette technologie s'opère par injection de bulles d'air dans le fond du réacteur, qui, en remontant, transportent les matières en suspension et les graisses à la surface des eaux usées pour être raclées par la suite. Les performances de cette méthode en termes d'élimination de la DCO et de la DBO sont généralement comprises, respectivement entre 30 et 90% puis 70 et 80%. Elle peut atteindre des niveaux élevés d'élimination des nutriments (**Mittal, 2006; Al-Mutairi, 2009**).

II.2.1.2. Coagulation floculation

La coagulation floculation est une méthode de traitement qui permet l'élimination des particules colloïdales et des matières en suspension par la formation de floccs au moyen des coagulants et des floculants. Ces floccs sont éliminés par décantation suivie d'une filtration.

Plusieurs travaux relatifs au traitement des eaux usées d'abattoir par coagulation floculation ont donné des résultats satisfaisants (**Satyanarayan et al., 2005; Amuda et Alade, 2006; Tariq et al., 2012**). Cependant, la coagulation floculation nécessite l'utilisation de d'importantes quantités de réactifs chimiques rendant ainsi le coût de traitement élevé (**Barrera-Díaz et al., 2018**). En outre, elle produit une importante quantité de boues caractérisées par une DBO₅ et une DCO très élevées (**Barrera-Díaz et al., 2018**), ce qui nécessite par conséquent un post traitement de ces boues.

II.2.1.3. Filtration membranaire

La filtration membranaire est une méthode alternative au traitement des eaux usées d'abattoir. Ce sont : l'osmose inverse, la nanofiltration, l'ultrafiltration et la microfiltration. Ces procédés de traitement permettent d'éliminer les particules colloïdales, les macromolécules et les microorganismes en fonction de la taille des pores (**Almandoz et al., 2015**). L'application de la filtration membranaire au traitement des eaux usées d'abattoir a permis d'atteindre des résultats très satisfaisants avec une élimination de 45,22 % de NT, 90,63 % de la DCO et 44,81 % du COT (**Almandoz et al., 2015**). Toutefois, malgré ses performances épuratoires, des teneurs très élevées en nutriments peuvent être observées dans les effluents traités. De ce fait, le couplage de la filtration membranaire avec d'autres méthodes de traitement est nécessaire (**Gürel et Büyükgüngör, 2011**). De plus, les procédés membranaires sont confrontés à l'encrassement des membranes lors du traitement des eaux usées à forte charge telles que les eaux usées d'abattoir (**He et al., 2005; Selmane et al., 2008**), ce qui a pour conséquence de limiter son utilisation.

II.2.2. Méthodes biologiques

Les traitements biologiques sont composés des méthodes de traitement aérobies et anaérobies. Les procédés biologiques sont généralement utilisés comme des traitements secondaires. Ils peuvent être réalisés individuellement ou couplés en fonction des

caractéristiques des eaux usées d'abattoir à traiter. Ces différentes méthodes de traitement sont présentées succinctement dans les sections qui suivent.

II.2.2.1. Traitements aérobies

Dans les systèmes aérobies, les bactéries aérobies sont responsables de l'élimination des matières organiques en présence d'oxygène. Le temps de traitement et la quantité d'oxygène requise à l'élimination des matières organiques augmentent en fonction de la charge organique des eaux usées à traiter. Le traitement aérobique est couramment utilisé pour la décontamination finale et l'élimination des nutriments après l'application des traitements physicochimique ou anaérobie (**Chernicharo, 2006**). Les procédés biologiques aérobies comprennent les traitements par boues activées, les contacteurs biologiques rotatifs et les lits bactériens (**Bustillo-Lecompte et Mehrvar, 2015**).

II.2.2.2. Traitements anaérobies

Les traitements anaérobies regroupent la filtration anaérobie, le lagunage anaérobie et la digestion anaérobie (**Bustillo-Lecompte et Mehrvar, 2015**).

La digestion anaérobie est le traitement biologique le plus utilisé pour le traitement des eaux usées d'abattoir en raison de son efficacité (**Cao et Mehrvar, 2011**). Pendant le traitement anaérobie, les composés organiques sont dégradés par différentes bactéries en CO₂ et en CH₄ en l'absence d'oxygène. En outre, les systèmes anaérobies ont pour avantages d'éliminer la DCO et la DBO₅, de produire une faible quantité de boue, d'utiliser moins d'énergie, et offrent la possibilité de récupérer les nutriments générés (**Mittal, 2006; Chan et al., 2009; Bustillo-Lecompte et al., 2014**).

Cependant, les procédés anaérobies entraînent une faible élimination des composés azotés et phosphatés qui sont généralement sous la forme d'ammonium (NH₄⁺) et de phosphate (PO₄³⁻) (**Gonzalez-Gil et al., 2016**). Ainsi, le rejet des eaux traitées par les procédés anaérobies peut favoriser l'eutrophisation des milieux aquatiques. Par conséquent, leur post traitement devient nécessaire (**Rongwong et al., 2018**).

II.2.3. Méthodes d'oxydation avancée

Les procédés d'oxydation avancée (POA) comprennent les procédés photo-catalytiques (UV/H₂O₂), l'ozonation (UV/O₃), la radiation gamma pour l'oxydation et la dégradation des matières organiques par des réactions avec les radicaux hydroxyles (OH^{*}) (**Barrera et al., 2012; Bustillo-Lecompte et al., 2013**).

Les POA sont une alternative intéressante et une option de traitement complémentaire aux traitements biologiques. Ils ont la capacité d'inactiver les microorganismes lors du traitement des eaux usées d'abattoir pareillement à l'ozonation (**De Sena et al., 2009; Bustillo-Lecompte et Mehrvar, 2015**). L'application des POA comme traitement complémentaire des eaux usées d'abattoir donne une forte élimination de la matière organique de l'azote total. En effet, **Ghafoori et al., (2015)** ont obtenu une élimination de 98 % de COT tandis que les travaux de **Bustillo-Lecompte and Mehrvar, (2017)** ont permis un abattement maximum de 85,03 % de COT et de 72,10 % de l'azote total. En revanche, les POA sont généralement très efficaces en milieu fortement acide. De plus, certains POA tels que le procédé de Fenton et l'électro-fenton nécessitent l'ajout de peroxyde d'hydrogène (H₂O₂) et/ou d'ions ferriques (Fe²⁺) (**Babu et al., 2019**), ce qui peut rapidement augmenter les coûts de traitement. Lors de traitement par Fenton, le peroxyde d'hydrogène réagit avec l'ion ferreux Fe²⁺ pour former le radical hydroxyle OH^{*} qui est un oxydant puissant non sélectif (Équation 1). Ce dernier est capable de dégrader la majeure partie des composés organiques jusqu'à l'étape ultime de la minéralisation.



II.2.4. Méthodes combinées

Selon la littérature, de nombreuses méthodes combinées ont fait l'objet d'études lors du traitement des eaux usées d'abattoir. Ces études ont révélé que les procédés combinés sont rentables, avec des taux d'abattement élevés de la matière organique (DCO, DBO₅). En outre, le couplage des procédés de traitement réduit les coûts d'exploitation et d'entretien par rapport à chaque méthode prise individuellement (**Luiz et al., 2011; Bustillo-Lecompte et al., 2013; Bustillo-Lecompte et Mehrvar, 2015**).

Quelques exemples des méthodes combinées sont résumés dans le **Tableau II.1**.

Tableau IV: Combinaisons des différentes technologies pour le traitement des eaux usées d'abattoir

Procédés de traitement	HRT (h)	DBO ₅ initial (mg/L)	DCO initial (mg/L)	Elimination de la DBO ₅ (%)	Elimination de la DCO (%)	Références
PAna/PAe	23-91	610-1150	1190-2800	97,00	93,00	(Del Pozo et Diez, 2005)
CC/PAds	2	5703	6605	93,50-96,80	91,10-96,80	(Mahtab <i>et al.</i> , 2009)
PAna/POA	76-91	1020-1143	2110-2305	96,60	97,70	(Cao et Mehrvar, 2011)
PAna/MF	48-168		2084-13381		95	(Jensen <i>et al.</i> , 2015)
PAna/POA	217		1500		91	(Vidal <i>et al.</i> , 2019)
PAna-Fen	-	15,9	3360	85,29	95,41	(Fard <i>et al.</i> , 2020)

En résumé, de nombreux procédés de traitement sont utilisés pour le traitement des eaux usées d'abattoir. De façon générale, ces procédés permettent d'obtenir des taux d'abattement très élevés de la matière organique. Par ailleurs, en raison de la forte charge organique des eaux usées d'abattoir, les procédés biologiques anaérobies restent les plus utilisés pour leur traitement.

Ainsi, les sections qui suivent présenteront de façon détaillée le traitement biologique anaérobie (la digestion anaérobie).

II.3. PROCÉDES DE TRAITEMENTS BIOLOGIQUES ANAÉROBES :

DIGESTION ANAÉROBIE

II.3.1. Étapes de la digestion anaérobie

La digestion anaérobie est un procédé de traitement biologique qui se déroule en présence d'un consortium bactérien qui dégrade la matière organique biodégradable en absence d'oxygène en produisant du biogaz. Elle se déroule en plusieurs étapes qui sont résumées à la **Figure II.1.**

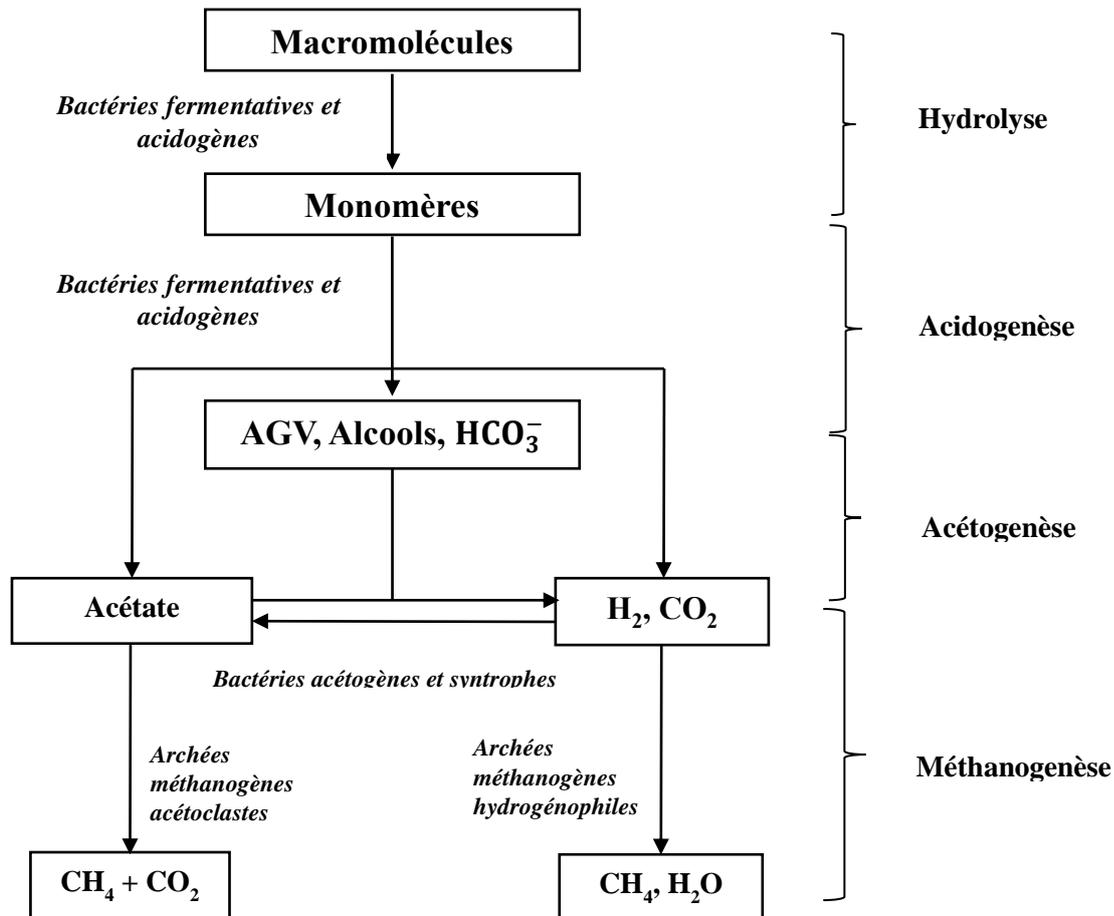


Figure II.1: Schéma simplifié des processus de digestion anaérobie (Moletta, 2008)

II.3.1.1. Hydrolyse

L'hydrolyse est la première des quatre étapes de la digestion anaérobie. Elle est une étape incontournable de la digestion anaérobie car elle permet de solubiliser la matière organique en éléments facilement assimilables pour les microorganismes. En effet, lors de l'hydrolyse, les polymères tels que les polysaccharides, les protéines et les lipides sont hydrolysés en monomères et oligomères hydrosolubles (monosaccharides, acides gras, acides aminés) au moyen des enzymes extracellulaires (protéases, lipases, cellulases...) excrétées par les bactéries hydrolytiques (**Zhang et al., 2007**). Cependant, certains composés organiques comme la cellulose, l'amidon ou les graisses sont difficilement hydrolysés faisant de l'hydrolyse une étape limitante de la digestion anaérobie (**Mabala, 2012**). Le pH optimal de l'hydrolyse se situe dans l'intervalle 4,5 – 6,3 et la durée de reproduction des bactéries hydrolytiques est de quelques heures (**Homeky, 2015**). Elle peut être affectée par de nombreux paramètres dont la composition de la matière organique (facilement ou difficilement hydrolysable), la taille des particules, la surface disponible des particules pour les attaques

enzymatiques et le pH (Song *et al.*, 2005; Jensen *et al.*, 2009). De ce fait, en cas de composés difficilement hydrolysables, elle peut être améliorée en augmentant l'accessibilité du matériau à l'attaque enzymatique au moyen de procédés mécaniques, thermiques, physico-chimiques, chimiques, biologiques ainsi que leurs combinaisons (Karimi et Taherzadeh, 2016; Chen *et al.*, 2017; Ometto *et al.*, 2019).

II.3.1.2. Acidogénèse

Pendant cette étape, les monomères et oligomères (monosaccharides, acides gras, acides aminés), produits lors de l'hydrolyse, sont fermentés en acides gras volatils (AGV), en CO₂, en H₂ et en acides organiques et alcools (Ometto *et al.*, 2019). Cette étape de la digestion anaérobie se déroule à pH acide avec un optimal à 6,0. Toutefois, elle est inhibée à 4,5 (Zhang, 2011). Les bactéries acidogènes ont une vitesse de répllication très rapide. En effet, l'acidogénèse est 30 à 40 fois plus rapide que l'hydrolyse. Toutefois, la cinétique rapide des réactions peut conduire à une accumulation des AGV et la baisse du pH qui pourra à son tour entraîner l'inhibition de l'acétogénèse et la méthanogénèse (Bautista Angeli, 2019). Les bactéries acidogènes renferment une part importante de bactéries strictes du genre *Clostridium*. En outre, parmi les bactéries acidogènes on dénombre la famille des *Enterobacteriaceae* ou encore les genres *Bacteroides*, *Bacillus*, *Pelobacter*, *Acetobacterium* et *Ulyobacter* (Cresson, 2006; Mabala, 2012).

II.3.1.3. Acétogénèse

Lors de l'acétogénèse, les intermédiaires métaboliques produits pendant l'acidogénèse (AGV, alcools, acides organiques, CO₂, H₂) sont transformés en acétate, H₂ et CO₂ par deux groupes de microorganismes. Il s'agit des bactéries productrices d'hydrogène nommées OHPA (Obligat Hydrogen Producing Acetogens) et des bactéries acétogènes non syntrophes. Les OHPA produisent de l'acétate à partir des AGV (Mabala, 2012). Quant aux bactéries acétogènes non syntrophes, elles produisent l'acétate par réduction du CO₂ et de H₂ d'une part et à partir des AGV et des alcools d'autre part (Godon, 2008). Ces réactions sont thermodynamiquement défavorables ($\Delta G^0 > 0$) parce que l'hydrogène produit est aussitôt consommé par des microorganismes symbiotiques (Stams et Plugge, 2009). La baisse du pH, pendant cette étape, en dessous du domaine optimal (6,8 – 7,5) peut entraîner une inhibition de l'acétogénèse (Homeky, 2015).

II.3.1.4. Méthanogénèse

La méthanogénèse, dernière étape de la digestion anaérobie, se déroule par deux voies métaboliques dont la méthanogénèse acétoclastique et la méthanogénèse hydrogénoclastique. (Zhang, 2011). Pendant ces deux étapes, le méthane est produit par les méthanogènes qui sont des bactéries strictement anaérobies et très vulnérables à de faibles concentrations en oxygènes. Les bactéries méthanogènes appartiennent à la famille des archéens et possèdent un temps de développement lent. De plus, elles sont reconnues pour être très sensibles aux variations de pH (Bollon, 2012). Ainsi, selon Speece (2008), le domaine optimal de pH généralement accepté pour le bon déroulement de la digestion anaérobie est compris entre [6,5 – 8,2].

Pendant la méthanogénèse, les bactéries méthanogènes acétotrophes utilisent l'acétate pour produire entre 65 à 70% du méthane (Bollon, 2012) selon l'Équation (2) :



Quant aux bactéries méthanogènes hydrogénotrophes, elles produisent environ 30% du méthane par réduction du dioxyde de carbone et du dihydrogène comme le montre l'Équation (3) :



L'Équation (3) joue un rôle primordial dans le déroulement de la digestion anaérobie car elle permet de maintenir une pression basse de l'hydrogène moléculaire dans le milieu.

Contrairement aux étapes précédentes (hydrolyse, acidogénèse et acétogénèse), la méthanogénèse contribue à l'élimination de la matière organique (DBO₅ et DCO) par sa conversion en méthane et en dioxyde de carbone comme le montrent les Équations (2) et (3) (Bajpai, 2017; Anukam *et al.*, 2019).

II.3.2. Caractéristiques physico-chimiques de la digestion anaérobie

II.3.2.1. Température

Trois modes de digestion anaérobie sont rencontrés en fonction de la température de traitement. Il s'agit de la digestion anaérobie psychrophile (5 °C à 20 °C), de la digestion anaérobie mésophile (20 à 45°C) et de la digestion anaérobie thermophile (45 °C à 60 °C). Les variations importantes de la température entraînent des changements au niveau de la dynamique des populations bactériennes, ce qui a pour conséquence de réduire ou d'améliorer l'efficacité de la digestion anaérobie (**Kim et al., 2006; Chae et al., 2008; Khalid et al., 2011**). Toutefois, de faibles fluctuations de température inférieures à 1°C par jour peuvent être tolérées par les microorganismes en conditions thermophiles, tandis que pour une digestion anaérobie mésophile, des variations de 2 à 3 °C sont sans danger pour les microorganismes (**Amani et al., 2010; Karthikeyan et Visvanathan, 2013**). La digestion anaérobie thermophile présentent de nombreux avantages qui sont une production importante de méthane et un fort taux d'élimination de le DCO (**Moletta, 2011; Homeky, 2015**). Néanmoins, la digestion mésophile demeure la plus utilisée car elle assure une meilleure stabilité de la population microbienne et limite les coûts relatifs à l'apport en chaleur. En outre, les risques d'inhibition de la digestion anaérobie par l'ammoniaque sont réduits (**Homeky, 2015**).

II.3.2.2. pH

Le pH est un paramètre important de la digestion anaérobie. Il agit sur les réactions biologiques en modifiant les structures protéiques des enzymes. Il conditionne également le développement des microorganismes impliqués dans la digestion anaérobie (**Bautista Angeli, 2019**). Les valeurs de pH admises pour un bon déroulement de la digestion anaérobie peuvent aller de 6,5 jusqu'à 8,78 (**Speece, 2008; Antwi et al., 2017**). Toutefois, pour un fonctionnement optimal de la digestion anaérobie, le pH doit être compris entre 6,8 et 7,2 (**Chen et al., 2008**). Lors de la digestion anaérobie, des augmentations du pH sont généralement observées. Ces modifications du pH peuvent entraîner un déséquilibre de la digestion anaérobie et une accumulation d'AGV. À cet effet, si le système ne contient pas une alcalinité suffisante, le pH peut baisser en dessous du domaine optimal et les performances du digesteur ainsi que la production de biogaz diminueront (**Labatut et Pronto, 2018**). Pour pallier cette situation, des mesures régulières du pH du substrat peuvent être effectuées afin de garantir des conditions de pH recherchées pour le système.

II.3.2.3. Nutriments et le rapport C/N

La performance de la digestion anaérobie est significativement affectée par le rapport carbone/azote (C/N) du substrat (**Zhang et al., 2014**). En effet, le carbone et l'azote sont des nutriments indispensables pour la croissance des microorganismes car le carbone est une source d'énergie et l'azote est utilisé pour la synthèse des protéines et des acides nucléiques (**Kumar, 2011; Lin et al., 2019**). Un rapport C/N élevé (supérieur à 30) réduit le taux de biodégradation du substrat, un rapport C/N faible (inférieur à 20) a tendance à produire un excès d'ammoniac et d'AGV tandis qu'un rapport C/N compris entre 20 et 30 est jugé optimal (**Li et al., 2011**). Toutefois, **Li et al. (2015)** suggèrent qu'un C/N compris entre 10 et 20 peut conduire à des résultats satisfaisants. Dans le cas particulier de substrats à faibles rapports C/N, certains auteurs suggèrent l'ajout d'inoculum ou de cosubstrats afin d'augmenter le rapport C/N. Bien que le rapport C/N demeure un facteur important pour l'efficacité de la digestion anaérobie, les performances et la stabilité de digestion anaérobie peuvent dépendre des caractéristiques du substrat à digérer, du type et de la quantité de biomasse microbienne (**Labatut et Pronto, 2018**).

II.3.2.4. Alcalinité

L'alcalinité détermine le pouvoir tampon d'un système de digestion anaérobie. L'ion bicarbonate (HCO_3^-) qui est la principale source du pouvoir tampon permet de maintenir le pH du système entre 6,5 et 7,6. De plus, une alcalinité suffisante offre un pouvoir tampon suffisant pour résister à l'acidité des AGV. La concentration de HCO_3^- dans un système de digestion anaérobie est liée au pourcentage de CO_2 dans la phase gazeuse (**Labatut et Pronto, 2018**). Une forte baisse de l'alcalinité lors de la digestion anaérobie est un indicateur de la défaillance du digesteur. La baisse de l'alcalinité peut être causée par :

- Une accumulation d'acides organiques due à l'échec des bactéries méthanogènes à convertir les acides organiques en méthane ;
- La présence de déchets qui inhibent l'activité des bactéries méthanogènes.

Pour améliorer la digestion anaérobie, les substrats à forte alcalinité comme le fumier de vache peuvent être ajoutés au digesteur pour augmenter la capacité tampon et le pH du mélange (**Labatut et Pronto, 2018**). Par ailleurs, la digestion anaérobie des substrats riches en protéines entraîne une hausse de l'alcalinité par la production des groupes amino ($-\text{NH}_2$) et d'ammoniac (NH_3) (**Gerardi, 2003**), ce qui peut contribuer à améliorer le traitement.

II.3.3. Les inhibiteurs de la digestion anaérobie

Plusieurs paramètres peuvent causer une inhibition de la digestion anaérobie. Parmi ces paramètres figurent les acides gras volatils (AGV), l'azote ammoniacal, les acides gras à longue chaîne, le sulfure d'hydrogène et les métaux lourds.

II.3.3.1. Acides gras volatils

La concentration en AGV est un paramètre important à surveiller car il permet d'évaluer la stabilité du digesteur. Les acides gras volatils sont des acides organiques à courtes chaînes comprenant 1 à 6 atomes de carbone (**Bollon, 2012**). Les AGV regroupent un ensemble de six acides dont les acides propionique, butyrique, valérique, caproïque, énanthique et l'acide acétique qui est le plus dominant. L'accumulation des AGV dans les systèmes de digestion anaérobie peut entraîner la baisse du pH si ceux-ci ne sont pas métabolisés par les méthanogènes (**Schievano et al., 2010**). L'accumulation des AGV peut provenir également des changements de température, d'un faible rapport inoculum/substrat ou l'accumulation de composés toxiques (**Nguyen et al., 2017**). Selon **Labatut et Gooch (2014)**, une accumulation des concentrations d'AGV supérieures à 2000 mg/L entraînerait une inhibition de la production de biogaz. Toutefois, pour ces derniers, c'est une augmentation soudaine et régulière des AGV dans le substrat qui peut être un signe d'instabilité du digesteur. En outre, le rapport AGV/alcalinité du substrat peut être utilisé pour évaluer la stabilité du digesteur. Selon **Loganath et Mazumder (2018)**, un rapport AGV/alcalinité compris entre 0,1 et 0,4 reflète une meilleure stabilité du digesteur tandis qu'un rapport AGV/alcalinité supérieur à 0,4 indique une instabilité du digesteur.

II.3.3.2. Azote ammoniacal

L'azote ammoniacal résulte du processus de transformation de l'azote organique. Lors de la digestion anaérobie, les protéines sont transformées en acides aminés pendant l'hydrolyse (**Batstone et al., 2002; Bollon, 2012**), qui sont par la suite convertis en CO₂, en AGV et en azote ammoniacal au cours de l'acidogénèse. L'azote ammoniacal est bénéfique pour le métabolisme microbien. L'azote ammoniacal, qui est un mélange d'ammoniac (NH₃) et d'ammonium (NH₄⁺), est en équilibre acido-basique. Son excès dans le milieu dépend du pH ainsi que de la température (**Bollon, 2012**). L'inhibition causée par l'azote ammoniacal est principalement attribuée à l'ammoniac libre (NH₃) (**Chen et al., 2008; Bautista Angeli, 2019**).

En effet, l'ammoniac libre est prédominant à un pH élevé et les micro-organismes méthanogènes sont les plus vulnérables à sa toxicité car celui-ci diffuse rapidement à travers la membrane cellulaire des micro-organismes (**Ho et Ho, 2012**). **Calli et al. (2005)** ont montré que les concentrations en ion ammonium comprises entre 3000 à 5000 mg L⁻¹ peuvent entraîner l'inhibition de la méthanogenèse due à leur caractère toxique pour les méthanogènes.

Afin d'éviter toute inhibition de la digestion anaérobie par l'azote ammoniacal, un contrôle du pH du substrat pendant le processus de digestion anaérobie doit être effectué. En cas de hausse du pH au-dessus des valeurs optimales, la baisse du pH par l'ajout d'acide doit être effectuée (**Bocher et al., 2008; Escudero et al., 2014**).

II.3.3.3. Acides gras à longue chaîne

Les acides gras à longue chaîne (AGLC), produits par l'hydrolyse des lipides, sont des acides gras qui possèdent une queue aliphatique constituée de 13 à 21 atomes de carbone. Les trois acides gras volatils les plus abondants sont les acides palmitique, stéarique et oléique. L'effet inhibiteur des AGLC est plus prononcé en conditions de températures thermophiles ; et que les bactéries méthanogènes sont les plus affectées (**Chen et al., 2008**). L'inhibition par les AGLC résulte de leur accumulation dans le réacteur. En effet, l'accumulation survient lorsque les AGLC ne sont pas métabolisés lors de la phase de l'acétogenèse pour produire l'acide acétique ou propionique. Cela a pour conséquence de baisser le pH du milieu et d'inhiber les bactéries méthanogènes. En outre, l'inhibition peut se faire également par l'adsorption des acides gras à longue chaîne sur la membrane bactérienne qui a pour conséquence de fragiliser les fonctions protectrices des bactéries (**Chen et al., 2008; Labatut et Pronto, 2018**).

II.3.3.4. Sulfure d'hydrogène

Le sulfure d'hydrogène (H₂S) résulte de la dégradation des composés contenant du soufre moléculaire. Il provient également de la réduction du sulfate. L'effet inhibiteur du sulfure d'hydrogène se manifeste lors des phases de l'acétogenèse et de la méthanogenèse (**Mora-Naranjo et al., 2003**). Cette inhibition se fait d'une part par la compétition entre les différents groupes microbiens pour le substrat au détriment de la production de méthane et d'autre part par l'induction d'une toxicité sur les microorganismes. La toxicité chez les microorganismes est démontrée par le fait que le sulfure d'hydrogène traverse les membranes cellulaires qui sont

perméables à ce composé (**André, 2016**). Les concentrations en sulfure d'hydrogène capables d'inhiber les bactéries méthanogènes se situent entre 50 et 1000 mg/L (**Bollon, 2012**).

II.3.3.5. Éléments traces métalliques (ETM)

Les éléments traces métalliques sont des microéléments indispensables au bon fonctionnement de la digestion anaérobie. Cependant, ces derniers, en forte concentrations, peuvent inhiber la digestion anaérobie (**Abdel-Shafy et Mansour, 2014; Bautista Angeli, 2019**). La toxicité des métaux lourds sur les microorganismes impliqués dans la digestion anaérobie n'est pas la même. En effet, les bactéries méthanogènes semblent moins sensibles que les bactéries acidogènes (**Bollon, 2012**). La toxicité des métaux lourds résulte de leur capacité à rompre les fonctions et les structures enzymatiques et de substituer les métaux initialement présents dans les groupements prosthétiques (**Chen et al., 2008**). En outre, les microorganismes peuvent être détruits par l'effet bactéricide des métaux lourds insolubles (**Bautista Angeli, 2019**). Comme solution à l'effet inhibiteur des métaux lourds, **Zayed et Winter (2000)** proposent un allongement du temps d'acclimatation des souches méthanogènes pour une meilleure production de biogaz. Le **Tableau II.2** présente les seuils de toxicité de certains éléments traces métalliques pour la digestion anaérobie.

Tableau II.2: Seuils de toxicité de certains éléments traces métalliques pour la digestion anaérobie (Gerardi, 2003)

Métaux	Concentration (mg/L)
Arsenic	1,6
Cadmium	0,02
Chrome (Cr ⁶⁺)	5–50
Chrome (Cr ³⁺)	50–500
Cuivre	1–10
Cyanure	4
Fer	5

II.3.4. Application des procédés biologiques anaérobies au traitement des eaux usées d'abattoir

Les procédés biologiques anaérobies restent les plus utilisés pour le traitement des eaux usées d'abattoir. Ces procédés peuvent se dérouler dans divers réacteurs parmi lesquels figurent les bassins ou lagunes anaérobies, les réacteurs anaérobies déconnés (ABR), les filtres anaérobies (UAF), les réacteurs anti-écoulement anaérobies (UASB) et les réacteurs discontinus anaérobies de séquençage (SBR).

McCabe *et al.* (2014) ont étudié le traitement des eaux usées d'abattoir par lagunage anaérobie dans des bassins anaérobies couverts. Ces bassins anaérobies, contrairement au lagunage anaérobie conventionnel, présentaient l'avantage de récupérer le biogaz produit. Les résultats du traitement ont montré que les bassins anaérobies couverts sont capables de décomposer efficacement les eaux usées et de produire du biogaz avec une élimination de 97, 96 et 95%, respectivement de la DBO₅, DCO et des solides totaux dissous. Toutefois, le principal problème des bassins couverts était l'accumulation de graisse/croûte qui a empêché la mesure précise du biogaz. Afin de simuler l'élimination de la DCO et le rendement de biogaz produit, une nouvelle application du logiciel de modélisation informatique BioWin a été réalisée. Les résultats de la modélisation du biogaz ont suggéré que la quantité de biogaz peut être multipliée par dix (de 328 m³/j à 3284 m³/j) en fonction de l'efficacité du bassin, de la configuration du bassin et les pratiques opérationnelles.

Kuşçu et Sponza. (2005) ont étudié le traitement des eaux usées d'abattoir en utilisant des réacteurs ABR qui sont considérés comme une version optimisée d'une fosse septique commune. Ces réacteurs offrent un temps de contact accru de la matière organique avec la biomasse active, favorisant ainsi une biodégradation élevée de la matière organique. Les résultats de leurs travaux ont donné une élimination de la DBO₅ et de la DCO avoisinant 90%.

Gannoun *et al.* (2009, 2013) ont évalué la performance des filtres anaérobies à haut débit (UAF) dans des conditions de température thermophiles et mésophiles pour le traitement des eaux usées d'abattoir. Les résultats ont montré des taux d'élimination de la DCO pouvant atteindre 90% et 72% respectivement en conditions de températures mésophiles et thermophiles pour un taux de charge organique de 9000 mg/L/jour.

Nacheva *et al.* (2011) ont analysé la performance d'un réacteur UASB pour le traitement des eaux usées d'abattoir dans des conditions de températures ambiantes. Le réacteur

UASB a permis d'éliminer jusqu'à 90% de la DCO initiale. Ils ont également démontré que l'élimination de la DCO était proportionnelle au taux de charge organique.

Loganath et Mazumder (2018) ont évalué les performances d'un réacteur anaérobie hybride à lit de boue à flux ascendant (HUASBR) pour le traitement des eaux usées des abattoirs. Le réacteur HUASBR a amélioré l'élimination du carbone organique total (COT) jusqu'à une valeur maximale de 95,85 % pour un taux de charge organique de 6,97 kg COT/m³/j et un TRH de 10 heures. Les efficacités d'élimination des matières en suspension et de l'azote total variaient respectivement de 72 à 98 % et de 48 à 78 % avec un taux maximal de méthane produit qui était de 61,5 L/j.

Les travaux de **Bustillo-Lecompte et Mehrvar (2017)** ont porté sur le traitement des eaux usées d'abattoir par le couplage des procédés de traitement anaérobie et aérobie. Le traitement a été effectué à l'aide d'un réacteur ABR et suivi du traitement par boue activé. Les résultats ont abouti à des éliminations maximales de 85,03% de COT et 72,10% de NT avec une production maximale de 116.56 mL/min de biogaz à un débit d'alimentation de 63 mL/min et un pH = 6,84.

En outre, **Vidal et al. (2019)** ont étudié le traitement des eaux usées d'abattoir par couplage d'un procédé de digestion anaérobie avec un réacteur photoélectro-Fenton solaire (SPEF). Ce dispositif de traitement se composait d'un réacteur UASB à deux taux de charge organique différents (3,94 et 8,15 g DCO L⁻¹ j⁻¹) et d'un réacteur SPEF avec une anode DSA et une cathode à diffusion d'air. Le réacteur UASB a permis d'éliminer jusqu'à 70 % de la DCO pour un ORL de 8,15 g DCO L⁻¹ j⁻¹. Le traitement de l'effluent en sortie du réacteur UASB par le procédé SPEF a donné une élimination de 88 % et 72 % de la DCO pour les concentrations initiales de 195 ± 14 mg L⁻¹ et 867 ± 52 mg L⁻¹ respectivement, pour une densité de 10 mA.cm⁻². Le couplage des deux procédés a amélioré significativement l'élimination de la DCO à 91 %.

Les procédés de traitement biologiques anaérobies demeurent les plus utilisés pour le traitement des eaux usées d'abattoir. La digestion anaérobie en réacteur non agité se déroule majoritairement lors du traitement des eaux usées par lagunage. Contrairement à la digestion anaérobie en réacteur agité, peu de travaux portant sur le traitement par digestion anaérobie en réacteur non agité ont été effectués. En ce qui concerne la digestion anaérobie, elle permet le traitement des eaux usées d'abattoir avec une forte élimination de la matière organique. Toutefois, la digestion anaérobie entraîne une augmentation des concentrations de PO₄³⁻ et de

NH_4^+ dans les eaux traitées (**Gonzalez-Gil et al., 2016**). Afin d'améliorer la qualité des eaux traitées par les procédés anaérobies, des traitements complémentaires par électrocoagulation et par précipitation de la struvite sont envisagés dans cette étude.

II.4. PROCEDE D'ELECTROCOAGULATION

Appartenant aux techniques de traitement électrochimiques, l'électrocoagulation est un procédé de traitement des eaux potables et/ou usées. Ce procédé de traitement se déroule dans une cellule électrolytique dans laquelle le courant électrique est appliqué sur des électrodes sacrificielles plongées dans les eaux à traiter (**Barrera-Díaz et al., 2018**). L'électrocoagulation combine divers mécanismes qui peuvent être électrochimiques (dissolution des métaux et réduction de l'eau, électro-oxydation ou électro-réduction des polluants...), chimiques (équilibre acide / base avec changement de pH, précipitation de l'hydroxyde, réaction redox ...) et physiques (adsorption physique, coagulation, flottation). Ces différents mécanismes se déroulent pendant le traitement de façon séquentielle et /ou parallèle (**Hakizimana et al., 2017**).

Les sections qui suivent présenteront quelques-uns des mécanismes impliqués dans l'électrocoagulation, les paramètres opératoires et l'application de l'électrocoagulation au traitement des eaux usées d'abattoir.

II.4.1. Mécanismes d'électrocoagulation

II.4.1.1. Réactions aux électrodes

Lors du traitement par électrocoagulation, les espèces coagulantes sont générées *in situ* par électro-dissolution de l'anode sacrificielle suite à l'application du courant électrique. À la cathode, des ions hydroxydes sont produits par la réduction des molécules d'eau. L'ensemble des réactions qui se déroulent aux électrodes (anode et cathode) sont présentées ci-après.

- À l'anode :

L'oxydation se fait comme suit :



Avec M l'anode métallique, M^{z+} l'ion métallique et z est le nombre d'électrons libérés.

Les cations métalliques (M^{Z+}) électro-générés *in situ* sont les coagulants responsables de l'élimination des polluants par la formation de différents hydroxydes métalliques. Toutefois, dans le cas d'un potentiel d'anode élevé, des réactions secondaires peuvent survenir (**Koby et al., 2003; Mouedhen et al., 2008**).



- **A la cathode :**

On observe la réduction de l'eau comme le montre l'équation (6) :



Le dihydrogène (H_2) produit se présente sous forme de microbulles qui contribuent à l'agitation du milieu et à l'élimination des polluants par flottation (**Hakizimana et al., 2017**).

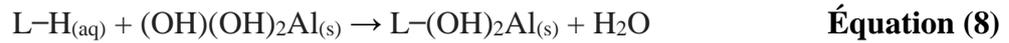
II.4.1.2. Mécanismes d'élimination des polluants

L'électrocoagulation est associée à différents mécanismes électrochimiques, chimiques et physiques. Ces mécanismes sont étroitement liés à la nature des polluants à éliminer (solubles ou insolubles). Les sous-sections suivantes présentent ces différents mécanismes en fonction de la nature des polluants à traiter.

II.4.1.2.1. Élimination des polluants solubles

Les cations métalliques (M^{Z+}) produits par la dissolution de l'anode forment, en présence des ions hydroxydes (OH^-) générés à la cathode, des hydroxydes métalliques. Les hydroxydes métalliques, de faible solubilité, participent à l'élimination des polluants solubles par enchevêtrement physique, par adsorption et par complexation. Pour exemple, les phosphates sont éliminés des effluents par les hydroxydes métalliques par complexation et/ou par précipitation et/ou par adsorption par ces derniers. Les composés organiques dissous des eaux usées peuvent être éliminés par coprécipitation et/ou par complexation et/ou par attraction électrostatique sur la surface d'hydroxydes métalliques. Pour la complexation, le polluant peut agir comme un ligand (L) pour lier un fragment de fer hydraté ou d'hydroxydes l'aluminium comme le montrent les équations (7) et (8)) (**Holt, 2002 ; Koby et al., 2003**).





En plus, les polluants solubles peuvent être éliminés par adsorption directe sur les électrodes (**Hu et al., 2003; Zhu et al., 2007**), tandis que les ions ou les molécules électro-actifs peuvent être éliminés par électro-oxydation sur l'anode ou par électro-réduction sur la cathode (**Emamjomeh et Sivakumar, 2009; Al Aji et al., 2012**).

Ces mécanismes sont illustrés par la **Figure II.2**.

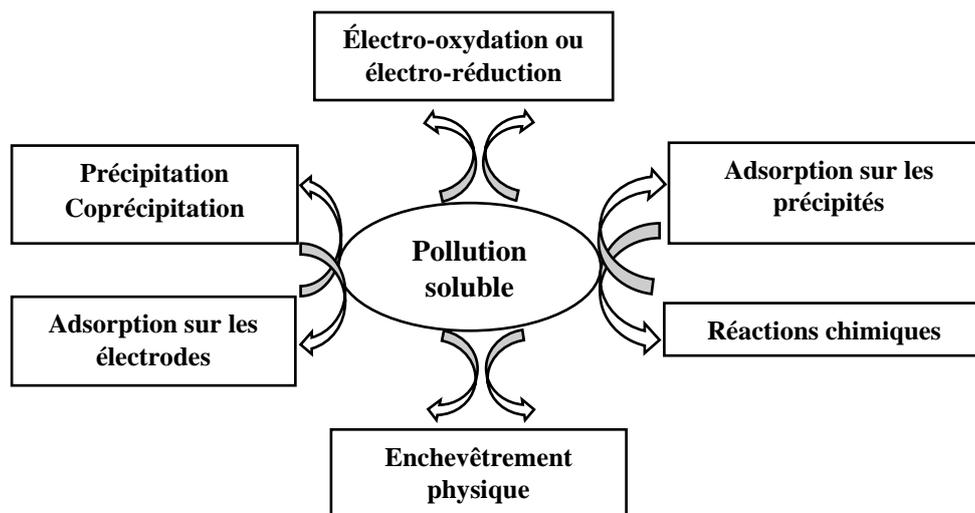


Figure II.2: Principaux mécanismes d'élimination des polluants solubles par électrocoagulation

II.4.1.2.2. Elimination des polluants insolubles

Les particules insolubles représentées par les matières en suspensions, les émulsions et les particules colloïdales sont éliminées selon les mécanismes suivant :

- Compression de la double couche des particules colloïdales sous l'action des ions métalliques (M^{z+}) générés par dissolution de l'anode sacrificielle. Les ions métalliques affectent les différences de potentiel à la surface des particules chargées et réduisent les forces répulsives entre les particules (**Harif et al., 2012**) ;
- Neutralisation des charges suite à l'adsorption des espèces métalliques ioniques / cations hydronium / anions hydroxyle sur la surface des particules colloïdales (**Cañizares et al., 2008**) ;

- Piégeage des particules colloïdales (enchevêtrement ou coagulation par balayage). Les particules colloïdales contenues dans les eaux sont emprisonnées par les hydroxydes métalliques. Ce mécanisme de déstabilisation prédomine à pH neutre et dépend des précipités d'hydroxyde métallique formés (Cañizares *et al.*, 2008) ;
- Flottation : les particules insolubles (colloïdes, matières en suspension, émulsions) s'adsorbent sur la surface des bulles d'hydrogène générées à la cathode puis celles-ci sont éliminées par flottation (Zouboulis et Avranas, 2000).

Les mécanismes d'élimination des particules insolubles sont résumés par la **Figure II.3**.

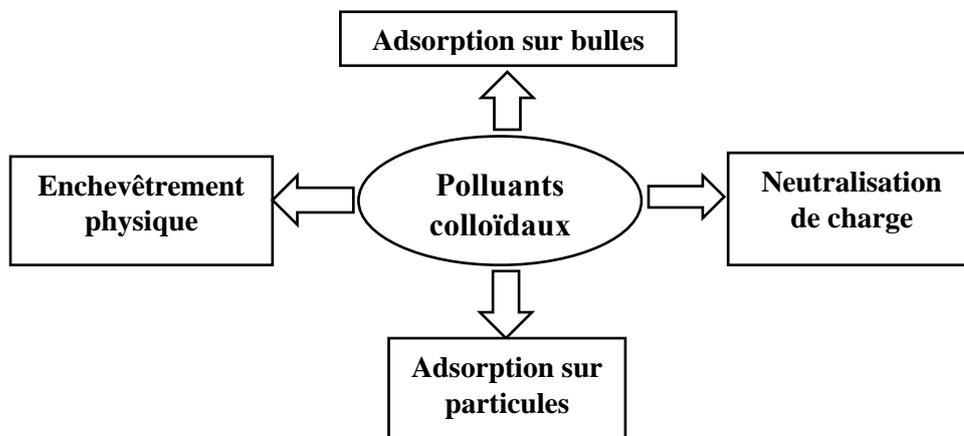


Figure II.3: Principaux mécanismes d'élimination des polluants insolubles par électrocoagulation

II.4.2. Loi de Faraday et son importance en électrocoagulation

La loi de Faraday est une des principales lois de l'électrocoagulation. Exprimée par l'équation (9), la loi de Faraday exprime la quantité de métal dissout à l'anode.

$$m = \varphi \frac{ItM}{nF} \quad \text{Équation (9)}$$

Avec :

m : masse théorique du métal dissout ou du gaz formé (g) ;

I : intensité du courant électrique imposée (A) ;

t : durée de l'électrolyse (s) ;

M : masse moléculaire de l'élément considéré (g.mol^{-1}) ;

F : constante de Faraday ($96485,3 \text{ C.mol}^{-1}$) ;

n : nombre d'électrons mis en jeu dans la réaction considérée ;

φ : efficacité de courant ou rendement faradique ;

$$\varphi = \frac{\text{masse théorique anode}}{\text{masse expérimentale anode}}$$

Le rendement faradique φ est généralement inférieur à 1. Cependant, quand des réactions parallèles se produisent, φ peut être supérieur à 1 (**Bagga et al., 2008**). Dans ce cas, cela peut être dû à des mécanismes chimiques (par exemple dissolution de l'anode en milieu acide) ou à l'oxydation électrochimique de l'anode qui se déroule simultanément avec la dissolution en milieu acide (**Gu et al., 2009; Mansouri et al., 2011**).

L'énergie électrique consommée lors du traitement par électrocoagulation, exprimée en kWh.m^{-3} , est donnée par l'équation (10) (**Lemlikchi, 2012**) :

$$E = \frac{U.I.t}{V} \quad \text{Équation (10)}$$

Avec :

U : est la tension aux bornes des électrodes (V) ;

I : est l'intensité (A) ;

t : est le temps (h) ;

V : est le volume (m^3).

II.4.3. Nature des électrodes

La nature des électrodes est d'une importance capitale sur l'efficacité de l'électrocoagulation. Le choix du matériau d'électrodes doit se faire en fonction de la solubilité de l'anode lorsqu'un courant électrique lui est appliquée. De plus, ce choix doit tenir compte de la résistance des électrodes en fonction des propriétés de l'électrolyte utilisé, de la conductivité électrique des électrodes ainsi que de leur capacité à former des hydroxydes métalliques (**Beauchesne, 2008**).

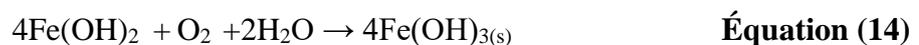
La majorité des travaux répertoriés dans la littérature montrent que les électrodes en fer (Fe) et en aluminium (Al) demeurent de loin les plus utilisées pour le traitement des eaux usées par électrocoagulation. Les sous-sections qui suivent présentent les spécificités des électrodes en Fe et en Al.

II.4.3.1. Spécificité des électrodes en fer

La réaction électrochimique qui se déroule à l'anode est la suivante :



Les ions ferreux (Fe^{2+}), d'une part, s'hydrolysent dans l'eau et forment diverses espèces de monomères et de polymères suivants : $\text{Fe}(\text{OH})^{2+}$, $\text{Fe}(\text{OH})_2^+$, $\text{Fe}(\text{OH})_2^{4+}$, $\text{Fe}(\text{OH})_4^-$, $\text{Fe}(\text{H}_2\text{O})_5(\text{OH})^{2+}$, $\text{Fe}(\text{H}_2\text{O})_4(\text{OH})_2^+$, $\text{Fe}_2(\text{H}_2\text{O})_6(\text{OH})_4^{2+}$ et $\text{Fe}(\text{OH})_3$. D'autre part, les ions Fe^{2+} peuvent s'oxyder en présence d'oxygène dissout pour donner des ions Fe^{3+} . En effet, en milieu acide, le cation Fe^{2+} s'oxyde très lentement au contact de l'oxygène dissout (Équation (12)) pour donner l'ion Fe^{3+} . Toutefois, en milieu neutre ou alcalin, les ions Fe^{2+} sont immédiatement transformés en hydroxyde ferreux $\text{Fe}(\text{OH})_2$ (Équation (13)) qui sont rapidement oxydés en présence d'oxygène dissout en hydroxyde de fer (III) ($\text{Fe}(\text{OH})_3$) selon l'équation (14) (Sasson *et al.*, 2009; Lakshmanan *et al.*, 2009).



La **Figure II.4** montre les différentes spéciations du fer susceptibles d'être formées après l'oxydation de Fe^{2+} en Fe^{3+} . Une spéciation plus importante de fer (III) est observée avec une prédominance des hydroxydes de fer ferriques $\text{Fe}(\text{OH})_3$ pour un pH compris entre 6 et 10.

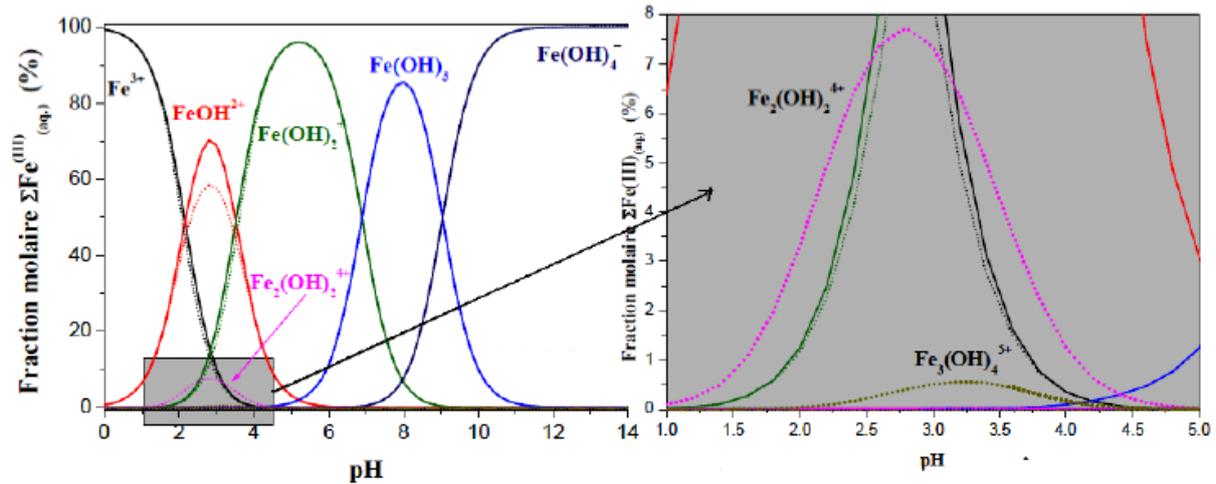


Figure II.4: Répartition molaire du fer (III) en fonction du pH (Lemlikchi, 2012)

II.4.3.2. Spécificité des électrodes en aluminium

La réaction de dissolution à l'anode en aluminium est la suivante :



Les ions Al^{3+} entraînent la formation des monomères $\text{Al}(\text{OH})_2^+$, $\text{Al}(\text{OH})_3$, $\text{Al}(\text{OH})_4^-$, $\text{Al}(\text{OH})_5^{2-}$ à partir de l'hydrolyse spontanée des cations Al^{3+} en fonction des réactions acide/base et de la concentration de Al^{3+} (Mouedhen *et al.*, 2008; Harif *et al.*, 2012). De plus, les ions Al^{3+} participent à la formation d'hydroxydes d'aluminium $\text{Al}(\text{OH})_3$ (Équation (16)) très insolubles.



En outre, la formation des polymères $\text{Al}(\text{OH})_{15}^{3+}$, $\text{Al}_7(\text{OH})_{17}^{4+}$, $\text{Al}_8(\text{OH})_{20}^{4+}$ et $\text{Al}_{13}\text{O}_4(\text{OH})_{24}^{7+}$ peut être observée (Harif *et al.*, 2012; Hakizimana *et al.*, 2017). La répartition de l'aluminium lors de l'électrocoagulation est fortement liée au pH (Figure II.5).

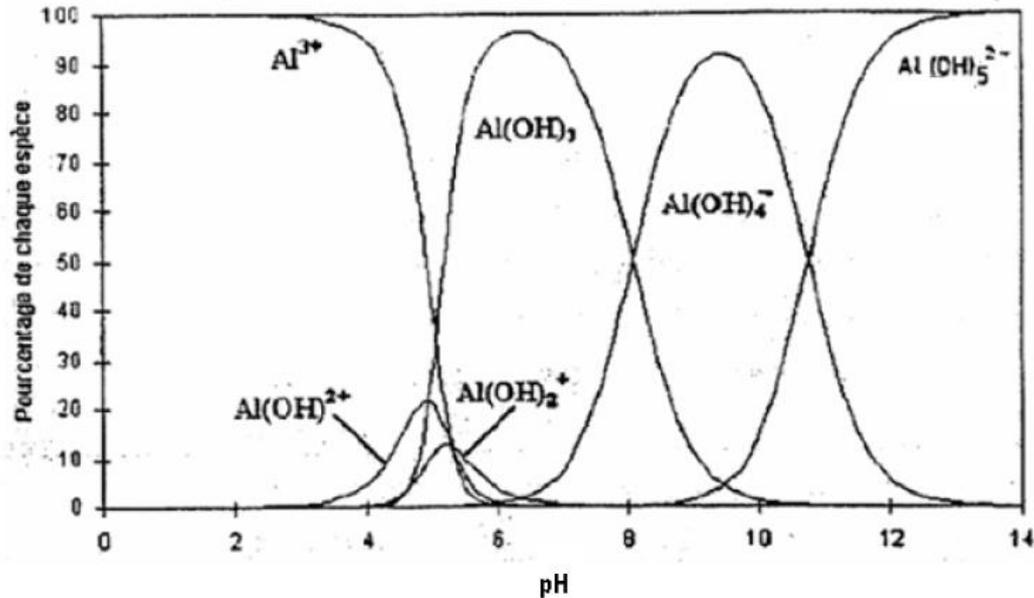


Figure II.5: Hydrolyse de l'aluminium en fonction du pH (Lemlikchi, 2012)

Les cations Al^{3+} solubles prédominent à $\text{pH} < 4$, les anions $\text{Al}(\text{OH})_5^{2-}$ prévalent à $\text{pH} > 10$, tandis que la forme insoluble $\text{Al}(\text{OH})_3$ est plus abondante à $5 < \text{pH} < 8$. Les hydroxydes métalliques amorphes $\text{Al}(\text{OH})_3$ ont de grandes surfaces bénéfiques pour une adsorption rapide de composés organiques solubles et le piégeage des particules colloïdales (Bayramoglu *et al.*, 2004). Ces derniers ont la capacité de polymériser comme le montre l'équation (17).



II.4.4. Connexions électriques

Trois principaux modes de connexion électriques sont rencontrés lors du traitement par électrocoagulation. Il s'agit des modes monopolaire série, monopolaire parallèle et bipolaire série. Ces différents modes de connexion se présentent comme suit :

- **Connexion monopolaire en série (A) :** Elle utilise n électrodes qui engendrent $n/2$ résistances en série. La résistance se définit comme l'ensemble formé par l'anode, l'électrolyte et la cathode. Pour une tension U et une intensité de courant électrique I délivrées par le générateur, chaque résistance est traversée par un courant I et soumise à une tension $U/2n$.

- **Connexion monopolaire parallèle (B) :** Elle utilise n électrodes qui offrent $(n-1)$ résistances en parallèle. Pour une tension U et une intensité de courant électrique I délivrée par un générateur, les cellules sont soumises à la même tension U tandis que l'intensité de courant qui traverse chaque résistance est $I/(n-1)$.
- **Connexion bipolaire série (C) :** Elle utilise n électrodes qui offrent $(n-1)$ résistances en série. Les résistances sont soumises à une intensité de courant I et à une tension $U/(n-1)$ (Zongo, 2009).

La figure II.6 illustre les différents modes de connexion électrique au cours du traitement par électrocoagulation.

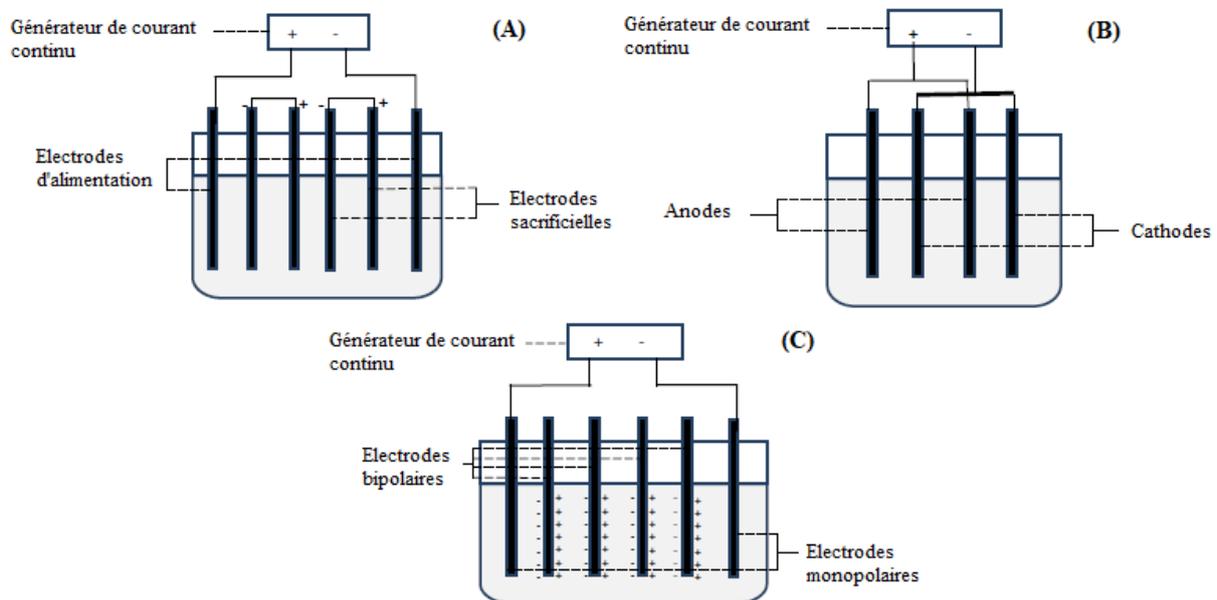


Figure II.6: Différents modes de connexion électrique en électrocoagulation : A) Monopolaire en série, B) Monopolaire en parallèle, C) Bipolaire série (Hakizimana *et al.*, 2017)

II.4.5. Principaux paramètres affectant l'électrocoagulation

L'efficacité de l'électrocoagulation est étroitement liée aux paramètres opératoires. Ce sont la densité de courant électrique, le pH et la conductivité.

II.4.5.1. Densité de courant électrique

La densité de courant électrique (rapport de l'intensité du courant électrique sur la surface active de l'électrode) régit la quantité de coagulant généré lors du traitement par

électrocoagulation. En effet, la masse de coagulant produit est proportionnelle à la densité de courant et à la durée du traitement (**Kabdaşlı et al., 2012**). La densité de courant détermine également la quantité de gaz (H₂) régie par la loi de Faraday (**Bener et al., 2019**). Les bulles d'hydrogène ainsi formées affectent d'une part l'hydrodynamique du système qui influence le transfert de masse des polluants et d'autre part dictent la vitesse de collision des particules coagulées qui provoquent la formation de flocons (**Comninellis et Chen, 2010**). Cependant, des densités de courant élevées peuvent affecter négativement l'efficacité de l'électrocoagulation car des réactions secondaires peuvent survenir et une surdose de coagulants peut inverser la charge des particules colloïdales et les redisperser conduisant ainsi à une baisse d'efficacité. Aussi note-t-on une réduction de la durée de vie des électrodes (**Hakizimana et al., 2017**).

L'électrocoagulation peut être effectuée en mode galvanostatique ou en mode potentiostatique. Le mode galvanostatique se définit par la variation de l'intensité du courant électrique au cours du traitement. Quant au mode potentiostatique, c'est la tension de courant qui est ajustée en fonction de la quantité de coagulant désirée. De façon générale, le mode galvanostatique demeure le plus utilisé pour le traitement par électrocoagulation (**Zongo, 2009**).

II.4.5.2. pH des eaux à traiter

Le mécanisme de l'électrocoagulation dépend fortement du pH initial des eaux usées. En effet, le pH influence la production d'hydroxydes métalliques (**Bassyouni et al., 2017; Khemila et al., 2018**). Le pH affecte le mécanisme de coagulation parce qu'il régit les espèces de métal hydrolysé et influence les mécanismes de l'électrocoagulation (**Malakootian et al., 2010**). L'adsorption et la coagulation dépendent en particulier du pH. La charge superficielle des précipités métalliques peut s'expliquer par l'adsorption des charges solubles monomériques sur leurs surfaces (**Jiménez et al., 2012**). Dans ces conditions, le comportement entre le pH et leurs polluants voisins peuvent être déduit des interactions électrostatiques.

Le pH initial des eaux à traiter peut changer tout au long du traitement par électrocoagulation. Il peut augmenter lors du traitement d'effluents acides et baisser pour les effluents alcalins en raison de l'effet tampon de l'électrocoagulation. Un effet tampon particulièrement élevé est observé dans le cas de l'utilisation d'électrodes en Al à cause de la formation d'anions aluminate à pH élevé (**Chen et al., 2000; Hakizimana et al., 2017**).

II.4.5.3. Conductivité des eaux à traiter

La conductivité reste un paramètre indispensable au bon fonctionnement de l'électrocoagulation. En effet, une conductivité électrolytique élevée augmente les performances de la densité de courant due à la baisse de la résistance ohmique des eaux / eaux usées. La conductivité diminue le temps de traitement nécessaire pour atteindre un rendement d'élimination donné, ce qui a pour conséquence de réduire la consommation en énergie électrique (**Chou, 2010**). Dans le cas des eaux à traiter possédant une faible conductivité, des électrolytes comme le Na_2SO_4 et NaCl sont utilisés pour améliorer la conductivité. Le Na_2SO_4 présente l'avantage de ne pas réagir avec les ions en solution. Contrairement à Na_2SO_4 , le NaCl libère des ions Cl^- qui peuvent être oxydés en chlore actif capable d'oxyder les composés organiques et/ou de contribuer à la désinfection des eaux (**Koby et al., 2003**). Cependant, l'utilisation du NaCl pour le traitement des eaux usées chargées en matières organique peut entraîner la formation des organochlorés toxiques (**Dia et al., 2017**).

II.4.6. Application de l'électrocoagulation à la dépollution des eaux usées d'abattoir

L'électrocoagulation par sa capacité à éliminer les polluants solubles et insolubles représente un excellent moyen de traitement des eaux usées d'abattoir. L'électrocoagulation a été confirmée pour être une technologie efficace pour l'élimination de la matière organique, des nutriments et même des pathogènes des eaux usées d'abattoir sans ajout de produits chimiques (**Koby et al., 2006; Qin Xusong et al., 2013**). Le traitement des eaux usées d'abattoir par le procédé d'électrocoagulation a été abordé dans la littérature actuelle et quelques cas d'études sont illustrés comme suit.

À titre d'exemples, **Koby et al. (2006)** ont étudié l'influence du pH initial, de la densité de courant et de la durée de traitement en utilisant des électrodes en Fe et en Al pour l'élimination de la DCO, des huiles et graisses en utilisant un réacteur batch à l'échelle de laboratoire. Ces auteurs ont montré que l'élimination de la DCO et des huiles et graisses dépendait de la valeur du pH initial des eaux usées. Les plus fortes éliminations de la DCO ont été atteintes en milieu acide (pH = 2) (93% avec des électrodes en Al et 85% avec des électrodes en Fe) contre une baisse progressive de l'élimination de la DCO avec l'augmentation du pH initial avec les deux types d'électrodes. Avec des électrodes en Al, ils ont montré que l'élimination des graisses était meilleure en milieu acide. L'augmentation de la densité de courant était bénéfique à l'élimination de la DCO. Par ailleurs, ces derniers ont montré que

malgré une forte élimination de la DCO, des huiles et graisses, une intensité élevée de courant engendre une forte consommation en énergie électrique.

De même, **Asselin et al. (2008)** ont évalué les performances de l'électrocoagulation sur le traitement des eaux usées d'abattoir par l'élimination de la DCO soluble (DCOs). Les expériences ont été menées à l'échelle de laboratoire en utilisant des électrodes en Fe et en Al et en évaluant les effets respectifs de la durée de traitement, du pH et de la conductivité des eaux usées d'abattoir. Les auteurs ont montré que l'allongement de la durée de traitement était favorable à l'élimination de la DCOs avec les plus faibles concentrations résiduelles de DCOs observées entre 40 et 90 min de traitement. Toutefois, une durée de traitement prolongée a entraîné une production importante de boue. Par opposition aux travaux de **Koby et al. (2006)**, ils ont montré que les domaines de pH optimum pour l'élimination de la DCOs étaient compris entre 7,8 et 8,9. En milieux acide et basique, une faible élimination de la DCOs a été obtenue. Ils ont également montré que dans le cas des eaux usées d'abattoirs, l'ajout d'électrolyte n'était pas nécessaire puisqu'il n'améliore pas l'efficacité de l'élimination de la DCOs.

Bayar et al. (2011) ont étudié l'effet de la densité de courant sur le traitement des eaux usées d'abattoir en utilisant des électrodes en aluminium. Les résultats obtenus ont montré une élimination maximale de 85 % de la DCO pour une densité de courant de 0,5 mA/cm² en milieu acide (pH = 3 et pH = 4). Plus tard, **Bayar et al. (2014)** ont étudié l'influence du pH initial en utilisant des électrodes en aluminium avec une intensité de courant fixe de 1 mA/cm² en réacteur batch. Le domaine de pH utilisé variait de 2 à 8. Les résultats ont montré que les pH = 3 et pH = 4 permettaient d'obtenir des taux d'élimination élevés de la DCO avec 85% à pH = 3. Par contre, les plus faibles abattements de la DCO ont été observés en milieu basique (pH = 8).

De même, **Ahmadian et al. (2012)** ont examiné la performance de l'électrocoagulation sur le traitement des eaux usées d'abattoir dans un système discontinu utilisant des électrodes en fer. Les taux d'élimination des matières organiques et de l'azote ont été améliorés en augmentant la densité de courant, le temps de traitement et le nombre d'électrodes. Les résultats montrent une efficacité d'élimination allant jusqu'à 97, 93, 84 et 81% pour DBO₅, DCO, NT et MES, respectivement.

Ozyonar et Karagozoglou (2014) ont évalué le traitement des eaux usées d'abattoir par électrocoagulation en utilisant des électrodes en fer et en aluminium. Cette étude a consisté à évaluer les effets du pH initial des eaux usées (3 - 8), de la densité de courant (20 - 140 A/m²) et de la durée de traitement (2,5 - 60 min). L'efficacité du traitement a été évaluée en suivant

l'élimination de la DCO, des huiles et graisses et de la turbidité. Les conditions optimales d'élimination de ces paramètres étaient pH = 4, densité de courant = 100 A/m² et une durée de traitement = 20 min avec les électrodes en aluminium ; et pH = 6, densité de courant = 100 A/m² et une durée de traitement = 20 min avec les électrodes en fer.

Awang et al. (2011) ont utilisé l'électrocoagulation pour le post-traitement des eaux usées d'abattoir. Les effets de la densité de courant, du temps de traitement et de la DCO initiale sur l'élimination de la couleur, de la DCO et de la DBO₅ ont été étudiés en utilisant la méthodologie des surfaces de réponse à 3 niveaux (MSR). Les conditions optimales ont été obtenues pour une concentration de la DCO de 220 mg/L, une densité de courant de 30 mA/cm² et une durée de traitement de 55 min. Ainsi, une réponse d'élimination de 96,80 ; 81,30 et 85,00% pour la couleur, la DBO₅ et la DCO, a respectivement été obtenue.

Ces travaux énumérés sont illustrés avec plus de détails dans le **Tableau II.3**.

L'électrocoagulation est un procédé de traitement basé sur la génération *in situ* de coagulants électro générés. L'efficacité de l'électrocoagulation est étroitement liée au pH initial, à la conductivité des eaux à traiter ainsi qu'à la densité de courant électrique utilisée. L'application de l'électrocoagulation au traitement des eaux usées d'abattoir a montré que l'électrocoagulation représente une excellente technologie d'élimination des polluants solubles et insolubles. Elle permet une élimination efficace de la matière organique (DCO et DBO₅) et du phosphate bien qu'il soit utilisé comme traitements primaire ou secondaire. Cependant, il est inefficace à éliminer les matières azotées (nitrate, nitrite et ammonium). Ainsi, l'utilisation d'un procédé de traitement capable d'éliminer les matières azotées (ammonium) est présenté dans la suite de cette étude.

Tableau II.3: Récapitulatif des travaux portant sur le traitement des eaux usées d'abattoir par électrocoagulation

Électrodes utilisées	Configuration du réacteur	Densité de courant optimale mA/cm ²	pH optimal	TRH (h)	Abattement DCO (%)	Abattement DBO ₅ (%)	References
Fe, Al	Batch	-	2	0,66	93 - 98	-	(Koby <i>et al.</i> , 2006)
Fe, Al	Batch	0,3	7,8 - 8,9	1-1,5	82	-	(Asselin <i>et al.</i> , 2008)
Fe	Batch	19	6,3	1	85 - 86	-	(Droguet <i>et al.</i> , 2008)
Al	Batch	1	3	1	85	-	(Bayar <i>et al.</i> , 2011)
Al	Batch	1	3, 4	1	83	-	(Bayar <i>et al.</i> , 2014)
Fe	Batch	2,5	-	0,83	93	97	(Ahmadian <i>et al.</i> , 2012)
Fe, Al	Batch	10	4, 6	0,33	76,7 - 78,3	-	(Ozyonar et Karagozoglou, 2014)
Al	Batch	30	8,74	0,92	85,0	81,3	(Awang <i>et al.</i> , 2011)

II.5. PROCÉDE DE PRÉCIPITATION DE LA STRUVITE

Le traitement des eaux usées fortement chargées en nutriments (azote et phosphore) par précipitation de la struvite représente une alternative prometteuse d'élimination des nutriments. Cette technologie présente l'avantage d'éliminer le phosphore et l'azote en produisant la struvite.

Les sections qui suivent présentent de façon détaillée les propriétés physico-chimiques et les conditions de précipitation de la struvite ainsi que les paramètres qui affectent cette précipitation. Enfin, des cas d'application de cette technologie au traitement des eaux usées agro-industrielles et d'abattoirs seront présentés.

II.5.1. Propriétés physico-chimiques de la struvite

La struvite est un cristal qui se compose de magnésium, d'ammonium et de phosphate dans des proportions équimolaires (1:1:1). La réaction de formation de la struvite est la suivante :



La struvite pure se présente sous forme de fines particules blanches ou transparentes avec une structure orthorhombique. La morphologie des cristaux de struvite est dictée par le mode de formation. Ainsi, les cristaux de struvite peuvent se présenter sous forme d'aiguille (**Figure II.7**), sous forme cubique et sous des formes irrégulières (**Zhang et al., 2009**).

La longueur des cristaux de struvite peut varier de 15 μm à 3,5 mm (**Shih et Yan, 2016**). La struvite a une faible solubilité dans l'eau et possède une constante de solubilité de $10^{-13,26}$ (**Ohlinger et al., 1998**). Par contre, elle est fortement soluble dans les milieux acides (**Corre et al., 2009**). La technique la plus appropriée pour identifier les cristaux de struvite est la diffraction aux rayons X (DRX). L'étude de la structure interne de la struvite par l'analyse DRX montre qu'elle est constituée d'un tétraèdre de PO_4^{3-} , d'un octaèdre de $\text{Mg}(\text{H}_2\text{O})_6^{2+}$ et des groupements NH_4^+ liés les uns des autres par des liaisons hydrogènes (**Laridi, 2006**). La **figure II.7** présente des cristaux de struvite en forme d'aiguille.

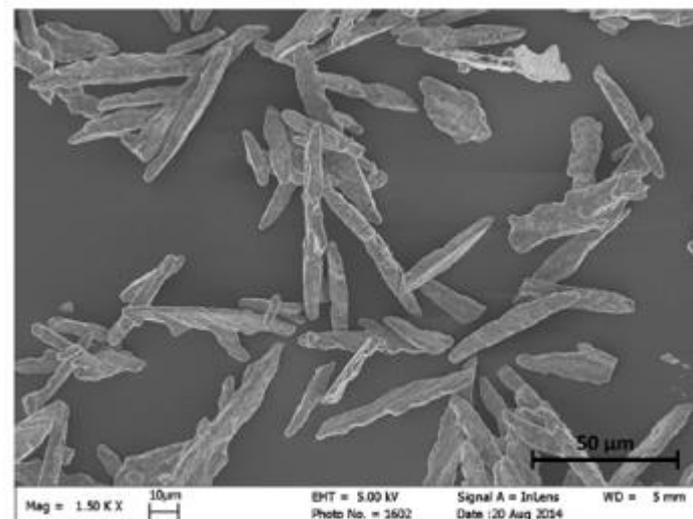


Figure II.7: Cristaux de struvite en forme d'aiguille (Shih and Yan, 2016)

II.5.2. Conditions de précipitation de la struvite

La précipitation de la struvite n'est possible que lorsque le produit des concentrations des ions Mg^{2+} , NH_4^+ et PO_4^{3-} est supérieur à la constante de solubilité de la struvite (K_{sp}), en d'autres termes lorsque le milieu est dans un état de sursaturation. La constante du produit de solubilité de la struvite s'exprime selon l'équation (19) (Laridi, 2006) :

$$K_{sp} = [Mg^{2+}] \cdot [NH_4^+] \cdot [PO_4^{3-}] \quad \text{Équation (19)}$$

Le domaine de pH optimal pour la précipitation de la struvite se situe entre les valeurs de pH comprises entre 8,5 et 9,5 (Bouropoulos et Koutsoukos, 2000). À côté des paramètres tels que le pH et la sursaturation, la précipitation de la struvite dépend de la température et de la présence d'ions étrangers (Laridi, 2006). Deux étapes chimiques gouvernent la précipitation de la struvite qui sont respectivement la nucléation (naissance des cristaux) et la croissance des cristaux (Jones, 2002). En raison des concentrations initiales en magnésium insuffisantes (concentrations limitantes) dans les eaux usées, un ajout de magnésium sous plusieurs formes ($MgCl_2$, $MgSO_4$, MgO , $Mg(OH)_2$ et $MgCO_3$) peut être utilisé pour la production de struvite (Laridi, 2006).

II.5.3. Produit de solubilité

Le produit de solubilité de la struvite est illustré par l'équation (20). Lors du traitement des eaux usées, la constante du produit de solubilité est difficilement applicable parce qu'elle ne prend pas en compte le pH, l'activité ionique, la force ionique et de la présence d'ions étrangers dans la solution.

Pour cette raison, le K_{sp} peut être substitué par le produit de solubilité d'activité appelé K_{so} qui prend en compte la force ionique (i) et l'activité (a_i) de l'espèce ionique. Le K_{so} se présente comme suit :

$$K_{so} = a_{Mg^{2+}} \times a_{NH_4^+} \times a_{PO_4^{3-}} \quad \text{Équation (20)}$$

$$K_{so} = (\gamma_{Mg^{2+}} \cdot [Mg^{2+}]) \cdot (\gamma_{NH_4^+} \cdot [NH_4^+]) \cdot (\gamma_{PO_4^{3-}} \cdot [PO_4^{3-}]) \quad \text{Équation (21)}$$

Où : a_i est l'activité des ions en solution défini comme $a_i = \gamma_i \cdot [Ci]$ avec γ_i représentant le coefficient d'activité de l'espèce ionique i et $[Ci]$ la concentration totale de l'ion i .

La concentration des ions en solution a été estimée par la notion de produit de solubilité conditionnelle C_{sp} illustré par l'équation (22) :

$$C_{sp} = C_{T, Mg^{2+}} \times C_{T, NH_4^+} \times C_{T, PO_4^{3-}} \quad \text{Équation (22)}$$

$$\text{Avec } C_{T, Mg^{2+}} = \frac{[Mg^{2+}]}{\alpha_{Mg^{2+}}} \quad \text{Équation (23)}$$

Où C_T est la concentration analytique totale de magnésium et α la fraction d'ionisation qui peut continuer à former de la struvite.

$$C_{sp} = \frac{[Mg^{2+}]}{\alpha_{Mg^{2+}}} \times \frac{[NH_4^+]}{\alpha_{NH_4^+}} \times \frac{[PO_4^{3-}]}{\alpha_{PO_4^{3-}}} = \frac{K_{sp}}{\alpha_{Mg^{2+}} \cdot \alpha_{NH_4^+} \cdot \alpha_{PO_4^{3-}}} \quad \text{Équation (24)}$$

À partir des équations précédentes, la cristallisation de la struvite peut être évaluée comme suit :

- si $K_{sp} \ll C_{sp}$, la solution est sursaturée et il y a cristallisation de la struvite ;
- si $K_{sp} \gg C_{sp}$, la solution est fortement sous-saturée en ce qui concerne struvite, aucune précipitation ne se produira ;
- si $K_{sp} = C_{sp}$, l'équilibre de la solution est atteint (**Le Corre, 2006**).

II.5.4. Principaux facteurs influençant la précipitation de la struvite

La précipitation de la struvite dans un milieu dépend de nombreux paramètres aussi importants les uns que les autres. Ainsi, la prédiction et le contrôle de la production de struvite passe donc par la compréhension des influences respectives de ces différents paramètres sur le processus de précipitation de la struvite.

II.5.4.1. Sursaturation et rapport molaire

La sursaturation représente le principal facteur de précipitation de la struvite. La sursaturation se définit comme l'état d'une solution où la concentration du soluté est supérieure à sa valeur à l'équilibre. Elle peut être améliorée en augmentant la concentration des ions Mg^{2+} , NH_4^+ et PO_4^{3-} de la solution et/ou par la hausse du pH de la solution (**Darwish et al., 2016**). La sursaturation affecte de manière significative le temps d'induction de la cristallisation et le taux de croissance des cristaux. Elle affecte également la morphologie, la taille et la pureté des cristaux de struvite (**Corre et al., 2009**).

Le rapport molaire théorique ($Mg^{2+} : NH_4^+ : PO_4^{3-}$) optimal généralement accepté pour la précipitation de la struvite est de 1:1:1. Toutefois lors d'une étude, le rapport optimal doit être déterminé en fonction du milieu d'étude (milieu synthétique ou milieu réel) afin d'obtenir une meilleure précipitation de la struvite. Les travaux de **Yetilmezsoy et Sapci-Zengin (2009)** ont montré qu'un surdosage en ions Mg^{2+} contrairement aux ions PO_4^{3-} augmente l'élimination effective de N- NH_4^+ .

II.5.4.2. pH

Tout comme la sursaturation, le pH joue un rôle déterminant dans le processus de précipitation de la struvite. Selon **Hao et al. (2008)**, la struvite peut précipiter dans un domaine de pH compris entre 7,0 et 11,5 ; mais le domaine optimal se situe entre 7,5 et 9,0. Dans le domaine de pH optimal, un pH élevé est plus avantageux à la formation de struvite car la solubilité de la struvite baisse avec l'augmentation du pH. Quant à **Ryu et al. (2008)**, ils soutiennent que la struvite peut cristalliser dans un domaine de pH plus restreint compris entre 8 et 10 (**Figure 8**). Pour un pH > 10, la précipitation de la struvite peut être inhibée par la formation de $Mg_3(PO_4)_2$, de $Mg(OH)_2$ qui consomment du Mg^{2+} et du HPO_4^{2-} (**Darwish et al., 2016**). De plus à pH > 10, les ions NH_4^+ sont convertis en NH_3 (ammoniac libre) réduisant ainsi la concentration d'azote et affectant le rapport molaire Mg:N:P nécessaire pour former la struvite. Lors de la réaction de synthèse de la struvite (Équation (18)), il se produit une libération de protons H^+ qui induit la baisse du pH de la solution. Selon **Le Corre et al. (2005)**, la baisse du pH représente un indicateur de nucléation de la struvite.

II.5.4.3. Température

Contrairement à la sursaturation et au pH du milieu, la température impacte moins la précipitation de la struvite. Elle affecte la solubilité de la struvite (Shih et Yan, 2016). Pour une température comprise entre (5-20°C), la solubilité de la struvite baisse tandis que la sursaturation du milieu augmente. Cependant, la solubilité de la struvite augmente pour des valeurs élevées de températures. À cet effet, Bhuiyan *et al.* (2008) ont montré que la structure des cristaux de struvite est stable en dessous de 55°C. Par contre, une perte de masse de struvite est observée à des températures supérieures à 55°C (Darwish *et al.*, 2016). En évaluant l'effet de la température sur la solubilité de la struvite, Hanhoun *et al.* (2011) ont montré que la solubilité minimale de la struvite est atteinte à 30°C. Par conséquent, le domaine de température généralement utilisé pour la précipitation de la struvite se situe entre 25 et 35°C (Le Corre, 2006). La figure II.8 présente l'effet du pH sur la composition des précipités formés.

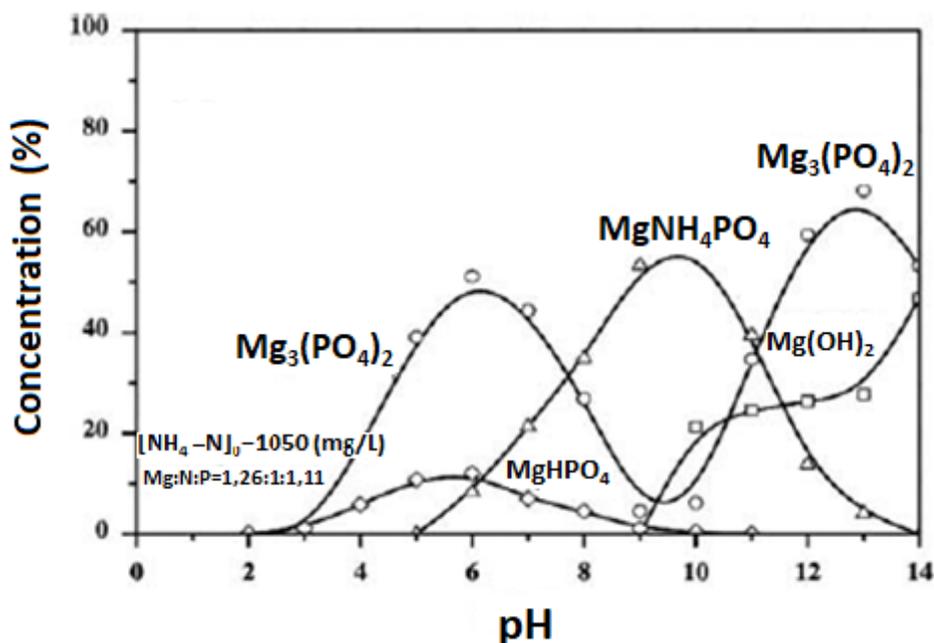
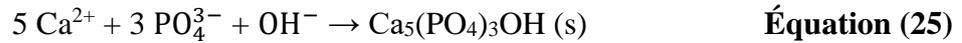


Figure II.8: Effet du pH sur la composition des précipités (Zhou and Wu, 2012)

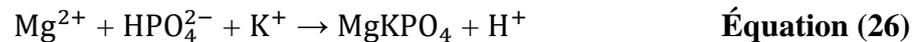
II.5.4.4. Présence d'ions étrangers

Parmi les ions étrangers que peuvent contenir les eaux usées, l'ion Ca^{2+} est celui qui présente un impact négatif sur la précipitation de la struvite et donc sur l'élimination de N-NH_4^+ . En effet, un rapport molaire de Ca/Mg supérieur à 0,5 favorise la formation des phosphates de calcium amorphes au détriment de la struvite (Lee *et al.*, 2013; Song *et al.*, 2011). De plus,

dans les eaux usées à forte concentration en Ca^{2+} , la formation de l'hydroxyapatite est possible suivant l'équation (25) (Le Corre *et al.*, 2005) :



Les ions étrangers Al^{3+} , As^{3+} , Cl^- , CO_3^{2-} , Cr^{2+} , Cu^{2+} , K^+ , Na^+ , Zn^{2+} et SO_4^{2-} ont pour effet de modifier le temps d'induction de la précipitation de la struvite et l'efficacité de l'élimination du phosphore et de l'azote. Selon Acelas *et al.* (2015), l'ion Al^{3+} a la capacité d'entraver considérablement la précipitation de la struvite même à faible concentration. Par contre, aucun impact négatif des ions CO_3^{2-} sur la précipitation de la struvite n'a été pas observé (Iqbal *et al.*, 2008). En ce qui concerne la présence de K^+ , il est capable de co-précipiter parallèlement avec les cristaux de struvite en formant la K-struvite ($\text{MgKPO}_4, 6\text{H}_2\text{O}$) selon l'équation (26) (Darwish *et al.*, 2016). Toutefois, la production de la K-struvite est moins importante que celle de la struvite car elle n'intervient que lorsque la concentration de N-NH_4^+ est faible dans le milieu (Shih et Yan, 2016).



II.5.5. Application de la précipitation de la struvite au traitement des eaux usées d'industries agricoles et d'abattoirs

Plusieurs études portant sur la récupération des nutriments des eaux usées par précipitation de la struvite ont été réalisées. Ces travaux avaient pour but, d'une part, d'évaluer la capacité de récupération de l'azote et du phosphore des eaux usées et d'autre part de réduire leurs concentrations avant le rejet des eaux traitées dans le milieu naturel. Quelques études menées sont présentées comme suit :

Yetilmezsoy et Sapci-Zengin (2009) ont étudié la précipitation de la struvite dans un réacteur UASB traitant des eaux usées de fumier de volaille par un procédé biologique anaérobie. Afin d'évaluer la récupération de l'azote ammoniacal (N-NH_4^+ correspondant à 1318 mg/L), trois combinaisons de substances chimiques ($\text{MgCl}_2.6\text{H}_2\text{O} + \text{KH}_2\text{PO}_4$, $\text{MgSO}_4.7\text{H}_2\text{O} + \text{NaHPO}_4.7\text{H}_2\text{O}$ et $\text{MgO} + 85\% \text{H}_3\text{PO}_4$) ont été appliquées à différents niveaux de pH (4,45 – 11,00) avec un rapport stœchiométrique $\text{Mg}^{2+} : \text{N-NH}_4^+ : \text{P-PO}_4^{3-}$ correspondant à 1:1:1. Les éliminations maximales de N-NH_4^+ et de la DCO, qui étaient respectivement de 85,4 et 53,3 %, ont été obtenues à pH = 9,0 après l'ajout du mélange $\text{MgCl}_2.6\text{H}_2\text{O} + \text{KH}_2\text{PO}_4$.

Jordaan et al. (2010) ont évalué les effets du pH, du rapport Mg:P et du temps de traitement sur la précipitation de la struvite. Les expériences ont été réalisées en mode batch sur des effluents de porcs prétraités par digestion anaérobie avec deux rapports molaires Mg:P (1:1 et 1,6:1), un pH compris entre 7,5 et 9,5 et un temps d'équilibre de 24 h. Les résultats ont montré une amélioration de l'élimination du phosphore avec l'augmentation du pH et du rapport Mg:P. L'élimination maximale du phosphore qui était de 80 % a été obtenue à pH = 9,0 pour un rapport Mg:P de 1,6:1 ; tandis que la constante de vitesse de formation de la struvite, produite à pH = 8,4 pour une durée de traitement de 20 min, était de 1,55 h⁻¹.

Les travaux de **Yilmazel et Demirer (2011)** ont évalué l'élimination de l'azote (N) et le phosphore (P) par cristallisation de la struvite à partir des résidus liquides de fumier de volailles prétraités par digestion anaérobie. Les résultats ont montré que l'augmentation du rapport molaire améliorait l'élimination de N-NH₄⁺ avec une valeur moyenne de 86,4% pour un rapport molaire Mg:N:P de 1:1:1 contre une élimination de 97,4% N-NH₄⁺ pour un rapport Mg:N:P de 1,5:1:1. En outre, l'ajout de sources extérieures de Mg et de P a abouti à des taux de récupération allant de 99,6 à 100,0 % pour P- PO₄³⁻ et de 3,3 à 65,6% pour N-NH₄⁺.

Afin de produire de la struvite à partir des eaux usées de porcs, **Liu et al. (2011)** ont évalué les effets du taux d'aération et du rapport molaire Mg:P sur la cristallisation de la struvite. Pour ce faire, ces auteurs ont effectué neuf passages à différents taux d'aération et de ratios Mg:P en mode continu pendant un temps de réaction de 4 h. Les auteurs ont montré d'une part que la formation de la struvite était directement proportionnelle au taux d'aération et d'autre part que la production de la struvite augmentait de manière significative avec l'augmentation du rapport molaire Mg:P. En outre, ils ont conclu que les cristaux de struvite récupérés contenaient 19% de phosphore total et 15% d'azote total.

Dans le but d'améliorer la précipitation de la struvite dans les boues brutes de porcs, **Taddeo et al. (2016)** ont procédé par différentes séquences d'ajout de réactifs dans les boues brutes de porcs contenues dans des réacteurs à fonctionnement discontinu à l'échelle du laboratoire. Les résultats obtenus ont montré que la meilleure efficacité d'élimination a été obtenue lorsque les produits chimiques ont été mélangés avant le processus de précipitation. Contrairement aux autres auteurs, ils ont produit de la struvite à pH = 6 avec une élimination d'environ 50% d'azote et de phosphore. Toutefois, les meilleurs taux de précipitation de la struvite ont été obtenus pour un pH compris entre 7,0 et 9,5 avec une élimination du phosphore

et de l'azote qui variaient entre 80 et 95%. En outre, l'analyse DRX a montré une grande pureté de la struvite avec la présence d'impuretés provenant de la matrice organique.

Quant aux travaux de **Muhmood *et al.* (2018)**, ils ont consisté à évaluer le potentiel de récupération de la struvite dans le lisier de volailles prétraité par procédé biologique anaérobie ainsi que les interactions entre la struvite, les métaux lourds (Zn, Cu, Pb, Cr et Ni) et les agents pathogènes (coliformes totaux et *Escherichia coli*). Pour ce faire, ils ont examiné les impacts du pH, du rapport molaire Mg:N:P et du temps de réaction. Les résultats ont montré que le domaine de pH optimal de récupération de phosphore et de l'azote se situe entre 9,5 et 10,5 avec un rapport molaire Mg:N:P = 1:1:1. Ces derniers ont également prouvé que la précipitation s'accompagnait de l'élimination des métaux lourds (40, 45, 66, 30 et 20 % de Zn, Cu, Pb, Cr et Ni) et respectivement des coliformes totaux et des *E. coli* (70 %).

La production de la struvite est utilisée pour la récupération des nutriments dans les eaux usées. La précipitation de la struvite passe par le contrôle des paramètres qui affectent sa production dont les plus importants sont le taux de sursaturation, le pH et le rapport molaire $Mg^{2+} : NH_4^+ : PO_4^{3-}$. Contrairement à l'ion calcium qui impacte négativement la production de la struvite, les ions métalliques n'affectent pas la précipitation de la struvite dans les eaux usées. Cependant, l'ajustement du rapport molaire par ajout de sources extérieurs de PO_4^{3-} et de Mg^{2+} dans les eaux usées réelles peut être un problème car il risque d'entraîner une augmentation de la concentration résiduelle en PO_4^{3-} dans les eaux traitées. Une solution consisterait donc à déterminer les conditions optimales de récupération de PO_4^{3-} et de NH_4^+ des eaux usées uniquement par ajout de Mg^{2+} .

Conclusion partielle

Aux termes de cette revue de bibliographie, il convient de noter que le déversement des eaux usées d'abattoir sans aucun traitement présente un risque énorme de pollution du milieu naturel qui peut avoir des répercussions négatives sur la santé des hommes et des animaux. Au regard de ce constat, la législation ivoirienne s'est doté une réglementation en vigueur pour la surveillance de la qualité des eaux avant le rejet dans le milieu naturel. Plusieurs procédés de traitement dont les procédés biologiques anaérobies, l'électrocoagulation et la précipitation de la struvite ont été appliqués au traitement des eaux usées d'abattoir. Les procédés biologiques anaérobies par leur capacité à éliminer les matières organiques biodégradables demeurent les plus utilisés. Cependant, ces derniers employés seuls ne permettent pas de répondre aux normes

de rejet. Ainsi le couplage des procédés biologiques anaérobies, de l'électrocoagulation et de la précipitation de la struvite paraît nécessaire. En effet, ce couplage de ces procédés présenterait les avantages de traiter efficacement et de valoriser les eaux usées d'abattoir en produits à valeur ajoutée qui sont le biogaz et la struvite. Toutefois, l'efficacité du couplage passe par le positionnement de chacun de ces procédés tout au long de la filière complète de traitement.

PARTIE II : MATÉRIEL ET MÉTHODES

CHAPITRE III : MATÉRIEL D'ETUDE ET DISPOSITIFS EXPÉRIMENTAUX

III.1. Matériel d'étude

Les eaux usées d'abattoir représentent le matériel d'étude de ce travail. Deux types d'eaux usées sont générées par les abattoirs. Le premier type d'eau usée qui est de couleur verdâtre résulte du lavage des viscères des animaux tandis que le deuxième type d'eau usée, constituée exclusivement de sang, provient du processus d'abattage. Les eaux usées recueillies à la sortie de l'abattoir représentent le mélange de ces deux types d'eaux usées.

Les eaux usées brutes d'abattoir (**EUBA**) (**Photographie 1**) ont servi aux traitements biologiques par digestions anaérobies (en réacteur non agité et en réacteur agité). Les eaux usées brutes diluées (**EUBAD**) ont été utilisées d'une part pour déterminer les conditions optimales de l'électrocoagulation et d'autre part pour optimiser l'élimination des ions ammonium et orthophosphates par précipitation de la struvite. Les eaux usées **EUBAD** ont été obtenues en diluant à 50 % les eaux usées **EUBA**. Ensuite, le pH, la concentration en ions orthophosphates et en ammonium des eaux usées **EUBA** ont été ajustés respectivement avec une solution de NaOH à 2 M et par ajout de masses connues de K_2HPO_4 et de NH_4Cl .



Photographie 1 : Eau usée brute d'abattoir

III.2. Dispositifs expérimentaux

III.2.1. Dispositif expérimental de la digestion anaérobie en réacteur non agité

Le dispositif utilisé pour la digestion anaérobie en réacteur non agité se compose d'un réservoir en polyéthylène de forme cylindrique ayant une hauteur $h = 975$ mm, un diamètre $D = 595$ mm et une capacité totale de 220 L. Le dispositif possède deux orifices situés sur l'une des faces. L'un des orifices sert à remplir le réacteur d'eaux usées tandis que l'autre, sur lequel est monté le robinet métallique, sert au prélèvement des échantillons d'eaux usées contenus dans le réacteur. Le robinet est positionné à une hauteur de 48,6 cm afin de faciliter le prélèvement du surnageant comme présenté sur le dispositif expérimental de la **Photographie 2**. La caractérisation des échantillons prélevés permettra de suivre l'évolution de la qualité physico-chimique des eaux usées tout au long du traitement.



Photographie 2 : Dispositif expérimental de digestion anaérobie en réacteur non agité

III.2.2. Dispositifs expérimentaux de la digestion anaérobie en réacteur agité

Deux dispositifs expérimentaux ont été utilisés pour le traitement des eaux usées par digestion anaérobie en réacteur agité. Le premier dispositif possède un réacteur d'une capacité de 5 L et le second dispositif a un réacteur de 1,5 L. Les deux dispositifs sont équipés d'un agitateur magnétique, d'une pompe péristaltique (MASTERflex easy-load II) et d'un dispositif de mesure de biogaz. Les réacteurs ont chacun deux orifices dont l'un est connecté à la pompe

péristaltique et l'autre au dispositif de mesure de biogaz. La pompe péristaltique permet de prélever des échantillons d'eau usée à l'intérieur du réacteur. Ces échantillons sont utilisés pour suivre l'évolution des paramètres physico-chimiques pendant le traitement. Le second orifice, connecté au dispositif de mesure de biogaz par l'intermédiaire d'un tuyau flexible en plastique de diamètre 2 mm, a pour rôle de conduire le biogaz produit jusqu'au dispositif de mesure où il est quantifié par la méthode de déplacement d'eau. Les dispositifs expérimentaux sont schématisés par la **Figure III.1**.

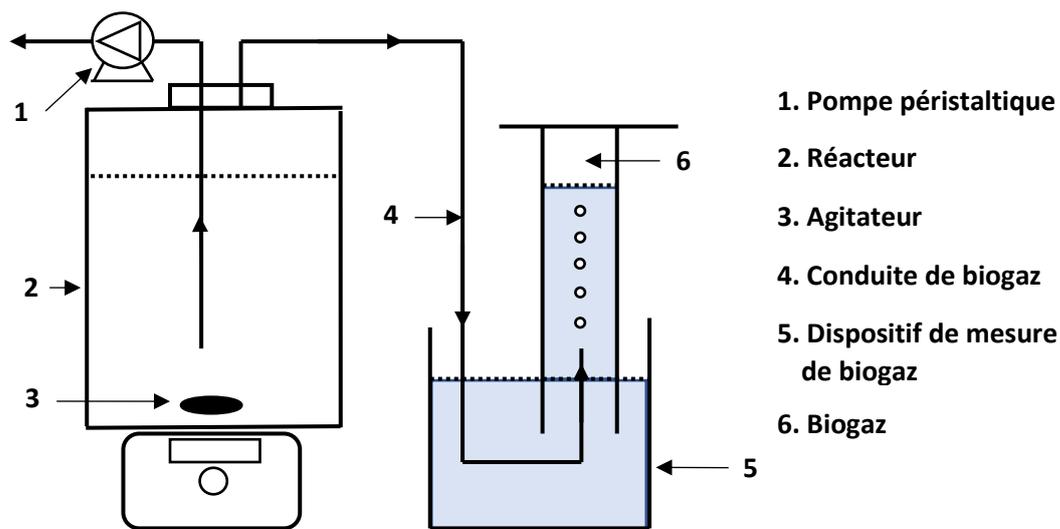


Figure 9: Dispositif expérimental de la digestion anaérobie en réacteur agité

III.2.3. Dispositif expérimental de l'électrocoagulation

Le dispositif expérimental se compose d'un réacteur en mode batch d'une capacité totale de 1,8 L. Les électrodes (anode et cathode) sont des plaques métalliques ayant une surface 110 cm^2 (longueur = 11 cm et largeur = 10 cm) espacées les unes des autres par une distance inter-électrode de 1 cm. Un support en plexiglas fabriqué pour la circonstance a été utilisé pour maintenir les électrodes en équilibre dans le réacteur. Afin d'assurer une homogénéisation parfaite des eaux usées dans le réacteur, l'agitation des eaux usées est assurée à l'aide un agitateur magnétique et d'un barreau aimanté placé au fond du réacteur. Le courant électrique est fourni par un générateur de courant continu de marque (elc AL781D France) délivrant une intensité de courant maximale de 5 A et une tension maximale de 60 V. Le dispositif expérimental est présenté par la **Figure III.2**.

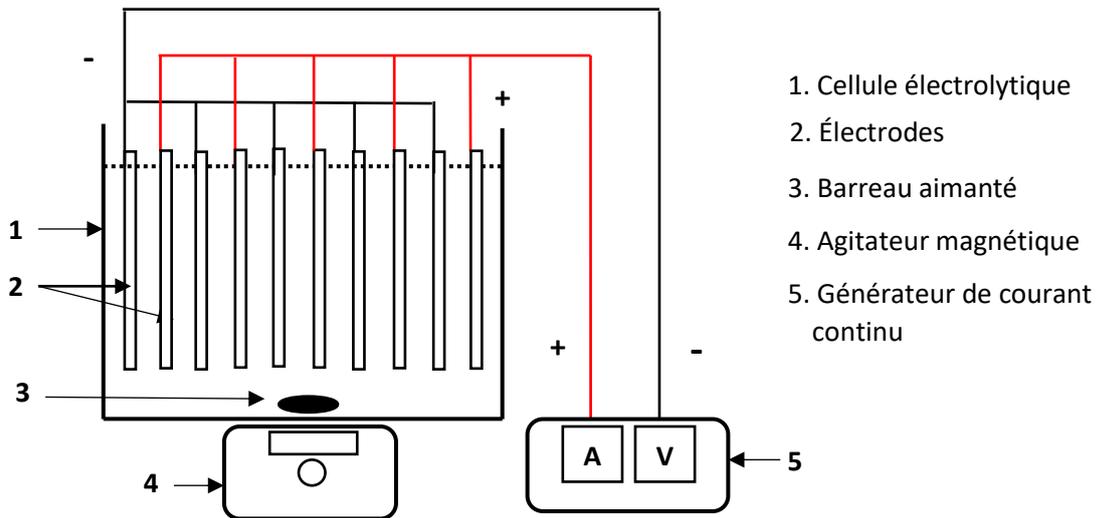
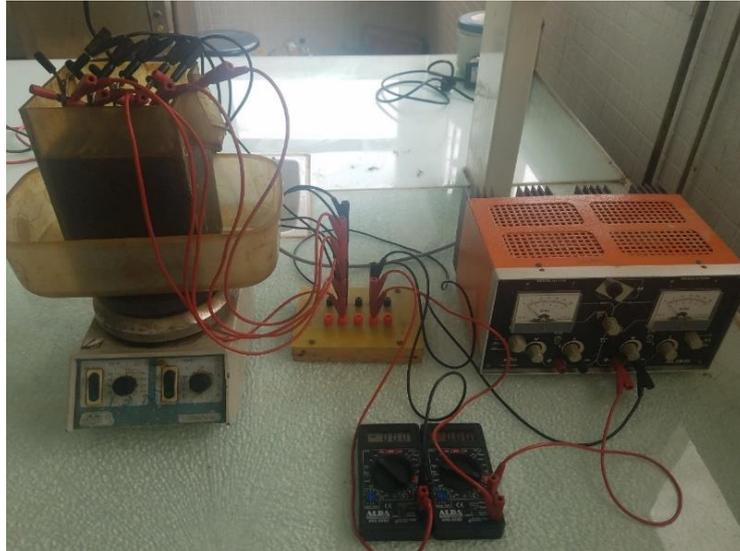


Figure 10: Dispositif expérimental d'électrocoagulation

III.2.4. Dispositif de la floculation-Précipitation de la struvite

Les tests de floculation et de précipitation de la struvite ont été effectués à l'aide d'un Jar Test de marque Velp Scientifica JLT6 Flocculation Tester (**Photographie 3**). Ce dispositif se compose d'une série de six agitateurs à pales montés sur un banc lumineux.



Photographie 3 : Photographie du flocculateur

Conclusion partielle

Ce chapitre fait la synthèse du matériel d'étude et des dispositifs expérimentaux utilisés. Au niveau du matériel d'étude, deux types d'eaux usées ont été utilisées, à savoir **EUBA** et **EUBAD**. Les eaux usées brutes sont traitées par les méthodes biologiques anaérobies ainsi qu'à la mise en application des scénarios 1 et 2. Quant aux eaux usées diluées, elles sont utilisées pour l'optimisation de l'électrocoagulation et de l'élimination des ions ammonium et orthophosphates par précipitation de la struvite. Le chapitre suivant est une description de la méthodologie expérimentale et analytique utilisée.

CHAPITRE IV : MÉTHODES EXPERIMENTALES ET ANALYTIQUES

Ce chapitre présente la méthodologie adoptée pour la réalisation du projet de thèse. Il présente le mode d'échantillonnage des eaux usées d'abattoir, les différents procédés de traitement ainsi que les méthodes analytiques utilisées.

IV.1. Échantillonnage des eaux usées d'abattoir

L'échantillonnage a été effectué sur le site de l'abattoir principal de la ville de Yamoussoukro, capitale politique de la Côte d'Ivoire, située à environ 240 km au Nord de la ville d'Abidjan (**Figure IV.1**). Cet abattoir traite uniquement les bovins et fonctionne tous les jours de la semaine. Sa production moyenne journalière de viande est estimée à 25 carcasses en dehors des jours de fortes demandes. Les activités de cet abattoir se résument uniquement à l'abattage et au dépeçage des animaux. Cet abattoir utilise d'importantes quantités d'eau potable pour le nettoyage des carcasses et l'entretien du site, générant par conséquent de grands volumes d'eaux usées. Lors de l'échantillonnage, ces eaux usées ont été filtrées à l'aide d'un tamis de diamètre 2 mm pour éliminer les particules grossières. Ensuite après le prélèvement, les échantillons sont transportés au laboratoire puis conservés dans un réfrigérateur à 4 °C avant la caractérisation et le traitement.

IV.2. Mise en œuvre des procédés de traitement

IV.2.1. Digestion anaérobie

Cette section présente les deux modes de digestion anaérobie (en réacteur non agité et en réacteur agité) utilisés pour le traitement des eaux usées brutes d'abattoir. L'application de ces deux modes de digestion anaérobie avait pour but de réduire la charge organique des eaux usées brutes d'abattoir et d'en déduire le mode de digestion anaérobie le plus efficace pour la suite des travaux. Le cheminement expérimental adopté est résumé par la **Figure IV.2**.

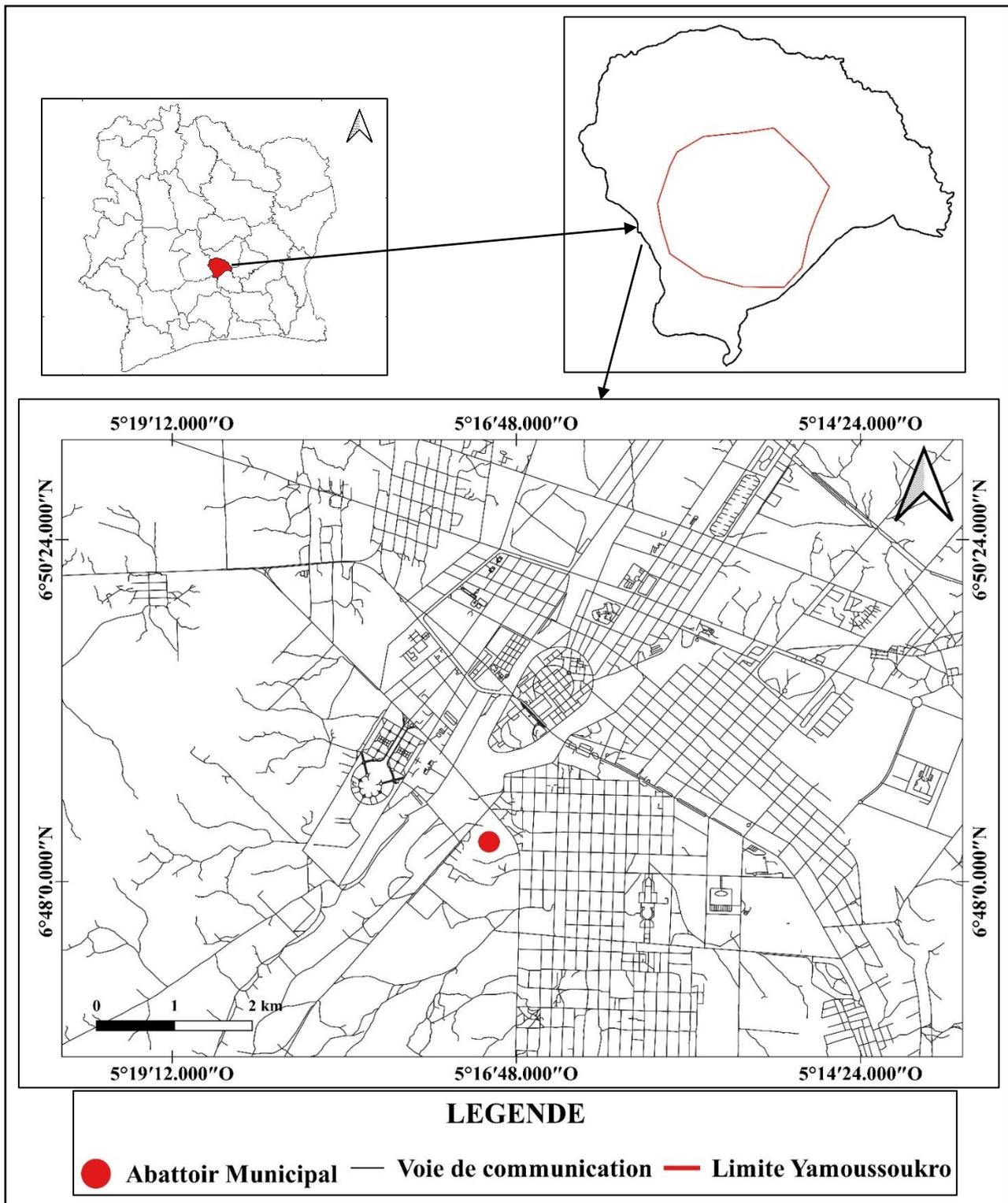


Figure 11: Situation géographique de l'abattoir principal de Yamoussoukro

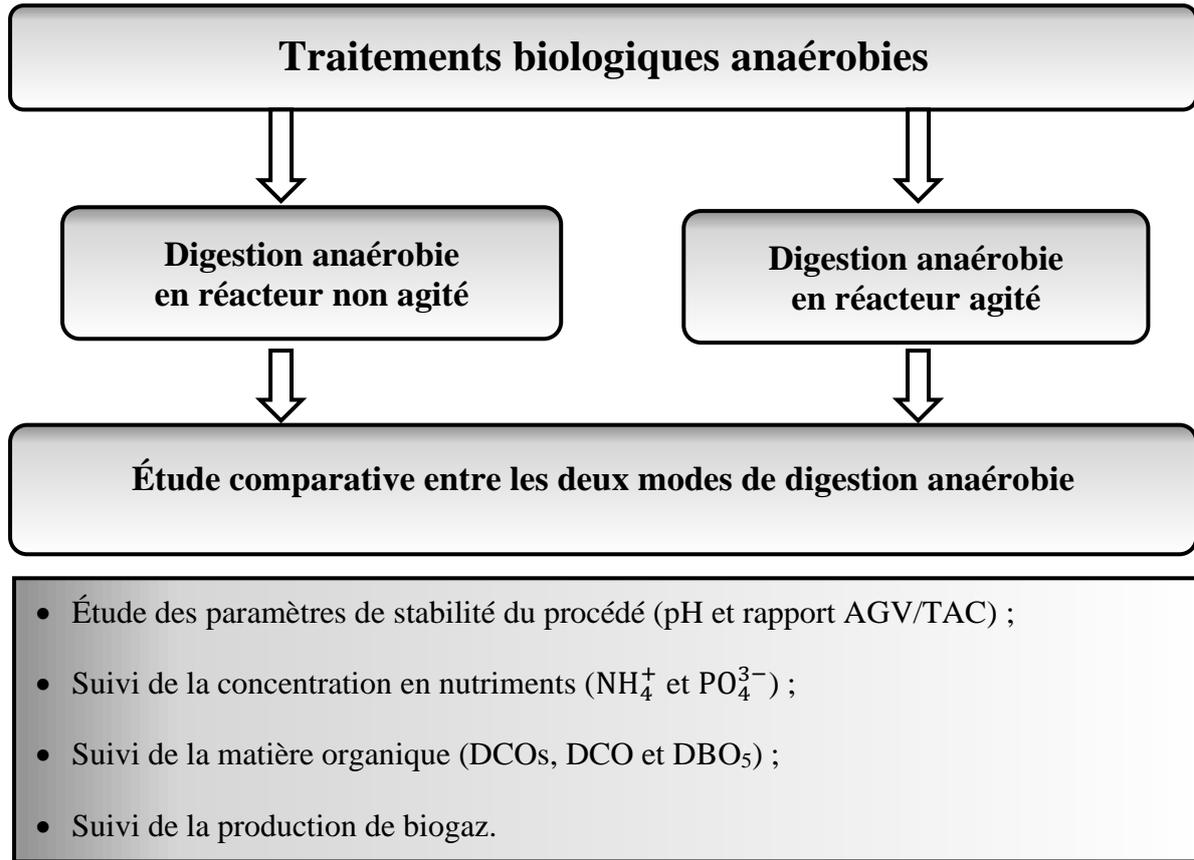


Figure 12: Protocole expérimental suivi lors du traitement biologique des eaux usées brutes d'abattoir

IV.2.1.1. Digestion anaérobie en réacteur non agité

La digestion anaérobie en réacteur non agité a été initiée dans cette étude afin d'évaluer ses capacités épuratoires lors du traitement des eaux usées d'abattoir. Le choix de cette méthode de traitement est d'observer l'évolution des paramètres physico-chimiques des eaux usées d'abattoir lors de leur stockage sur une longue durée. Ce traitement a été effectuée en utilisant un réacteur de 180 L illustré par la **Photographie 2**. Après le remplissage du réacteur par les eaux usées, celui-ci est hermétiquement fermé pendant toute la durée du traitement. Le traitement s'est déroulé en condition de températures mésophylles (25 - 40 °C). Tous les 3 jours, un volume de 200 mL a été prélevé pour caractérisation. Le pH, la turbidité, l'alcalinité totale (TAC), les matières en suspension (MES), l'ammonium (NH_4^+), l'orthophosphate (PO_4^{3-}), la demande biologique en oxygène (DBO_5), la demande chimique en oxygène totale (DCO) et la demande chimique en oxygène soluble (DCO_s) ont été déterminés conformément aux protocoles décrits par **Rodier et al., (2016)**.

IV.2.1.2. Digestion anaérobie en réacteur agité

La digestion anaérobie en réacteur agité des eaux **EUBA** a été réalisée à l'aide d'un réacteur de 5 L en mode batch. Un volume de 4,5 L de **EUBA** n'ayant subi aucun traitement préalable a été introduit dans le réacteur. La digestion anaérobie a été menée dans des conditions de température mésophiles (32 ± 3 °C). Pour assurer un meilleur contact entre les microorganismes et le substrat, l'homogénéisation des eaux usées a été réalisée au moyen d'un agitateur magnétique à la vitesse de 300 tr / min tout au long du traitement. Le volume de biogaz produit a été mesuré quotidiennement par la méthode du déplacement de l'eau. Afin d'évaluer la stabilité du digesteur et l'efficacité de purification du procédé, 30 mL d'eau usée contenue dans le réacteur a été collectée tous les 3 jours par une pompe péristaltique (MASTERflex easy-load II). Le pH, l'alcalinité, la concentration totale en acides gras volatils (AGV), l'azote ammoniacal ($N-NH_4^+$), la demande biologique en oxygène (DBO_5), la demande chimique en oxygène totale (DCO) et la demande chimique en oxygène soluble (DCOs) ont été mesurés.

Par ailleurs, les eaux usées traitées par digestion anaérobie en réacteur non agité ont été recueillies puis soumises à nouveau à une digestion anaérobie en réacteur agité. Cette opération a pour but d'évaluer le potentiel méthanogène de ces eaux usées d'une part et d'observer l'effet du conditionnement des eaux usées en milieu anaérobie sur la qualité des paramètres physico-chimiques. Pour ce faire, la digestion anaérobie a été réalisée en utilisant 1 L de **EUBA** traitée dans un réacteur de capacité 1,5 L en mode batch. Le pH de l'eau usée a été préalablement ajusté à 7 par une solution de NaOH à 2 M. La digestion anaérobie a été menée dans des conditions de températures mésophiles (32 ± 3 °C) à la vitesse d'agitation de 300 tr / min. Le volume de biogaz produit a été mesuré quotidiennement par la méthode de déplacement d'eau.

IV.2.2. Détermination des conditions optimales d'électrocoagulation

L'objectif de cette section est de déterminer les conditions optimales d'élimination de la DCO et des ions orthophosphates par électrocoagulation. L'optimisation a été faite en étudiant l'effet des paramètres de traitement qui sont la densité de courant, la durée de traitement et le pH de l'eau à traiter. Les tests d'optimisation ont été effectués à partir des eaux **EUBAD** en utilisant des électrodes en Fer et en Aluminium.

Cette optimisation a été faite selon les étapes suivantes :

- (i) **Effet de la densité de courant et de la durée de traitement sur l'élimination de la DCO et des ions orthophosphates :** Les densités de courant de 4,54 ; 9,09 ; 13,63 et 18,18 mA cm⁻² ont été imposées aux durées de traitement de 0 ; 5 ; 10 ; 15 ; 20 ; 30 ; 40 ; 50 et 60 min. Ces essais ont permis de déterminer la densité de courant et la durée de traitement optimales ;
- (ii) **Effet du pH sur l'élimination de la DCO :** Le pH initial des eaux EUBAD a été ajusté à pH = 4 ; 5 ; 6 ; 7 ; 8 et 9 avec des solutions H₂SO₄ à 2M ou d'une solution de NaOH à 2M. La densité de courant et la durée de traitement obtenues à l'étape (i) ont été appliquées ;
- (iii) **Effet de la densité de courant et de la durée de traitement sur la consommation électrique** suivi afin de minimiser la consommation en énergie électrique.

À la fin du traitement, les échantillons ont été laissés au repos pendant 120 min afin de permettre la décantation des boues. Ensuite, le surnageant des eaux traitées a été prélevé puis la DCO et la concentration en ions orthophosphates résiduelles ont été mesurées.

IV.2.3. Optimisation de la Flocculation et précipitation de la struvite

Cette section se compose, d'une part, de l'étude comparative entre deux flocculants chimiques et, d'autre part, de l'optimisation de l'élimination des ions ammonium et orthophosphates par précipitation de la struvite.

Le cheminement expérimental de la flocculation et précipitation de la struvite est résumé par la **Figure IV.3**.

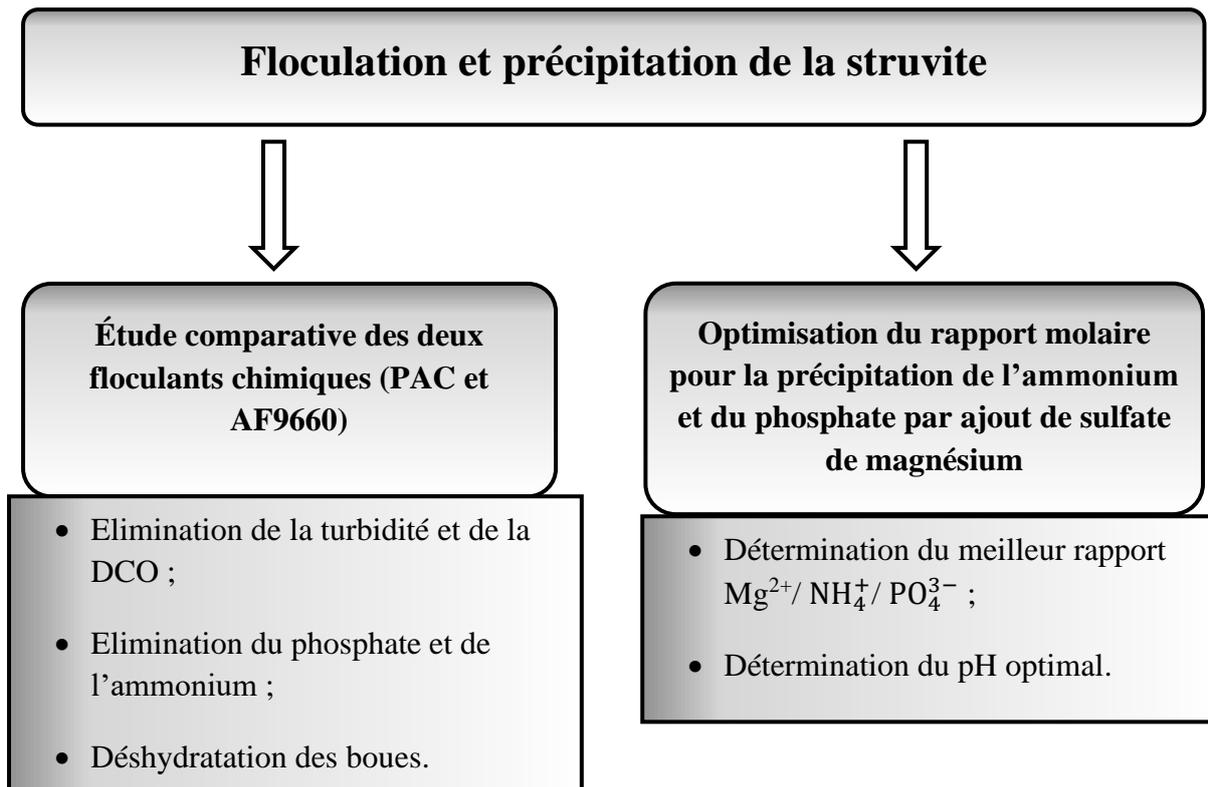


Figure 13: Protocole expérimental suivi lors de l'optimisation de la floculation-précipitation de la struvite

IV.2.3.1. Étude comparative des floculants chimiques utilisés (PAC et AF9660)

L'objectif ici est de déterminer le polymère qui présente la meilleure activité de floculation. Ainsi, l'activité de floculation des polymères cationiques polyacrylamide (PAC) et AF9660 sur l'élimination de la DCO et des nutriments des eaux usées a été évaluée. Les tests ont été réalisés au moyen d'un Jar test (Velp Scientifica JLT6 Flocculation Tester) à partir des eaux **EUBAD**. Pour les essais, un volume de 50 mL de solution de polymères (**PAC** et **AF9660**) à concentrations croissantes a été ajouté aux 300 mL d'eaux à traiter. Après ajout, les concentrations finales en polymères dans l'eau à traiter étaient respectivement de 0, 5, 10, 15, 20, 30, 40, 50, 60, 70, 80, 90 et 100 mg/L. Ces eaux ont subi une agitation rapide à 175 tr/min pendant 3 min suivie d'une agitation lente à 75 tr/min pendant 30 min. Après l'étape d'agitation, les eaux ont été laissées à décantation dans une éprouvette graduée de 500 mL pendant 30 min. Le surnageant a été recueilli puis la turbidité, la DCO, la concentration en NH_4^+ et en $\text{P} - \text{PO}_4^{3-}$ ont été mesurées. Le volume de boue produite a été mesuré, puis la boue a été prélevée par filtration sous vide à l'aide d'un filtre de 0,45 μm . Le taux d'humidité et l'indice volumique de

boue ont été calculés après séchage à 105 °C pendant 24 h. Le floculant qui présente le meilleur taux de floculation sera retenu pour les tests de précipitation de la struvite.

IV.2.3.2. Optimisation du rapport molaire $Mg^{2+} : NH_4^+ : PO_4^{3-}$

L'objectif du mélange polymère et de Mg^{2+} était de permettre l'élimination de la matière organique, des ions orthophosphates et ammonium respectivement par floculation et par précipitation de la struvite. En raison des faibles concentrations en magnésium dans l'EUBAD, des masses appropriées de $MgSO_4 \cdot 7H_2O$ ont été dissoutes dans 50 mL de PAC (le floculant présentant la meilleure activité de floculation) pour atteindre les rapports molaires $Mg^{2+} : NH_4^+ : PO_4^{3-}$ présentés par le **Tableau IV.1**. Ensuite, les 50 mL de floculant contenant du Mg^{2+} ont été ajoutés à 300 mL d'eaux usées brutes diluées contenues dans des béchers de 1 L. Le mélange eaux usée + PAC + Mg^{2+} a été agité à la vitesse de 175 tr/min pendant 60 min à une température de 30 °C (303,15 °K). Après l'agitation, le mélange a été laissé à décantation dans des éprouvettes de 500 mL pendant 30 min. Le surnageant est prélevé puis analysé afin de déterminer les concentrations résiduelles d'ion ammonium, d'ions orthophosphate et magnésium.

Tableau IV.1: Différents rapports molaire $Mg^{2+} : NH_4^+ : PO_4^{3-}$ pour les tests d'optimisation de l'élimination de NH_4^+ et de PO_4^{3-}

Essais	1	2	3	4	5	6	7	8
Rapport molaire $Mg^{2+} : NH_4^+$	0	1 : 60	1 : 49	1 : 40	1 : 30	1 : 19	1 : 10	1 : 5
Rapport molaire $Mg^{2+} : PO_4^{3-}$	0	1 : 1,81	1 : 1,47	1 : 1,17	1 : 0,91	1 : 0,58	1 : 0,30	1 : 0,15

IV.2.3.3. Détermination du pH optimal

Le pH initial des eaux usées a été ajusté à 7 ; 8 ; 9 ; 10 et 11. Ces essais ont été effectués sur les eaux EUBAD à partir du rapport molaire optimal $Mg^{2+} : NH_4^+ : PO_4^{3-}$ obtenu. Une masse bien connue $MgSO_4 \cdot 7H_2O$ a été ajoutée à 50 mL de PAC. Le mélange eau usée + PAC + Mg^{2+} a été agité à la vitesse de 175 tr/min pendant 60 min à une température de 30 °C puis laissé à décantation pendant 30 min. Le filtrat a été recueilli puis analysé pour déterminer les concentrations résiduelles de NH_4^+ , de P – PO_4^{3-} et de Mg^{2+} .

IV.2.4. Application des Scénarios 1 et 2

IV.2.4.1. Scénario 1 (Digestion Anaérobie / Flocculation précipitation / Électrocoagulation (DA/Flo-Précip/EC))

L'objectif de cette partie vise à étudier les performances du traitement biologique comme traitement primaire, de la flocculation-précipitation comme traitement secondaire et de l'électrocoagulation comme traitement tertiaire. Les conditions optimales de la flocculation précipitation ont été appliquées pour le traitement secondaire et les conditions optimales de l'électrocoagulation ont été utilisées pour le traitement tertiaire. Après chaque traitement, le surnageant a été collecté puis la DCO, la concentration de P- PO_4^{3-} et de NH_4^+ ont été déterminés afin d'évaluer la performance de chaque procédé de traitement et du scénario 1.

La **Figure IV.4** résume la démarche expérimentale adoptée pour le scénario 1.

Afin de vérifier la formation de la struvite lors des tests, un volume de 500 mL d'eau usée traitée brute traitée par digestion anaérobie a préalablement été filtrée à l'aide d'un Büchner équipé d'un filtre à 0,45 μm afin d'éliminer les matières en suspension. Après la filtration, 50 mL du mélange polyacrylamide + Mg^{2+} au rapport molaire optimal a été ajouté à ces eaux usées. Le mélange eau usée + polyacrylamide + Mg^{2+} a été agité à 175 tr/min pendant 60 min puis laissé à décantation pendant 30 min. Les précipités formés ont été recueillis, séchés à température ambiante puis analysés par diffraction aux rayons X (DRX).

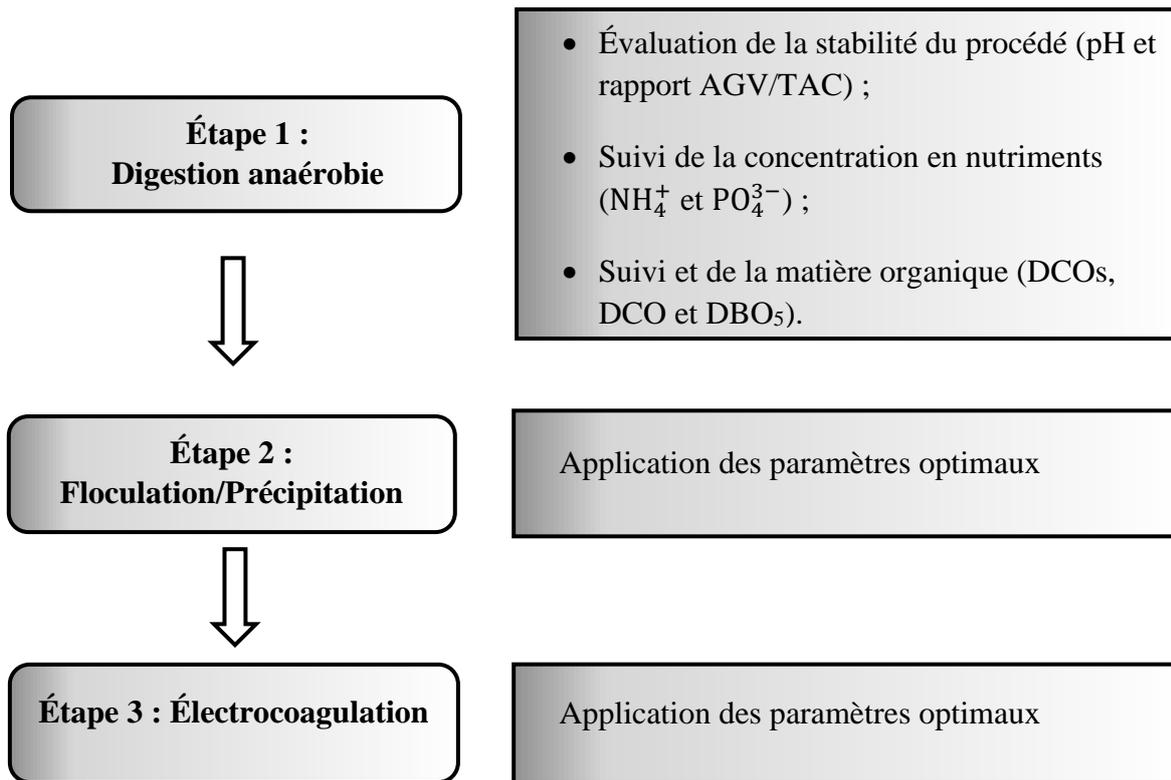


Figure 14: Protocole expérimental suivi lors de l'application du scénario 1

IV.2.4.2. Scénario 2 (Digestion Anaérobie / Électrocoagulation / Floculation précipitation (DA/EC/Flo-Précip/EC))

Pour le scénario 2, le traitement biologique anaérobie est évalué comme traitement primaire, l'électrocoagulation comme traitement secondaire et de la floculation-précipitation comme traitement tertiaire. Les conditions optimales d'électrocoagulation ont d'abord été appliquées pour le traitement secondaire tandis que les conditions optimales de floculation précipitation appliquées au traitement tertiaire. Les performances de chaque procédé de traitement et du scénario 2 ont été obtenues à partir des abattements de la DCO, de P-PO_4^{3-} et de NH_4^+ .

Le cheminement expérimental suivi est présenté par la **Figure IV.5**.

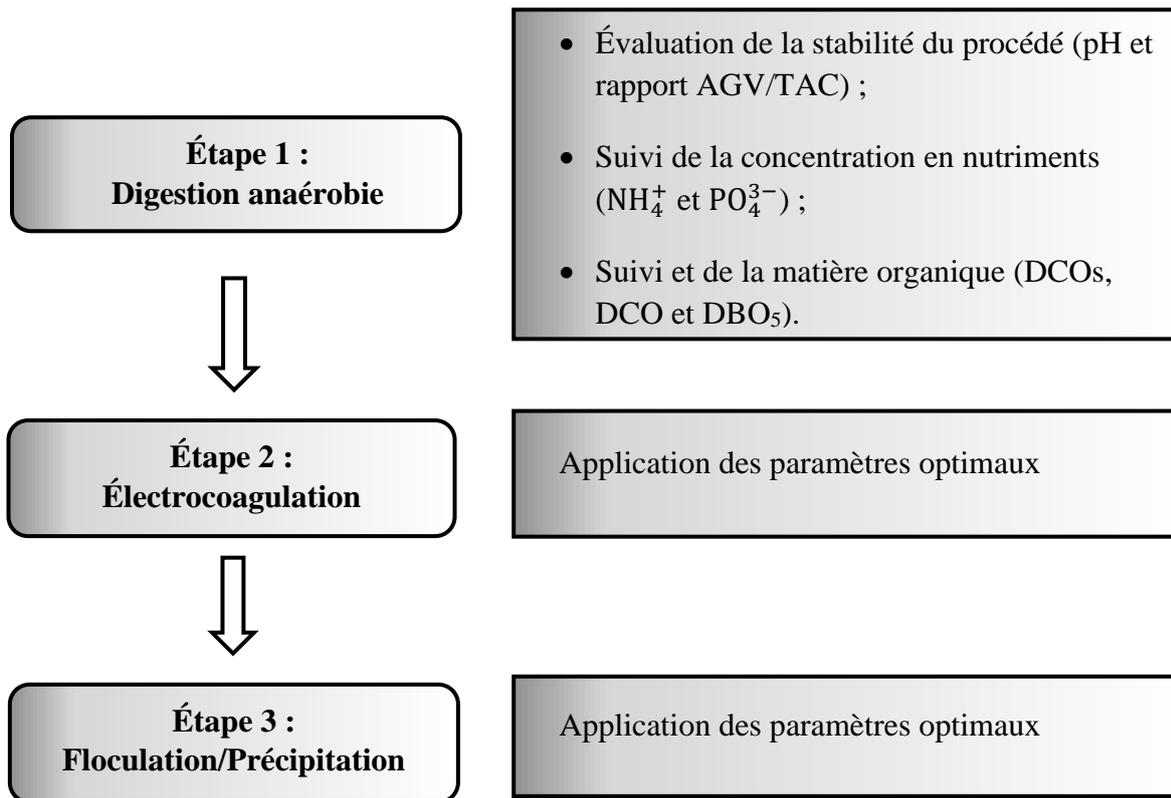


Figure 15: Protocole expérimental suivi lors de l'application du scénario 2

IV.3. Méthodes analytiques

IV.3.1. Analyses *in-situ*

Le matériel et les méthodes utilisés pour la mesure des paramètres *in situ* sont résumées dans le **Tableau IV.2**.

Tableau IV.2: Matériel et méthodes analytiques des paramètres *in-situ*

Paramètres	Matériel et méthodes utilisés
pH	HANNA HI 8424
Conductivité (mS/cm)	HANNA HI 99300
Potentiel Redox (mV)	HANNA HI 8424
Turbidité (NTU)	HANNA HI 93414

IV.3.2. Analyses au laboratoire

Le **Tableau IV.3** présente l'ensemble des analyses physico-chimiques utilisées dans le cadre de ce travail.

Tableau IV.3: Matériel et méthodes analytiques des paramètres analysés au laboratoire

Paramètres	Abréviations	Matériel et méthodes analytiques mis en jeu
Matières en suspension (mg/L)	MES	Norme NF T 90-015
Orthophosphates (mg/L)	PO ₄ ³⁻	Norme NF T 90-023
Nitrates (mg N/L)	NO ₃ ⁻	Norme NF T 90-042
Azote ammoniacal (mg/L)	NH ₄ ⁺	Norme NF T 90-015 par acidimétrie après distillation
Demande chimique en oxygène (mgO ₂ /L)	DCO	Norme NF T 90-101
Demande biologique en oxygène	DBO ₅	Norme NF T 90-103
Dureté totale, calcique et magnésienne (mgCaCO ₃ /L)	THT	Norme NF T 90-003
Calcium (mg/L)	Ca ²⁺	Norme NF T 90-016
Azote total	NT	Norme NF T 90-110

IV.3.2.1. pH et conductivité

Le pH des eaux usées a été mesuré à l'aide d'un pH-mètre (HANNA HI 98150 GLP pH / ORP METER) équipé d'une électrode HI 1618 (smart electrode with built-in temperature sensor, DIN connector and 1m (3.3') cable). Cet appareil à double jonction utilise une électrode à référence interne de type Ag/AgCl pour le pH et une électrode à bande platine pour la mesure du potentiel redox (POR). Avant chaque mesure, les électrodes sont nettoyées par une solution de HCl à 0,1 M puis le pH-mètre est étalonné par des solutions tampons à pH 4,00 et 7,00.

Un conductimètre (HANNA HI 99301) a servi à mesurer la conductivité des eaux usées. L'appareil est étalonné avant chaque mesure à l'aide de solutions standard de NaCl de conductivités respectives allant de 0 à 1500 mS. Lors des mesures du pH et de la conductivité, l'électrode est plongée dans l'échantillon puis les valeurs sont lues directement sur l'appareil.

IV.3.2.2. Turbidité et matières en suspension (MES)

La turbidité des eaux usées a été mesurée à l'aide d'un turbidimètre de marque HI 93414. Avant chaque mesure, l'appareil est étalonné par des solutions de turbidité respectives de 0, 10, 15, 100 et 750 NTU. Pour chaque mesure, un volume de 10 ml d'eau usée est introduit dans un tube en verre puis la valeur de la turbidité est donnée directement par l'appareil.

Les matières en suspension ont été mesurées conformément à la Norme NF T 90-015. Le principe de la méthode est basé sur la séparation des matières en suspension par filtration sur disque filtrant en fibres de verre suivie d'un séchage à 105 °C pendant 120 min puis de la pesée du filtre. Pour la mesure, un volume de 100 mL d'eau usée a été utilisé. Les résultats sont obtenus par la relation suivante :

$$\text{MES (mg/L)} = \frac{(M_1 - M_0) \times 1000}{V} \quad \text{Équation (27)}$$

V le volume, en millilitres, de l'échantillon filtré ;

M_0 la masse en milligrammes du disque filtrant avant filtration ;

M_1 la masse en milligrammes du disque filtrant après filtration.

IV.3.2.3. Dureté totale, concentration en calcium et en magnésium

La dureté totale représente la somme des concentrations en calcium et magnésium. Elle a été déterminée conformément à la norme NF T 90-003. La dureté totale est titrée par une solution de sel disodique de l'acide éthylènediaminetétraacétique (EDTA) à pH 10. Le noir ériochrome T, qui donne une couleur rouge foncé ou violette en présence des ions calcium et magnésium, est utilisé comme indicateur. Pour la mesure, il faut ajouter à l'échantillon à analyser 3 mL de solution d'hydroxyde de sodium puis quelques gouttes de solution de bleu d'ériochrome. Verser la quantité nécessaire de solution d'EDTA pour obtenir le virage au violet. La dureté totale est donnée par la relation qui suit :

$$\text{Dureté totale} = 1000 \times \frac{c \times V_3}{V_4} \quad \text{Équation (28)}$$

$$\text{avec } c = 0,01 \times \frac{V_1}{V_2}$$

V_1 le volume, en millilitre, de la solution étalon de calcium ;

V_2 le volume, en millilitre, de la solution d'EDTA utilisée pour l'étalonnage ;

c la concentration, exprimée en moles par litre, de la solution d'EDTA ;

V_3 le volume, en millilitre, de la solution d'EDTA utilisée pour le dosage ;

V_4 le volume, en millilitre, d'échantillon dosé.

La concentration en calcium a été mesurée conformément à la norme NF T 90-016. Le calcium est dosé par une solution de sel disodique de l'acide éthylènediaminetétraacétique (EDTA) à pH compris entre 12 et 13. L'acide calcone carboxylique, qui forme un complexe rouge avec le calcium, est utilisé comme indicateur. Pour le dosage, un volume connu d'eau usée préalablement dilué est utilisé. Après ajustement du pH par une solution de NaOH, le mélange est dosé par la solution d'EDTA jusqu'au point de virage. La teneur en calcium, exprimée en milligrammes par litre, est donnée par la relation suivante :

$$[\text{Ca}^{2+}] = 1000 \times 40,08 \times c \times \frac{V_1}{V_2} \quad \text{Équation (29)}$$

V_1 le volume, en millilitre, de la solution de l'EDTA utilisée pour le dosage ;

V_2 le volume, en millilitre, de l'échantillon dosé ;

c la concentration, exprimée en moles par litre, de la solution d'EDTA.

La concentration en magnésium est obtenue par la différence entre la dureté totale et la concentration en calcium.

IV.3.2.4. Mesure des contaminants organiques (DCO, DCOs et DBO₅)

Pour déterminer la DCOs, les échantillons prélevés ont été filtrés sous vide sur membrane Whatman de diamètre 0,45 μm afin d'éliminer les matières en suspension. Pour l'analyse de la DCO, les échantillons n'ont pas été filtrés. Les mesures de la DCOs et la DCO ont été effectuées selon la norme NF T 90-101. Le principe de cette méthode consiste à une ébullition de l'échantillon en milieu acide en présence d'une quantité connue de dichromate de potassium ($\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$), de sulfate d'argent (Ag_2SO_4) jouant le rôle de catalyseur et de sulfate mercurique (HgSO_4) pour complexer les ions chlorures. La détermination de l'excès de dichromate est dosé avec une solution de titrée de sulfate de fer (II) et d'ammonium. De façon pratique, un volume de 2,5 mL d'eau usée est prélevé. A ce volume, est ajouté 1,25 mL de $\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$ et 3,75 mL du mélange $\text{Ag}_2\text{SO}_4 + \text{HgSO}_4$. Le mélange obtenu est ensuite chauffé à 150°C pendant 2h. Après

chauffage, le mélange est dosé par la solution de sulfate de fer (II) et d'ammonium. La DCO, exprimée de milligrammes par litre, est donnée par la relation suivante :

$$\text{DCO} = \frac{8000 \times c \times (V_1 - V_2)}{V_0} \quad \text{Équation (30)}$$

Avec $c = \frac{1,2}{V}$

c est la concentration, exprimée en moles par litre, de la solution de sulfate de fer (II) et d'ammonium ;

V₀ est le volume, en millilitres, de la prise d'essai ;

V est le volume, en millilitres, de la solution de sulfate de fer (II) et d'ammonium consommé pour l'étalonnage de solution de sulfate de fer (II) et d'ammonium ;

V₁ est le volume, en millilitres, de la solution de sulfate de fer (II) et d'ammonium utilisé pour l'essai à blanc ;

V₂ est le volume, en millilitres, de la solution de sulfate de fer (II) et d'ammonium utilisé pour l'essai à blanc.

La DBO₅ a été évaluée selon la méthode manométrique avec des manomètres Oxytop WTW, selon la norme NF T 90-103. Le principe de cette méthode consiste en la mesure de l'oxygène consommée par un échantillon préalablementensemencé et incubé pendant 5 jours à l'abri de la lumière à 20 ± 1 °C. Pour effectuer les mesures, des volumes de 43,5 et 97 mL d'eau usée ont été introduits dans les oxytop puis incubés. Les valeurs de DBO sont lues directement sur l'oxytop.

IV.3.2.5. Composés azotés (nitrate, ammonium et azote total)

La concentration en ammonium a été mesurée par acidimétrie après distillation conformément à la norme NF T 90-015. Le principe de la méthode consiste à entraîner à la vapeur en milieu alcalin l'ammoniaque libre ou salifiée qui est ensuite dosé par acidimétrie par une solution d'acide sulfurique (H₂SO₄) à 0,1 ou 0,02 N. La mesure a été faite en prélevant un volume de 100 mL d'eau usée auquel est ajouté 20 mL d'une solution de Na₂CO₃. Le mélange est ensuite chauffé à environ 100°C pendant 20 min et la vapeur est recueillie dans une solution de HBO. Enfin, le mélange recueilli est dosé par une solution de H₂SO₄ à 0,1 N. La teneur en azote ammoniacal, exprimée en milligrammes de NH₄⁺ par litre est donnée par la formule suivante :

$$\frac{(V_1 - V_0) T \times 1000 \times 18}{V_2} \quad \text{Équation (31)}$$

V_1 est le volume en millilitres de la solution d'acide sulfurique utilisé pour le dosage ;

V_0 est le volume en millilitres de la solution d'acide sulfurique utilisé pour l'essai en blanc ;

T est la normalité de la solution titrée d'acide sulfurique utilisée ;

V_2 est le volume en millilitres de la prise d'essai.

Le nitrate a été mesuré conformément à la norme NF T 90-045. Le principe de cette méthode est basé sur la mesure spectrophotométrie du composé jaune issue de la réaction des nitrates avec l'acide sulfosalicylique après traitement alcalin. En même temps que l'alcali, on ajoute du sel disodique de l'acide éthylène diamine tétra acétique (Na_2EDTA) à 50g/L pour empêcher la précipitation des sels de calcium et de magnésium. L'adjonction d'azote de sodium vise enfin à neutraliser l'interférence des nitrites.

L'azote total (NT) a été analysé également par le COT-mètre de marque *analytikjena multi N/C 3100*. La méthode consiste en une combustion catalytique à 800 °C. L'instrument mesure directement la concentration en azote total. Pour les analyses, un volume de 20 mL d'eau usée a été utilisé. Chaque mesure a été effectuée trois fois automatiquement par l'appareil et le résultat retenu correspond à la moyenne de ces valeurs mesurées.

IV.3.2.6. Orthophosphate

La concentration en ions orthophosphates répond aux exigences de la norme NF T 90-023. Selon cette norme les ions phosphates sont des composés phosphorés minéraux qui sont dosés par spectrophotomètre. Les ions phosphates forment un complexe avec le molybdate d'ammonium ($(\text{NH}_4)_6\text{MO}_7\text{O}_{24}, 4\text{H}_2\text{O}$) et tartrate d'antimoine et de potassium ($\text{K}(\text{SbO}) \text{C}_4\text{H}_4\text{O}_6$). Ce complexe est réduit par l'acide ascorbique en complexe coloré en bleu. Lors de la mesure, le pH de l'échantillon doit être compris entre 2 et 7. Un volume de 20 mL d'eau usée, préalablement filtré et dilué, est introduit dans une fiole jaugée de 25 mL. Ensuite, 1 mL de solution d'acide ascorbique et 4 mL du mélange de molybdate d'ammonium et tartrate d'antimoine et de potassium sont ajoutés aux 20 mL d'eau usée. Le mélange obtenu est agité et est conservé à l'obscurité pendant 30 min. Enfin ; la concentration en ions orthophosphates est lue à l'aide d'un spectrophotomètre UV/Visible.

IV.3.2.7. Mesure de l'alcalinité totale (TAC) et la concentration en acides gras volatils (AGV)

La méthode proposée par **Jenkins *et al.*, (1983)** a été utilisée pour mesurer l'alcalinité des eaux usées. Pour ce faire, 20 mL du substrat, préalablement centrifugé à 3000 tr / min pendant 3 min, ont été titrés par pH-métrie avec une solution de H₂SO₄ à 0,04 N en deux étapes. Pendant la première étape, le dosage a été effectué jusqu'à pH = 5,75. Dans la deuxième et dernière étape, le dosage s'est poursuivi de pH = 5,75 jusqu'à pH = 4,3. Le TAC est obtenu à pH = 4,3 et l'alcalinité partielle (PA), associée à l'alcalinité du bicarbonate et la capacité tampon du système, s'obtient à pH = 5,75. L'alcalinité intermédiaire (IA), correspondant à la concentration de l'ensemble des acides gras volatils (AGV), a été obtenue par la différence entre l'alcalinité totale et l'alcalinité partielle.

IV.3.2.8. Carbone organique total (COT)

La mesure du COT est réalisée en utilisant un COT-mètre de marque *analytikjena* multi N/C 3100 (**Photographie 4**). La méthode consiste en une oxydation par combustion catalytique à 800 °C. Le COT-mètre est équipé d'un four, d'un injecteur automatique, d'un détecteur infra rouge, d'une alimentation de gaz vecteur, d'une solution d'acide et d'eau ultra pure.

La mesure du COT est réalisée selon les étapes suivantes :

- La première étape consiste à la mesure du carbone total (CT). Pour ce faire, l'échantillon est soumis à une combustion à 800°C pendant laquelle la fraction carbonée est convertie en dioxyde de carbone (CO₂). Le CO₂, après refroidissement, séchage et purification, est mesuré par un détecteur infrarouge puis le CT est obtenue par comparaison avec une solution étalon analysée dans les mêmes conditions.
- Dans la deuxième étape, par une solution de H₃PO₄ à 10%, la fraction inorganique sous la forme de CO₂ est récupérée par une purge. Le carbone inorganique est obtenu par la mesure du CO₂ de la fraction inorganique par rapport à un étalon.
- Le carbone organique total (COT) est obtenu par la différence entre le carbone total (CT) et le carbone inorganique (CI). Trois mesures sont effectuées automatiquement par l'appareil et le résultat obtenu est la moyenne de ces valeurs obtenues.



Photographie 4 : COT-mètre

IV.3.2.9. Caractérisation des cristaux formés par diffraction aux rayons X (DRX)

La caractérisation des précipités formés a pour objectif de vérifier la présence de la struvite. En présence de matière organique dans le milieu, les cristaux de struvite peuvent être difficilement détectables puisqu'ils se confondent à la matière organique. Pour ce faire, les eaux usées ont été filtrées avant les essais à l'aide de filtre Wattman de porosité $0,45\ \mu\text{m}$ afin d'éliminer les matières organiques particulaires et les matières en suspension. Les précipités formés ont ensuite été caractérisés par un diffractomètre de marque Rigaku MiniFlex II (**Photographie 5**).

Le principe de l'analyse DRX est basée sur les interactions entre la structure cristalline d'un échantillon avec des radiations de courte longueur d'onde. Pour un échantillon inconnu, le diffractogramme obtenu est comparé au catalogue de fiches dont on dispose. S'il s'agit d'un mélange de produits, une superposition des différentes fiches est faite (**Serna *et al.*, 2014**).



Photographie 5 : Photographie du diffractomètre aux rayons X

IV.3.2.10. Expression des résultats

L'efficacité des différents procédés de traitement a été déterminée par l'équation (32).

$$\text{Taux d'abattement (\%)} = 100 \times \left(\frac{C_0 - C}{C_0} \right) \quad \text{Équation (32)}$$

Avec :

C_0 la concentration initiale, C la concentration à un temps donné.

A une durée de traitement donné t , l'énergie consommée est calculée selon l'équation (33) :

$$\text{Energie consommée (kWh m}^{-3}\text{)} = \frac{U \times I \times t}{V} \quad \text{Équation (33)}$$

Avec U , la tension en Volts (V), I , l'intensité de courant électrique en Ampère (A), t la durée de traitement (h) et V le volume d'eau usée traitée (m^3).

Conclusion partielle

Ce chapitre a présenté les méthodes expérimentales et analytiques utilisées pour cette étude. Le traitement a été effectué par trois procédés que sont les procédés biologiques (digestions anaérobies en réacteur non agité et en réacteur agité), le procédé chimique (floculation-précipitation) et enfin le procédé électrochimique (électrocoagulation). Le traitement biologique a consisté en une étude comparative entre les procédés utilisés afin de déduire le traitement le mieux adapté aux eaux usées d'abattoir. Quant aux traitements par floculation-précipitation et par électrocoagulation, ils ont été optimisés. Les conditions optimales ainsi obtenues ont été appliquées pour les scénarios 1 et 2 afin de déterminer la meilleure combinaison des procédés biologiques, floculation-précipitation et électrocoagulation pour le traitement des eaux usées d'abattoir.

PARTIE III : RESULTATS ET DISCUSSION

CHAPITRE V : TRAITEMENTS DES EAUX USÉES D'ABATTOIRS PAR PROCÉDÉS BIOLOGIQUES ANAÉROBIES

V.1. Caractéristiques des eaux usées brutes d'abattoir

Le **Tableau V.1** présente les caractéristiques physico-chimiques des eaux usées d'abattoir.

Tableau V.1: Caractéristiques des EUBA

Paramètres	Unités	Valeurs
pH	-	6,86 ± 0,03
Turbidité	NTU	3300 ± 300
Conductivité	mS cm ⁻¹	2,50 ± 1,00
DCO	mg L ⁻¹	12000 ± 700
DCOs	mg L ⁻¹	6200 ± 300
DBO ₅	mg L ⁻¹	6750 ± 500
DBO ₅ /DCO	-	0,57 ± 0,02
COT	mg L ⁻¹	5300 ± 100
DCO/COT	-	2,3 ± 0,1
NT	mg L ⁻¹	1470 ± 60
NH ₄ ⁺	mg L ⁻¹	680 ± 50
NO ₃ ⁻	mg L ⁻¹	84 ± 6
P-PO ₄ ³⁻	mg L ⁻¹	17 ± 2
Ca ²⁺	mg L ⁻¹	80 ± 9
Mg ²⁺	mg L ⁻¹	37 ± 6
TAC	mg CaCO ₃ L ⁻¹	3070 ± 30
AGV	mg CaCO ₃ L ⁻¹	1550 ± 30
AGV/TAC	-	0,50 ± 0,01

Les valeurs élevées des paramètres DBO₅, de DCOs et de DCO traduisent une forte présence de matières organiques dans cette eau. Le pH qui est de 6,86 est conforme à la plage de pH optimale pour la digestion anaérobie [6,5-8,2] (Speece, 2008). La turbidité et la concentration en NH₄⁺ dans cette eau sont particulièrement importante avec des valeurs respectives de 3300 ± 250 NTU et 680 ± 50 mg L⁻¹. Le rapport DCOs/DCO = 0,51 indique qu'une grande partie de la matière organique est sous forme dissoute. La biodégradabilité

(DBO/DCO = 0,57) montre que ces eaux usées sont favorables aux méthodes de traitements biologiques anaérobies. Quant au rapport DCO/COT, sa valeur est de 2,27. En comparant les résultats obtenus à ceux de la littérature, il ressort que les eaux usées d'abattoir de cette étude sont fortement chargées en matières organiques et en nutriments comme celles observées en Turquie et au Nigéria. Toutefois, notre résultat se rapproche des eaux usées d'abattoir au Brésil et au Canada. Cela se justifierait par le faible volume d'eau utilisé pendant le fonctionnement de l'abattoir. Cette forte charge polluante témoigne par conséquent de la grande nécessité du traitement de ces eaux usées.

V.2. Traitement des eaux usées d'abattoir par digestion anaérobie en réacteur non agité

V.2.1. Évaluation de la stabilité du digesteur

La stabilité des digesteurs lors du traitement par procédés biologiques anaérobies peut être évaluée par le pH du substrat et par le rapport AGV/TAC. Ces paramètres permettent en effet de s'assurer du bon déroulement des procédés biologiques utilisés.

V.2.1.1. Évolutions du pH et du rapport AGV/TAC

Les **Figures V.1** et **V.2** présentent respectivement l'évolution du pH et du rapport AGV/TAC lors de la digestion anaérobie en réacteur non agité.

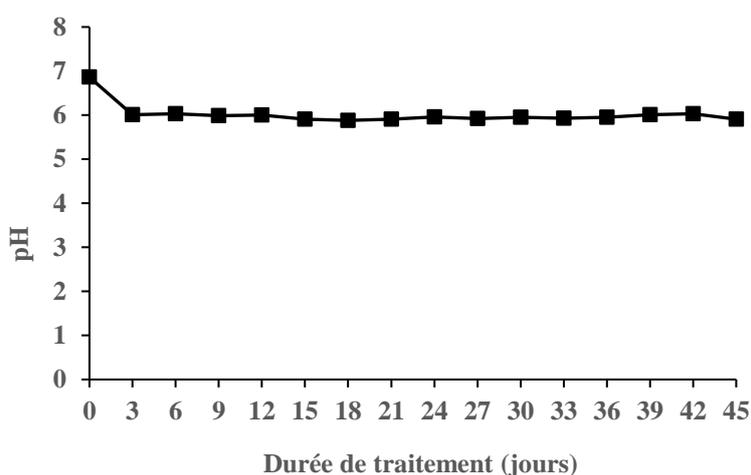


Figure 16: Evolution du pH en réacteur non agité

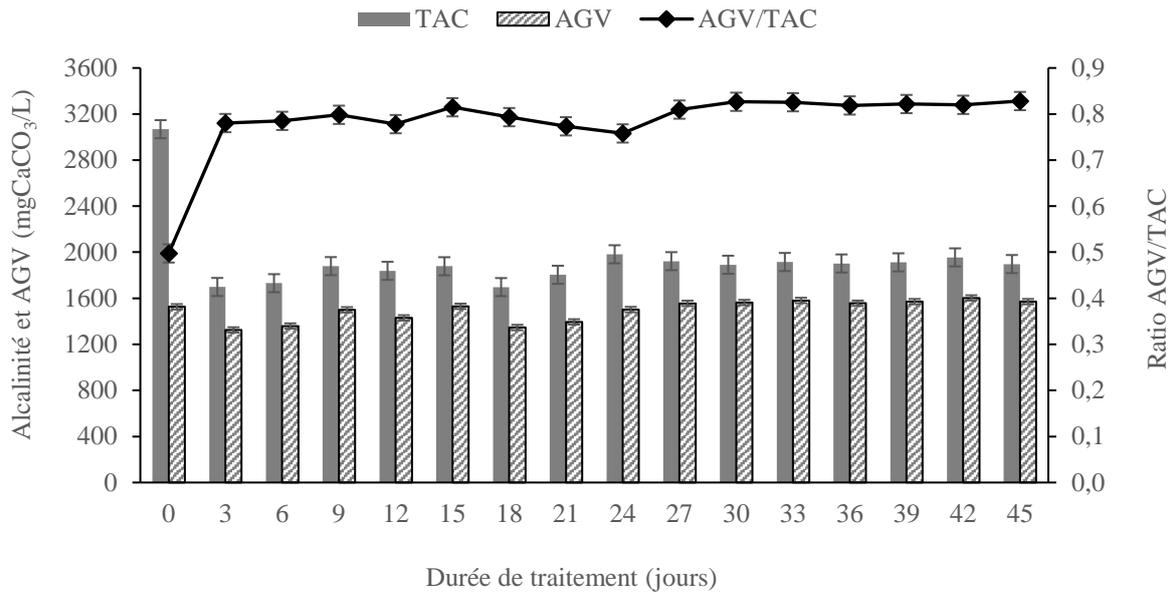


Figure 17: Évolutions de l'alcalinité totale, de la concentration en acides gras volatils (AGV) et du rapport AGV/TAC en réacteur non agité

Le pH diminue du jour 0 au jour 3 en passant de 6,86 à 6,01. Ensuite, il reste quasiment stable autour de 6, jusqu'à la fin du traitement.

Durant les trois premiers jours de traitement, le TAC qui est initialement de 3068 mg/L CaCO₃ baisse pour atteindre la valeur de 1698 mg/L CaCO₃. Après le 3^e jour, le TAC demeure quasiment constant jusqu'à la fin de traitement. Quant à la concentration en acides gras volatils (AGV), elle reste relativement constante tout au long du traitement. Inversement à la concentration des acides gras volatils, le rapport AGV/TAC augmente de 0,50 à 0,78 puis reste constant jusqu'à la fin du traitement.

Le caractère acide du pH, durant le traitement, résulte des étapes d'hydrolyse et de l'acidogénèse. En effet, lors de l'hydrolyse, la matière organique est décomposée en monomères et oligomères hydrosolubles (**Zhang et al., 2007**) qui, lors de l'acidogénèse, sont fermentés en AGV, en CO₂, en H₂ et en acides organiques et alcools (**Ometto et al., 2019**). Le CO₂ produit s'hydrate pour former l'acide carbonique (H₂CO₃) qui s'équilibre avec les ions bicarbonates (HCO₃⁻) et carbonates (CO₃²⁻) réduisant ainsi l'alcalinité totale et le pH du milieu. La concentration quasi constante d'AGV au cours du traitement résulterait probablement du dysfonctionnement du réacteur qui inhibe la production en AGV. Cela s'explique, en effet, selon (**Loganath et Mazumder, 2018**), par un rapport AGV/TAC > 0,4. Cependant, lorsque les AGV

sont produits, leur accumulation dans le réacteur entraîne la baisse du pH, ce qui a pour conséquence d'inhiber l'acétogenèse et la méthanogenèse.

V.2.1.2. Évolution de l'azote ammoniacal

La **Figure V.3** présente l'évolution de la concentration en azote ammoniacal.

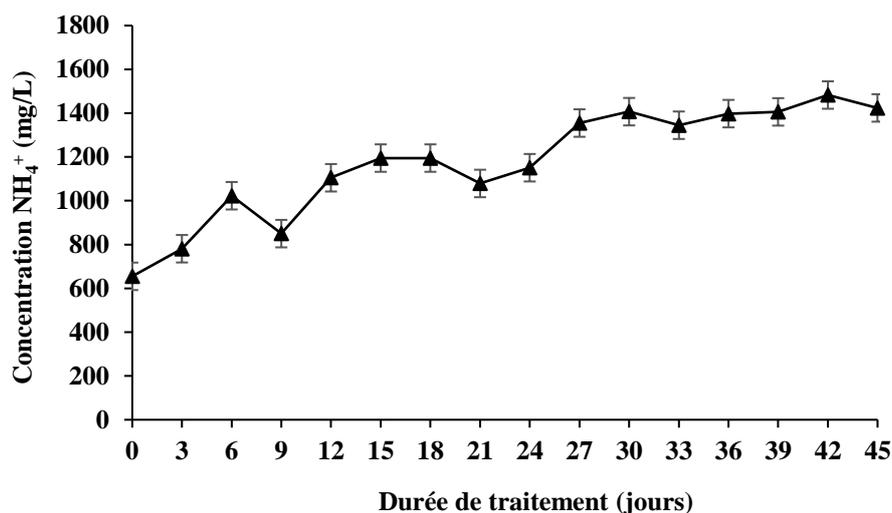


Figure 18: Évolution de l'azote ammoniacal en réacteur non agité

Une augmentation de la concentration en azote ammoniacal est observée du jour 0 jusqu'au jour 30, puis la concentration reste constante jusqu'à la fin du traitement avec une valeur finale de 1424 mg/L de CaCO_3 . La production d'ion ammonium au cours du traitement résulte de la minéralisation des composés contenant de l'azote (**Deronzier et al., 2002**). Par ailleurs, en absence d'oxygène, l'azote total peut être réduit pour produire l'azote ammoniacal. L'azote ammoniacal produit peut s'observer sous deux formes différentes dans les eaux usées en fonction du pH. En milieu acide et neutre, c'est l'ion ammonium qui prédomine tandis qu'en milieu basique, c'est l'ammoniac libre (NH_3). Les travaux de **Gerardi (2003)** ont montré que des concentrations en azote ammoniacal comprises entre 200 et 1000 mg/L n'ont aucun effet sur la digestion anaérobie. En revanche, des concentrations comprises entre 1500 et 3000 avec un $\text{pH} > 7$ ont un effet inhibiteur sur la digestion anaérobie. Ainsi, dans cette étude, l'inhibition du digesteur n'est pas liée à l'azote ammoniacal.

V.2.2. Évolution de la concentration en ions orthophosphates

L'évolution de la concentration en ions orthophosphates est illustrée à la **Figure V.4**. Une faible augmentation de la concentration en phosphate est observée pendant les 12 premiers jours de traitement. Cependant, à partir du jour 13, une forte augmentation des ions orthophosphates est observée pour atteindre 60 mg/L puis cette concentration se stabilise jusqu'à la fin du traitement. La production d'ions orthophosphates pendant le traitement résulte de la décomposition des matières organiques contenant du phosphore **Xu et al. (2018)**.

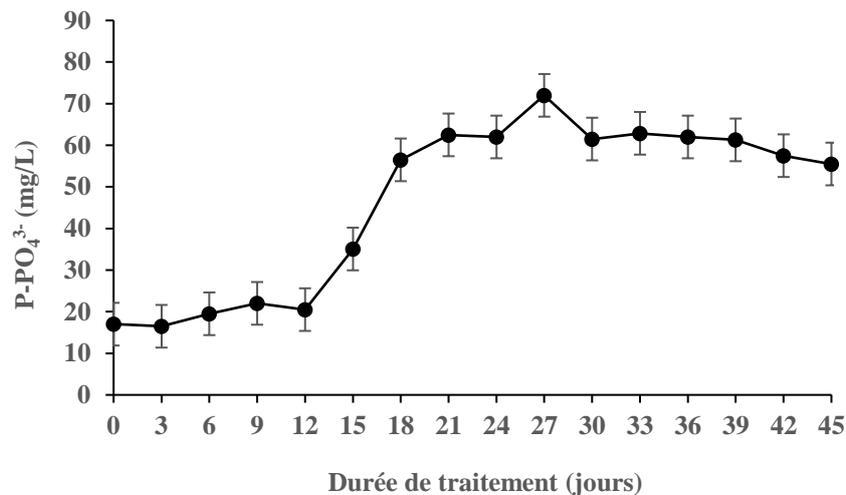


Figure 19: Évolution de la concentration en ions orthophosphates en réacteur non agité

V.2.3. Évolution de la matière organique (DCO, DCOs et DBO₅)

La **Figure V.5** présente l'évolution de la matière organique. La DCO reste constante durant le traitement. Cependant, la DCOs et la DBO₅ augmentent au cours du traitement avec leurs valeurs qui passent respectivement de 6152 mg/L à 9366 mg/L et de 6750 à 8000 mg/L. Le rapport DBO₅/DCO augmente également de 0,57 à 0,69. La concentration quasi stable de la DCO tout au long du traitement se justifie par l'inhibition de la digestion anaérobie due au pH acide des eaux usées (pH = 6). En effet, à ce pH, seules les phases d'hydrolyse et d'acidogenèse sont possibles au détriment de l'acétogenèse et de la méthanogenèse. L'inhibition de ces étapes ne favorise pas ainsi l'élimination de la matière organique sous la forme de biogaz. L'augmentation de la biodégradabilité (rapport DBO/DCO) est principalement attribuée à la liquéfaction de la matière organique. Ce résultat corrobore celui de **Koné (2002)** qui a montré que la digestion anaérobie en réacteur non agité a pour rôle de liquéfier la matière organique fermentescible.

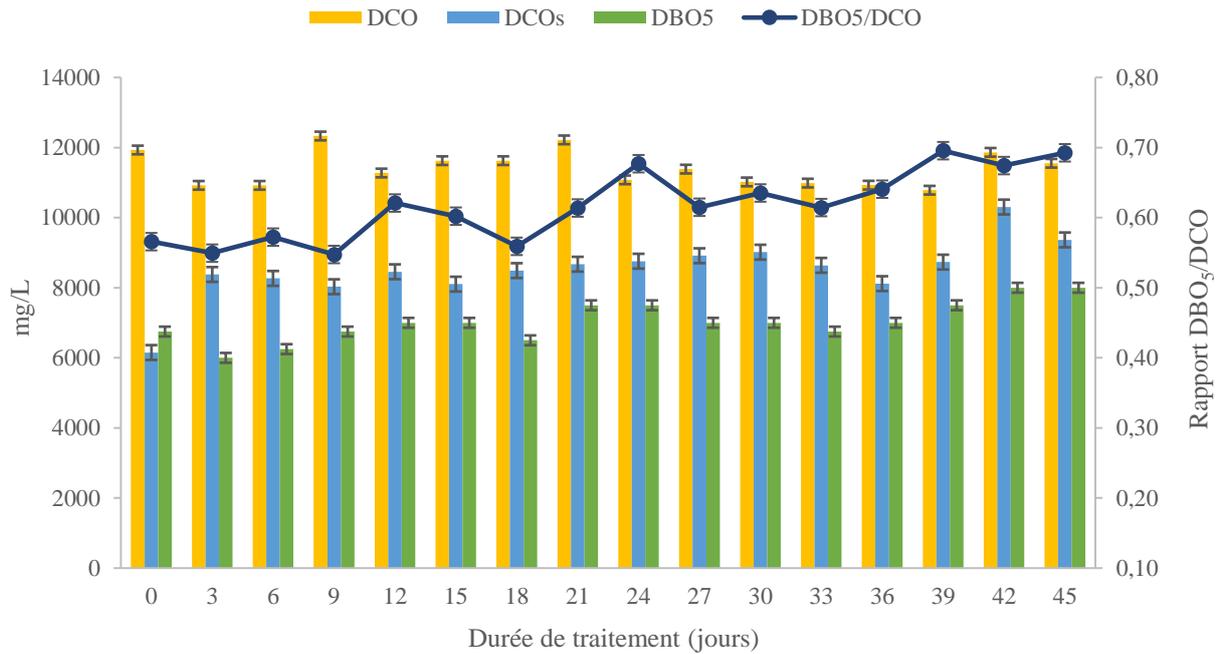
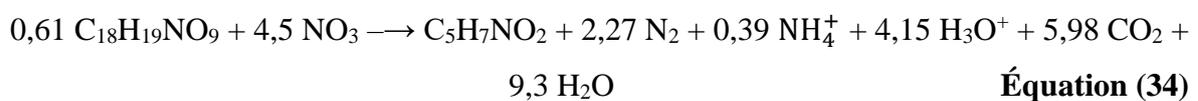


Figure 20: Évolution de la DCO, DCOs, DBO₅ et DBO₅/DCO en réacteur non agité

V.2.4. Autres paramètres (turbidité, MES et NO₃⁻)

La turbidité des eaux usées après le traitement par digestion anaérobie en réacteur non agité connaît une baisse de 90,57 % de sa valeur initiale avec pour une valeur finale de 311 NTU. Parallèlement à la turbidité, la concentration de MES baisse et atteint 667 mg/L soit un abattement de 88,88 %. Quant à la concentration en N – NO₃⁻, une réduction de la concentration est observée. Elle est passée de 84 mg/L à 13,4 mg/L soit un abattement de 80,04 %.

La réduction de la turbidité tout comme celle des matières en suspension résultent de la décantation des particules en suspension d'une part et de la solubilisation de la matière organique suite à l'action des bactéries hydrolytiques d'autre part. Pour ce qui est du nitrate, la réduction de sa concentration peut être attribuée à la dénitrification biologique (**Deronzier et al., 2002**). En effet, au cours de cette étape, les bactéries hétérotrophes utilisent le nitrate, en conditions de faible teneur en oxygène dissous, pour couvrir leurs besoins en produisant de l'azote moléculaire selon la réaction de l'équation (34) :



Aux termes du traitement des eaux usées d'abattoir par digestion anaérobie en réacteur non agité, les résultats ont fait état d'aucune production de biogaz et d'élimination de la pollution organique suite à l'inhibition de l'acétogénèse et de la méthanogénèse par acidification des eaux usées. Toutefois, une nette amélioration de la biodégradabilité des eaux usées traitées ($DBO/DCO = 0,69$) est observée. De ce fait, le potentiel méthanogène des eaux usées traitées par digestion anaérobie en réacteur agité est évalué dans la suite du travail.

V.3. Traitement des eaux usées d'abattoir par digestion anaérobie en réacteur agité

V.3.1. Évaluation de la stabilité du digesteur

V.3.1.1. Évolutions du pH et du rapport AGV/TAC

Les variations du pH et du rapport AGV/TAC sont illustrées par les **Figure V.6** et **V.7**.

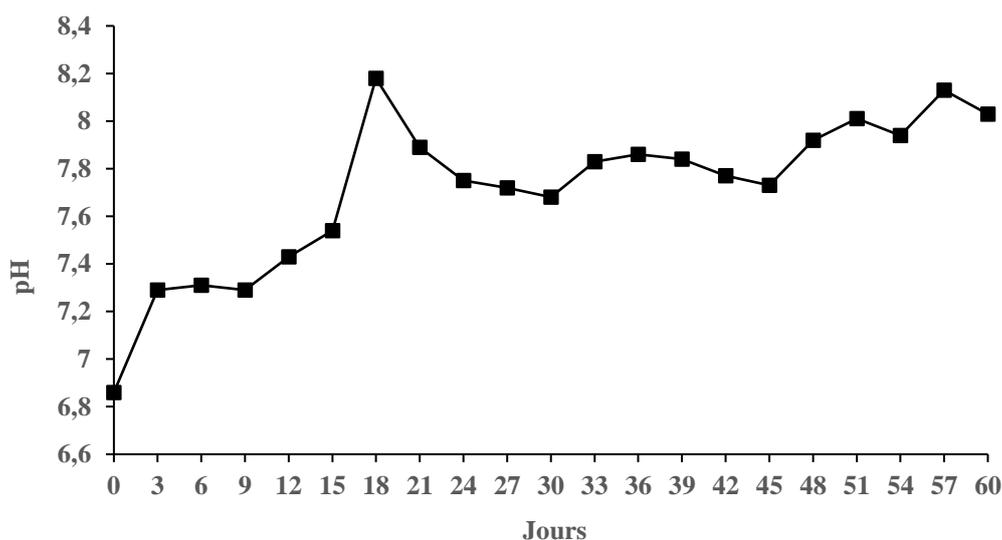


Figure 21: Évolution du pH en réacteur agité

Les résultats montrent que le pH varie de 6,86 à 8,03. En effet, ces valeurs se situent dans le domaine de pH optimum pour le traitement par digestion anaérobie [6,5-8,78] (**Speece, 2008; Antwi et al., 2017**). L'augmentation du pH est attribuée à la production d'espèces alcalines notamment l'ion ammonium et l'ammoniac lors de la biodégradation des composés riches en azote et en protéines (**Labatut et Pronto, 2018**). Ce constat s'explique par la forte concentration de sang dans les eaux usées brutes. En outre, l'abondance de fumier dans ces eaux usées offre un pouvoir tampon élevé en raison de sa forte alcalinité. Ainsi, le pouvoir

tampon élevé et la production d'alcalinité empêchent la baisse du pH malgré la formation d'acides gras volatils et de CO₂ par l'acidogenèse.

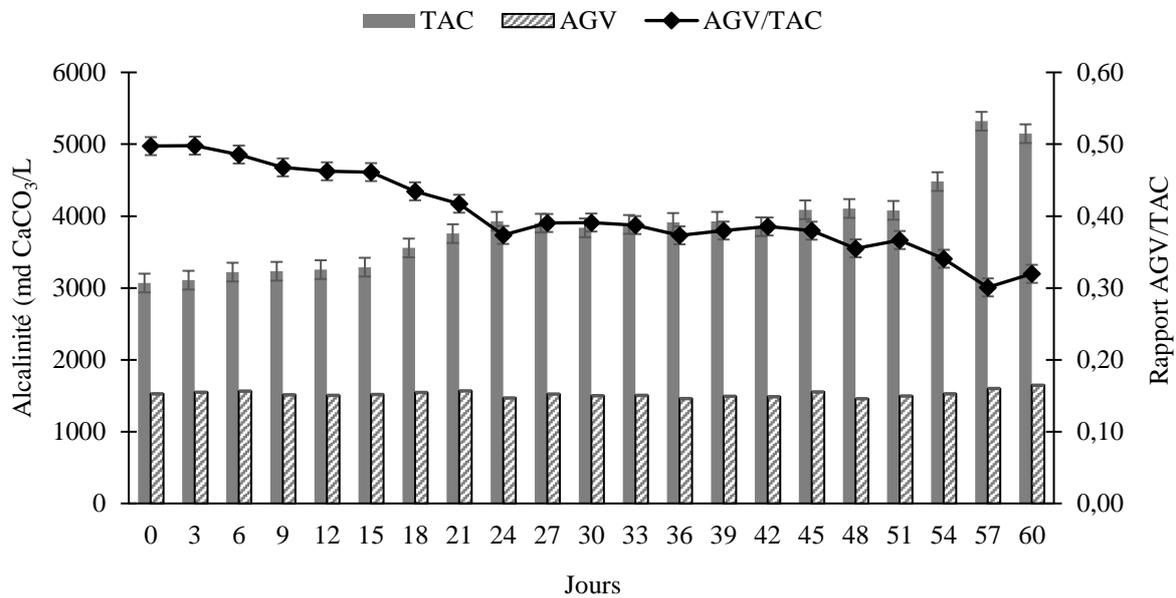


Figure 22: Évolutions de l'alcalinité totale, de la concentration en acides gras volatils (AGV) et du rapport AGV/TAC en réacteur agité

Une augmentation régulière de l'alcalinité (**Figure 22**) s'observe tout au long de la digestion anaérobie. Elle passe de 3068, au début du traitement, à 5147 mg CaCO₃ L⁻¹. Cette augmentation de l'alcalinité est attribuée à la digestion des substrats riches en protéines par les micro-organismes (**Labatut et Pronto, 2018**). Au cours du traitement, la concentration en acides gras volatils (AGV) reste quasiment constante, avec une valeur moyenne d'environ 1500 mg CaCO₃ L⁻¹. Selon (**Labatut and Gooch, 2014**), des concentrations en AGV supérieures 2000 mg de CaCO₃ L⁻¹ peuvent conduire à l'inhibition de la digestion anaérobie. Cependant, pour des concentrations en AGV inférieures à 1500 mg CaCO₃ L⁻¹, une augmentation soudaine ou constante de la concentration dans le substrat est perçue comme un signe d'instabilité du digesteur. Contrairement à l'évolution de l'alcalinité, le rapport AGV/TAC diminue progressivement de 0,5 à 0,32 respectivement avant et après traitement. Tout comme le pH, le rapport AGV/TAC joue un rôle déterminant dans l'évaluation de la stabilité du digesteur. En effet, **Loganath et Mazumder (2018)** ont montré qu'un rapport AGV/TAC compris entre 0,1 et 0,4 reflète une meilleure stabilité du digesteur tandis qu'un rapport AGV/TAC supérieur 0,4 indique que la stabilité du digesteur n'est pas atteinte. En cas de persistance de l'instabilité du digesteur, ces auteurs suggèrent un ajustement du pH du substrat à l'aide d'acides ou de bases.

En somme, le pH et les AGV traduisent une bonne stabilité de la digestion anaérobie. La bonne stabilité du réacteur dans le cas de la digestion anaérobie en réacteur agité, contrairement à la digestion anaérobie en réacteur non agité, est attribuable à l'agitation du réacteur. En effet, **Karim et al., (2005)** ont montré que l'agitation présente un effet bénéfique sur la production de biogaz car elle permet d'éviter la stratification du milieu et l'accumulation des solides dans le milieu. Par ailleurs, l'agitation favorise le contact entre le substrat et les microorganismes, ce qui a pour conséquence d'intensifier la dégradation de la matière organique.

V.3.1.2. Évolution de l'azote ammoniacal

Le profil de l'azote ammoniacal est illustré à la **Figure V.8**.

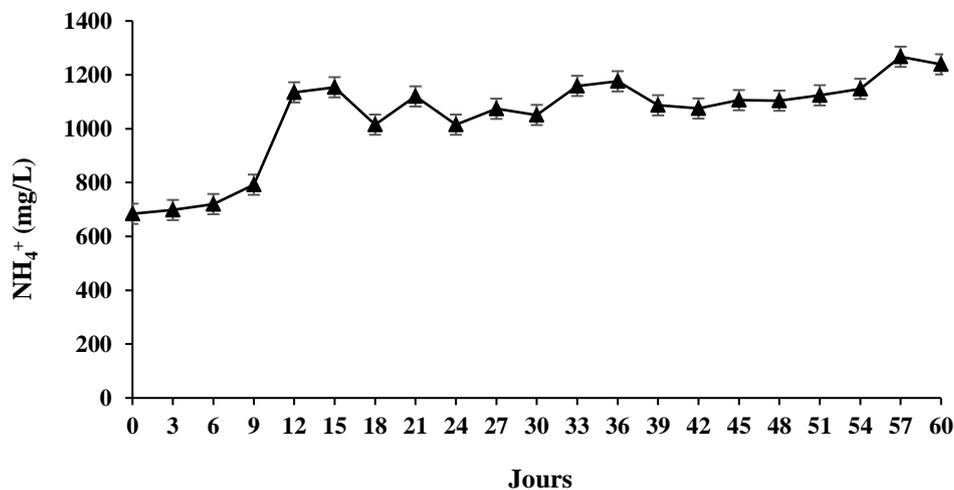


Figure 23: Évolution de l'azote ammoniacal en réacteur agité

Une forte production d'azote ammoniacal est enregistrée au cours des 15 premiers jours de traitement, allant de 684 à 1135 mg L⁻¹. Après le 15^e jour de traitement, une légère hausse en azote ammoniacal est observée jusqu'à la fin de la digestion anaérobie avec pour valeur finale atteinte égale à 1239 mg L⁻¹. Comme indiqué plus haut, la production d'azote ammoniacal au cours de la digestion anaérobie résulte de l'hydrolyse des matières organiques contenant de l'azote. La production d'azote ammoniacal a pour conséquences la hausse du pH et de l'alcalinité des eaux traités comme l'indiquent les **Figures V.6** et **V.7**. L'azote ammoniacal produit se compose d'ion ammonium (NH₄⁺) et l'ammoniac libre (NH₃). L'ammoniac libre en forte concentration représente la principale source d'inhibition des réacteurs en raison de sa forte capacité de diffusion à travers la membrane cellulaire des microorganismes (**Córdoba et al., 2016**). La concentration en azote ammoniacal après traitement reste inférieure à la valeur

limite de 1500 mg/L définie par (**Gerardi, 2003**). Cela montre que l'azote ammoniacal ne présente aucun risque d'inhibition de la digestion anaérobie. En outre, cette affirmation se confirme par le rapport AGV/TAC inférieur à 0,4 (**Figure V.7**). En effet, selon **Loganath et Mazumder (2018)** un rapport AGV/TAC < 0,4 atteste que la digestion anaérobie n'est pas inhibée par la concentration d'azote ammoniacal.

V.3.2. Évolution de la concentration en ions orthophosphates

L'évolution de la concentration en ions orthophosphates est illustrée à la **Figure V.9**.

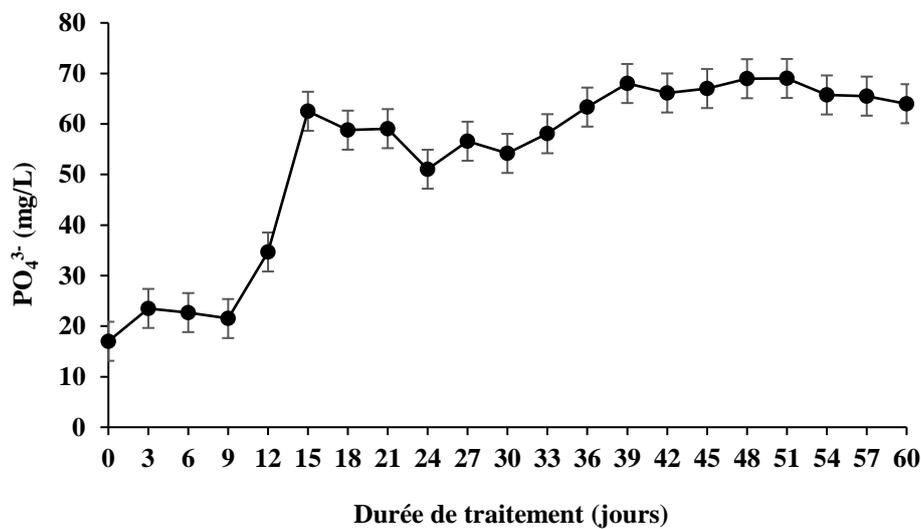


Figure 24: Évolution de la concentration en ions orthophosphates en réacteur agité

Une légère augmentation de la concentration en ions orthophosphates est observée jusqu'au 9^e jour suivie d'une augmentation rapide entre le 9^e et le 15^e jour avant de se stabiliser jusqu'à la fin du traitement. L'augmentation de la concentration en ions orthophosphates résulte de la dégradation des composés contenant du phosphore (**Xu et al., 2018**). Lors de cette dégradation, le phosphore organique est minéralisé en polyphosphates puis en orthophosphate (**Deronzier et Choubert, 2004**). Par ailleurs, la faible génération de P-PO₄³⁻ durant les 9 premiers jours de traitement, s'expliquerait par la prédominance des activités hydrolytiques pendant lesquelles les macromolécules sont converties en éléments dissous.

V.3.3. Évolution de la matière organique (DCO, DCOs et DBO₅)

L'évolution de la DCO, DCOs, DBO₅ et du rapport DBO₅/DCO est illustrée par la **Figure V.10**.

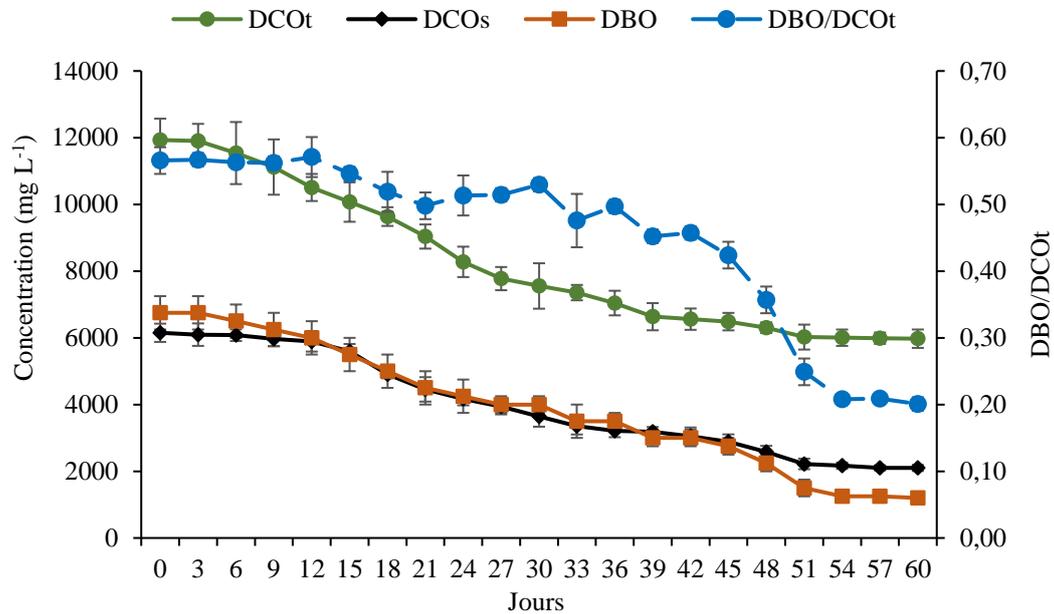


Figure 25: Évolution de la DCO, DCOs, DBO et DBO/DCO en réacteur agité

L'évolution de la DCO, de la DCOs et de la DBO₅ peut être divisée en trois phases. Au cours de la première phase, allant de 0 à 12 jours, un faible taux d'élimination de la DCOs, DBO₅ et DCO est observé avec respectivement 4,16 ; 11,11 et 11,93 % (Annexe 1). L'efficacité moyenne d'élimination de la DCOs est inférieure à celles de la DCO et de la DBO₅ qui ont des valeurs sensiblement égales. Dans la deuxième phase, c'est-à-dire du jour 12 au jour 51, l'élimination de la DCO, de la DCOs et de la DBO₅ augmente de manière significative avec des taux d'abattement respectifs de 49,52 ; 63,91 et 77,78 %. L'abattement moyen de la DCOs est supérieur à celui de la DCO jusqu'à la fin du traitement. Enfin, lors de la dernière phase (jour 51 au jour 60), les valeurs de la DCO, DCOs et DBO₅ sont constantes avec des abattements respectifs de 49,93 ; 65,85 et 82,22 %. Quant à la biodégradabilité (DBO₅/DCO), elle baisse pendant le traitement avec pour valeur finale 0,2.

La faible efficacité d'élimination de la DCO, de la DCOs et de la DBO₅ pendant les 12 premiers jours de traitement résulterait de la prédominance de l'hydrolyse. En effet, cette période peut être définie comme la phase pendant laquelle la majeure partie de la matière organique macromoléculaire est transformée en microéléments dissous dans le milieu sous

l'effet des bactéries hydrolytiques. Selon **Ometto et al. (2019)**, un faible taux d'hydrolyse peut être une étape limitante de la digestion anaérobie lorsque des structures complexes restent non digérées et ne sont pas disponibles pour la digestion anaérobie. L'amélioration de l'élimination des DCO, DCOs et DBO du jour 12 au jour 51 résulte des conditions idéales de la méthanogénèse avec des valeurs du pH comprises entre 7,54 et 8,01 (**Figure V.6**). Le faible rendement de DCO, de DCOs et de DBO₅ en fin de traitement résulte de l'épuisement de la matière organique biodégradable avec un rapport DBO/DCO = 0,20.

L'efficacité moyenne d'élimination de la DCO (49,93 %) a été comparée aux résultats obtenues par (**Córdoba et al., 2016**). Les travaux effectués par ces auteurs portaient sur le traitement des eaux usées de porcs par mono-digestion anaérobie d'une part et d'autre part sur le traitement des eaux usées de porcs par co-digestion anaérobie en utilisant des boues d'épuration et des eaux usées stabilisées des porcs comme inoculum. Il ressort de cette comparaison que le résultat de notre étude (49,93 %) est meilleur à celui obtenu par (**Córdoba et al., 2016**) en ce qui concerne la mono-digestion anaérobie avec un abattement de la DCO de 18,41%. Toutefois, notre résultat est sensiblement proche du rendement d'élimination de la DCO par co-digestion anaérobie obtenu par (**Córdoba et al., 2016**) qui est de 52,05 % avec les boues d'épuration et de 53,06 % avec les eaux usées stabilisées des porcs. Le rendement d'élimination de la DCO de notre étude est également proche de celui obtenu par (**Yazdani et al., 2019**) qui est de DCO de 51 % en traitant les eaux usées d'abattoirs par co-digestion. Cependant, l'élimination de la DCO de notre étude est inférieure à celle de (**Vidal et al., 2019**) qui était de 70 % en utilisant un réacteur UASB en mode continu à un taux de charge organique de 8,15 g de DCO L⁻¹ j⁻¹. La différence entre les résultats observés est attribuable à la configuration des réacteurs utilisés.

En définitive, les taux d'élimination des matières organiques (DCO, DCOs et DBO₅) obtenus démontrent la forte capacité de la digestion anaérobie en réacteur agité à éliminer la matière organique des eaux usées des abattoirs. Cependant, les caractéristiques des eaux usées traitées, montre la nécessité d'un post-traitement afin de se conformer aux normes ivoiriennes de rejet des eaux usées.

V.3.4. Autres paramètres (turbidité, MES et NO_3^-)

La turbidité, MES et NO_3^- sont présentés par le **Tableau V.2**. La digestion anaérobie en réacteur agité entraîne une élimination de 76,18 % de la turbidité des eaux usées. Tout comme la turbidité, les matières en suspension sont réduites de 91,67 %. Quant à la concentration en N – NO_3^- , une réduction de 90,11 % de sa valeur initiale est observée.

L'élimination de la turbidité et des matières en suspension résulterait de la décomposition et de la conversion de la matière organique en biogaz. En effet, lors de la digestion anaérobie, les matières organiques de grandes tailles sont décomposées en matières dissoutes solubles, qui à leur tour, sont convertis en biogaz. En ce qui concerne le nitrate, la réduction de sa concentration peut être attribuée à la dénitrification biologique.

Tableau V.2: Caractéristiques des eaux usées après traitement par digestion anaérobie en réacteur non agité et par digestion anaérobie en réacteur agité

Paramètres	Eau usée brute	Eau usée traitée par digestion anaérobie en réacteur non agité	Eau usée traitée par digestion anaérobie en réacteur agité
pH	6,86	5,91	8,03
Cond (mS.cm ⁻¹)	2,48	4,53	7,92
Turbidité (NTU)	3300	311	786
MES (mg/L)	6000	667	500
DCO (mg/L)	11931	11552	5974
DCOs (mg/L)	6152	9366	2101
DBO ₅ (mg/L)	6750	8000	1200
DBO ₅ /DCO	0,57	0,69	0,20
N- NO_3^- (mg/L)	84	13,4	8,3
NH_4^+ (mg/L)	655	1223	1239
P- PO_4^{3-} (mg/L)	17	55,5	64
Mg^{2+} (mg/L)	36,45	6,07	8,4
Ca^{2+} (mg/L)	80,16	28,05	118,90
TAC (mg/L CaCO_3)	3068	1897	5147
AGV (mg/L)	1526	1571	1645
AGV/TAC	0,50	0,83	0,32

V.4. Cinétique de production de biogaz

V.4.1. Potentiel méthanogène des EUBA par digestion anaérobie en réacteur agité

La cinétique de la production de biogaz est illustrée à la **Figure V.11**.

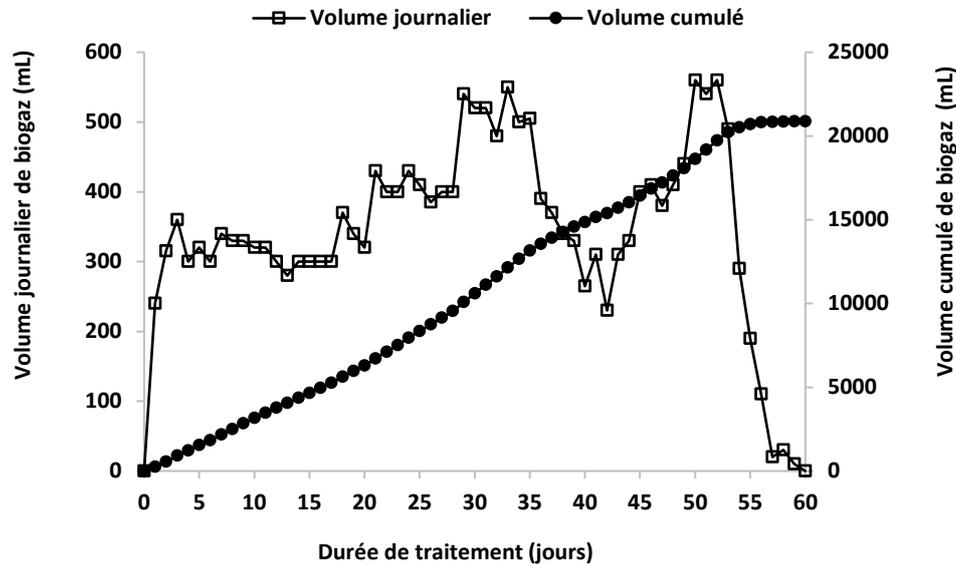


Figure 26: Volume de biogaz produit en fonction de la durée de traitement : digestion anaérobie de 4,5 L de EUBA

Elle comporte deux phases dont une phase de forte production et une phase de faible production. La phase de forte production de biogaz part du jour 0 au 33^e jour et du 46^e au 52^e jour. Quant à la phase de faible production, elle se situe entre le jour 33 et le jour 46. À partir du jour 52, le volume de biogaz chute fortement et devient nulle le jour 60. Le rendement maximal en biogaz était de $112 \text{ mL L}^{-1} \text{ j}^{-1}$.

La production de biogaz est le résultat de l'action du consortium bactérien fourni par le substrat. En effet, les eaux usées d'abattoirs se composent d'excréments de vache qui contiennent une importante flore bactérienne (Peiffer, 2002). La diminution de la production de biogaz entre le jour 33 et le jour 46 pourrait être due au début d'une phase de latence induite (Yazdani *et al.*, 2019) qui peut être causée par un changement soudain de certains facteurs environnementaux tels que la température qui entraîne la réduction de la production de biogaz (Swinnen *et al.*, 2006). Toutefois, cette réduction ne représente pas une entrave à la méthanogénèse puisque la production de biogaz augmente immédiatement après le jour 46 pour atteindre un taux maximal de $112 \text{ mL L}^{-1} \text{ j}^{-1}$ au jour 52. La chute soudaine de la production de biogaz observée le jour 54, qui a atteint la valeur 0 le jour 60, résulte de l'épuisement des

matières biodégradables comme le témoigne le rapport final DBO/DCO = 0,20. En outre, le volume cumulé total de biogaz (20,87 L) montre le fort potentiel en biogaz des eaux usées d'abattoir. Cela montre ainsi la possibilité de valorisation des eaux usées d'abattoirs sous la forme d'énergie renouvelable.

V.4.2. Potentiel méthanogène des eaux usées traitées par digestion anaérobie en réacteur non agité

Cette étude a pour but d'évaluer l'effet de la digestion anaérobie en réacteur non agité sur le potentiel méthanogène des eaux usées traitées. Les résultats de la production de biogaz à partir des eaux usées traitées par digestion anaérobie en réacteur non agité sont présentés par la **Figure V.12**.

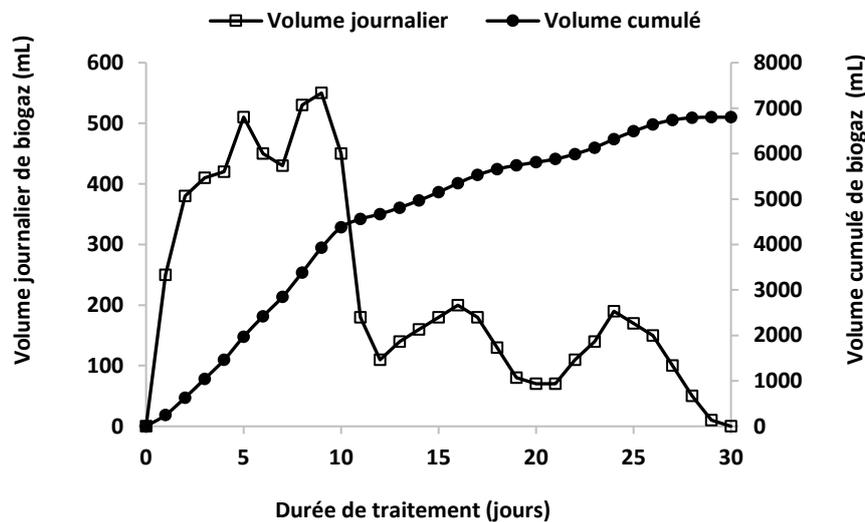


Figure 27: Volume de biogaz produit en fonction de la durée de traitement : digestion anaérobie de 1 L des eaux usées traitées par digestion anaérobie en réacteur non agité

La cinétique de la production de biogaz comporte deux phases. Une phase de forte production allant du jour 0 jusqu'au jour 9 avec un taux de biogaz maximal journalier de 550 mL L⁻¹ j⁻¹ et une phase de chute de la production qui part du jour 9 jusqu'à la fin du traitement. La production rapide de biogaz dans les premiers jours de traitement est due à la minéralisation de la matière organique lors du traitement par digestion anaérobie en réacteur non agité. En effet, lors de ce traitement, la matière organique a été solubilisée par les bactéries hydrolytiques ce qui la rend immédiatement disponible pour la synthèse de biogaz. Par ailleurs, le potentiel

méthanogène des eaux traitées par digestion anaérobie est 5 fois supérieur avec une durée de traitement 2 fois plus courte que celui des EUBA.

Conclusion partielle

La digestion anaérobie des EUBA en réacteur non agité n'a pas permis l'élimination de la charge organique. Elle a plutôt amélioré la biodégradabilité des EUBA après traitement par solubilisation de la matière organique. L'évaluation du potentiel méthanogène a donné un taux maximal de $550 \text{ mL L}^{-1} \text{ j}^{-1}$ pendant une durée totale de traitement de 30 jours. Contrairement à la digestion anaérobie en réacteur non agité, la digestion anaérobie en réacteur agité a entraîné une élimination satisfaisante de la matière organique avec des abattements respectifs de 49,93 ; 65,85 et 82,22 % de DCO, DCOs et DBO₅. La mesure du potentiel méthanogène des eaux usées brutes a donné un taux maximal de biogaz de $112 \text{ mL L}^{-1} \text{ j}^{-1}$. Ainsi, la digestion anaérobie en réacteur non agité se révèle comme une excellente méthode de prétraitement pour améliorer la production du biogaz. Toutefois, la digestion anaérobie en réacteur agité apparaît comme le procédé le plus efficace pour l'élimination de la pollution organique. Cependant, les fortes concentrations résiduelles de DCO, DCOs et DBO₅, PO_4^{3-} et NH_4^+ nécessitent un post traitement des eaux traitées.

CHAPITRE VI : DETERMINATION DES CONDITIONS OPTIMALES D'ÉLIMINATION DE LA DCO ET PO₄³⁻

À la suite de la problématique des fortes concentrations résiduelles en matières organiques, en ion ammonium et en ions orthophosphates dans les eaux traitées par digestion anaérobie, l'utilisation de l'électrocoagulation a été envisagée. L'objectif de ce chapitre est donc de déterminer les conditions optimales d'élimination de la DCO et des ions orthophosphates par électrocoagulation. En raison du volume limité des eaux traitées par digestion anaérobie, les tests par électrocoagulation ont été effectués à partir des **EUBAD** en utilisant des électrodes en fer et en aluminium. Les effets de la densité de courant, de la durée de traitement et du pH initial ont été évalués à partir de l'élimination de la DCO et des ions orthophosphates. Par ailleurs, la consommation en énergie électrique a été suivie afin de minimiser les coûts opératoires du traitement.

VI.1. Effet de la densité de courant et de la durée de traitement sur l'élimination de la DCO et des ions orthophosphates

VI.1.1. Cinétique d'élimination des ions orthophosphates

L'objectif de l'application de l'électrocoagulation aux **EUBAD** est de déterminer la densité de courant et le temps de traitement optimaux pour l'élimination des ions orthophosphates (P-PO₄³⁻). Les résultats de cette étude sont illustrés par les **Figures VI.1** et **VI.2**.

Au niveau de la **Figure VI.1**, les électrodes en Fe permettent une élimination rapide de P-PO₄³⁻ pendant les 30 premières minutes du traitement, puis le taux d'élimination reste constant jusqu'à la fin du traitement. L'élimination maximale qui est de 73,43 % est obtenue avec la densité de courant de 18,18 mA cm⁻² et la durée de traitement de 60 min. Avec les électrodes en Al (**Figure VI.2**), le taux d'élimination maximal est de 75 % et s'obtient à la densité de courant de 18,18 mA cm⁻² pour une durée de traitement de 60 min.

Plusieurs études ont montré que la densité de courant joue un rôle primordial sur l'élimination des ions orthophosphates (**Bouamra et al., 2012; Ano et al., 2019**). En effet, l'augmentation de la densité de courant entraîne la hausse de la concentration des coagulants générés *in situ* (Fe²⁺/Fe³⁺ et Al³⁺) qui, en présence d'ions hydroxyde, forment des hydroxydes

métalliques $\text{Fe}(\text{OH})_2$, $\text{Fe}(\text{OH})_3$ et $\text{Al}(\text{OH})_3$. L'adsorption et la précipitation sont deux mécanismes principaux qui permettent de décrire l'élimination des ions orthophosphates lors de l'électrocoagulation. Dans les premières minutes du traitement, l'élimination des ions orthophosphates peut être attribuée à la précipitation. Les ions $\text{Fe}^{2+}/\text{Fe}^{3+}$ et Al^{3+} précipitent les ions orthophosphates sous forme de $\text{FePO}_{4(s)}$, $\text{Fe}_3(\text{PO}_4)_{2(s)}$ et $\text{AlPO}_{4(s)}$ qui sont éliminés par décantation (Drogué *et al.*, 2008). Par ailleurs, lorsque la durée du traitement s'allonge, l'élimination des ions orthophosphates peut se faire par adsorption sur la surface des hydroxydes métalliques $\text{Fe}(\text{OH})_2$, $\text{Fe}(\text{OH})_3$ et $\text{Al}(\text{OH})_3$ en raison de leur forte affinité (Lacasa *et al.*, 2011).

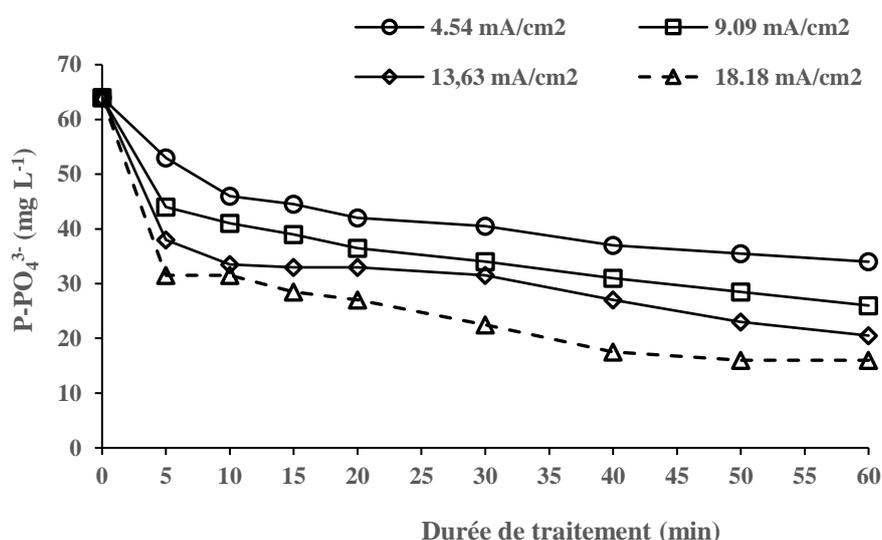


Figure 28: Effet de la densité de courant et de la durée de traitement sur l'élimination des ions orthophosphates des EUBAD (pH initial = 8,02 ; vitesse d'agitation = 700 tours/min ; électrode = Fe)

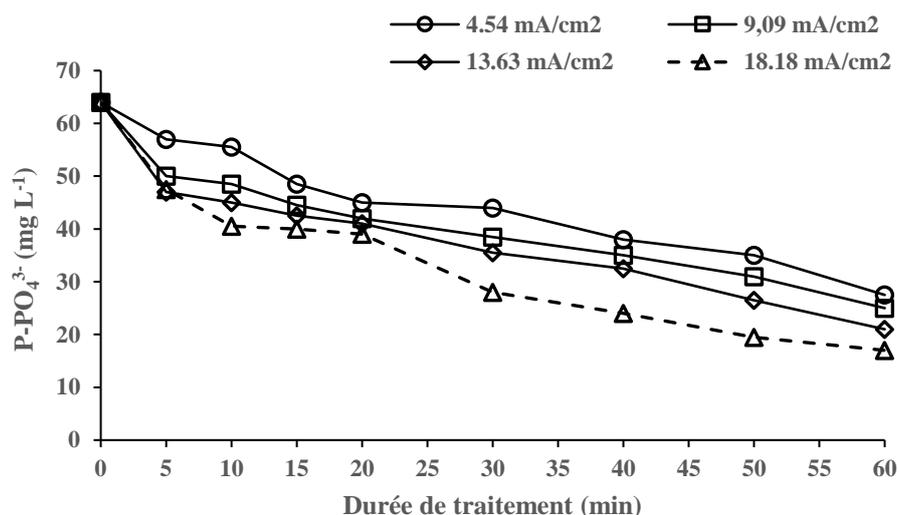


Figure 29: Effet de la densité de courant et de la durée de traitement sur l'élimination des ions orthophosphates des EUBAD (pH initial = 8,02 ; vitesse d'agitation = 700 tours/min ; électrode = Al)

VI.1.2. Cinétique d'élimination de la DCO

Les **Figures VI.3** et **VI.4** montrent l'effet de la densité de courant et du temps de traitement sur l'élimination de la DCO en utilisant respectivement les électrodes en Fe et en Al.

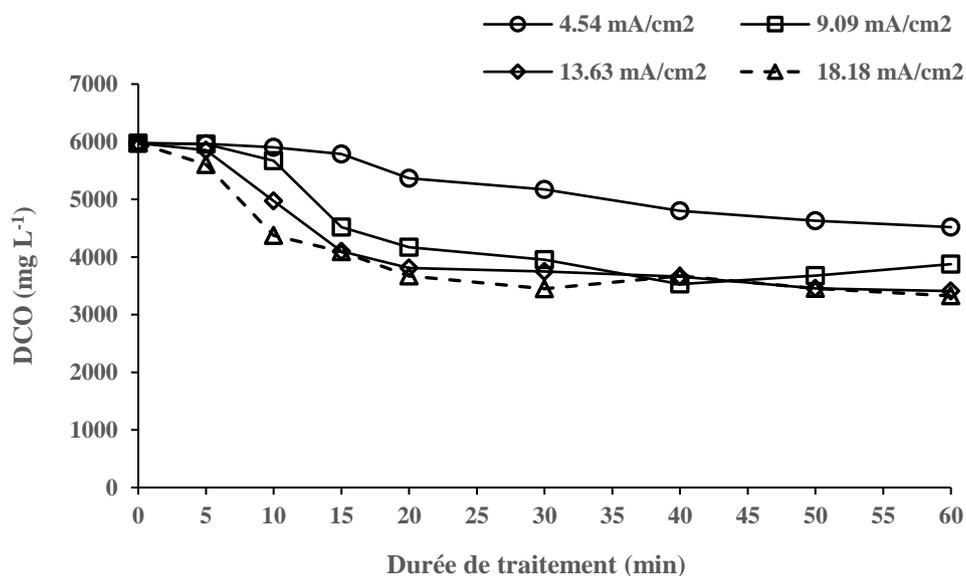


Figure 30: Effet de la densité de courant et de la durée de traitement sur l'élimination de la DCO des EUBAD (pH initial = 8,02 ; vitesse d'agitation = 700 tours/min ; électrodes = Fe)

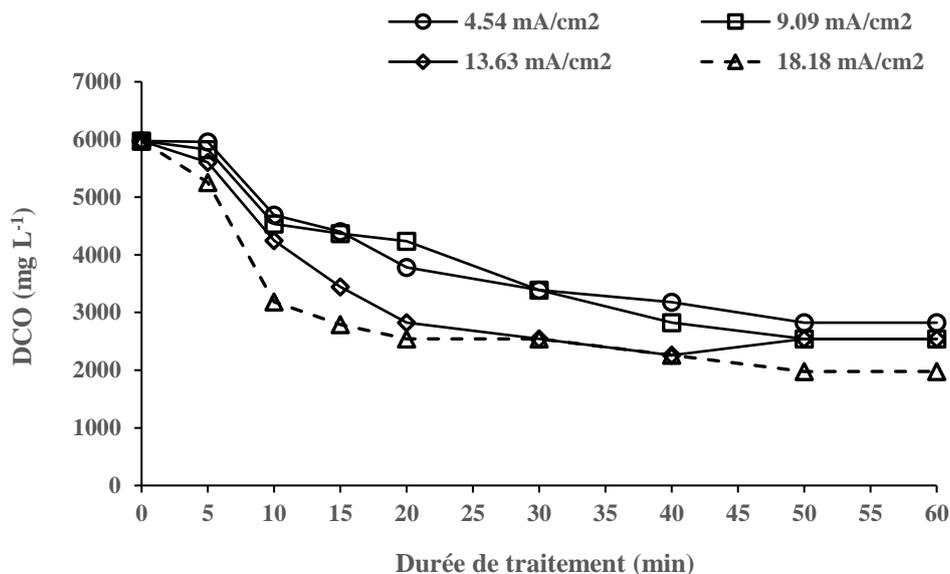


Figure 31: Effet de la densité de courant et de la durée de traitement sur l'élimination de la DCO des EUBAD (pH initial = 8,02 ; vitesse d'agitation = 700 tours/min ; électrodes = Al)

Des abattements moyennement élevés de la DCO ont été obtenus avec les densités de courant respectives de 9,09 ; 13,63 et 18,18 mA cm⁻² pendant les 20 premières minutes de traitement respectivement avec les électrodes en Fe et en Al. Au-delà de 30 min de traitement, l'élimination de la DCO devient constante. Cependant, les plus faibles taux d'abattement de la DCO sont obtenus avec la densité de courant de 4,54 mA cm⁻². Les abattements maximums qui sont respectivement de 42,15 et 73,43 % avec les électrodes en Fe et en Al ont été obtenus à la densité de courant de 18,18 mA cm⁻² avec une durée de traitement de 60 min.

L'élimination de la matière organique est fortement liée à la densité du courant électrique. En effet, la concentration de coagulant générée est proportionnelle à la densité de courant (loi de Faraday). L'élimination de la matière organique est associée à plusieurs phénomènes, notamment la neutralisation et la floculation des particules colloïdales, la coprécipitation avec les hydroxydes métalliques générés et la complexation ou l'attraction électrostatique (Oumar *et al.*, 2016). La forte élimination de la DCO pendant les 20 premières minutes du traitement peut être attribuée à la neutralisation et à la floculation des particules colloïdales. En effet, les ions métalliques Fe²⁺/Fe³⁺ et Al³⁺ générés neutralisent la charge des particules en suspension et des colloïdes par compression de la double couche et forment des floes qui sont éliminés par décantation en raison de leur densité élevée. De plus, le dépôt de matière organique sur la surface des cathodes contribue également à l'élimination de la DCO.

Ce constat a été observé par **Asselin et al. (2008)** lors du traitement des eaux usées d'abattoirs par électrocoagulation. Les phénomènes de coprécipitation, de complexation ou d'attraction électrostatique sur la surface des hydroxydes métalliques $\text{Fe}(\text{OH})_2$, $\text{Fe}(\text{OH})_3$ et $\text{Al}(\text{OH})_3$ sont à l'origine des faibles éliminations de la DCO après les 20 premières minutes (**Asselin et al., 2008**). En effet, selon ces auteurs, la coprécipitation, la complexation ou attraction électrostatique sur la surface des hydroxydes métalliques ne contribuent qu'à une faible réduction de la matière organique.

VI.2. Évaluation de l'énergie consommée

Les **Figures VI.5** et **VI.6** montrent la consommation en énergie électrique durant le traitement en utilisant respectivement les électrodes en Fe et en Al. Pour les deux types d'électrodes, la consommation d'énergie est proportionnelle à la densité de courant électrique (**Koby et al., 2011**). L'utilisation d'électrodes en Fe aux conditions suivantes ($4,54 \text{ mA cm}^{-2}$, 60 min) et ($18,18 \text{ mA cm}^{-2}$, 10 min) donne des abattements similaires de P-PO_4^{3-} et de DCO (**Annexes 2A** et **2B**). Des résultats similaires sont également observés aux conditions suivantes ($4,54 \text{ mA cm}^{-2}$, 60 min) et ($18,18 \text{ mA cm}^{-2}$, 30 min) en utilisant les électrodes en Al (**Annexes 2C** et **2D**). Toutefois, bien que ces conditions énumérées ci-dessus possèdent des rendements similaires, leurs consommations en énergie électrique restent très différentes. Avec les électrodes en Al, les énergies électriques consommées sont de $0,43 \text{ kWh m}^{-3}$ et $1,78 \text{ kWh m}^{-3}$ respectivement pour les conditions ($4,54 \text{ mA cm}^{-2}$, 60 min) et ($18,18 \text{ mA cm}^{-2}$, 30 min). En maximisant l'élimination de la DCO et des ions orthophosphate tout en minimisant la consommation en énergie électrique, les conditions optimales retenues sont une densité de courant de $18,18 \text{ mA cm}^{-2}$ et une durée de traitement de 40 min. Sous ces conditions, des consommations en énergie électrique respectives de $0,45$ et de $0,43 \text{ USD h}^{-1}$ sont obtenues avec les électrodes en Fe et en Al. Ces consommations énergétiques restent inférieures à celles obtenues par **Vidal et al., (2019)** et **Jafarinejad (2017)** qui sont respectivement de $1,4 \text{ USD h}^{-1}$ lors du post traitement des eaux usées d'abattoir par photo-electro-Fenton et de $10,64 \text{ USD h}^{-1}$ pour le traitement des eaux usées d'abattoir par boue activée conventionnelle. Ce résultat témoigne en effet du faible coût de traitement associé à l'utilisation de l'électrocoagulation pour le traitement des eaux usées d'abattoir.

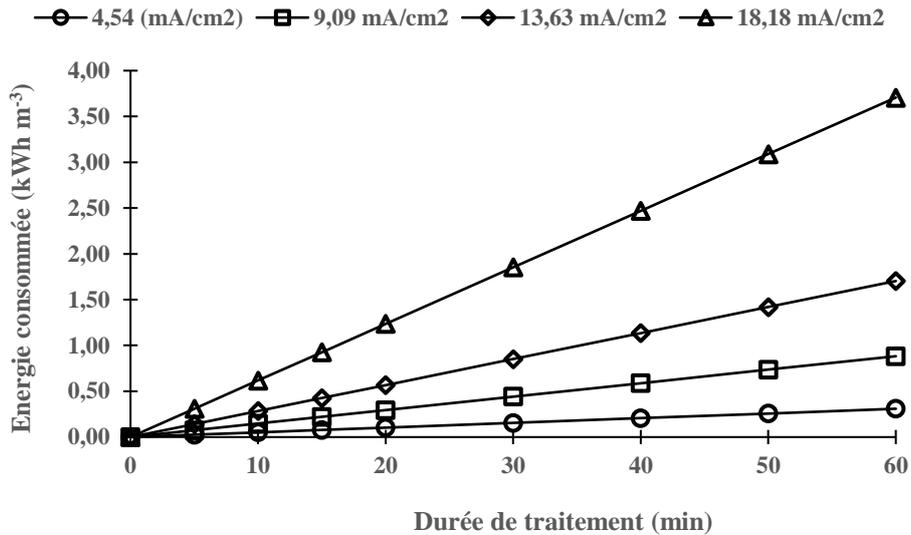


Figure 32: Effet de la densité de courant et de la durée de traitement sur la consommation en énergie électrique en utilisant des électrodes en Fe (pH initial = 8,02 ; vitesse d'agitation = 700 tours/min)

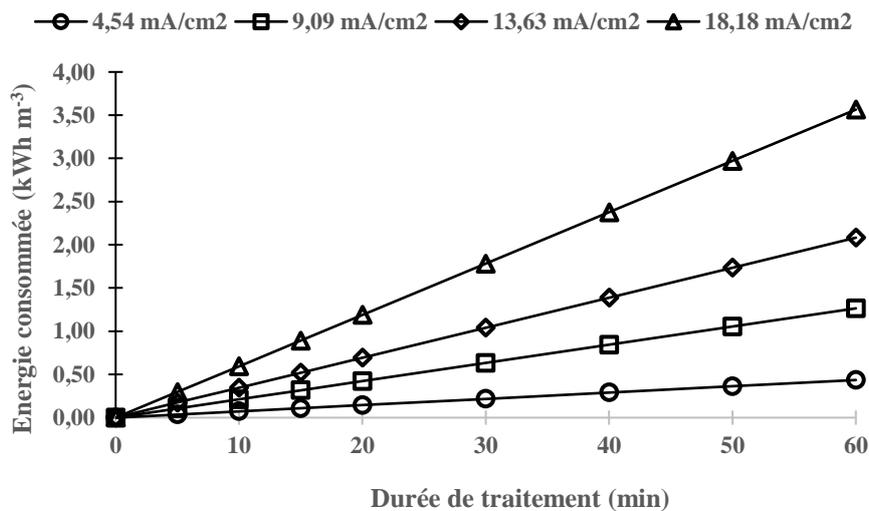


Figure 33: Effet de la densité de courant et de la durée de traitement sur la consommation en énergie électrique en utilisant des électrodes en Al (pH initial = 8,02 ; vitesse d'agitation = 700 tours/min)

VI.3. Effet du pH sur l'élimination de la DCO

Les résultats de l'abattement de la DCO en fonction du pH initial des eaux usées traitées sont présentés par la **Figure VI.7**.

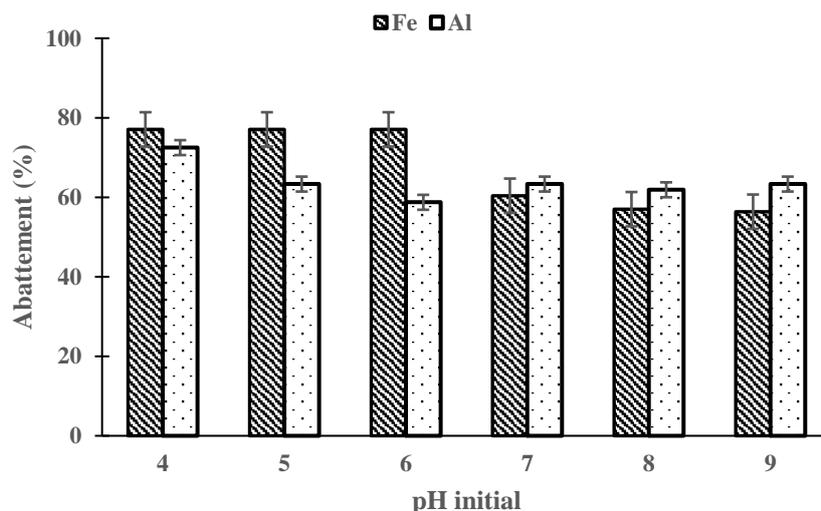


Figure 34: Évolution de la DCO en fonction du pH (durée de traitement = 40 min ; densité de courant = 18,18 mA cm⁻² ; vitesse d'agitation = 700 tours/min)

L'abattement de la DCO avec les électrodes en Fe et en Al baisse lorsque le pH initial des eaux usées à traiter augmente. En milieu acide, les éliminations de la DCO sont les plus élevées. Les abattements optimaux qui sont respectivement de 77,08 et 72,49 % avec les électrodes en Fe et en Al sont obtenues à pH = 4. Par contre, les plus faibles abattements sont observés pour un pH égal à 7,0 ; 8,0 et 9,0. Le traitement des eaux usées EUBAD (avec pour pH initial = 8,02) conduit à des abattements respectifs de 57 et 61,89 % avec les électrodes en Fe et en Al respectivement.

Le pH est reconnu comme un paramètre qui affecte le mécanisme de coagulation parce qu'il régit les espèces de métal hydrolysé et influence les mécanismes de l'électrocoagulation (**Malakootian et al., 2010**). En effet, en milieu acide, les espèces métalliques générées sont généralement de charge positive comme $\text{Fe}(\text{OH})^{2+}$, $\text{Fe}(\text{OH})_2^+$, $\text{Fe}(\text{OH})_2^{4+}$, $\text{Fe}(\text{H}_2\text{O})_5(\text{OH})^{2+}$, $\text{Fe}(\text{H}_2\text{O})_4(\text{OH})_2^+$, $\text{Fe}_2(\text{H}_2\text{O})_6(\text{OH})_4^{2+}$ avec les électrodes en Fe et $\text{Al}(\text{OH})^{2+}$, $\text{Al}(\text{OH})_2^+$ pour les électrodes en Al. Lorsque le milieu est neutre, les espèces dominantes sont $\text{Fe}(\text{OH})_2$ et $\text{Fe}(\text{OH})_3$ et $\text{Al}(\text{OH})_3$ respectivement en utilisant des électrodes en Fe et en Al. Par contre, en milieu basique, les espèces de charge négative, $\text{Fe}(\text{OH})_4^-$, $\text{Al}(\text{OH})_4^-$ et $\text{Al}(\text{OH})_5^{2-}$ prévalent (**Lemlikchi, 2012**). Les forts abattements de la DCO observés en milieu acide sont principalement liés à la nature des espèces coagulantes générées. En effet, en milieu acide, les électrodes en Fe génèrent les espèces métalliques de charge positive telles que $\text{Fe}^{2+}/\text{Fe}^{3+}$, $\text{Fe}(\text{OH})^{2+}$, $\text{Fe}_2(\text{OH})_2^+$ et $\text{Fe}(\text{OH})_2^+$ qui permettent une meilleure élimination de la matière organique par coagulation ainsi que par les phénomènes d'adsorption et de coprécipitation

(Lemlikchi, 2012). À pH neutre, la baisse du taux d'abattement de la DCO, avec des rendements de 60,39 et 63,32 % pour les électrodes en Fe et en Al, résulte de l'action prédominante des hydroxydes métalliques $\text{Fe}(\text{OH})_2$ et $\text{Fe}(\text{OH})_3$ qui s'avèrent moins efficaces que les espèces métalliques de charge positive générées en milieu acide. La formation des espèces métalliques de charge négatives $\text{Fe}(\text{OH})_4^-$ à pH basiques est responsable des faibles rendements d'élimination de la DCO. En effet, selon Nasrullah *et al.* (2020), $\text{Fe}(\text{OH})_4^-$, qui se présente sous forme dissoute, possède une faible performance de coagulation des polluants.

Les faibles abattements de la DCO avec les électrodes en Al résulte de la formation de $\text{Al}(\text{OH})_4^-$ à pH supérieur à 8. De plus, un milieu basique peut modifier les charges électrostatiques à la surface des particules colloïdales et empêcher leur déstabilisation lors de l'électrocoagulation (Drogui *et al.*, 2008). À pH initial acide et neutre (de pH = 5 à pH = 8), l'élimination de la DCO est meilleure en raison de la prédominance des espèces $\text{Al}(\text{OH})_3$ qui permettent l'élimination de la matière organique par les phénomènes de coprécipitation, de complexation ou d'attraction électrostatique sur la surface des hydroxydes métalliques (Bayramoglu *et al.*, 2004). À pH = 4, le fort abattement de la DCO est due principalement à la neutralisation des charges des particules colloïdales ainsi qu'à leur coagulation en raison de la prédominance des espèces cationiques d'aluminium telles que Al^{3+} , $\text{Al}(\text{OH})_2^+$ et $\text{Al}(\text{OH})^{2+}$ (Lemlikchi, 2012).

En définitive, malgré le fait qu'une légère acidification initiale des eaux à traiter (imposition d'un pH initial égal à 4) permette d'atteindre les meilleurs rendements d'abattement de la DCO avec les électrodes en Fe et en Al, aucun ajustement du pH initial n'a été envisagé pour la suite des travaux. Ce choix vise à réduire l'utilisation de réactifs chimiques et baisser par la même occasion le coût du traitement.

VI.4. Cinétique d'évolution du pH

La Figure VI.8 présente la cinétique d'évolution du pH lors du traitement des eaux usées EUBAD avec une densité de courant électrique de $18,18 \text{ mA cm}^{-2}$ et une durée de traitement de 60 min en utilisant des électrodes en Fe et en Al respectivement.

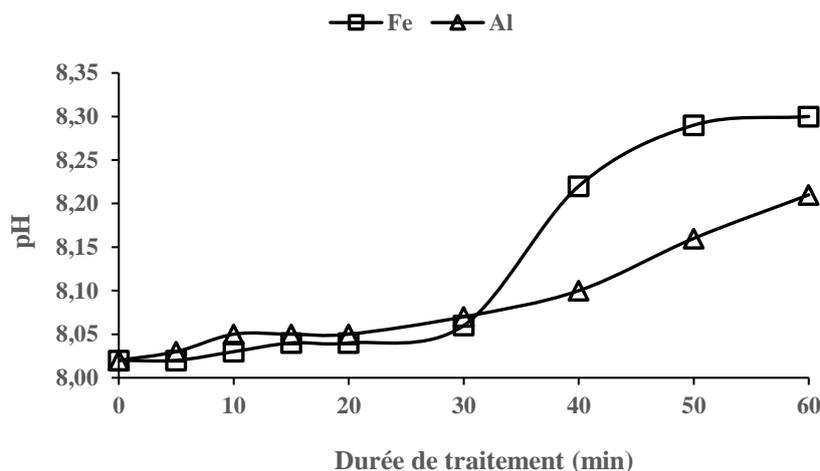
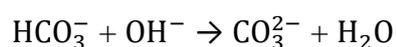


Figure 35: Évolution du pH pendant le traitement par électrocoagulation

Pendant le traitement, le pH augmente faiblement avec une augmentation moyenne de 0,05 pendant les 30 premières minutes de traitement avec les électrodes en Fe et en Al. Cependant au-delà de 30 min de traitement, une hausse significative du pH est observée pour les deux types d'électrodes utilisées. Les valeurs de pH final après 30 min de traitement en utilisant les électrodes en Fe sont toutes supérieures à celles observées avec les électrodes en Al. Selon **Oumar et al. (2016)**, cette faible augmentation du pH pendant les 30 premières minutes de traitement est le résultat de la consommation des ions hydroxyles OH^- par les ions HCO_3^- selon l'équation (35). L'épuisement des ions bicarbonates entraîne par conséquent la hausse du pH après 30 min de traitement suite à l'accumulation des ions OH^- dans les eaux traitées.

Pour ce qui est de la différence entre les pH finaux avec les électrodes en Fe et en Al, il est prouvé que l'effet tampon signalé pour le Fe est plus faible que celui de Al. Ainsi, le pH final habituellement atteint est de 9 ou 10 avec des électrodes de Fe même lorsque le pH initial est acide (**Lakshmanan et al., 2009; Chafi et al., 2011**). Pour les électrodes en Al, **Harif et al. (2012)** soulignent que l'acidité de Lewis relative à l'aluminium contrebalance la formation des OH^- à la cathode, ce qui conduit à un pH final compris entre 7 et 8.



Équation (35)

Conclusion partielle

Au cours de ce chapitre, les conditions optimales d'électrocoagulation ont été obtenues à partir de l'élimination de la DCO, des ions orthophosphates et de la consommation en énergie électrique. Les conditions optimales ont été obtenues à la densité de courant électrique de 18,18 mA/cm² et à la durée de traitement de 40 min. En effet, sous les conditions optimales, des abattements respectifs de 38,55 % et 62,18 % de la DCO ont été obtenues en utilisant les électrodes en Fe et en Al. Quant aux ions orthophosphates, l'utilisation des électrodes en Fe et en Al a abouti à des éliminations consécutives de 72,65 % et 62,50 %. Par ailleurs, au niveau du pH, aucun ajustement du pH initial des eaux à traiter n'a été envisagé afin de réduire l'utilisation de réactifs chimiques et les coûts de traitement. Toutefois, bien que l'électrocoagulation élimine efficacement les ions orthophosphates, il reste inefficace à l'élimination de l'ion ammonium. De ce fait, l'élimination de l'ion ammonium par précipitation de la struvite est appliquée au Chapitre VII.

CHAPITRE VII : TRAITEMENT PAR FLOCCULATION-PRÉCIPITATION

Les résultats obtenus dans ce chapitre sont issus des essais de précipitation effectués sur les **EUBAD** par ajout de Mg^{2+} en tenant compte du pH et du rapport molaire $Mg^{2+} : NH_4^+ : PO_4^{3-}$ optimaux pour l'élimination des ions ammonium et orthophosphates. Parallèlement à l'élimination des ions ammonium et orthophosphates, l'activité floculante de deux polymères chimiques (polyacrylamide (PAC) et AF9660) sur l'élimination de la turbidité et la DCO a été évaluée. Par ailleurs, la déshydratation des boues produites par floculation a été suivie. Enfin, le floculant ayant la plus forte activité de floculation a été associé au Mg^{2+} pour éliminer à la fois les ions ammonium, orthophosphates et la matière organique.

VII.1. Étude comparative entre les floculants PAC et AF9660

VII.1.1. Effet de la floculation sur la turbidité et sur la DCO

Les évolutions de la turbidité et de la DCO en fonction de la concentration des polymères sont illustrées respectivement par les **Figures VII.1** et **VII.2**.

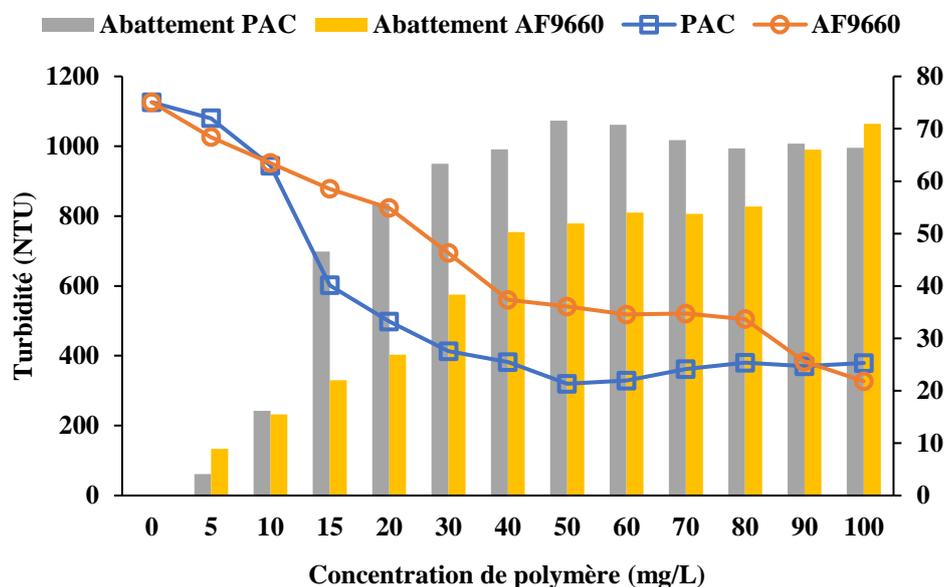


Figure 36: Évolution de la turbidité en fonction de la concentration en polymères

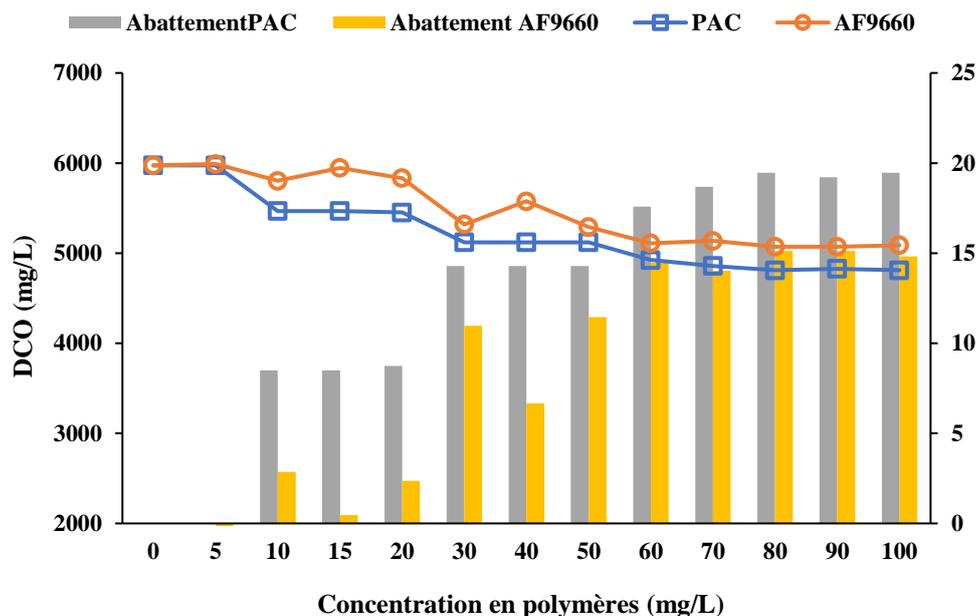


Figure 37: Évolution de la DCO en fonction de la concentration en polymères

Une baisse rapide de la turbidité est observée pour des concentrations comprises entre 0 et 40 mg/L. Au-delà de 50 mg/L, pour les deux types de polymères, l'élimination de la turbidité devient constante. En comparant les performances d'élimination de la turbidité, il ressort que le floculant PAC offre une meilleure performance d'élimination.

Pour la DCO, une élimination similaire est observée. Pour des concentrations allant de 0 jusqu'à 60 mg/L, la réduction de la DCO est proportionnelle à la concentration de polymères. Cependant, l'élimination de la DCO est constante pour des concentrations en polymère supérieures à 60 mg/L. Il faut noter également que le polymère PAC conduit à un meilleur abattement de la DCO des eaux traitées par rapport au polymère AF9660.

L'élimination de la turbidité et de la DCO résulte de l'agrégation des matières particulaires par les floculants. En effet, les travaux menés par **Zinatizadeh et al. (2017)** affirment que le polyacrylamide a la capacité d'être utilisé comme un coagulant, ce qui aurait pour effet d'améliorer l'élimination de la turbidité et de la DCO. Par ailleurs, l'augmentation de la concentration augmente la quantité de squelette du polymère, ce qui entraîne des niveaux de pontage suffisants entre les particules. Les pontages ainsi formés donnent des taux d'agglomération plus élevés, ce qui réduit davantage la turbidité ainsi que la DCO. Toutefois, au-delà de 60 mg/L, les floculants peuvent provoquer un pontage entre les boucles et les queues des particules neutralisées. Ainsi, la surface des floculants peut devenir saturée et cela fait qu'aucun site absorbable n'est disponible sur leurs surfaces. Cette condition conduit donc à une

stabilisation stérique qui entraîne la défloculation des particules dans la solution (Ariffin *et al.*, 2012).

VII.1.2. Effet de la floculation sur les nutriments NH_4^+ et $P-PO_4^{3-}$

L'évolution de la concentration en ions ammonium et en ions orthophosphates en fonction de la concentration en polymères est illustrée par les **Figures VII.3** et **VII.4**.

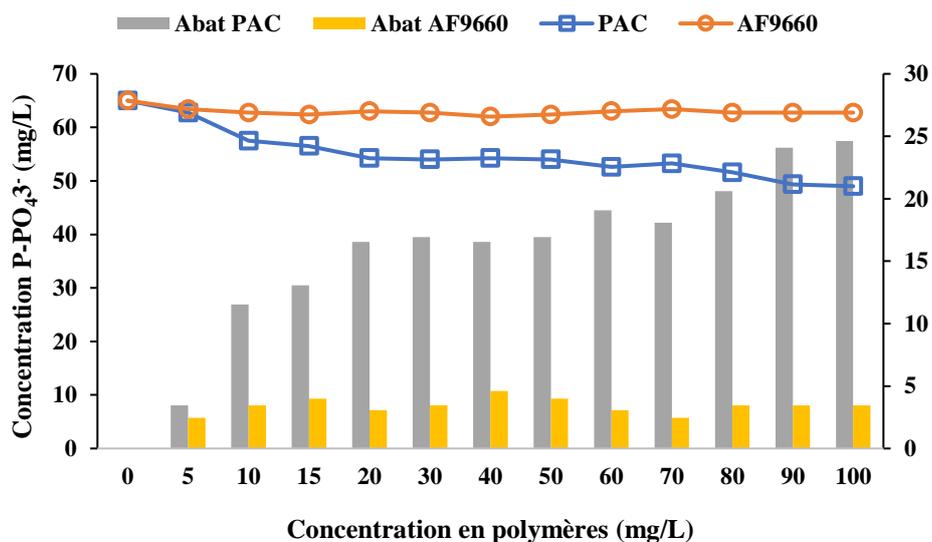


Figure 38: Élimination des ions orthophosphates en fonction de la concentration en polymères

La **Figure VII.3** montre que l'augmentation de la concentration du polymère AF9660 n'entraîne aucune élimination de l'orthophosphate. Cependant, une élimination maximale de 23,43% des ions orthophosphates est observée pour une concentration de 100 mg/L de PAC. Cette réduction de la concentration des ions orthophosphates résulterait de l'élimination des matières en suspension comme illustré à la section VII.1.1. Contrairement aux ions orthophosphates, aucune réduction de la concentration en ion ammonium n'a été observée (**Figure VII.4**). Ce résultat serait attribuable à la forte solubilité de l'ion ammonium en milieu aqueux. En somme, ces résultats montrent que les polymères AF9660 et PAC exercent une influence négligeable sur l'élimination de l'ion ammonium et des ions orthophosphates.

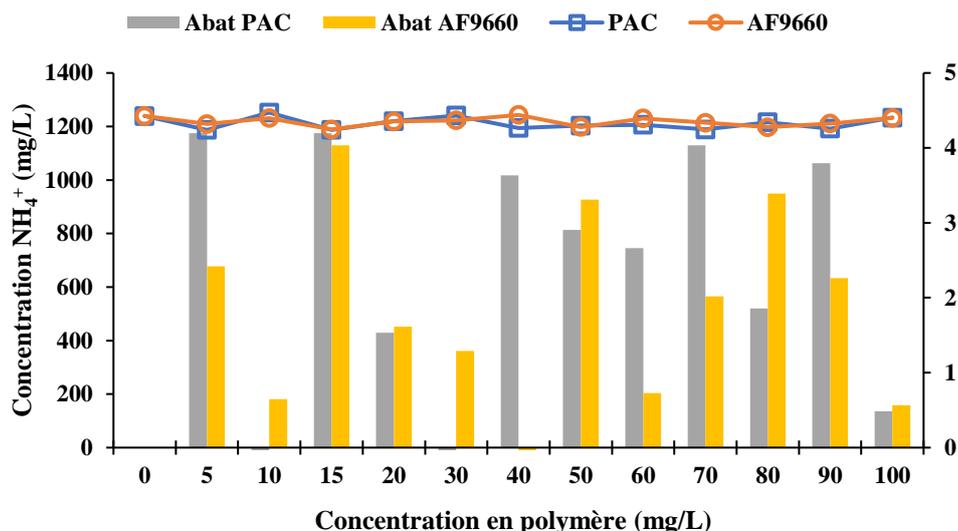


Figure 39: Élimination de l'azote ammoniacal en fonction de la concentration en polymères

VII.1.3. Déshydratation des boues issues de la floculation

Les **Figures VII.5** et **VII.6** présentent respectivement l'évolution de l'indice volumique de boue (IVB) ou indice de Mohlman et le taux d'humidité des boues en fonction de la concentration en polymères. L'indice volumique de boue et le taux d'humidité sont deux paramètres qui permettent de caractériser les boues. L'indice volumique de boue, défini comme le rapport du volume de boue sur la masse de boue sèche, permet d'évaluer la décantabilité des boues. Un IVB inférieur à 50 mL/g traduit une mauvaise décantabilité des boues tandis qu'un IVB compris entre 50 et 150 mL/g signifie que la boue a une bonne décantabilité.

Des IVB inférieurs à 50 mL/g sont obtenus respectivement pour des concentrations comprises entre 0 à 10 mg/L de AF9660 et entre 0 à 30 mg/L pour le PAC. Cependant, pour des concentrations en polymères supérieures à 10 mg/L pour le AF9660 et à 30 mg/L pour le PAC, les boues présentent une bonne décantabilité avec des valeurs de IVB comprises entre 50 et 150 mL/g. Ce résultat montre que l'augmentation de la concentration en polymères améliore la décantabilité des boues pour les deux types de polymères.

Des concentrations croissantes en AF9660 entraînent la hausse du taux d'humidité des boues produites. Le taux d'humidité augmente de 1,97 % lorsque la concentration du polymère AF9660 passe de 0 à 100 mg/L. Ce résultat montre que la polymère AF9660 entraîne une hydratation des boues. Par contre, des concentrations de PAC supérieures à 40 mg/L entraînent la déshydratation des boues qui reste stable à partir de la concentration de 50 mg/L. Un résultat

similaire a été observé par Wang *et al.* (2018) lors du traitement des boues digérées par flocculation à l'aide de PAC.

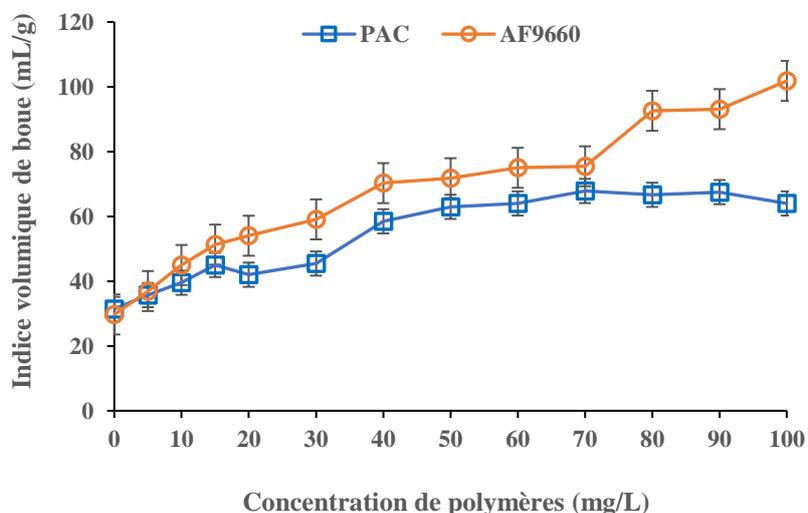


Figure 40: Évolution de l'indice volumique de boue décantée pendant 30 minutes en fonction de la concentration en polymères

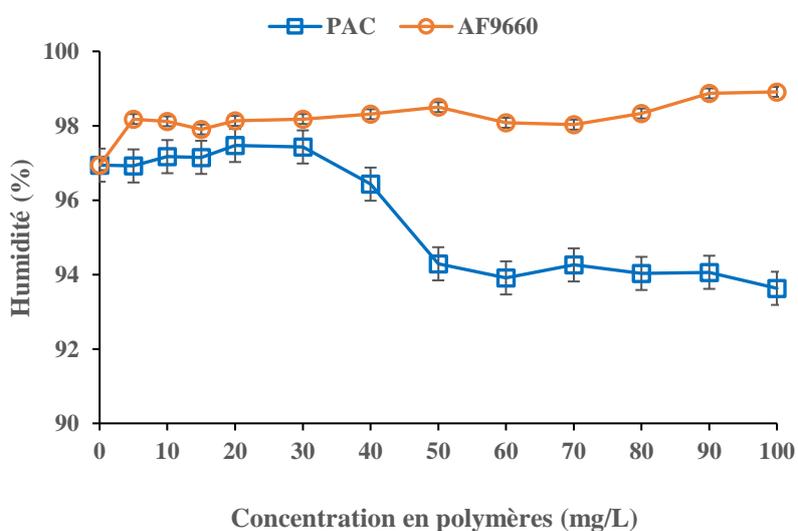


Figure 41: Évolution du taux d'humidité des boues décantées pendant 30 minutes en fonction de la concentration en polymères

En définitive, il convient de noter que le flocculant AF9660, bien que contribuant à une bonne décantabilité des boues, participe à la formation de boues fortement hydratées. Cependant, le flocculant PAC forme des boues déshydratées et permet également une meilleure

élimination de la turbidité et de la DCO. Ainsi, le PAC à la concentration de 50 mg/L a été retenu pour la suite des travaux.

VII.2. Élimination des ions orthophosphates et ammonium par précipitation au Mg^{2+}

Théoriquement, la struvite se forme à un rapport molaire $Mg^{2+} : NH_4^+ : PO_4^{3-}$ de 1 : 1 : 1. En pratique, le rapport $Mg^{2+} : NH_4^+ : PO_4^{3-}$ optimal dans les eaux usées réelles peut être différent du rapport équimolaire en raison de la présence d'autres espèces susceptibles de former des sous-produits (Zhang *et al.*, 2009). Les travaux de Akkaya *et al.*, (2010) et Li *et al.*, (2012) ont montré que l'augmentation des rapports molaires $Mg^{2+} : NH_4^+ : PO_4^{3-}$ améliore l'élimination de NH_4^+ et de PO_4^{3-} . Cependant, cette augmentation peut entraîner une forte concentration résiduelle de PO_4^{3-} et conduire à des traitements supplémentaires (Zhou et Wu, 2012). Par conséquent dans cette étude, le rapport molaire optimal est déterminé uniquement par ajout de Mg^{2+} . Pour ce faire, un mélange de 50 mL de polymère PAC à 350 mg/L et des masses croissantes de $MgSO_4 \cdot 7H_2O$ sont utilisées. L'objectif du mélange polymère et Mg^{2+} est de favoriser d'une part l'élimination des matières en suspension et d'autre part l'élimination des ions ammonium et orthophosphate par précipitation de la struvite.

VII.2.1. Détermination du rapport $Mg^{2+} : NH_4^+ : PO_4^{3-}$ optimal

L'évolution des concentrations en ions orthophosphates et en ammonium est présentée respectivement par les Figures VII.7 et VII.8. Les Figures VII.9 et VII.10 présentent les abattements respectifs de NH_4^+ et de PO_4^{3-} en fonction du rapport $Mg^{2+} : NH_4^+ : PO_4^{3-}$ et des concentrations initiales et résiduelles de Mg^{2+} .

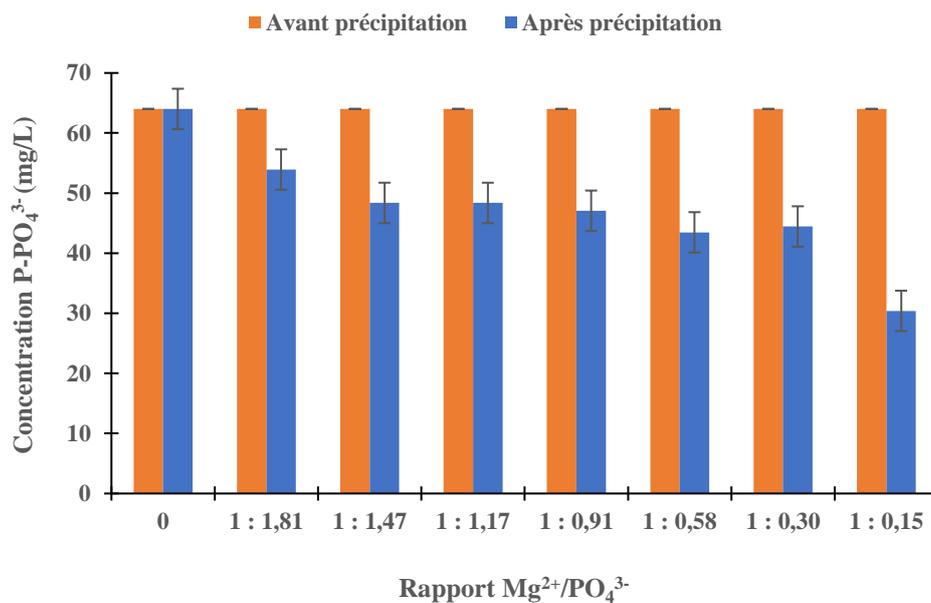


Figure 42: Elimination des ions orthophosphates en fonction du rapport Mg²⁺ : PO₄³⁻

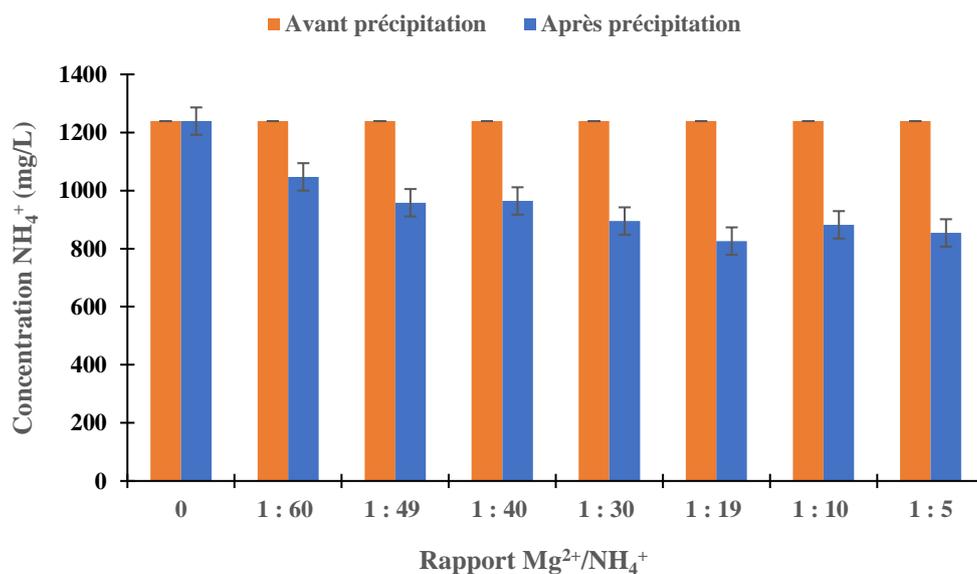


Figure 43: Elimination de l'ion ammonium en fonction du rapport Mg²⁺ : NH₄⁺

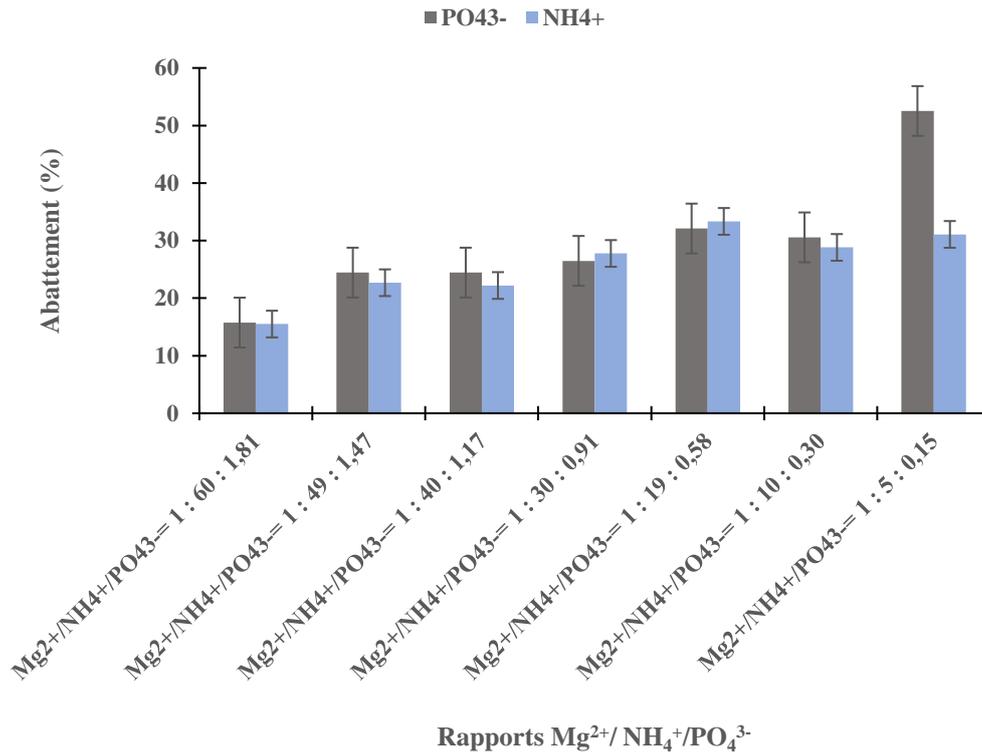


Figure 44: Abattements du phosphate et de l'azote ammoniacal en fonction du rapport molaire Mg²⁺ : NH₄⁺ : PO₄³⁻

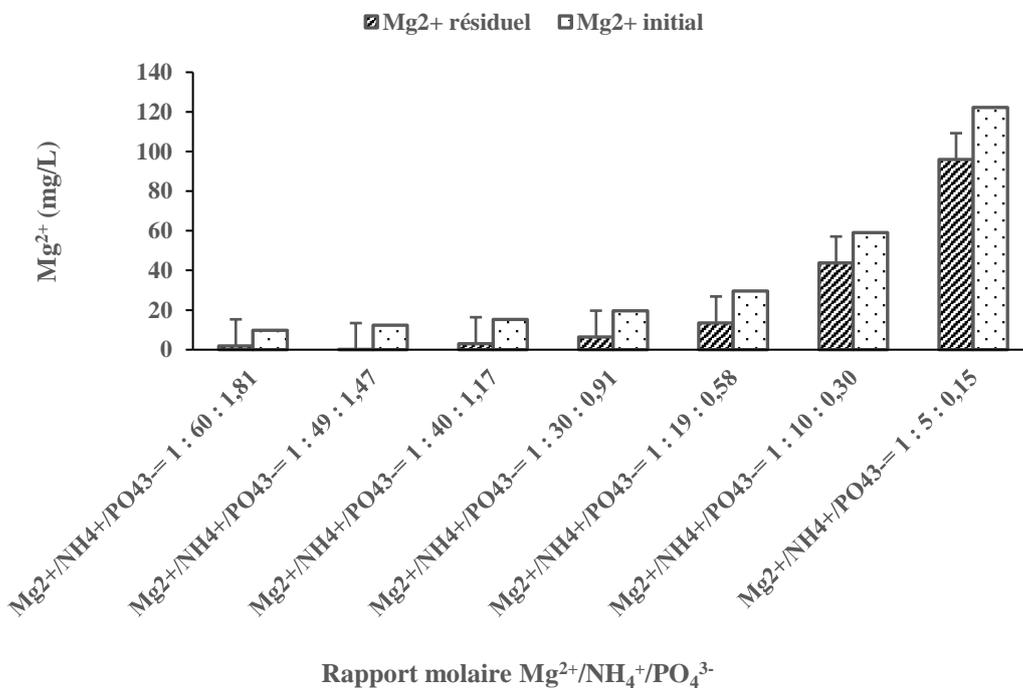


Figure 45: Concentrations initiales et résiduelles de Mg²⁺ en fonction du rapport molaire Mg²⁺ : NH₄⁺ : PO₄³⁻

Il ressort de l'analyse des **Figures VII.7 et VII.8** que l'augmentation du rapport $Mg^{2+} : NH_4^+ : PO_4^{3-}$ améliore simultanément l'élimination de NH_4^+ et de PO_4^{3-} . Ce résultat est conforme à celui de **Huang et al., (2019)** obtenu en étudiant l'effet de l'atténuation de Na^+ sur la récupération du phosphate et du potassium par cristallisation de la K-struvite à partir d'urine synthétique. Toutefois, pour des rapports molaires supérieurs à $Mg^{2+} : NH_4^+ : PO_4^{3-} = 1 : 19 : 0,58$; l'augmentation de la concentration en Mg^{2+} n'entraîne pas une amélioration de l'élimination de NH_4^+ et de PO_4^{3-} . Cette augmentation du rapport molaire $Mg^{2+} : NH_4^+ : PO_4^{3-}$ est favorable uniquement à l'élimination de PO_4^{3-} comme le montre la **Figure VII.9** avec le rapport $Mg^{2+} : NH_4^+ : PO_4^{3-} = 1 : 5 : 0,15$. De plus, une augmentation rapide des concentrations résiduelles de Mg^{2+} est observée au-delà du rapport $Mg^{2+} : NH_4^+ : PO_4^{3-} = 1 : 19 : 0,58$ (**Figure VII.10**). Ce résultat montre ainsi qu'au-delà de ce rapport, l'ajout de Mg^{2+} n'est pas nécessaire et peut constituer une pollution des eaux traitées. La réduction simultanée des concentrations NH_4^+ et de PO_4^{3-} peut être attribuée à la formation de la struvite. En rappelant que l'objectif était d'éliminer NH_4^+ et de PO_4^{3-} sous forme de struvite tout en minimisant la concentration résiduelle de Mg^{2+} , le rapport $Mg^{2+} : NH_4^+ : PO_4^{3-} = 1 : 19 : 0,58$ a été choisi comme rapport optimal.

VII.2.2. Détermination du pH optimal

Le pH est considéré comme un paramètre crucial qui affecte le processus de précipitation de la struvite (**Huang et al., 2017; Liu et al., 2018**). Pour les tests d'optimisation, le pH initial des EUBAD a été ajusté à 7, 8, 9, 10 et 11. Les essais ont été réalisés au rapport molaire $Mg^{2+} : NH_4^+ : PO_4^{3-} = 1 : 19 : 0,58$.

Les **Figures VII.11, VII.12 et VII.13** montrent respectivement l'évolution de la concentration en Mg^{2+} , NH_4^+ , P- PO_4^{3-} et Ca^{2+} en fonction du pH, l'abattement de la concentration en Mg^{2+} , NH_4^+ , P- PO_4^{3-} et Ca^{2+} en fonction du pH et l'évolution du pH final en fonction du pH initial.

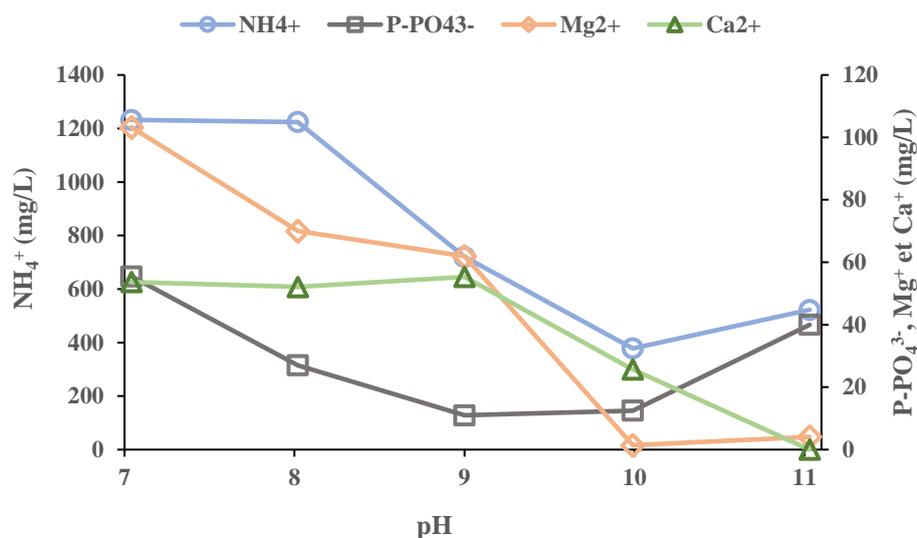


Figure 46: Évolution de la concentration en Mg²⁺, NH₄⁺, P-PO₄³⁻ et Ca²⁺ en fonction du pH

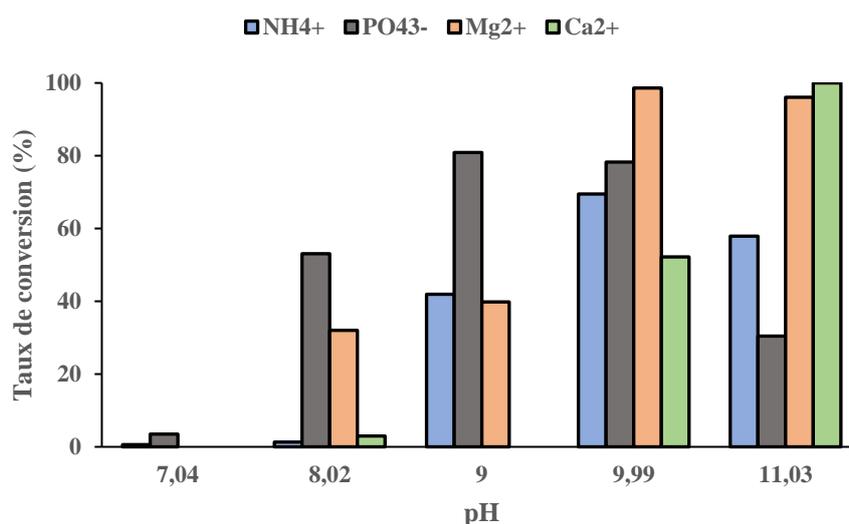


Figure 47: Abattement de la concentration en Mg²⁺, NH₄⁺, P-PO₄³⁻, Ca²⁺ en fonction du pH

Comme le montre la **Figure VII.12**, l'élimination de P-PO₄³⁻, NH₄⁺, Mg²⁺ et Ca²⁺ est meilleure quand le pH augmente. Lorsque le pH passe de 7 à 9, une réduction simultanée de Mg²⁺, NH₄⁺ et P-PO₄³⁻ est observée, avec des abattements de 41,93 % de NH₄⁺, 80,86 % de P-PO₄³⁻ et 36,85 % de Mg²⁺ à pH = 9. À l'exception de pH = 7, la baisse du pH final est observée (**Figure VII.13**). À pH = 10, une amélioration de l'élimination de NH₄⁺, Mg²⁺ et Ca²⁺ avec des taux respectifs de 69,51, 98,63 et 52,23 % est obtenue. En revanche, l'abattement de P-PO₄³⁻

(78,26 %) à pH = 10 reste identique à celle de pH = 9. Enfin à pH = 11, le Ca^{2+} est totalement éliminé.

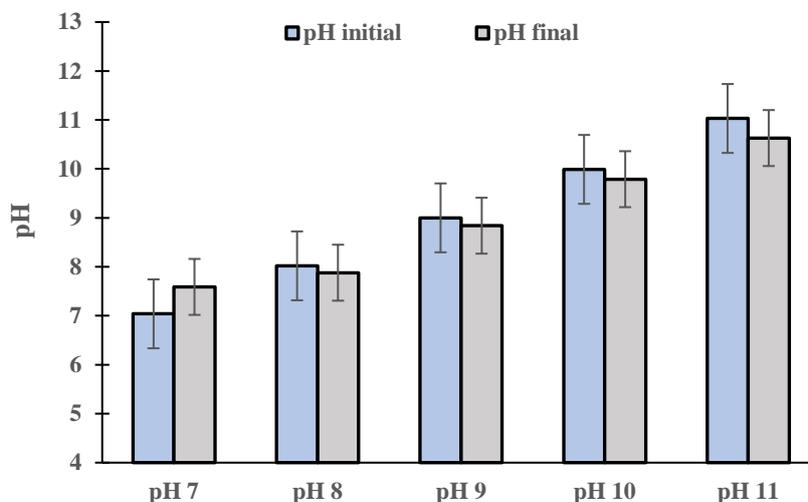


Figure 48: Évolution du pH final en fonction du pH initial

La répartition des différentes espèces de Mg, P et N sous les formes de Mg^{2+} , MgOH^+ , MgPO_4^- , H_3PO_4 , H_2PO_4^- , HPO_4^{2-} , PO_4^{3-} , NH_3 , et NH_4^+ en solution est déterminée par le pH (**Muhmood et al., 2018**). Pour des pH allant de 8 à 9, l'élimination simultanée des ions NH_4^+ , PO_4^{3-} et Mg^{2+} résulterait de la formation de la struvite. Selon **Hu et al. (2020)**, cela s'explique d'une part par la présence de Mg^{2+} , NH_4^+ et PO_4^{3-} qui sont les formes essentielles à la précipitation de la struvite. D'autre part, la baisse du pH lors des essais est perçue comme un indicateur de précipitation de la struvite (**Le Corre et al., 2005**).

A pH = 10, l'amélioration de l'élimination des ions NH_4^+ , P-PO_4^{3-} et Mg^{2+} résulterait de plusieurs réactions chimiques parmi lesquelles la formation de struvite, d'hydroxyapatite ($\text{Ca}(\text{PO}_4)_3\text{OH}$ (s)), d'hydroxyde de magnésium $\text{Mg}(\text{OH})_2$ et de la conversion de NH_4^+ en NH_3 . En effet, les travaux de **Zyman et al. (2012)** ont montré qu'à des valeurs de pH > 9, les phosphates de calcium sont convertis directement en hydroxyapatite. De plus, les ions NH_4^+ sont convertis en ammoniac NH_3 (**Muhmood et al., 2019**), ce qui a pour conséquence de réduire l'élimination de NH_4^+ et de P-PO_4^{3-} sous forme de struvite (**Hu et al., 2020**). A pH = 11, les éliminations de NH_4^+ , P-PO_4^{3-} et Mg^{2+} sous la forme de struvite sont réduites au profit de la formation de $\text{Mg}_3(\text{PO}_4)_2$, de $\text{Mg}(\text{OH})_2$ (**Darwish et al., 2016**). De ce fait, les meilleurs taux d'éliminations de NH_4^+ , P-PO_4^{3-} et Mg^{2+} sont obtenus à pH = 10. Cependant, en ce qui concerne la formation de struvite, le pH = 9 peut être défini comme pH optimal de traitement. Ce résultat

est en conformité avec celui de **Booker et al., (2010)** qui a montré que le domaine optimal de précipitation de la struvite se situe dans la gamme 8,5-9,5.

Conclusion partielle

L'objectif de ce chapitre était de déterminer primordialement les conditions optimales d'élimination des ions ammonium et orthophosphates par précipitation de la struvite. Par ailleurs, l'activité flocculante et de déshydratation des polymères chimiques PAC et AF9660 a été évaluée. Le PAC a donné le meilleur taux d'élimination de la DCO. En plus, il a permis une bonne déshydratation des boues produites contrairement au polymère AF9660 qui a abouti à une faible élimination de la DCO. Cependant, aucune réduction de la concentration de NH_4^+ et PO_4^{3-} par les deux polymères n'a été obtenue. Les résultats montrent ainsi que le PAC à la concentration finale de 0,50 g/L offre les conditions optimales de floculation. Quant à l'élimination de NH_4^+ et PO_4^{3-} par ajout de Mg^{2+} , le rapport molaire **$\text{Mg}^{2+} : \text{NH}_4^+ : \text{PO}_4^{3-} = 1 : 19 : 0,58$** ainsi qu'un pH initial égal à 9 représentent les conditions optimales de traitement.

CHAPITRE VIII : APPLICATION DES SCENARIOS 1 (DA / FLOC-PRECIP / EC) ET 2 (DA / EC / FLOC-PRECIP)

Après la détermination des conditions optimales de traitement par électrocoagulation et par précipitation de la struvite, ces paramètres ont été utiles dans la mise en application des scénarios 1 et 2. Lors du scénario 1, le traitement primaire est effectué par digestion anaérobie en réacteur agité, le traitement secondaire par floculation/précipitation de la struvite et enfin le traitement tertiaire par électrocoagulation. Au niveau du scénario 2, la digestion anaérobie est utilisée comme traitement primaire, l'électrocoagulation comme traitement secondaire et enfin la floculation/précipitation comme traitement tertiaire.

VIII.1. Application du scénario 1 (DA / Flocculation-Précipitation / EC)

VIII.1.1. Elimination de la DCO

La **Figure VIII.1** présente l'évolution de la DCO en utilisant respectivement les électrodes en Fe et en Al lors de l'application du scénario 1. Le traitement primaire des eaux usées brutes d'abattoir par digestion anaérobie permet un abattement de 49,92 % de la DCO initial. Ensuite, le traitement secondaire par floculation précipitation (Floc/Précip) conduit à une élimination de 41,64 % de la DCO résiduelle, soit une amélioration de 20,86 % de l'élimination totale de la DCO. Enfin, le traitement tertiaire par électrocoagulation (EC) avec une densité de courant de $18,18 \text{ mA cm}^{-2}$ pendant une durée de 40 min améliore respectivement de 11,01 et 9,09 % l'élimination de la DCO total des eaux usées brutes d'abattoir en utilisant les électrodes en Al et en Fe. À la fin du traitement, le scénario 1 donne des abattements finaux de 81,79 et 79,87 % avec les électrodes en Al et en Fe.

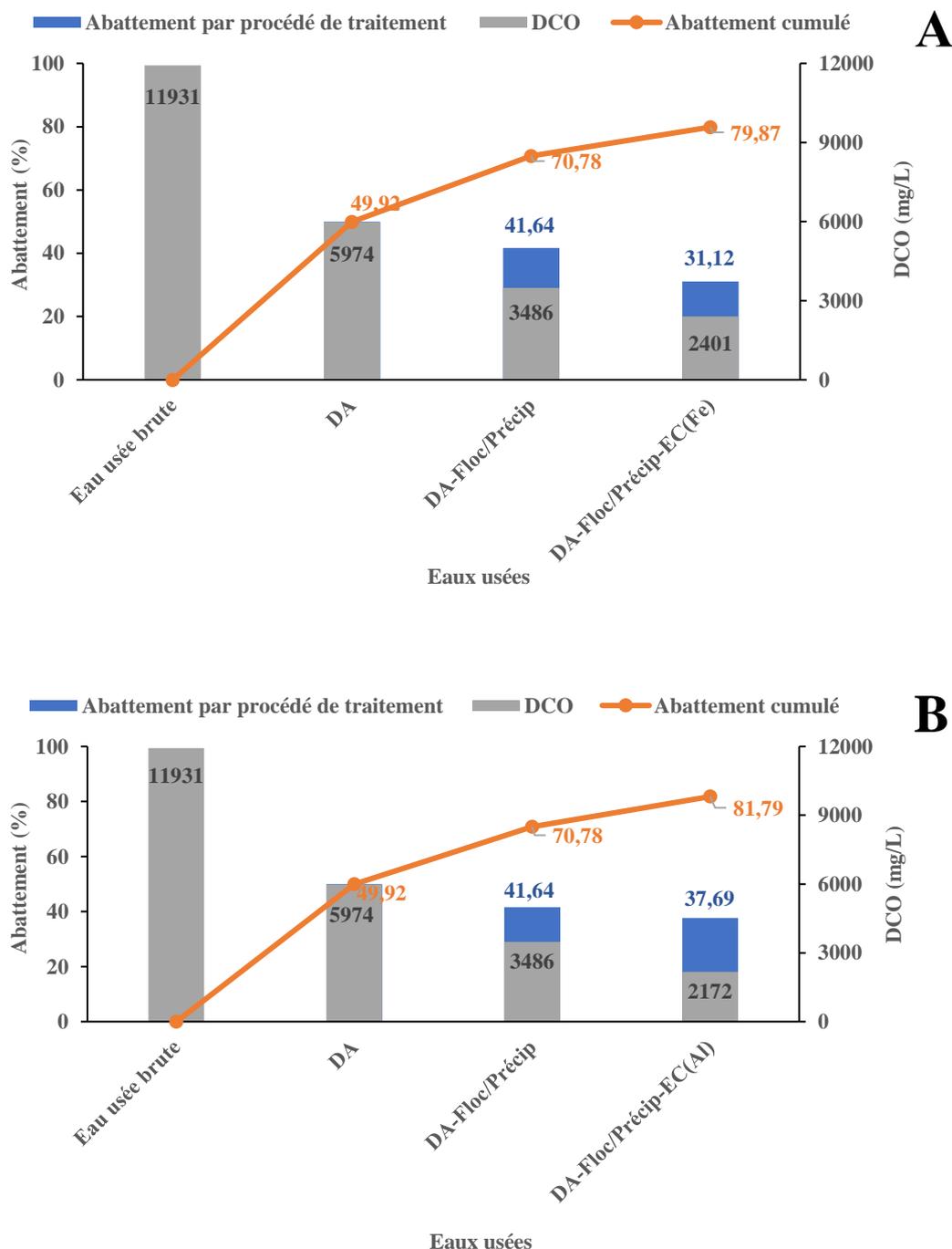


Figure 49: Elimination de la DCO lors du scénario 1 : (A) avec des électrodes en Fe ; (B) avec des électrodes en Al

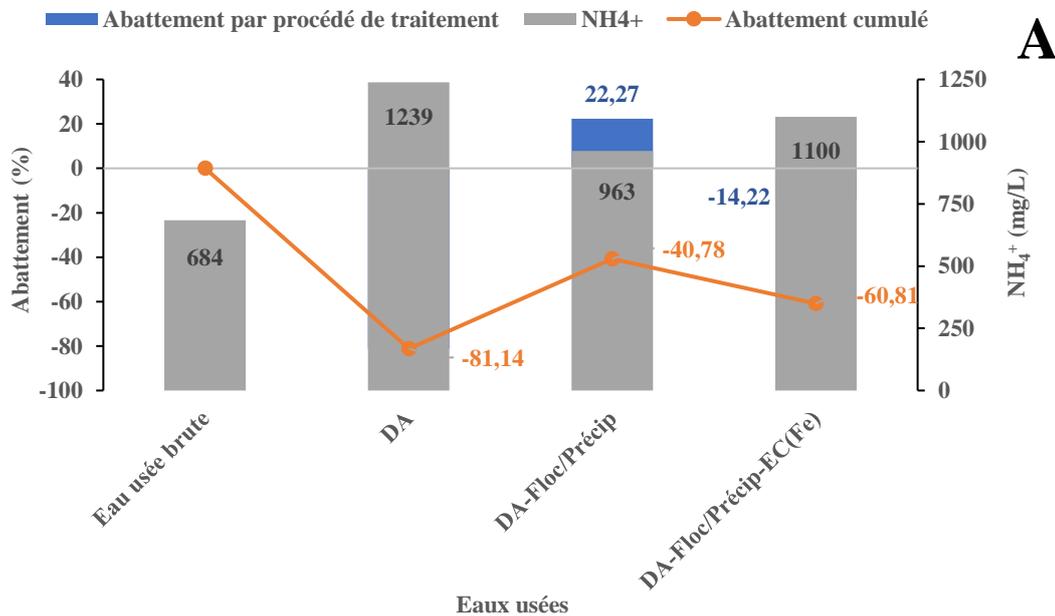
L'élimination de la DCO au cours de la digestion anaérobie est due à la dégradation et de la conversion de la matière organique par des bactéries anaérobies en biogaz (Labatut et Pronto, 2018), faisant de la digestion anaérobie une excellente méthode de valorisation des eaux usées d'abattoir. La floculation/précipitation entraîne l'élimination de la DCO suite à l'agrégation des matières en suspension (MES) par les mécanismes de neutralisation des

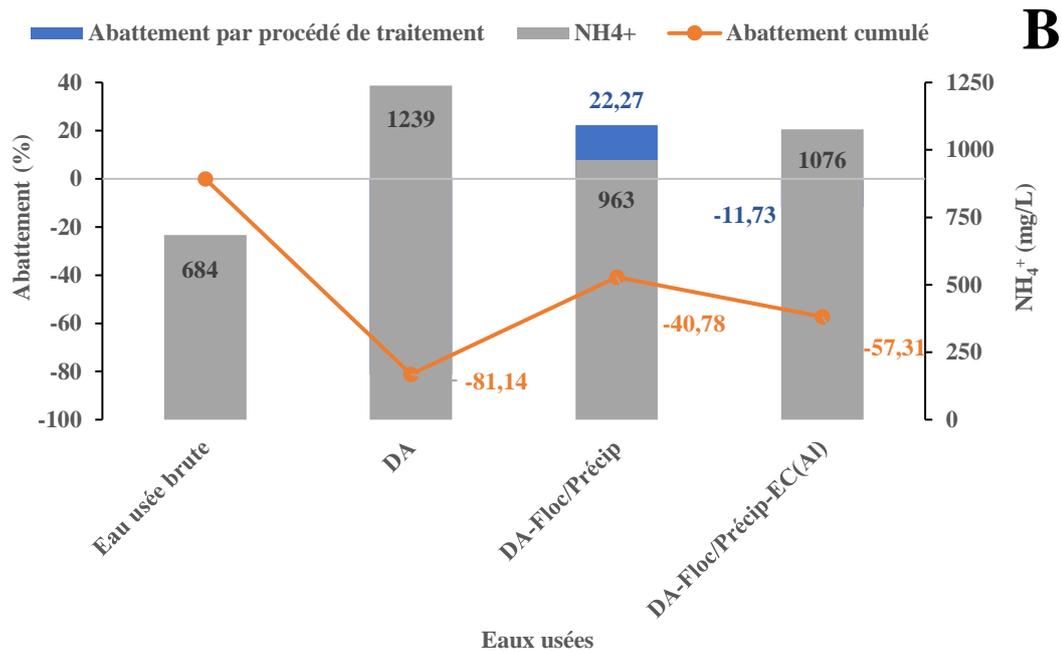
charges et de balayage des floccs (Teh *et al.*, 2014). Des résultats similaires ont été obtenus par Zinatizadeh *et al.* (2017) lors du traitement des effluents d’huile de palme. Lors de cette étude, ces auteurs ont constaté que le polyacrylamide a la capacité d’être utilisé comme coagulant car celui-ci permet l’élimination de MES sans ajout de coagulants. Par ailleurs, l’élimination de MES se fait par l’établissement de pont entre le polymère et les particules en suspension, ce qui engendre la production de boue. Au niveau du traitement tertiaire par électrocoagulation, des abattements relativement faibles de la DCO sont observés avec 37,69 et 31,12 % respectivement avec les électrodes en Al et en Fe. Finalement, le scénario 1 permet une élimination satisfaisante de la DCO des eaux usées d’abattoir.

VIII.1.2. Elimination des nutriments (orthophosphate et ammonium)

VIII.1.2.1. Ammonium

La Figure VIII.2 résume l’évolution de la concentration en ion ammonium lors de l’application du scénario 1.





Figures 50: Élimination de NH_4^+ lors du scénario 1 : (A) avec des électrodes en Fe ; (B) avec des électrodes en Al

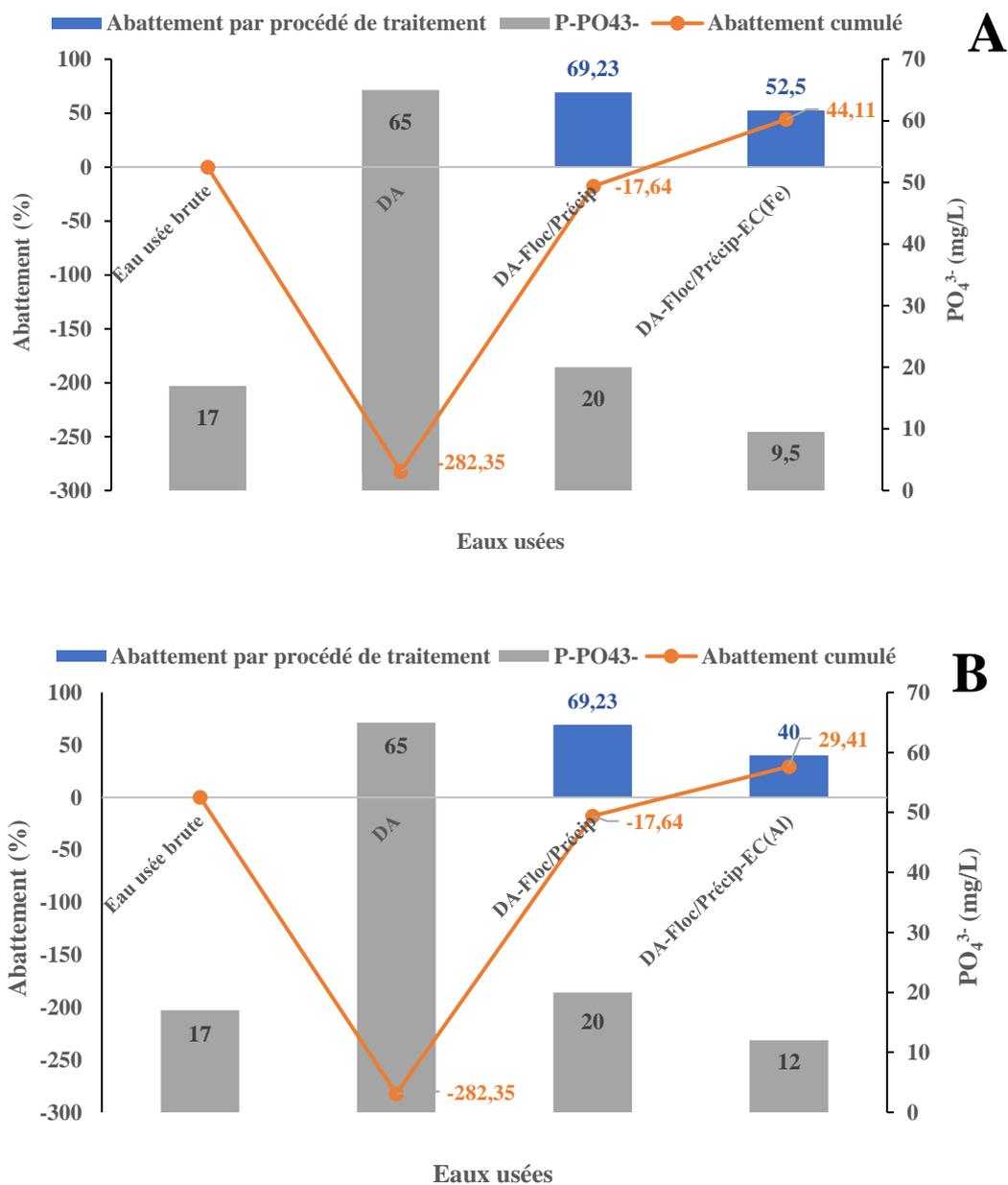
Une forte hausse de la concentration en ion ammonium est observée lors de la digestion anaérobie, passant de 684 mg/L à 1239 mg/L. Le traitement secondaire par floculation précipitation entraîne une réduction de 22,27 % de la concentration en ion ammonium qui passe de 1239 mg/L à 963 mg/L. Contrairement à la floculation précipitation, le traitement tertiaire par électrocoagulation augmente de 11,73 % la concentration en ion ammonium en utilisant les électrodes en Al ou en Fe.

L'augmentation de la concentration en ion ammonium lors de la digestion anaérobie est attribuable à la minéralisation de la matière organique azotée (Mahdy *et al.*, 2015). Selon ces auteurs, une concentration élevée d'ion ammonium est obtenue après la dégradation de l'azote organique. Ce résultat est également conforme à celui obtenu par Escudero *et al.* (2014) lors du traitement des déchets solides d'abattoir par digestion anaérobie en mode semi-continu. La réduction de la concentration en ion ammonium au cours du traitement secondaire par floculation précipitation serait attribuable à la formation de struvite. Cependant, l'électrocoagulation, appliqué comme traitement tertiaire n'est pas favorable à l'élimination de l'ion ammonium. Elle contribue plutôt à accroître sa concentration dans le milieu. Ce résultat a également été observé par Yehya *et al.* (2014) et Ano *et al.* (2020) lors de la dénitrification d'une solution synthétique par électrocoagulation. Ces derniers ont en effet montré que lors de

l'électrocoagulation, la réduction du nitrate à la cathode entraîne l'augmentation de la concentration en ion ammonium.

VIII.1.2.2. Ions orthophosphates

L'évolution de la concentration en ions orthophosphates est illustrée par la **Figure VIII.3.**



Figures 51: Elimination de P-PO₄³⁻ lors du scénario 1 : (A) avec des électrodes en Fe ; (B) avec des électrodes en Al

Pareillement à la concentration en ion ammonium, une hausse significative de la concentration en ions orthophosphates est signalée, passant de 17 mg/L à 64 mg/L de P-PO_4^{3-} . Le traitement secondaire par précipitation de la struvite entraîne une réduction de 69,23 % de la concentration en P-PO_4^{3-} . Elle conduit également par la même occasion à l'élimination simultanée de NH_4^+ dans le milieu. Dans le même sens, le traitement tertiaire par électrocoagulation entraîne des réductions de 40% et 52,5% de la concentration résiduelle respectivement en utilisant les électrodes en Al et en Fe. Le traitement par électrocoagulation contribue à des améliorations de l'éliminations totale de P-PO_4^{3-} de 47,05 et de 61,75 mg/L respectivement avec les électrodes en Al et en Fe. Finalement, le scénario 1 donne des abattements totaux de 29,41 et 44,11 % de la concentration initiale de P-PO_4^{3-} . Par ailleurs, la **Figure VIII.4** présente les résultats de la diffraction aux rayons X des précipités formés.

La réduction des concentrations de P-PO_4^{3-} et NH_4^+ après l'application de la floculation précipitation se justifie par la synthèse de struvite illustrée par la **Figure VIII.4**. En effet, l'analyse du diffractogramme montre clairement la présence de la struvite et de la dittmarite. Cela se justifie par l'intensité et les positions des pics qui correspondent à la norme modèle de struvite orthorhombique (ICDD, PDF#015-0762). La présence de la dittmarite ($\text{MgNH}_4\text{PO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$) dans le précipité formé est due au séchage du précipité à l'étuve à la température de $100 \pm 5^\circ \text{C}$. En effet, sous l'effet de la chaleur, les cristaux de struvite se transforment en dittmarite. Des résultats similaires ont également été obtenus par **Taddeo et al. (2016)** lors de la récupération et du recyclage des nutriments contenus dans les lisiers bruts de porc par ajout de MgO et H_3PO_4 . Ces derniers ont obtenu des précipités de struvite ayant une structure cristalline orthorhombique. L'application de l'électrocoagulation comme traitement tertiaire contribue à l'élimination des ions P-PO_4^{3-} par adsorption sur la surface du $\text{Fe}(\text{OH})_3$ et de $\text{Al}(\text{OH})_3$ (**Omwene et Kobya, 2018**).

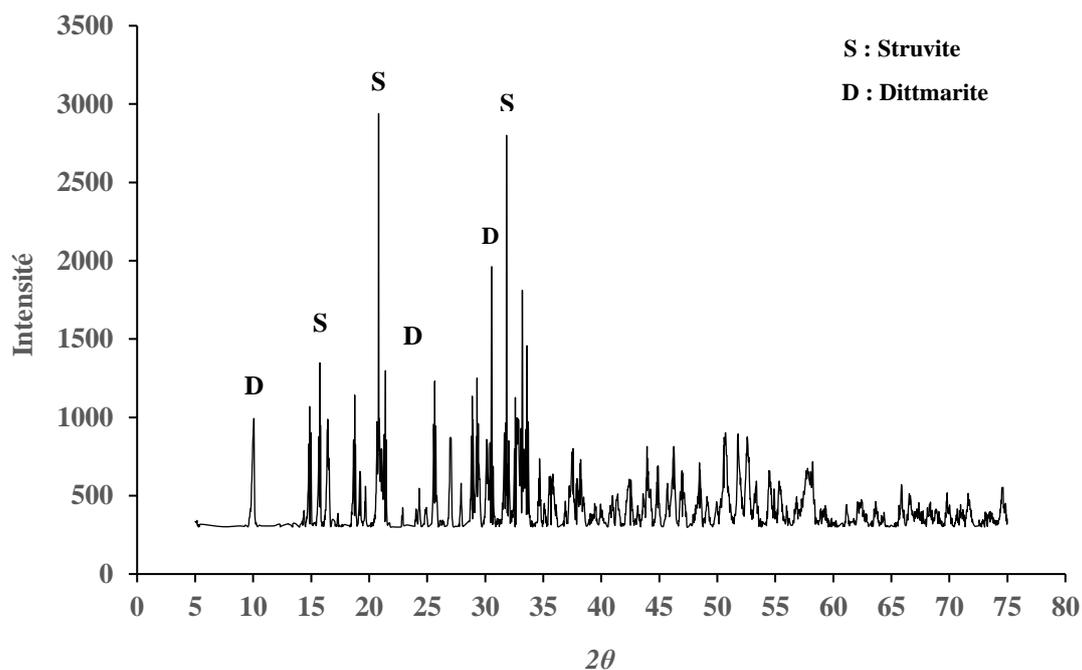


Figure 52: Diffraction aux rayons X des précipités formés

VIII.1.3. Autres paramètres (pH, turbidité et NO_3^-)

Le **Tableau VIII.1** présente les caractéristiques des eaux usées après le traitement par le scénario 1. Le traitement par digestion anaérobie entraîne une augmentation du pH qui passe de 6,86 à 8,03. Ensuite, une baisse du pH de 8,03 à 7,13 est observée après le traitement secondaire par floculation précipitation. Après le traitement par électrocoagulation, une hausse du pH est notée, allant de 7,13 à 7,83 et de 7,13 à 8,18 respectivement avec les électrodes en Fe et en Al. Bien que le pH augmente, il reste conforme à la législation ivoirienne en vigueur qui est comprise entre 5,5 et 9,5.

Pour ce qui est de la turbidité, une réduction de 65,87 % est observée après la digestion anaérobie. Cette réduction est grandement améliorée par le traitement secondaire (floculation précipitation) qui aboutit à une valeur finale de 296 NTU, soit une amélioration de 25,16 %. Le traitement tertiaire par électrocoagulation donne respectivement des taux d'abattement finaux de 94,54 et 97,03 % avec les électrodes en Al et en Fe.

Au niveau de la concentration en nitrate, une forte baisse après la digestion anaérobie est observée avec un abattement de 90,11 %. Celle-ci est le résultat de dénitrification anaérobie. En effet, en absence d'oxygène dans le milieu, le nitrate est réduit en azote gazeux sous l'action de certains microorganismes (**Gerardi, 2003; Cathrine et Raghukumar, 2009**).

Contrairement à l'augmentation de concentration en nitrate après la floculation précipitation, l'électrocoagulation provoque la baisse de la teneur en nitrate. Ce constat réside dans la réduction du nitrate en ion ammonium à la cathode pendant l'électrocoagulation. En somme, le scénario 1 aboutit à une réduction de la concentration initiale de N-NO_3^- de 92,20 et 91,42 % respectivement avec les électrodes en Al et en Fe.

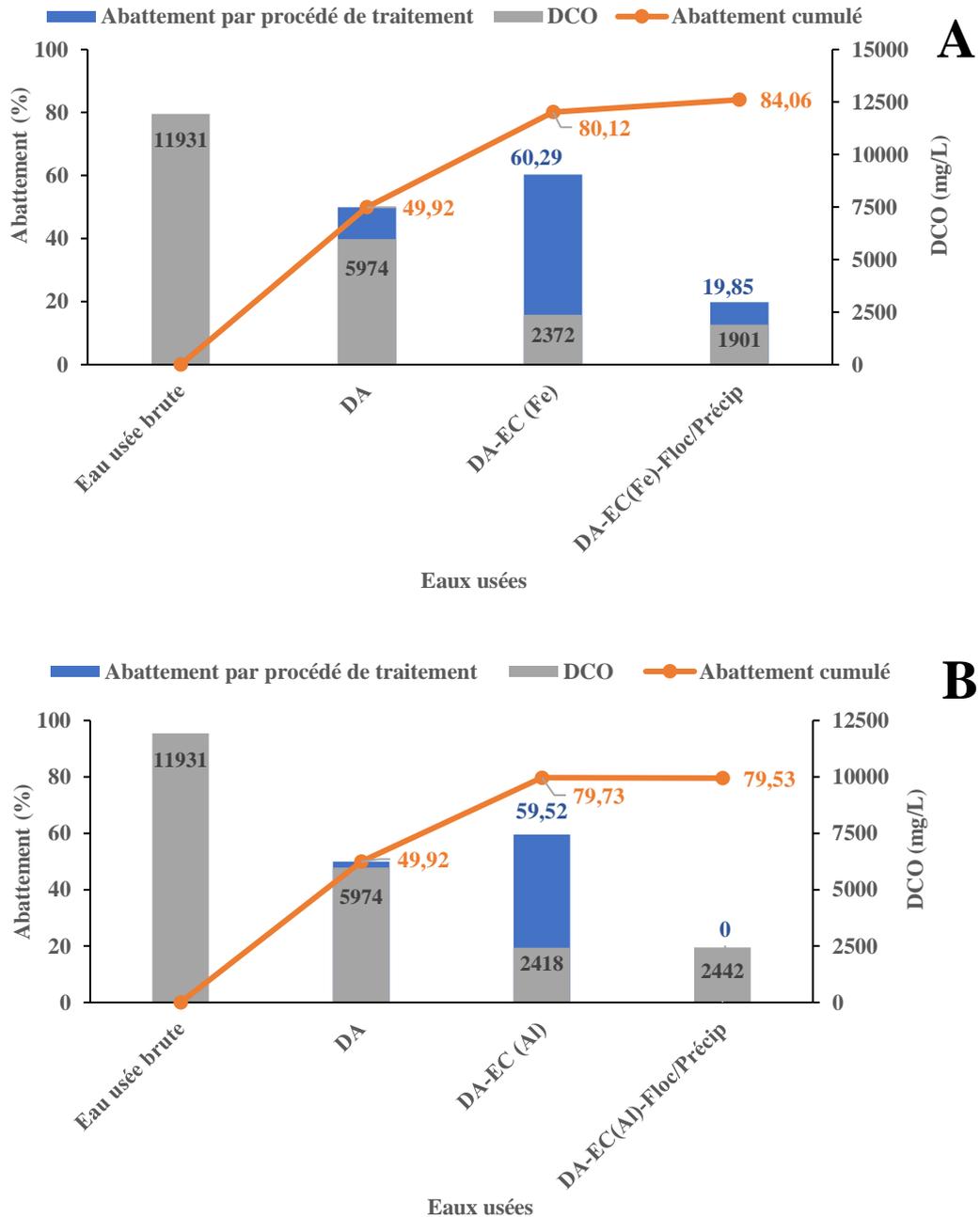
Tableau VI: Caractéristiques des eaux usées après application du scénario 1

Paramètres	EUBA	EUBA après DA	EUBA après DA / Floc - Précip	EUBA après DA / Floc - Précip / EC(Fe)	EUBA après DA / Floc - Précip / EC(Al)
pH	6,86	8,03	7,13	7,83	8,18
Cond (mS/cm)	4,51	7,76	8,82	5,03	6,25
Turb (NTU)	3300	1126	296	180	98
MES (mg/L)	6000	-	-	-	-
DCO (mg/L)	11931	5974	3486	2401	2172
DCOs (mg/L)	6152	2101	-	-	-
DBO ₅ (mg/L)	6750	1200	-	-	-
DBO ₅ /DCO	0,57	0,20	-	-	-
N-NO_3^- (mg/L)	84	8,3	43,7	6,55	7,2
NH_4^+ (mg/L)	684	1239	963	1017	1036
P-PO_4^{3-} (mg/L)	17,00	64	20	9,5	12
Mg^{2+} (mg/L)	36,45	8,4	21,6	30	21,6
Ca^{2+} (mg/L)	80,16	118,90	94,27	92,18	96,19
TAC (mg/L CaCO_3)	3068	5147	-	-	-

VIII.2. Application du scénario 2 (DA / EC / Floculation-Précipitation)

VIII.2.1. Elimination de la DCO

L'évolution de la DCO est résumée par la **Figure VIII.5**.



Figures 53: Évolution de la DCO lors du scénario 2 : (A) avec des électrodes en Fe ; (B) avec des électrodes en Al

Comme on l'a vu précédemment, la digestion anaérobie entraîne une élimination de $49,9 \pm 0,4$ % de la DCO des EUBA. L'application des conditions optimales d'EC (densité de courant = $18,18 \text{ mA cm}^{-2}$ et durée de traitement = 40 min) aux eaux usées digérées donne des réductions respectives de $59,5 \pm 1,5$ et $60,3 \pm 1,7$ % en utilisant les électrodes en Al et en Fe. De ce fait, l'électrocoagulation améliore de 29,81 % et 30,2 % l'abattement de la DCO initiale respectivement en utilisant les électrodes en Al et en Fe. La floculation précipitation contribue très faiblement à l'élimination de la DCO avec une amélioration de 4 % en utilisant les électrodes en Fe. Cependant, avec les électrodes en Al, aucune amélioration de l'abattement de la DCO est observée. Finalement, le scénario 2 engendre un abattement de la DCO initiale de $79,5 \pm 0,8$ % et $84,1 \pm 0,9$ % respectivement avec les électrodes en Al et en Fe.

La réduction de la DCO par électrocoagulation résulte principalement de l'élimination des matières particulaires. Elle se fait par la précipitation des matières en suspension avec les ions $\text{Fe}^{2+}/\text{Fe}^{3+}$ et Al^{3+} et par adsorption des matières dissoutes sur la surface des hydroxydes insolubles de $\text{Fe}(\text{OH})_2$ et $\text{Al}(\text{OH})_3$. Toutefois, de nombreux travaux prouvent l'inefficacité de l'électrocoagulation à éliminer les matières dissoutes (**Panizza et Cerisola, 2010; Ghazouani et al., 2019**). En comparant nos résultats aux travaux recensés dans la littérature, il ressort que les pourcentages d'élimination de la DCO de cette étude ($60,3 \pm 1,7$ % avec Fe et $59,5 \pm 1,5$ % avec Al) restent inférieurs à ceux obtenus par **Drogui et al. (2008)** et **Bayar et al. (2014)** qui ont traité les eaux usées brutes à pH neutres et acides. La différence entre ces résultats s'explique par la nature alcaline (pH = 8,03) de EUD qui a un effet négatif sur les performances de l'électrocoagulation (**Bayar et al., 2014**). Ces résultats sont en accord avec ceux de **Oumar et al. (2016)** qui ont montré qu'une alcalinité élevée a un effet négatif sur le traitement par électrocoagulation. En effet, le bicarbonate (HCO_3^-) réagit avec les ions hydroxydes pour former le carbonate (CO_3^{2-}) selon l'équation (35). Cette réaction entraîne une baisse de la concentration des hydroxydes métalliques de Fe et de Al dans le milieu, ce qui réduit par conséquent l'élimination de la DCO. Par ailleurs, la digestion anaérobie produit des composés tels que les acides gras volatils et des alcools qui peuvent être difficilement éliminés par électrocoagulation en raison de leur solubilité dans le milieu. La faible réduction de la DCO après l'étape de floculation/précipitation est attribuable à l'agrégation des matières en suspension par le polymère PAC suite aux mécanismes de neutralisation des charges et d'agglomération des floes (**Ariffin et al., 2012**). Les abattements de DCO par le scénario 2, bien qu'élevés restent inférieurs aux résultats de **Cao et Mehrvar (2011)** et de **Vidal et al. (2019)** qui sont respectivement de 97,70 et 91 % de DCO. Les performances élevées de ces auteurs sont liées à

l'utilisation de procédés d'oxydation avancée comme post traitement des eaux usées d'abattoir. En effet, contrairement à l'électrocoagulation qui n'est efficace qu'à éliminer la DCO particulaire, l'oxydation avancée permet la minéralisation de la matière organique particulaire et dissoute. En somme, l'application du scénario 2 donne des abattements très satisfaisants de la DCO.

VIII.2.2. Élimination des nutriments (orthophosphate et ammonium)

VIII.2.2.1. Ammonium

L'évolution de la concentration en ion ammonium durant l'application du scénario 2 est illustrée par la **Figure VIII.6**. La digestion anaérobie entraîne l'augmentation de la concentration en ion ammonium dans les eaux usées traitées. Inversement à la digestion anaérobie, le traitement par électrocoagulation conduit à une faible élimination de l'ion ammonium (13,15 %) en utilisant les électrodes en Fe et en Al. Cette performance a été relativement améliorée par l'application de la floculation précipitation de la struvite avec des taux respectifs de 27,78 et 22,21 %.

Concernant le traitement par électrocoagulation, la faible élimination de l'ion ammonium traduit le faible potentiel de l'électrocoagulation à éliminer les composés azotés. Ce constat a été fait par **Drogui et al. (2008)** lors du traitement des eaux usées d'abattoir par électrocoagulation. En outre, nos résultats sont proches de ceux obtenus par **Devlin et al. (2019)** qui ont abouti à une élimination de 12 % de l'azote total lors du traitement des eaux usées municipales par électrocoagulation.

Le traitement tertiaire par précipitation de la struvite permet une meilleure élimination de NH_4^+ par la formation de la struvite. Toutefois, nos valeurs restent moins élevés que ceux de **Yilmazel et Demirer (2011)** et de **Thant Zin et Kim (2019)** qui ont obtenus des abattements respectifs de 86,4 et de 79,6% de NH_4^+ lors du traitement d'eaux usées agroalimentaires et des résidus fumier de volaille. Les forts rendements obtenus par ces auteurs se justifient par le rapport molaire $\text{Mg}^{2+} : \text{NH}_4^+ : \text{PO}_4^{3-}$ utilisé. En effet, **Yilmazel et Demirer (2011)** ont utilisé un rapport molaire $\text{Mg}^{2+} : \text{NH}_4^+ : \text{PO}_4^{3-} = 1 : 1 : 1$ qui est favorable à une forte élimination de NH_4^+ . **Thant Zin et Kim (2019)** ont démontré que le rapport $\text{Mg}^{2+} : \text{NH}_4^+ : \text{PO}_4^{3-} = 1 : 1 : 1$, bien qu'efficace pour l'élimination de NH_4^+ , ne conduit pas nécessairement à la cristallisation de struvite. Par ailleurs, les faibles taux d'élimination de NH_4^+ rencontrés sont dues à la forte concentration de NH_4^+ par rapport à PO_4^{3-} comme l'indique le rapport molaire $\text{NH}_4^+ : \text{PO}_4^{3-} = 1 :$

80. L'approche de non-ajustement du rapport $Mg^{2+} : NH_4^+ : PO_4^{3-}$ par ajout de PO_4^{3-} a présenté un avantage car elle évite une pollution induite du milieu et réduit par conséquent les coûts opératoires.

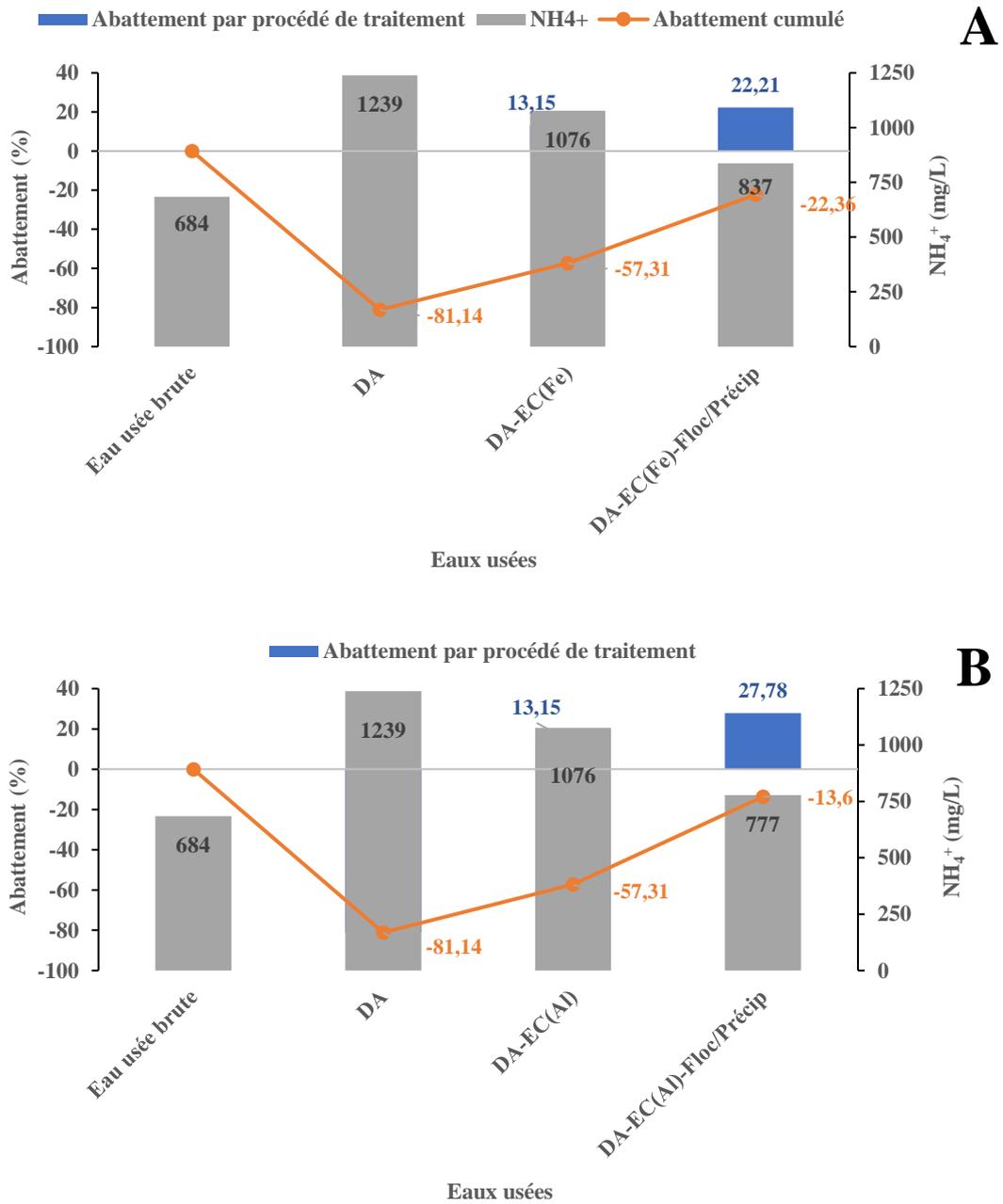


Figure 54: Évolution de l'azote ammoniacal lors du scénario 2 : (A) avec des électrodes en Fe ; (B) avec des électrodes en Al

VIII.2.2.2. Ions orthophosphates

La **Figure VIII.7** montre l'évolution de la concentration en ions orthophosphates pendant le scénario 2.

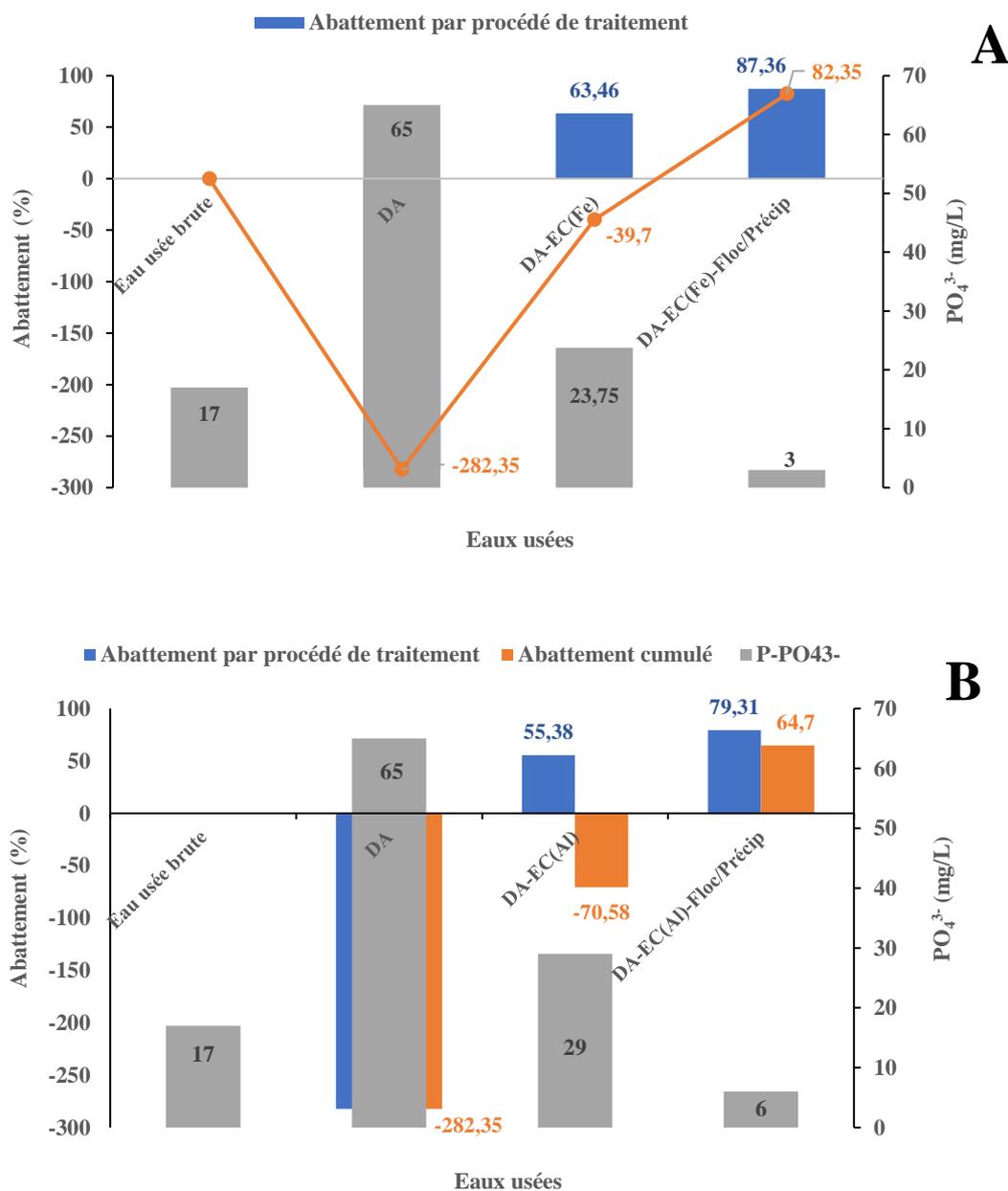


Figure 55: Évolution de la concentration de P- PO_4^{3-} lors du scénario 2 : (A) avec des électrodes en Fe ; (B) avec des électrodes en Al

Le traitement par digestion anaérobie des EUBA entraîne une augmentation de la concentration de P-PO_4^{3-} qui passe de $17,0 \pm 1,0$ à $64,0 \pm 1,2 \text{ mg L}^{-1}$. Le traitement secondaire par électrocoagulation permet une réduction de $63,5 \pm 1,7$ et $55,4 \pm 2,7 \%$ de la concentration résiduelle de P-PO_4^{3-} respectivement avec les électrodes de Fe et de Al. Enfin, la floculation précipitation utilisée comme traitement tertiaire élimine 79,31 % et 87,36 % de la concentration résiduelle de P-PO_4^{3-} correspondant à des abattements totaux de 64,70 et 82,35 % de la concentration initiale de P-PO_4^{3-} respectivement avec les électrodes en Al et en Fe.

La hausse de la concentration en P-PO_4^{3-} est le résultat de l'hydrolyse des matières organiques contenant du phosphore. Lors de l'électrocoagulation, les ions P-PO_4^{3-} sont éliminés par adsorption sur la surface du Fe(OH)_3 et de l' Al(OH)_3 . Les abattements moyens de P-PO_4^{3-} (55,38 % avec Al et 63,46 % avec Fe) sont liés au pH initialement basique et à la forte alcalinité des EUD. En effet, **Ano et al. (2019)** et **Dura et Breslin (2019)** ont montré qu'un pH alcalin est favorable à une mauvaise élimination de P-PO_4^{3-} tandis que le contraire est observé à pH neutre et acide. Par ailleurs, **Oumar et al. (2016)** ont montré qu'une alcalinité élevée peut avoir un impact négatif sur le rendement de l'électrocoagulation en consommant les ions hydroxydes nécessaires à la formation des hydroxydes métalliques. Parallèlement aux ions NH_4^+ , les concentrations résiduelles de P-PO_4^{3-} après l'électrocoagulation sont éliminées par la formation de struvite (**Figure 52**). Pour preuve, une baisse du pH après le traitement tertiaire par floculation précipitation (**Tableau VIII.2**) a été observée. Par ailleurs, les concentrations inchangées de Ca^{2+} après le traitement par floculation précipitation démontrent que la formation d'hydroxyapatite $\text{Ca(PO}_4)_3\text{OH(s)}$ n'a pas eu lieu. En comparant les performances du scénario 2 à d'autres travaux recensés dans la littérature, il ressort que nos rendements d'élimination restent inférieurs à ceux de **Fard et al. (2020)** qui ont traité les eaux usées d'abattoir par couplage d'un procédé biologique anaérobie et Fenton. La différence de rendements peut être liée au pH initial des eaux usées. En effet, dans le cadre de cette étude, aucun ajustement du pH initial (8,03) des eaux usées digérées n'a été effectué contrairement à **Fard et al. (2020)** qui ont travaillé avec un pH optimal de 3. En somme, l'application du scénario 2 aboutit à une élimination satisfaisante de P-PO_4^{3-} .

Tableau VII: Caractéristiques des eaux usées après application du scénario 2

Paramètres	EUBA	EUBA après DA	EUBA après DA / EC (Fe)	EUBA après DA / EC (Al)	EUBA après DA / EC(Fe) / Floc - Précip	EUBA après DA / EC(Al) / Floc - Précip
pH	6,86	8,03	8,35	8,28	8,26	8,18
Cond (mS.cm ⁻¹)	4,51	7,92	4,74	3,22	8,90	8,81
Turb (NTU)	3300	1126	248	308	34	215
MES (mg/L)	6000	-	-	-	-	-
DCO (mg/L)	11931	5974	2372	2418	1901	2442
DCOs (mg/L)	6152	2101	-	-	-	-
DBO ₅ (mg/L)	6750	1200	-	-	-	-
DBO ₅ /DCO	0,57	0,20	-	-	-	-
N-NO ₃ ⁻ (mg/L)	84	8,5	3,45	3,85	2,2	4,6
NH ₄ ⁺ (mg/L)	684	1239	1076	1076	837	777
P-PO ₄ ³⁻ (mg/L)	17,00	64	23,75	29	3	6
Mg ²⁺ (mg/L)	36,45	8,4	5,1	2,4	48	45,6
Ca ²⁺ (mg/L)	80,16	118,90	92,18	96,19	96,19	92,18
TAC (mg/L CaCO ₃)	3068	5147	-	-	-	-

VIII.2.3. Autres paramètres (pH, turbidité et NO₃⁻)

En considérant le **Tableau VIII.2**, il ressort que le pH de l'eau brute est passé de 6,86 à 8,26 et 8,18 après avoir appliqué le scénario 2. Cette légère remontée du pH provient de la digestion anaérobie et l'électrocoagulation. Toutefois, la valeur finale du pH reste conforme à la réglementation ivoirienne en vigueur.

Pour ce qui est de la turbidité, le scénario 2 aboutit à une élimination totale de la turbidité de 92,48 et 90,66 % respectivement avec les électrodes en Fe et en Al. En ce qui concerne le nitrate, il est noté une réduction totale de 90,90 et 97,38 % respectivement avec les électrodes en Fe et en Al.

VIII.3. Comparaison des performances des scénarios 1 et 2

La **Figure VIII.8** résume les performances des scénarios 1 et 2. L'analyse de cette figure montre que les scénarios 1 et 2 présentent des abattements similaires de la turbidité, de la DCO et de N-NO_3^- . Par contre, le scénario 2 élimine mieux le PO_4^{3-} et NH_4^+ que le scénario 1. Par ailleurs, le scénario 2 (tableau XIII) montre une hausse du pH après électrocoagulation (de 8,03 à 8,35 et de 8,03 à 8,28 respectivement avec les électrodes en Fe et en Al) avant la cristallisation de la struvite. En revanche, au niveau du scénario 1 (tableau XII), aucune augmentation du pH n'est observée avant la cristallisation de la struvite. Cette variation de pH serait donc à l'origine des meilleurs rendements d'élimination de NH_4^+ et P-PO_4^{3-} au niveau du scénario 2. En effet, il a été prouvé que des valeurs de pH proches de 9 (pH optimal) sont favorables à une forte cristallisation de la struvite. En outre, le scénario 2 présente l'avantage d'utiliser une faible concentration de MgSO_4 contrairement au scénario 1. En fait, pour atteindre le rapport $\text{Mg}^{2+} : \text{NH}_4^+ : \text{PO}_4^{3-} = 1 : 19 : 0,58$; le scénario 2 a nécessité une masse de 138 mg/L de MgSO_4 contre une masse de 300 mg/L de MgSO_4 pour le scénario 1. Cela s'explique par l'élimination d'une partie de NH_4^+ et P-PO_4^{3-} par électrocoagulation au niveau du scénario 2.

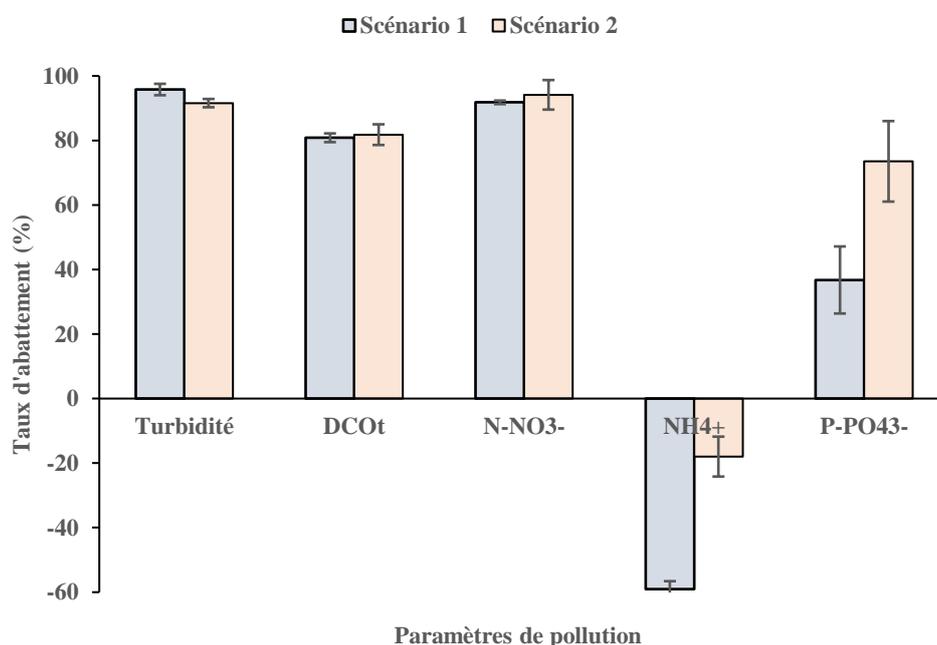


Figure 56: Performances épuratoires des scénarios 1 et 2

VIII.4. Évaluation économique du traitement

Le **Tableau VIII.3** présente le coût des différents procédés de traitement utilisés et celui du scénario 2. L'étude économique a été menée en prenant en compte les quantités de réactifs chimiques utilisés, le coût des électrodes et l'énergie électrique consommée par les trois procédés de traitement. L'évaluation n'inclut pas les coûts de fabrication des dispositifs expérimentaux et la main d'œuvre car cette étude est effectuée à l'échelle laboratoire. À terme, cette étude permettrait d'évaluer la possibilité d'application de la combinaison de ces procédés de traitement à une échelle pilote voire industrielle.

VIII.4.1. Traitement par digestion anaérobie

Au cours des procédés biologiques utilisés, aucune utilisation de réactifs chimiques n'a été effectuée. Seule la consommation en énergie électrique liée au fonctionnement du réacteur pendant la digestion anaérobie en réacteur agité a été prise en compte. L'énergie consommée est obtenue en multipliant la puissance des appareils utilisés par la durée de traitement (h) et par le prix unitaire de l'électricité (66,96 FCA/kWh). La consommation électrique obtenue est de 316,8 kWh. Parallèlement à l'énergie électrique, le biogaz produit qui est estimé à 4,17 m³/m³ d'eau usée peut être convertit en énergie électrique. En considérant le pouvoir énergétique du biogaz qui est de 9,42 kWh/m³ à 15 °C, l'énergie générée est de 39,32 kWh. Cette énergie permet ainsi de couvrir partiellement le coût de l'énergie électrique consommée pendant la digestion anaérobie.

VIII.4.2. Traitement par électrocoagulation

Le traitement par électrocoagulation n'a pas nécessité l'utilisation de réactif pour améliorer la décantation des boues métalliques produites ou pour faciliter le traitement en augmentant la conductivité des eaux à traiter. Par ailleurs, le coût des électrodes utilisées (Fe et Al) est estimé à 90 FCFA/kg (Fe) et 1130 FCFA/kg (Al). De ce fait, le coût de la consommation en énergie électrique est déterminé à partir des conditions optimales de traitement (densité de courant = 18,18 mA/cm² et une durée de traitement = 40 min). Ce coût est calculé en multipliant le prix unitaire du courant électrique (66,96 FCFA/kWh) par la durée de traitement (h). Le coût du traitement est calculé à partir de l'équation (36) :

$$\text{Coût (FCFA/m}^3\text{)} = a C_{\text{Energie}} + b C_{\text{Electrodes}} + c C_{\text{Réactifs}} \quad \text{Équation (36)}$$

Avec : C_{Energie} , la consommation d'énergie FCFA ;

$C_{\text{Electrodes}}$, la consommation des électrodes en kg/m^3 d'eau traitée. Elle se calcule à partir de la loi de Faraday ;

$C_{\text{Réactifs}}$, la quantité de réactifs consommée ;

a, b et c, les variables indiquant les prix unitaires de chacune des grandeurs considérées.

VIII.4.3. Traitement par précipitation de la struvite

Le **Tableau VIII.3** présente le coût économique des différents procédés de traitement utilisés et du scénario 2. Le coût du traitement est évalué uniquement par la quantité de sulfate de magnésium utilisé. Le prix unitaire de $\text{MgSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$ est estimé à 17,80 € soit 11 790 FCFA/kg. La masse totale de réactif nécessaire pour le traitement est estimée à 4,19 Kg de $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O/m}^3$ d'eau usée. Le prix de sulfate de magnésium est obtenu en multipliant sa masse par son prix unitaire, ce qui donne la somme de 49 400 FCFA/ m^3 . Lors du traitement, la struvite synthétisée présente un véritable intérêt économique car elle peut être utilisée comme un engrais minéral ou en laboratoire. Toutefois, pour atteindre ce niveau d'utilisation, la purification de la struvite est nécessaire. En évaluant la quantité de struvite formé, une masse de $2,5 \text{ kg/m}^3$ d'eau usée est obtenue. Le prix de la struvite, estimé à 6500 FCFA/Kg, est ainsi de 16250 FCFA. Ce montant permet donc de couvrir partiellement le coût du traitement qui est donné par la formule suivante :

$$\text{Coût traitement} = \text{Coût réactifs} + (- \text{Prix de vente de la struvite}) \quad \text{Équation (37)}$$

Tableau VIII: Coût économique des différents procédés de traitement utilisés et du scénario 2

Procédés de traitement	Prix	Energie consommée	Réactifs chimiques utilisés	Électrodes utilisées	Biogaz produit	Struvite produite	Coût global (FCFA/m ³)
Digestion anaérobie	Quantité	316,8 kWh	0	-	39,32 kWh	-	18 600
	Coût (FCFA/m ³)	21 213	0	-	2635	-	
Électrocoagulation	Quantité	<ul style="list-style-type: none"> • 2,47 kWh m⁻³ (Fe) • 2,37 kWh m⁻³ (Al) 	0	<ul style="list-style-type: none"> • Fe • Al 	-	-	325
	Coût	<ul style="list-style-type: none"> • 166 FCFA (Fe) • 159 FCFA (Al) 	0	<ul style="list-style-type: none"> • 90 FCFA/kg(Fe) • 1130 FCFA/kg(Al) 	-	-	
Précipitation de la struvite	Quantité	-	4,19 Kg MgSO ₄ /m ³	-	-	2,5 kg/m ³	33 150
	Coût (FCFA/m ³)	-	49 400	-	-	16 250	
Scénario 2							52 075

Conclusion partielle

L'étude des scénarios 1 et 2 met en lumière la faisabilité de la combinaison des procédés de digestion anaérobie, d'électrocoagulation et de la floculation précipitation de la struvite pour le traitement des eaux usées d'abattoir. De façon générale, les deux scénarios donnent des abattements satisfaisants de la DCO, de la turbidité, des ions orthophosphates et du nitrate. Parmi les deux scénarios étudiés, le scénario 2 offre les meilleures performances épuratoires particulièrement pour l'élimination des ions ammonium et orthophosphates. De plus, il nécessite l'utilisation d'une quantité réduite de MgSO₄ pour la précipitation de la struvite. Ce résultat est lié à l'application de l'électrocoagulation comme traitement secondaire qui améliore les conditions de formation de la struvite par augmentation du pH. La caractérisation des précipités formés par diffraction aux rayons X a mis en évidence la présence de cristaux de struvite.

CONCLUSION GÉNÉRALE ET PERSPECTIVES

L'objectif de cette étude était de déterminer la meilleure combinaison des procédés de traitement biologiques anaérobies, électrocoagulation et précipitation de la struvite pour un traitement optimal des eaux usées d'abattoir. L'enjeu est de proposer un traitement efficace pour la dépollution et la valorisation des eaux usées d'abattoir à forte charge en nutriments et en matières organiques. Ainsi, plusieurs objectifs spécifiques ont été définis afin de répondre aux hypothèses de recherche de cette étude.

Le traitement des eaux usées par digestion anaérobie en réacteur non agité a montré ses limites à éliminer la pollution organique à cause de l'inhibition de l'acétogenèse et de la méthanogenèse. Toutefois, une amélioration de la biodégradabilité des eaux usées traitées a été un avantage remarquable. En outre, le fort potentiel méthanogène des eaux usées traitées par digestion anaérobie en réacteur non agité fait ainsi de ce procédé une excellente méthode de prétraitement des eaux usées. Le traitement des eaux usées d'abattoir par digestion anaérobie en réacteur agité a permis une élimination satisfaisante de la matière organique (DCO, DCOs et DBO₅) et la production de biogaz. Cependant, la digestion anaérobie en réacteur non agité et la digestion anaérobie en réacteur agité ont entraîné l'augmentation des concentrations résiduelles de NH_4^+ et de P-PO_4^{3-} dans les eaux traitées. Au regard des performances opératoires et de la capacité à produire du biogaz, la digestion anaérobie en réacteur agité s'est définie comme la méthode biologique la plus appropriée au traitement et à la valorisation des eaux usées brutes d'abattoir.

La détermination des paramètres optimaux d'électrocoagulation a montré que la densité de courant de $18,18 \text{ mA/cm}^2$ et la durée de traitement de 40 min étaient favorables à une meilleure élimination de la DCO et de P-PO_4^{3-} avec les électrodes en Fe et en Al tout en minimisant la consommation en énergie électrique. Le pH initial des eaux usées après digestion anaérobie (8,03) a été choisi comme le pH optimal en raison des abattements satisfaisants de la DCO et de P-PO_4^{3-} .

Dans la suite de ce travail, l'activité de floculation et de déshydratation de deux polymères chimiques (polyacrylamide et AF9660) ainsi que l'optimisation de l'élimination de NH_4^+ et de P-PO_4^{3-} par précipitation de la struvite ont été menées. Le polyacrylamide a permis une meilleure élimination de la turbidité et la DCO tout en permettant une bonne déshydratation des boues contrairement au polymère AF9660. Quant à l'élimination de P-PO_4^{3-} et NH_4^+ par ajout de Mg^{2+} , les conditions optimales retenues étaient un rapport molaire $\text{Mg}^{2+} : \text{NH}_4^+ : \text{PO}_4^{3-} = 1 : 19 : 0,58$ et un pH initial des eaux usées égale à 9.

Enfin, les conditions optimales d'électrocoagulation et d'élimination de P-PO_4^{3-} et NH_4^+ par ajout de Mg^{2+} ont été utilisés pour l'application des scénarios 1 et 2. L'étude des scénarios 1 et 2 a permis de mettre en évidence la possibilité d'associer la digestion anaérobie, l'électrocoagulation et la floculation précipitation de la struvite pour le traitement des eaux usées d'abattoir. Les scénarios 1 et 2 ont abouti à des taux d'élimination élevés de la matière organique, de la turbidité, du nitrate et des ions orthophosphates. L'élimination de P-PO_4^{3-} et NH_4^+ sous la forme de struvite a été mise en évidence par diffraction aux rayons X. Le résultat a montré la présence effective de cristaux de struvite. Le scénario 2 se distingue du scénario 1 par une meilleure élimination de P-PO_4^{3-} et NH_4^+ en raison de la hausse du pH lors de l'application de l'électrocoagulation comme traitement secondaire. En outre, le scénario 2 présente l'avantage d'utiliser une quantité réduite de MgSO_4 . Par ailleurs, l'évaluation économique montre que le coût de traitement du scénario 2 reste élevé malgré les coûts de valorisation du biogaz et de struvite. Par ailleurs, les concentrations résiduelles de la DCO et NH_4^+ , qui demeurent supérieures aux normes ivoiriennes en vigueur, ne remettent pas en cause les performances du couplage de ces procédés de traitement. En somme, le scénario 2 offre une solution pour un traitement efficace des eaux usées d'abattoir ainsi que leur valorisation en bioénergie et en struvite. Dans la suite de ce travail, l'application du scénario 2 à l'échelle préindustrielle mérite d'être évaluée.

En perspective, l'utilisation de méthodes d'oxydation avancée peut être envisagée comme post traitement pour l'élimination de la DCO résiduelle. En outre, une méthode de séparation solide-liquide appropriée doit être mise au point pour la récupération des cristaux de struvite produits pour leur utilisation sous forme d'engrais minéral. Enfin, l'utilisation de l'eau de mer en raison de sa forte concentration en Mg peut être envisagée pour la précipitation de la struvite afin de réduire les coûts de traitement.

RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- Abdel-Shafy, H.I., Mansour, M.S.M., 2014. Biogas production as affected by heavy metals in the anaerobic digestion of sludge. *Egyptian Journal of Petroleum* 23, 409–417. <https://doi.org/10.1016/j.ejpe.2014.09.009>
- Acelas, N.Y., Flórez, E., López, D., 2015. Phosphorus recovery through struvite precipitation from wastewater: effect of the competitive ions. *Desalination and Water Treatment* 54, 2468–2479. <https://doi.org/10.1080/19443994.2014.902337>
- Ahmadian, M., Yousefi, N., Van Ginkel, S.W., Zare, M.R., Rahimi, S., Fatehizadeh, A., 2012. Kinetic study of slaughterhouse wastewater treatment by electrocoagulation using Fe electrodes. *Water Sci Technol* 66, 754–760. <https://doi.org/10.2166/wst.2012.232>
- Akkaya, E., Demir, A., Karadag, D., Varank, G., Bilgili, M.S., Ozkaya, B., 2010. Post-treatment of anaerobically treated medium-age landfill leachate. *Environmental Progress & Sustainable Energy* 29, 78–84. <https://doi.org/10.1002/ep.10362>
- Al Aji, B., Yavuz, Y., Koparal, A.S., 2012. Electrocoagulation of heavy metals containing model wastewater using monopolar iron electrodes. *Separation and Purification Technology* 86, 248–254. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2011.11.011>
- Almandoz, M.C., Pagliero, C.L., Ochoa, N.A., Marchese, J., 2015. Composite ceramic membranes from natural aluminosilicates for microfiltration applications. *Ceramics International* 41, 5621–5633. <https://doi.org/10.1016/j.ceramint.2014.12.144>
- Al-Mutairi, N.Z., 2009. Aerobic selectors in slaughterhouse activated sludge systems: A preliminary investigation. *Bioresource Technology* 100, 50–58. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2007.12.030>
- Amani, T., Nosrati, M., Sreekrishnan, T.R., 2010. Anaerobic digestion from the viewpoint of microbiological, chemical, and operational aspects — a review. *Environ. Rev.* 18, 255–278. <https://doi.org/10.1139/A10-011>
- Amuda, O.S., Alade, A., 2006. Coagulation/flocculation process in the treatment of abattoir wastewater. *Desalination* 196, 22–31. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2005.10.039>
- André, L., 2016. Étude de verrous scientifiques et technologiques pour la compréhension et l’optimisation du procédé de méthanisation voie sèche discontinu de sous-produits d’origine agricole (These de doctorat). Compiègne, Compiègne, France, 260p.
- Ano, J., Assémian, A.S., Yobouet, Y.A., Adouby, K., Drogui, P., 2019. Electrochemical removal of phosphate from synthetic effluent: A comparative study between iron and

- aluminum by using experimental design methodology. *Process Safety and Environmental Protection* 129, 184–195. <https://doi.org/10.1016/j.psep.2019.07.003>
- Ano, J., Henri Briton, B.G., Kouassi, K.E., Adouby, K., 2020. Nitrate removal by electrocoagulation process using experimental design methodology: A techno-economic optimization. *Journal of Environmental Chemical Engineering* 8, 104292. <https://doi.org/10.1016/j.jece.2020.104292>
- Antwi, P., Li, J., Boadi, P.O., Meng, J., Koblah Quashie, F., Wang, X., Ren, N., Buelna, G., 2017. Efficiency of an upflow anaerobic sludge blanket reactor treating potato starch processing wastewater and related process kinetics, functional microbial community and sludge morphology. *Bioresource Technology* 239, 105–116. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2017.04.124>
- Anukam, A., Mohammadi, A., Naqvi, M., Granström, K., 2019. A Review of the Chemistry of Anaerobic Digestion: Methods of Accelerating and Optimizing Process Efficiency. *Processes* 7, 504. <https://doi.org/10.3390/pr7080504>
- Aquino, J.M., Pereira, G.F., Rocha-Filho, R.C., Bocchi, N., Biaggio, S.R., 2016. Combined coagulation and electrochemical process to treat and detoxify a real textile effluent. *Water, Air, & Soil Pollution* 227, 1–12.
- Ariffin, A., Razali, M.A.A., Ahmad, Z., 2012. PolyDADMAC and polyacrylamide as a hybrid flocculation system in the treatment of pulp and paper mills wastewater. *Chemical Engineering Journal* 179, 107–111. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2011.10.067>
- Asselin, M., Drogui, P., Benmoussa, H., Blais, J.-F., 2008. Effectiveness of electrocoagulation process in removing organic compounds from slaughterhouse wastewater using monopolar and bipolar electrolytic cells. *Chemosphere* 72, 1727–1733. <https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2008.04.067>
- Assémian, A.S., Kouassi, K.E., Drogui, P., Adouby, K., Boa, D., 2018. Removal of a Persistent Dye in Aqueous Solutions by Electrocoagulation Process: Modeling and Optimization Through Response Surface Methodology. *Water Air Soil Pollut* 229, 184. <https://doi.org/10.1007/s11270-018-3813-2>
- Awang, Z., Bashir, M., Kutty, S., Isa, M., 2011. Post-treatment of slaughterhouse wastewater using electrochemical oxidation. *Research Journal of Chemistry and Environment* 15, 229–237.
- Babu, D.S., Srivastava, V., Nidheesh, P.V., Kumar, M.S., 2019. Detoxification of water and wastewater by advanced oxidation processes. *Science of The Total Environment* 696, 133961. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2019.133961>

- Bagga, A., Chellam, S., Clifford, D.A., 2008. Evaluation of iron chemical coagulation and electrocoagulation pretreatment for surface water microfiltration. *Journal of Membrane Science* 309, 82–93. <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2007.10.009>
- Bajpai, P., 2017. *Anaerobic Technology in Pulp and Paper Industry*. Springer, Berlin/Heidelberg, Germany.
- Baker, B.R., Mohamed, R., Al-Gheethi, A., Aziz, H.A., 2020. Advanced technologies for poultry slaughterhouse wastewater treatment: A systematic review. *Journal of Dispersion Science and Technology* 0, 1–20. <https://doi.org/10.1080/01932691.2020.1721007>
- Banque Mondiale, 2007. Environmental, Health and Safety (EHS) Guidelines for Meat Processing. General EHS Guidelines: Environmental Wastewater and Ambient Water Quality. *Washington, DC: Environment and Social Development Department, International*.
- Barrera, M., Mehrvar, M., Gilbride, K.A., McCarthy, L.H., Laursen, A.E., Bostan, V., Pushchak, R., 2012. Photolytic treatment of organic constituents and bacterial pathogens in secondary effluent of synthetic slaughterhouse wastewater. *Chemical Engineering Research and Design* 90, 1335–1350. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2011.11.018>
- Barrera-Díaz, C.E., Balderas-Hernández, P., Bilyeu, B., 2018. Chapter 3 - Electrocoagulation: Fundamentals and Prospectives, in: Martínez-Huitle, C.A., Rodrigo, M.A., Scialdone, O. (Eds.), *Electrochemical Water and Wastewater Treatment*. Butterworth-Heinemann, pp. 61–76. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-813160-2.00003-1>
- Bassyouni, D.G., Hamad, H.A., El-Ashtoukhy, E.-S.Z., Amin, N.K., El-Latif, M.M.A., 2017. Comparative performance of anodic oxidation and electrocoagulation as clean processes for electrocatalytic degradation of diazo dye Acid Brown 14 in aqueous medium. *Journal of Hazardous Materials* 335, 178–187. <https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2017.04.045>
- Batstone, D.J., Keller, J., Angelidaki, I., Kalyuzhnyi, S.V., Pavlostathis, S.G., Rozzi, A., Sanders, W.T.M., Siegrist, H., Vavilin, V.A., 2002. The IWA Anaerobic Digestion Model No 1 (ADM1). *Water Sci Technol* 45, 65–73. <https://doi.org/10.2166/wst.2002.0292>
- Bautista Angeli, J.-R., 2019. Etude de faisabilité de la micro-méthanisation par co-digestion à l'échelle des quartiers (Thèse de Doctorat). Université Bretagne Loire, Rennes, France, 203 p.

- Bayar, S., Yildiz, Y., Yilmaz, A., Koparal, A.S., 2014. The effect of initial pH on treatment of poultry slaughterhouse wastewater by electrocoagulation method: Desalination and Water Treatment: Vol 52, No 16-18. *Desalination and Water Treatment* 52, 3047–3053. <https://doi.org/10.1080/19443994.2013.800268>
- Bayar, S., Yildiz, Y.Ş., Yilmaz, A.E., İrdemez, Ş., 2011. The effect of stirring speed and current density on removal efficiency of poultry slaughterhouse wastewater by electrocoagulation method. *Desalination* 280, 103–107. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2011.06.061>
- Bayramoglu, M., Kobyay, M., Can, O.T., Sozbir, M., 2004. Operating cost analysis of electrocoagulation of textile dye wastewater. *Separation and Purification Technology* 37, 117–125. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2003.09.002>
- Beauchesne, I., 2008. Enlèvement par voie électrochimique des métaux de boues d'épuration biologiques municipales. (phd). Université du Québec, Institut national de la recherche scientifique, Québec, 326 p..
- Bener, S., Bulca, Ö., Palas, B., Tekin, G., Atalay, S., Ersöz, G., 2019. Electrocoagulation process for the treatment of real textile wastewater: Effect of operative conditions on the organic carbon removal and kinetic study. *Process Safety and Environmental Protection* 129, 47–54. <https://doi.org/10.1016/j.psep.2019.06.010>
- Bhuiyan, M.I.H., Mavinic, D.S., Koch, F.A., 2008. Thermal decomposition of struvite and its phase transition. *Chemosphere* 70, 1347–1356. <https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2007.09.056>
- Bocher, B.T., Agler, M.T., Garcia, M.L., Beers, A.R., Angenent, L.T., 2008. Anaerobic digestion of secondary residuals from an anaerobic bioreactor at a brewery to enhance bioenergy generation. *J Ind Microbiol Biotechnol* 35, 321–329. <https://doi.org/10.1007/s10295-007-0295-4>
- Bollon, J., 2012. Etude des mécanismes physiques et de leur influence sur la cinétique de méthanisation en voie sèche : essais expérimentaux et modélisation (Thèse de Doctorat). INSA de Lyon, France, 277 p.
- Booker, N.A., Priestley, A.J., Fraser, I.H., 2010. Struvite Formation in Wastewater Treatment Plants: Opportunities for Nutrient Recovery. *Environmental Technology*. <https://doi.org/10.1080/09593332008616874>
- Boone, D.R., Bryant, M.P., 1980. Propionate-Degrading Bacterium, *Syntrophobacter wolinii* sp. nov. gen. nov., from Methanogenic Ecosystems. *Appl. Environ. Microbiol.* 40, 626–632.

- Bouamra, F., Drouiche, N., Ahmed, D.S., Lounici, H., 2012. Treatment of Water Loaded With Orthophosphate by Electrocoagulation. *Procedia Engineering*, SWEE'11 33, 155–162. <https://doi.org/10.1016/j.proeng.2012.01.1188>
- Bouropoulos, N.C., Koutsoukos, P.G., 2000. Spontaneous precipitation of struvite from aqueous solutions. *Journal of Crystal Growth* 213, 381–388. [https://doi.org/10.1016/S0022-0248\(00\)00351-1](https://doi.org/10.1016/S0022-0248(00)00351-1)
- Bull, M.A., Sterritt, R.M., Lester, J.N., 1982. The treatment of wastewaters from the meat industry: A review. *Environmental Technology Letters* 3, 117–126. <https://doi.org/10.1080/09593338209384107>
- Bustillo-Lecompte, C.F., Mehrvar, M., 2017. Treatment of actual slaughterhouse wastewater by combined anaerobic–aerobic processes for biogas generation and removal of organics and nutrients: An optimization study towards a cleaner production in the meat processing industry. *Journal of Cleaner Production* 141, 278–289. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2016.09.060>
- Bustillo-Lecompte, C.F., Mehrvar, M., 2016. Treatment of an actual slaughterhouse wastewater by integration of biological and advanced oxidation processes: Modeling, optimization, and cost-effectiveness analysis. *Journal of Environmental Management* 182, 651–666. <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2016.07.044>
- Bustillo-Lecompte, C.F., Mehrvar, M., 2015. Slaughterhouse wastewater characteristics, treatment, and management in the meat processing industry: A review on trends and advances. *Journal of Environmental Management* 161, 287–302. <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2015.07.008>
- Bustillo-Lecompte, C.F., Mehrvar, M., Quiñones-Bolaños, E., 2014. Cost-effectiveness analysis of TOC removal from slaughterhouse wastewater using combined anaerobic–aerobic and UV/H₂O₂ processes. *Journal of Environmental Management* 134, 145–152. <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2013.12.035>
- Bustillo-Lecompte, C.F., Mehrvar, M., Quiñones-Bolaños, E., 2013. Combined anaerobic–aerobic and UV/H₂O₂ processes for the treatment of synthetic slaughterhouse wastewater. *Journal of Environmental Science and Health, Part A* 48, 1122–1135. <https://doi.org/10.1080/10934529.2013.774662>
- Calli, B., Mertoglu, B., Inanc, B., Yenigun, O., 2005. Effects of high free ammonia concentrations on the performances of anaerobic bioreactors. *Process Biochemistry* 40, 1285–1292. <https://doi.org/10.1016/j.procbio.2004.05.008>

- Cañizares, P., Martínez, F., Rodrigo, M.A., Jiménez, C., Sáez, C., Lobato, J., 2008. Modelling of wastewater electrocoagulation processes: Part I. General description and application to kaolin-polluted wastewaters. *Separation and Purification Technology* 60, 155–161. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2007.08.003>
- Cao, W., Mehrvar, M., 2011. Slaughterhouse wastewater treatment by combined anaerobic baffled reactor and UV/H₂O₂ processes. *Chemical Engineering Research and Design* 89, 1136–1143. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2010.12.001>
- Cathrine, S.J., Raghukumar, C., 2009. Anaerobic denitrification in fungi from the coastal marine sediments off Goa, India. *Mycological Research* 113, 100–109. <https://doi.org/10.1016/j.mycres.2008.08.009>
- Chae, K.J., Jang, A., Yim, S.K., Kim, I.S., 2008. The effects of digestion temperature and temperature shock on the biogas yields from the mesophilic anaerobic digestion of swine manure. *Bioresource Technology* 99, 1–6. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2006.11.063>
- Chafi, M., Gourich, B., Essadki, A.H., Vial, C., Fabregat, A., 2011. Comparison of electrocoagulation using iron and aluminium electrodes with chemical coagulation for the removal of a highly soluble acid dye. *Desalination* 281, 285–292. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2011.08.004>
- Chan, Y.J., Chong, M.F., Law, C.L., Hassell, D.G., 2009. A review on anaerobic–aerobic treatment of industrial and municipal wastewater. *Chemical Engineering Journal* 155, 1–18. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2009.06.041>
- Chen, G., 2004. Electrochemical technologies in wastewater treatment. *Separation and Purification Technology* 38, 11–41. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2003.10.006>
- Chen, H., Liu, J., Chang, X., Chen, D., Xue, Y., Liu, P., Lin, H., Han, S., 2017. A review on the pretreatment of lignocellulose for high-value chemicals. *Fuel Processing Technology* 160, 196–206. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2016.12.007>
- Chen, X., Chen, G., Yue, P.L., 2000. Separation of pollutants from restaurant wastewater by electrocoagulation. *Separation and purification technology* 19, 65–76.
- Chen, Y., Cheng, J.J., Creamer, K.S., 2008. Inhibition of anaerobic digestion process: A review. *Bioresource Technology* 99, 4044–4064. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2007.01.057>
- Chernicharo, C. de, 2006. Post-treatment options for the anaerobic treatment of domestic wastewater. *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology* 5, 73–92.

- Chiang, L.-C., Chang, J.-E., Wen, T.-C., 1995. Indirect oxidation effect in electrochemical oxidation treatment of landfill leachate. *Water Research* 29, 671–678. [https://doi.org/10.1016/0043-1354\(94\)00146-X](https://doi.org/10.1016/0043-1354(94)00146-X)
- Chou, W.-L., 2010. Removal and adsorption characteristics of polyvinyl alcohol from aqueous solutions using electrocoagulation. *Journal of Hazardous Materials* 177, 842–850. <https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2009.12.110>
- Comninellis, C., Chen, G., 2010. *Electrochemistry for the Environment*. Springer.
- Córdoba, V., Fernández, M., Santalla, E., 2016. The effect of different inoculums on anaerobic digestion of swine wastewater. *Journal of Environmental Chemical Engineering* 4, 115–122. <https://doi.org/10.1016/j.jece.2015.11.003>
- Corre, K.S.L., Valsami-Jones, E., Hobbs, P., Parsons, S.A., 2009. Phosphorus Recovery from Wastewater by Struvite Crystallization: A Review. *Critical Reviews in Environmental Science and Technology* 39, 433–477. <https://doi.org/10.1080/10643380701640573>
- Cresson, R., 2006. Etude du démarrage de procédés intensifs de méthanisation. Université de Montpellier II, France, 272 p.
- Darwish, M., Aris, A., Puteh, M.H., Abideen, M.Z., Othman, M.N., 2016. Ammonium-Nitrogen Recovery from Wastewater by Struvite Crystallization Technology. *Separation & Purification Reviews* 45, 261–274. <https://doi.org/10.1080/15422119.2015.1119699>
- De Nardi, I.R., Del Nery, V., Amorim, A.K.B., dos Santos, N.G., Chimenes, F., 2011. Performances of SBR, chemical–DAF and UV disinfection for poultry slaughterhouse wastewater reclamation. *Desalination* 269, 184–189. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2010.10.060>
- De Sena, R.F., Tambosi, J.L., Genena, A.K., Moreira, R. de F.P.M., Schröder, H.Fr., José, H.J., 2009. Treatment of meat industry wastewater using dissolved air flotation and advanced oxidation processes monitored by GC–MS and LC–MS. *Chemical Engineering Journal* 152, 151–157. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2009.04.021>
- Debik, E., Coskun, T., 2009. Use of the Static Granular Bed Reactor (SGBR) with anaerobic sludge to treat poultry slaughterhouse wastewater and kinetic modeling. *Bioresource Technology* 100, 2777–2782. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2008.12.058>
- Del Nery, V., Damianovic, M.H.Z., Moura, R.B., Pozzi, E., Pires, E.C., Foresti, E., 2015. Poultry slaughterhouse wastewater treatment plant for high quality effluent. *Water Science and Technology* 73, 309–316. <https://doi.org/10.2166/wst.2015.494>

- Del Pozo, R., Diez, V., 2005. Integrated anaerobic–aerobic fixed-film reactor for slaughterhouse wastewater treatment. *Water Research* 39, 1114–1122. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2005.01.013>
- Deronzier, G., Choubert, J.-M., 2004. Traitement du phosphore dans les petites stations d'épuration à boues activées. Document technique *FNDAE* 29, 24 p.
- Deronzier, G., Schétrite, S., Racault, Y., Canler, J.-P., Liénard, A., Héduit, A., Duchène, P., 2002. Traitement de l'azote dans les stations d'épuration biologique des petites collectivités. *FNDAE* 25, 79 p.
- Deshpande, A.M., Satyanarayan, S., Ramakant, S., 2010. Treatment of high-strength pharmaceutical wastewater by electrocoagulation combined with anaerobic process. *Water Sci Technol* 61, 463–472. <https://doi.org/10.2166/wst.2010.831>
- Devlin, T.R., Kowalski, M.S., Pagaduan, E., Zhang, X., Wei, V., Oleszkiewicz, J.A., 2019. Electrocoagulation of wastewater using aluminum, iron, and magnesium electrodes. *Journal of Hazardous Materials* 368, 862–868. <https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2018.10.017>
- Dia, O., Drogui, P., Buelna, G., Dubé, R., 2017. Strategical approach to prevent ammonia formation during electrocoagulation of landfill leachate obtained from a biofiltration process. *Separation and Purification Technology* 189, 253–259. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2017.08.023>
- Dia, O., Drogui, P., Dubé, R., Buelna, G., 2016. Utilisation des procédés électrochimiques et leurs combinaisons avec les procédés biologiques pour le traitement des lixiviats de sites d'enfouissement sanitaires - revue de littérature. *rseau* 29, 63–89. <https://doi.org/10.7202/1035717ar>
- Djelal, H., Lelievre, Y., Ricordel, C., 2015. Combination of Electro-Coagulation and biological treatment by bioaugmentation for landfill leachate. *Desalination and Water Treatment* 54, 2986–2993. <https://doi.org/10.1080/19443994.2014.908146>
- Drogui, P., Asselin, M., Brar, S.K., Benmoussa, H., Blais, J.-F., 2008. Electrochemical removal of pollutants from agro-industry wastewaters. *Separation and Purification Technology* 61, 301–310. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2007.10.013>
- Dura, A., Breslin, C.B., 2019. The removal of phosphates using electrocoagulation with Al–Mg anodes. *Journal of Electroanalytical Chemistry* 846, 113161. <https://doi.org/10.1016/j.jelechem.2019.05.043>

- Emamjomeh, M.M., Sivakumar, M., 2009. Denitrification using a monopolar electrocoagulation/flotation (ECF) process. *Journal of Environmental Management* 91, 516–522. <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2009.09.020>
- Eryuruk, K., Tezcan Un, U., Bakır Ogutveren, U., 2018. Electrochemical treatment of wastewaters from poultry slaughtering and processing by using iron electrodes. *Journal of Cleaner Production* 172, 1089–1095. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2017.10.254>
- Escudero, A., Lacalle, A., Blanco, F., Pinto, M., Díaz, I., Domínguez, A., 2014. Semi-continuous anaerobic digestion of solid slaughterhouse waste. *Journal of Environmental Chemical Engineering* 2, 819–825. <https://doi.org/10.1016/j.jece.2014.02.006>
- Fard, M.B., Mirbagheri, S.A., Pendashteh, A., 2020. Removal of TCOD and phosphate from slaughterhouse wastewater using Fenton as a post-treatment of an UASB reactor. *Journal of environmental health science and engineering* 18, 413-422.
- Filali Meknassi, Y., 2003. Traitement biologique des eaux usées hautement riches en matières nutritives provenant d'abattoir de porcs dans un réacteur biologique séquentiel. (phd). Université du Québec, Institut national de la recherche scientifique, Québec.
- Gannoun, H., Bouallagui, H., Okbi, A., Sayadi, S., Hamdi, M., 2009. Mesophilic and thermophilic anaerobic digestion of biologically pretreated abattoir wastewaters in an upflow anaerobic filter. *Journal of Hazardous Materials* 170, 263–271. <https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2009.04.111>
- Gannoun, H., Khelifi, E., Omri, I., Jabari, L., Fardeau, M.-L., Bouallagui, H., Godon, J.-J., Hamdi, M., 2013. Microbial monitoring by molecular tools of an upflow anaerobic filter treating abattoir wastewaters. *Bioresource Technology* 142, 269–277. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2013.05.036>
- Gerardi, M.H., 2003. The Microbiology of Anaerobic Digesters. *John Wiley & Sons*, 190 p.
- Ghafoori, S., Mowla, A., Jahani, R., Mehrvar, M., Chan, P.K., 2015. Sonopholytic degradation of synthetic pharmaceutical wastewater: Statistical experimental design and modeling. *Journal of Environmental Management* 150, 128–137. <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2014.11.011>
- Ghazouani, M., Akrou, H., Jellali, S., Bousselmi, L., 2019. Comparative study of electrochemical hybrid systems for the treatment of real wastewaters from agri-food activities. *Science of The Total Environment* 647, 1651–1664. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2018.08.023>
- Gnagne, T., Brissaud, F., 2003. Étude des potentialités d'épuration d'effluents d'abattoir par infiltration sur sable en milieu tropical, *Sud Sciences et Technologies*, 8 p.

- Godon, J.-J., 2008. Aspects biochimiques et microbiologiques de la méthanisation, *Editions Tec et Doc. ed, La méthanisation*, 61-86.
- Goel, R., Mino, T., Satoh, H., Matsuo, T., 1998. Comparison of hydrolytic enzyme systems in pure culture and activated sludge under different electron acceptor conditions. *Water Science and Technology*, Microorganisms in Activated Sludge and Biofilm Processes II 37, 335–343. [https://doi.org/10.1016/S0273-1223\(98\)00126-7](https://doi.org/10.1016/S0273-1223(98)00126-7)
- Gonzalez-Gil, L., Papa, M., Feretti, D., Ceretti, E., Mazzoleni, G., Steimberg, N., Pedrazzani, R., Bertanza, G., Lema, J.M., Carballa, M., 2016. Is anaerobic digestion effective for the removal of organic micropollutants and biological activities from sewage sludge? *Water Res* 102, 211–220. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2016.06.025>
- Gu, Z., Liao, Z., Schulz, M., Davis, J.R., Baygents, J.C., Farrell, J., 2009. Estimating Dosing Rates and Energy Consumption for Electrocoagulation Using Iron and Aluminum Electrodes. *Ind. Eng. Chem. Res.* 48, 3112–3117. <https://doi.org/10.1021/ie801086c>
- Gürel, L., Büyükgüngör, H., 2011. Treatment of slaughterhouse plant wastewater by using a membrane bioreactor. *Water Sci Technol* 64, 214–219. <https://doi.org/10.2166/wst.2011.677>
- Hakizimana, J.N., Gourich, B., Chafi, M., Stiriba, Y., Vial, C., Drogui, P., Naja, J., 2017. Electrocoagulation process in water treatment: A review of electrocoagulation modeling approaches. *Desalination* 404, 1–21. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2016.10.011>
- Hanhoun, M., Montastruc, L., Azzaro-Pantel, C., Biscans, B., Frèche, M., Pibouleau, L., 2011. Temperature impact assessment on struvite solubility product: A thermodynamic modeling approach. *Chemical Engineering Journal* 167, 50–58. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2010.12.001>
- Hao, X.-D., Wang, C.-C., Lan, L., van Loosdrecht, M.C.M., 2008. Struvite formation, analytical methods and effects of pH and Ca^{2+} . *Water Sci Technol* 58, 1687–1692. <https://doi.org/10.2166/wst.2008.557>
- Harif, T., Khai, M., Adin, A., 2012. Electrocoagulation versus chemical coagulation: Coagulation/flocculation mechanisms and resulting floc characteristics. *Water Research* 46, 3177–3188. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2012.03.034>
- He, Y., Xu, P., Li, C., Zhang, B., 2005. High-concentration food wastewater treatment by an anaerobic membrane bioreactor. *Water Research* 39, 4110–4118. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2005.07.030>

- Henchion, M., Hayes, M., Mullen, A.M., Fenelon, M., Tiwari, B., 2017. Future Protein Supply and Demand: Strategies and Factors Influencing a Sustainable Equilibrium. *Foods* 6, 53. <https://doi.org/10.3390/foods6070053>
- Ho, L., Ho, G., 2012. Mitigating ammonia inhibition of thermophilic anaerobic treatment of digested piggery wastewater: Use of pH reduction, zeolite, biomass and humic acid. *Water Research* 46, 4339–4350. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2012.05.016>
- Holt, P.K., 2002. Electrocoagulation: unravelling and synthesising the mechanisms behind a water treatment process (Thèse de Doctorat). Université of Sydney, Sydney, Australia, 321 p.
- Homeky, B.O., 2015. Digestion anaérobie sur une ferme : évaluation du pouvoir méthanogène de substrats et étude de micropolluants (phdthesis). Université de Lorraine, France, 212 p.
- Hu, C.Y., Lo, S.L., Kuan, W.H., 2003. Effects of co-existing anions on fluoride removal in electrocoagulation (EC) process using aluminum electrodes. *Water Research* 37, 4513–4523. [https://doi.org/10.1016/S0043-1354\(03\)00378-6](https://doi.org/10.1016/S0043-1354(03)00378-6)
- Hu, L., Yu, J., Luo, H., Wang, H., Xu, P., Zhang, Y., 2020. Simultaneous recovery of ammonium, potassium and magnesium from produced water by struvite precipitation. *Chemical Engineering Journal* 382, 123001. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2019.123001>
- Huang, H., Zhang, D., Li, J., Guo, G., Tang, S., 2017. Phosphate recovery from swine wastewater using plant ash in chemical crystallization. *Journal of Cleaner Production* 168, 338–345. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2017.09.042>
- Huang, H., Zhang, D., Wang, W., Li, B., Zhao, N., Li, J., Dai, J., 2019. Alleviating Na⁺ effect on phosphate and potassium recovery from synthetic urine by K-struvite crystallization using different magnesium sources. *Science of The Total Environment* 655, 211–219. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2018.11.259>
- Iqbal, M., Bhuiyan, H., Mavinic, D.S., 2008. Assessing Struvite Precipitation in a Pilot-Scale Fluidized Bed Crystallizer. *Environmental Technology* 29, 1157–1167. <https://doi.org/10.1080/09593330802075452>
- Jenkins, S.R., Morgan, J.M., Sawyer, C.L., 1983. Measuring Anaerobic Sludge Digestion and Growth by a Simple Alkalimetric Titration. *Journal (Water Pollution Control Federation)* 55, 448–453.
- Jensen, P.D., Hardin, M.T., Clarke, W.P., 2009. Effect of biomass concentration and inoculum source on the rate of anaerobic cellulose solubilization. *Bioresource Technology* 100, 5219–5225. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2009.05.018>

- Jensen, P.D., Yap, S.D., Boyle-Gotla, A., Janoschka, J., Carney, C., Pidou, M., Batstone, D.J., 2015. Anaerobic membrane bioreactors enable high rate treatment of slaughterhouse wastewater. *Biochemical Engineering Journal* 97, 132–141. <https://doi.org/10.1016/j.bej.2015.02.009>
- Jiménez, C., Sáez, C., Martínez, F., Cañizares, P., Rodrigo, M.A., 2012. Electrochemical dosing of iron and aluminum in continuous processes: A key step to explain electro-coagulation processes. *Separation and Purification Technology* 98, 102–108. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2012.07.005>
- Johns, M.R., 1995. Developments in wastewater treatment in the meat processing industry: A review. *Bioresource Technology* 54, 203–216. [https://doi.org/10.1016/0960-8524\(95\)00140-9](https://doi.org/10.1016/0960-8524(95)00140-9)
- Jones, A.G., 2002. Crystallization Process Systems. *Elsevier*.
- Jordaan, E.M., Ackerman, J., Cicek, N., 2010. Phosphorus removal from anaerobically digested swine wastewater through struvite precipitation. *Water Sci Technol* 61, 3228–3234. <https://doi.org/10.2166/wst.2010.232>
- Kabdaşlı, I., Arslan-Alaton, I., Ölmez-Hancı, T., Tünay, O., 2012. Electrocoagulation applications for industrial wastewaters: a critical review. *Environmental Technology Reviews* 1, 2–45. <https://doi.org/10.1080/21622515.2012.715390>
- Karim, K., Hoffmann, R., Thomas Klasson, K., Al-Dahhan, M.H., 2005. Anaerobic digestion of animal waste: Effect of mode of mixing. *Water Research* 39, 3597–3606. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2005.06.019>
- Karimi, K., Taherzadeh, M.J., 2016. A critical review on analysis in pretreatment of lignocelluloses: Degree of polymerization, adsorption/desorption, and accessibility. *Bioresource Technology* 203, 348–356. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2015.12.035>
- Karthikeyan, O.P., Visvanathan, C., 2013. Bio-energy recovery from high-solid organic substrates by dry anaerobic bio-conversion processes: a review. *Rev Environ Sci Biotechnol* 12, 257–284. <https://doi.org/10.1007/s11157-012-9304-9>
- Khalid, A., Arshad, M., Anjum, M., Mahmood, T., Dawson, L., 2011. The anaerobic digestion of solid organic waste. *Waste Management* 31, 1737–1744. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2011.03.021>
- Khemila, B., Merzouk, B., Chouder, A., Zidelkhir, R., Leclerc, J.-P., Lapique, F., 2018. Removal of a textile dye using photovoltaic electrocoagulation. *Sustainable Chemistry and Pharmacy* 7, 27–35. <https://doi.org/10.1016/j.scp.2017.11.004>

- Kim, J.K., Oh, B.R., Chun, Y.N., Kim, S.W., 2006. Effects of temperature and hydraulic retention time on anaerobic digestion of food waste. *Journal of Bioscience and Bioengineering* 102, 328–332. <https://doi.org/10.1263/jbb.102.328>
- Kobyas, M., Can, O.T., Bayramoglu, M., 2003. Treatment of textile wastewaters by electrocoagulation using iron and aluminum electrodes. *Journal of Hazardous Materials* 100, 163–178. [https://doi.org/10.1016/S0304-3894\(03\)00102-X](https://doi.org/10.1016/S0304-3894(03)00102-X)
- Kobyas, M., Gebologlu, U., Ulu, F., Oncel, S., Demirbas, E., 2011. Removal of arsenic from drinking water by the electrocoagulation using Fe and Al electrodes. *Electrochimica Acta* 56, 5060–5070. <https://doi.org/10.1016/j.electacta.2011.03.086>
- Kobyas, M., Senturk, E., Bayramoglu, M., 2006. Treatment of poultry slaughterhouse wastewaters by electrocoagulation. *Journal of Hazardous Materials* 133, 172–176. <https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2005.10.007>
- Koffi, A.R., 2015. Évaluation de la sécurité sanitaire a salmonella dans la filière avicole et de l'implication de souches aviaires dans les diarrhées humaines à Abidjan, Côte d'ivoire (phdthesis). Université Nangui Abrogoua, Côte d'Ivoire, 141 p.
- Kondusamy, D., Kalamdhad, A.S., 2014. Pre-treatment and anaerobic digestion of food waste for high rate methane production – A review. *Journal of Environmental Chemical Engineering* 2, 1821–1830. <https://doi.org/10.1016/j.jece.2014.07.024>
- Koné, D., 2002. Epuration des eaux usées par lagunage à microphytes et à macrophytes en Afrique de l'Ouest et du Centre : Etat des lieux, performances épuratoires et critères de dimensionnement (Thèse de Doctorat). École polytechnique fédérale de Lausanne, Suisse, 194 p.
- Kumar, S., 2011. Composting of municipal solid waste. *Critical Reviews in Biotechnology* 31, 112–136. <https://doi.org/10.3109/07388551.2010.492207>
- Kuşçu, Ö.S., Sponza, D.T., 2005. Performance of anaerobic baffled reactor (ABR) treating synthetic wastewater containing p-nitrophenol. *Enzyme and Microbial Technology* 36, 888–895. <https://doi.org/10.1016/j.enzmictec.2005.01.001>
- Labatut, R.A., Gooch, C.A., 2014. Monitoring of Anaerobic Digestion Process to Optimize Performance and Prevent System Failure, *Academic Press*, 47-67.
- Labatut, R.A., Pronto, J.L., 2018. Chapter 4 - Sustainable Waste-to-Energy Technologies: Anaerobic Digestion, in: Trabold, T.A., Babbitt, C.W. (Eds.), Sustainable Food Waste-To-Energy Systems. *Academic Press*, pp. 47–67. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-811157-4.00004-8>

- Lacasa, E., Cañizares, P., Sáez, C., Fernández, F.J., Rodrigo, M.A., 2011. Electrochemical phosphates removal using iron and aluminium electrodes. *Chemical Engineering Journal* 172, 137–143. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2011.05.080>
- Lakshmanan, D., Clifford, D.A., Samanta, G., 2009. Ferrous and Ferric Ion Generation During Iron Electrocoagulation. *Environ. Sci. Technol.* 43, 3853–3859. <https://doi.org/10.1021/es8036669>
- Laridi, R., 2006. Réduction de nutriments (P & N) du lisier de porc par précipitation contrôlée et récupération de la struvite. (phd). Université du Québec, Institut national de la recherche scientifique, Québec, 206 p.
- Le Corre, K.S., 2006. Understanding struvite crystallisation and recovery. (phd). Cranfield University, Cranfield, United Kingdom, 211 p.
- Le Corre, K.S., Valsami-Jones, E., Hobbs, P., Parsons, S.A., 2005. Impact of calcium on struvite crystal size, shape and purity. *Journal of Crystal Growth* 283, 514–522. <https://doi.org/10.1016/j.jcrysgr.2005.06.012>
- Lee, S.-H., Yoo, B.-H., Kim, S.-K., Lim, Seung Joo, Kim, J.Y., 2013. Enhancement of struvite purity by re-dissolution of calcium ions in synthetic wastewaters. *Journal of Hazardous Materials* 261, 29–37. <https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2013.06.072>
- Leitão, R.C., van Haandel, A.C., Zeeman, G., Lettinga, G., 2006. The effects of operational and environmental variations on anaerobic wastewater treatment systems: A review. *Bioresource Technology* 97, 1105–1118. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2004.12.007>
- Lemlikchi, W., 2012. Elimination de la pollution des eaux industrielles par differents procedes d’oxydation et de co-precipitation (These de doctorat). Université Mouloud Mammeri, Tizi Ouzou, Algérie, 177 p.
- Li, W., Ding, X., Liu, M., Guo, Y., Liu, L., 2012. Optimization of process parameters for mature landfill leachate pretreatment using MAP precipitation. *Front. Environ. Sci. Eng.* 6, 892–900. <https://doi.org/10.1007/s11783-012-0440-9>
- Li, Y., Park, S.Y., Zhu, J., 2011. Solid-state anaerobic digestion for methane production from organic waste. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 15, 821–826. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2010.07.042>
- Li, Y.-F., Nelson, M.C., Chen, P.-H., Graf, J., Li, Y., Yu, Z., 2015. Comparison of the microbial communities in solid-state anaerobic digestion (SS-AD) reactors operated at mesophilic and thermophilic temperatures. *Appl Microbiol Biotechnol* 99, 969–980. <https://doi.org/10.1007/s00253-014-6036-5>

- Lin, C.-Y., Chen, C.-C., 1999. Effect of heavy metals on the methanogenic UASB granule. *Water Research* 33, 409–416. [https://doi.org/10.1016/S0043-1354\(98\)00211-5](https://doi.org/10.1016/S0043-1354(98)00211-5)
- Lin, L., Xu, F., Ge, X., Li, Y., 2019. Biological treatment of organic materials for energy and nutrients production—Anaerobic digestion and composting, in: *Advances in Bioenergy*. Elsevier. <https://doi.org/10.1016/bs.aibe.2019.04.002>
- Liu, X., Wen, G., Hu, Z., Wang, J., 2018. Coupling effects of pH and Mg/P ratio on P recovery from anaerobic digester supernatant by struvite formation. *Journal of Cleaner Production* 198, 633–641. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2018.07.073>
- Liu, Y., Kwag, J.-H., Kim, J.-H., Ra, C., 2011. Recovery of nitrogen and phosphorus by struvite crystallization from swine wastewater. *Desalination* 277, 364–369. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2011.04.056>
- Loganath, R., Mazumder, D., 2018. Performance study on organic carbon, total nitrogen, suspended solids removal and biogas production in hybrid UASB reactor treating real slaughterhouse wastewater. *Journal of Environmental Chemical Engineering* 6, 3474–3484. <https://doi.org/10.1016/j.jece.2018.05.031>
- Luiz, D.B., Silva, G.S., Vaz, E. a. C., José, H.J., Moreira, R.F.P.M., 2011. Evaluation of hybrid treatments to produce high quality reuse water. *Water Sci Technol* 63, 2046–2051. <https://doi.org/10.2166/wst.2011.468>
- Mabala, J.C., 2012. Aptitude d'écosystèmes anaérobies industriels à produire du méthane à partir d'éthanol en conditions psychrophile, mésophile et thermophile. Université de Montpellier II, Montpellier.
- Mahdy, A., Mendez, L., Ballesteros, M., González-Fernández, C., 2015. Algal culture integration in conventional wastewater treatment plants: Anaerobic digestion comparison of primary and secondary sludge with microalgae biomass. *Bioresource Technology, Advances in biofuels and chemicals from algae* 184, 236–244. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2014.09.145>
- Mahtab, A., Tariq, M., Shafiq, T., Nasir, A., 2009. Coagulation/adsorption combined treatment of slaughterhouse wastewater. *Desalination and Water Treatment* 12, 270–275. <https://doi.org/10.5004/dwt.2009.952>
- Malakootian, M., Mansoorian, H.J., Moosazadeh, M., 2010. Performance evaluation of electrocoagulation process using iron-rod electrodes for removing hardness from drinking water. *Desalination* 255, 67–71. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2010.01.015>
- Mansouri, K., Ibrik, K., Bensalah, N., Abdel-Wahab, A., 2011. Anodic Dissolution of Pure Aluminum during Electrocoagulation Process: Influence of Supporting Electrolyte,

- Initial pH, and Current Density. *Ind. Eng. Chem. Res.* 50, 13362–13372.
<https://doi.org/10.1021/ie201206d>
- Massé, D., Masse, L., 2000. Characterization of wastewater from hog slaughterhouses in Eastern Canada and evaluation of their in-plant wastewater treatment systems. *Canadian Agricultural Engineering* 42, 139–146.
- McCabe, B.K., Hamawand, I., Harris, P., Baillie, C., Yusaf, T., 2014. A case study for biogas generation from covered anaerobic ponds treating abattoir wastewater: Investigation of pond performance and potential biogas production. *Applied Energy* 114, 798–808.
<https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2013.10.020>
- Mittal, G.S., 2006. Treatment of wastewater from abattoirs before land application—a review. *Bioresource Technology* 97, 1119–1135.
<https://doi.org/10.1016/j.biortech.2004.11.021>
- Moletta, R., 2011. La méthanisation (2e éd.). *Lavoisier*, 41 p.
- Moletta, R., 2008. Méthanisation de la biomasse [WWW Document]. Ref: TIP140WEB - “Bioprocédés.” URL <https://www.techniques-ingenieur.fr/base-documentaire/archives-th12/archives-bioprocédés-tiabi/archive-1/methanisation-de-la-biomasse-bio5100/> (accessed 12.8.20).
- Mollah, M.Y.A., Schennach, R., Parga, J.R., Cocke, D.L., 2001. Electrocoagulation (EC)—science and applications. *Journal of hazardous materials* 84, 29–41.
[https://doi.org/10.1016/S0304-3894\(01\)00176-5](https://doi.org/10.1016/S0304-3894(01)00176-5)
- Mora-Naranjo, N., Alamar-Provecho, C., Meima, J., Haarstrick, A., Hempel, D.C., 2003. Experimental investigation and modelling of the effect of sulfate on anaerobic biodegradation processes in municipal solid waste. *Water Sci Technol* 48, 221–227.
<https://doi.org/10.2166/wst.2003.0259>
- Mouedhen, G., Feki, M., Wery, M.D.P., Ayedi, H.F., 2008. Behavior of aluminum electrodes in electrocoagulation process. *Journal of Hazardous Materials* 150, 124–135.
<https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2007.04.090>
- Muhmood, A., Lu, J., Kadam, R., Dong, R., Guo, J., Wu, S., 2019. Biochar seeding promotes struvite formation, but accelerates heavy metal accumulation. *Science of The Total Environment* 652, 623–632. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2018.10.302>
- Muhmood, A., Wu, S., Lu, J., Ajmal, Z., Luo, H., Dong, R., 2018. Nutrient recovery from anaerobically digested chicken slurry via struvite: Performance optimization and interactions with heavy metals and pathogens. *Science of The Total Environment* 635, 1–9. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2018.04.129>

- Musa, M.A., Idrus, S., Che Man, H., Nik Daud, N.N., 2019. Performance Comparison of Conventional and Modified Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) Reactors Treating High-Strength Cattle Slaughterhouse Wastewater. *Water* 11, 806. <https://doi.org/10.3390/w11040806>
- Nacheva, P.M., Pantoja, M.R., Serrano, E.A.L., 2011. Treatment of slaughterhouse wastewater in upflow anaerobic sludge blanket reactor. P. M. Nacheva *et al.* Treatment of slaughterhouse wastewater in upflow anaerobic sludge blanket reactor. *Water Sci Technol* 63, 877–884. <https://doi.org/10.2166/wst.2011.265>
- Nasrullah, M., Singh, L., Krishnan, S., Sakinah, M., Mahapatra, D., Zularisam, A., 2020. Electrocoagulation treatment of raw palm oil mill effluent: Effect of operating parameters on floc growth and structure. *Journal of Water Process Engineering* 33, 101114. <https://doi.org/10.1016/j.jwpe.2019.101114>
- Nguyen, D.D., Chang, S.W., Cha, J.H., Jeong, S.Y., Yoon, Y.S., Lee, S.J., Tran, M.C., Ngo, H.H., 2017. Dry semi-continuous anaerobic digestion of food waste in the mesophilic and thermophilic modes: New aspects of sustainable management and energy recovery in South Korea. *Energy Conversion and Management* 135, 445–452. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2016.12.030>
- O’Flaherty, V., Mahony, T., O’Kennedy, R., Colleran, E., 1998. Effect of pH on growth kinetics and sulphide toxicity thresholds of a range of methanogenic, syntrophic and sulphate-reducing bacteria. *Process Biochemistry* 33, 555–569. [https://doi.org/10.1016/S0032-9592\(98\)00018-1](https://doi.org/10.1016/S0032-9592(98)00018-1)
- Ohlinger, K.N., Young, T.M., Schroeder, E.D., 1998. Predicting struvite formation in digestion. *Water Research* 32, 3607–3614. [https://doi.org/10.1016/S0043-1354\(98\)00123-7](https://doi.org/10.1016/S0043-1354(98)00123-7)
- Oleszkiewicz, J.A., Sharma, V.K., 1990. Stimulation and inhibition of anaerobic processes by heavy metals—A review. *Biological Wastes* 31, 45–67. [https://doi.org/10.1016/0269-7483\(90\)90043-R](https://doi.org/10.1016/0269-7483(90)90043-R)
- Ometto, F., Karlsson, A., Ejlertsson, J., Bjorn, A.V., Shaker, S.Y., 2019. Anaerobic digestion: an engineered biological process, in: Anaerobic Digestion: An Engineered Biological Process, *Substitute Natural Gas from Waste*. pp. 63–74.
- Omwene, P.I., Koby, M., 2018. Treatment of domestic wastewater phosphate by electrocoagulation using Fe and Al electrodes: A comparative study. *Process Safety and Environmental Protection* 116, 34–51. <https://doi.org/10.1016/j.psep.2018.01.005>
- Oumar, D., Patrick, D., Gerardo, B., Rino, D., Ihsen, B.S., 2016. Coupling biofiltration process and electrocoagulation using magnesium-based anode for the treatment of landfill

- leachate. *Journal of Environmental Management* 181, 477–483.
<https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2016.06.067>
- Ozturk, D., Yilmaz, A.E., 2019. Treatment of slaughterhouse wastewater with the electrochemical oxidation process: Role of operating parameters on treatment efficiency and energy consumption. *Journal of Water Process Engineering* 31, 100834.
<https://doi.org/10.1016/j.jwpe.2019.100834>
- Ozyonar, F., Karagozoglu, B., 2014. Investigation of technical and economic analysis of electrocoagulation process for the treatment of great and small cattle slaughterhouse wastewater. *Desalination and Water Treatment* 52, 74–87.
<https://doi.org/10.1080/19443994.2013.787373>
- Panizza, M., Cerisola, G., 2010. Applicability of electrochemical methods to carwash wastewaters for reuse. Part 2: Electrocoagulation and anodic oxidation integrated process. *Journal of Electroanalytical Chemistry* 638, 236–240.
<https://doi.org/10.1016/j.jelechem.2009.11.003>
- Paulista, L.O., Presumido, P.H., Theodoro, J.D.P., Pinheiro, A.L.N., 2018. Efficiency analysis of the electrocoagulation and electroflotation treatment of poultry slaughterhouse wastewater using aluminum and graphite anodes. *Environ Sci Pollut Res* 25, 19790–19800. <https://doi.org/10.1007/s11356-018-2184-y>
- Peiffer, G., 2002. Impact environnemental des effluents d’abattoirs : actualités techniques et réglementaires. Paul-Sabatier, Toulouse.
- Qin Xusong, Yang Bin, Gao Furong, Chen Guohua, 2013. Treatment of Restaurant Wastewater by Pilot-Scale Electrocoagulation-Electroflotation: Optimization of Operating Conditions. *Journal of Environmental Engineering* 139, 1004–1016.
[https://doi.org/10.1061/\(ASCE\)EE.1943-7870.0000687](https://doi.org/10.1061/(ASCE)EE.1943-7870.0000687)
- Rajeshwar, K., Ibanez, J.G., 1997. Environmental electrochemistry: Fundamentals and applications in pollution sensors and abatement. *Elsevier*.
- Reilly, M., Cooley, A.P., Tito, D., Tassou, S.A., Theodorou, M.K., 2019. Electrocoagulation treatment of dairy processing and slaughterhouse wastewaters. *Energy Procedia*, Proceedings of the 2nd International Conference on Sustainable Energy and Resource Use in Food Chains including Workshop on Energy Recovery Conversion and Management; ICSEF 2018, 17 – 19 October 2018, Paphos, Cyprus 161, 343–351.
<https://doi.org/10.1016/j.egypro.2019.02.106>
- Rodier, J., Legube, B., Merlet, N., Alary, C., Belles, A., 2016. L’analyse de l’eau Contrôle et interprétation. p. 1297.

- Rongwong, W., Lee, J., Goh, K., Karahan, H.E., Bae, T.-H., 2018. Membrane-based technologies for post-treatment of anaerobic effluents. *npj Clean Water* 1, 1–11. <https://doi.org/10.1038/s41545-018-0021-y>
- Roy, F., Samain, E., Dubourguier, H.C., Albagnac, G., 1986. *Synthrophomonas sapovorans* sp. nov., a new obligately proton reducing anaerobe oxidizing saturated and unsaturated long chain fatty acids. *Arch. Microbiol.* 145, 142–147. <https://doi.org/10.1007/BF00446771>
- Ryu, H.-D., Kim, D., Lee, S.-I., 2008. Application of struvite precipitation in treating ammonium nitrogen from semiconductor wastewater. *Journal of Hazardous Materials* 156, 163–169. <https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2007.12.010>
- Sasson, M.B., Calmano, W., Adin, A., 2009. Iron-oxidation processes in an electroflocculation (electrocoagulation) cell. *Journal of Hazardous Materials* 171, 704–709. <https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2009.06.057>
- Satyanarayan, S., Ramakant, Vanerkar, A. p., 2005. Conventional Approach for Abattoir Wastewater Treatment. null 26, 441–448. <https://doi.org/10.1080/09593332608618554>
- Schievano, A., D'Imporzano, G., Malagutti, L., Fragali, E., Ruboni, G., Adani, F., 2010. Evaluating inhibition conditions in high-solids anaerobic digestion of organic fraction of municipal solid waste. *Bioresource Technology* 101, 5728–5732. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2010.02.032>
- Selmane, D., Christophe, V., Gholamreza, D., 2008. Extraction of proteins from slaughterhouse by-products: Influence of operating conditions on functional properties. *Meat Science* 79, 640–647. <https://doi.org/10.1016/j.meatsci.2007.10.029>
- Serna, F., Lagneau, J., Carpentier, J.-M., 2014. La diffraction des rayons X: une technique puissante pour résoudre certains problèmes industriels et technologiques. *Chim. Nouv* 1–12.
- Shih, K., Yan, H., 2016. Chapter 26 - The Crystallization of Struvite and Its Analog (K-Struvite) From Waste Streams for Nutrient Recycling, in: Prasad, M.N.V., Shih, Kaimin (Eds.), *Environmental Materials and Waste. Academic Press*, pp. 665–686. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-803837-6.00026-3>
- Shu, L., Schneider, P., Jegatheesan, V., Johnson, J., 2006. An economic evaluation of phosphorus recovery as struvite from digester supernatant. *Bioresource Technology* 97, 2211–2216. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2005.11.005>
- Solé-Bundó, M., Cucina, M., Folch, M., Tàpias, J., Gigliotti, G., Garfí, M., Ferrer, I., 2017. Assessing the agricultural reuse of the digestate from microalgae anaerobic digestion

- and co-digestion with sewage sludge. *Science of The Total Environment* 586, 1–9. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2017.02.006>
- Song, H., Clarke, W.P., Blackall, L.L., 2005. Concurrent microscopic observations and activity measurements of cellulose hydrolyzing and methanogenic populations during the batch anaerobic digestion of crystalline cellulose. *Biotechnology and Bioengineering* 91, 369–378. <https://doi.org/10.1002/bit.20517>
- Song, Y.-H., Qiu, G.-L., Yuan, P., Cui, X.-Y., Peng, J.-F., Zeng, P., Duan, L., Xiang, L.-C., Qian, F., 2011. Nutrients removal and recovery from anaerobically digested swine wastewater by struvite crystallization without chemical additions. *Journal of Hazardous Materials* 190, 140–149. <https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2011.03.015>
- Speece, R.E., 2008. Anaerobic biotechnology for industrial wastewater treatment. *Environmental Science and Technology* 17, 416–427. <https://doi.org/10.1021/es00115a001>
- Stams, A.J.M., Plugge, C.M., 2009. Electron transfer in syntrophic communities of anaerobic bacteria and archaea. *Nature Reviews Microbiology* 7, 568–577. <https://doi.org/10.1038/nrmicro2166>
- Swinnen, I. a. M., Bernaerts, K., Impe, J.F.V., 2006. Modelling the work to be done by *Escherichia coli* to adapt to sudden temperature upshifts. *Letters in Applied Microbiology* 42, 507–513. <https://doi.org/10.1111/j.1472-765X.2006.01896.x>
- Taddeo, R., Kolppo, K., Lepistö, R., 2016. Sustainable nutrients recovery and recycling by optimizing the chemical addition sequence for struvite precipitation from raw swine slurries. *Journal of Environmental Management* 180, 52–58. <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2016.05.009>
- Tariq, M., Ahmad, M., Siddique, S., Waheed, A., Shafiq, T., Khan, M.H., 2012. Optimization of coagulation process for the treatment of the characterized slaughterhouse wastewater. *Pakistan Journal of Scientific & Industrial Research Series A: Physical Sciences* 55, 43–48.
- Teh, C.Y., Wu, T.Y., Juan, J.C., 2014. Optimization of agro-industrial wastewater treatment using unmodified rice starch as a natural coagulant. *Industrial Crops and Products* 56, 17–26. <https://doi.org/10.1016/j.indcrop.2014.02.018>
- Thant Zin, M.M., Kim, D.-J., 2019. Struvite production from food processing wastewater and incinerated sewage sludge ash as an alternative N and P source: Optimization of multiple resources recovery by response surface methodology. *Process Safety and Environmental Protection* 126, 242–249. <https://doi.org/10.1016/j.psep.2019.04.018>

- Tommaso, G., Ribeiro, R., Varesche, M.B.A., Zaiat, M., Foresti, E., 2003. Influence of multiple substrates on anaerobic protein degradation in a packed-bed bioreactor. *Water Sci Technol* 48, 23–31. <https://doi.org/10.2166/wst.2003.0349>
- Tritt, W.P., Schuchardt, F., 1992. Materials flow and possibilities of treating liquid and solid wastes from slaughterhouses in Germany. A review. *Bioresource Technology* 41, 235–245. [https://doi.org/10.1016/0960-8524\(92\)90008-L](https://doi.org/10.1016/0960-8524(92)90008-L)
- Valta, K., Kosanovic, T., Malamis, D., Moustakas, K., Loizidou, M., 2015. Overview of water usage and wastewater management in the food and beverage industry. *Desalination and Water Treatment* 53, 3335–3347. <https://doi.org/10.1080/19443994.2014.934100>
- Verma, S., 2002. Anaerobic digestion of biodegradable organics in municipal solid wastes (Master's Thesis). Columbia University, New York, US, 56 p.
- Vidal, J., Carvajal, A., Huiliñir, C., Salazar, R., 2019. Slaughterhouse wastewater treatment by a combined anaerobic digestion/solar photoelectro-Fenton process performed in semicontinuous operation. *Chemical Engineering Journal* 378, 122097. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2019.122097>
- Wang, Q., Zhang, W., Yang, Z., Xu, Q., Yang, P., Wang, D., 2018. Enhancement of anaerobic digestion sludge dewatering performance using in-situ crystallization in combination with cationic organic polymers flocculation. *Water Research* 146, 19–29. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2018.09.015>
- Wei, R., Ge, F., Huang, S., Chen, M., Wang, R., 2011. Occurrence of veterinary antibiotics in animal wastewater and surface water around farms in Jiangsu Province, China. *Chemosphere* 82, 1408–1414. <https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2010.11.067>
- Xu, F., Khalaf, A., Sheets, J., Ge, X., Keener, H., Li, Y., 2018. Chapter Three - Phosphorus Removal and Recovery From Anaerobic Digestion Residues, in: Li, Y., Ge, X. (Eds.), *Advances in Bioenergy*. Elsevier, pp. 77–136. <https://doi.org/10.1016/bs.aibe.2018.02.003>
- Yazdani, M., Ebrahimi-Nik, M., Heidari, A., Abbaspour-Fard, M.H., 2019. Improvement of biogas production from slaughterhouse wastewater using biosynthesized iron nanoparticles from water treatment sludge. *Renewable Energy* 135, 496–501. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2018.12.019>
- Yehya, T., Chafi, M., Balla, W., Vial, Ch., Essadki, A., Gourich, B., 2014. Experimental analysis and modeling of denitrification using electrocoagulation process. *Separation and Purification Technology* 132, 644–654. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2014.05.022>

- Yetilmezsoy, K., Ilhan, F., Sapci-Zengin, Z., Sakar, S., Gonullu, M.T., 2009. Decolorization and COD reduction of UASB pretreated poultry manure wastewater by electrocoagulation process: A post-treatment study. *Journal of hazardous materials* 162, 120–132.
- Yetilmezsoy, K., Sapci-Zengin, Z., 2009. Recovery of ammonium nitrogen from the effluent of UASB treating poultry manure wastewater by MAP precipitation as a slow release fertilizer. *Journal of Hazardous Materials* 166, 260–269. <https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2008.11.025>
- Yilmazel, Y., Demirer, G., 2011. Removal and recovery of nutrients as struvite from anaerobic digestion residues of poultry manure. *Environmental technology* 32, 783–794. <https://doi.org/10.1080/09593330.2010.512925>
- Yobouet, Y.A., 2013. Evaluation de la mobilisation potentielle des polluants inorganiques dans les sols de décharges de déchets urbains solides : Cas de la décharge municipale de Yamoussoukro. (Thèse de Doctorat). Université Félix Houphouët-Boigny, Abidjan, Côte d'Ivoire, 178 p.
- Zayed, G., Winter, J., 2000. Inhibition of methane production from whey by heavy metals – protective effect of sulfide. *Appl Microbiol Biotechnol* 53, 726–731. <https://doi.org/10.1007/s002530000336>
- Zhang, B., He, P., Lü, F., Shao, L., Wang, P., 2007. Extracellular enzyme activities during regulated hydrolysis of high-solid organic wastes. *Water Research* 41, 4468–4478. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2007.06.061>
- Zhang, C., Su, H., Baeyens, J., Tan, T., 2014. Reviewing the anaerobic digestion of food waste for biogas production. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 38, 383–392. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.05.038>
- Zhang, J.B., 2011. Procédé de traitement anaérobie des boues et de valorisation du biogaz (phdthesis). Institut National Polytechnique de Lorraine, France, 236 p.
- Zhang, T., Ding, L., Ren, H., 2009. Pretreatment of ammonium removal from landfill leachate by chemical precipitation. *Journal of Hazardous Materials* 166, 911–915. <https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2008.11.101>
- Zhou, S., Wu, Y., 2012. Improving the prediction of ammonium nitrogen removal through struvite precipitation. *Environ Sci Pollut Res* 19, 347–360. <https://doi.org/10.1007/s11356-011-0520-6>

- Zhu, J., Zhao, H., Ni, J., 2007. Fluoride distribution in electrocoagulation defluoridation process. *Separation and Purification Technology* 56, 184–191. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2007.01.030>
- Zinatizadeh, A.A., Ibrahim, S., Aghamohammadi, N., Mohamed, A.R., Zangeneh, H., Mohammadi, P., 2017. Polyacrylamide-induced coagulation process removing suspended solids from palm oil mill effluent. *Separation Science and Technology* 52, 520–527. <https://doi.org/10.1080/01496395.2016.1260589>
- Zongo, I., 2009. Étude expérimentale et théorique du procédé d'électrocoagulation : application au traitement de deux effluents textiles et d'un effluent simulé de tannerie (phdthesis). Institut National Polytechnique de Lorraine, France, 226 p.
- Zouboulis, A.I., Avranas, A., 2000. Treatment of oil-in-water emulsions by coagulation and dissolved-air flotation. *Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects* 172, 153–161. [https://doi.org/10.1016/S0927-7757\(00\)00561-6](https://doi.org/10.1016/S0927-7757(00)00561-6)
- Zyman, Z., Rokhmistrov, D., Glushko, V., 2012. Structural changes in precipitates and cell model for the conversion of amorphous calcium phosphate to hydroxyapatite during the initial stage of precipitation. *Journal of crystal growth* 353, 5–11. <https://doi.org/10.1016/j.jcrysgr.2012.04.041>

ANNEXES

Annexe 1 : Abattements de la DCOt, DCOs, DBO et du rapport DBO/DCOt durant la digestion anaérobie

Jours	Taux d'abattement (%)			Rapport DBO ₅ /DCOt
	DCO	DCOs	DBO ₅	
0	0	0	0	0,57 ± 0.02
3	0.23 ± 1,06	0.91 ± 1,07	0 ± 0,00	0,57 ± 0.01
6	3.28 ± 2,62	1.17 ± 1,56	3.70 ± 0,28	0,56 ± 0.00
9	6.80 ± 1,95	3.04 ± 0,81	7.41 ± 0,55	0,56 ± 0.01
12	11.93 ± 1,33	4.16 ± 0,74	11.11 ± 0,83	0,57 ± 0.03
15	15.59 ± 0,43	9.09 ± 0,43	18.52 ± 1,38	0,55 ± 0.01
18	19.24 ± 1,98	20.27 ± 1,64	25.93 ± 1,93	0,52 ± 0.03
21	24.26 ± 1,03	27.58 ± 2,73	33.33 ± 2,48	0,50 ± 0.02
24	30.62 ± 0,10	32.22 ± 0,13	37.04 ± 2,76	0,51 ± 0.03
27	34.83 ± 0,58	35.96 ± 0,95	40.74 ± 0,69	0,51 ± 0.01
30	36.68 ± 2,32	40.72 ± 2,42	40.74 ± 0,70	0,53 ± 0.01
33	38.35 ± 1,38	45.53 ± 1,61	48.15 ± 3,59	0,48 ± 0.04
36	40.97 ± 0,07	47.72 ± 0,84	48.15 ± 0,14	0,50 ± 0.01
39	44.40 ± 0,44	48.26 ± 0,05	55.56 ± 0,41	0,45 ± 0.01
42	45.02 ± 0,27	50.49 ± 2,14	55.56 ± 0,41	0,46 ± 0.01
45	45.64 ± 0,72	53.10 ± 1.51	59.26 ± 0,69	0,42 ± 0.02
48	47.16 ± 1,51	58.09 ± 1,13	66.67 ± 1,24	0,36 ± 0.02
51	49.52 ± 0,43	63.91 ± 0,98	77.78 ± 2,07	0,25 ± 0.02
54	49.68 ± 0,65	64.78 ± 0,02	81.48 ± 0,11	0,21 ± 0.00
57	49.80 ± 1,28	65.82 ± 0.30	81.48 ± 0,11	0,21 ± 0.00
60	49.93 ± 0,37	65.85 ± 0,03	82.22 ± 0,17	0,20 ± 0.01

Annexe 2 : Tableaux récapitulatifs des abattements de P – PO₄³⁻ et de la DCO des essais d'électrocoagulation sur les eaux usées brutes diluées (EUBAD)

Annexe 2 A : Pourcentages d'abattement de P – PO₄³⁻ avec les électrodes en Fe

Densité de courant (mA cm ⁻²)	4,54	9,09	13,63	18,18
Durée (min)	Abattement (%)			
0	0	0	0	0
5	17,18	31,25	40,62	50,78
10	28,12	35,93	47,65	50,78
15	30,46	39,06	48,43	55,46
20	34,37	42,96	48,43	57,81
30	36,72	46,87	50,78	64,84
40	42,18	51,56	57,81	72,65
50	44,53	55,76	64,06	75
60	46,87	59,37	67,96	75

Annexe 2 B : Pourcentages d'abattement de la DCO avec les électrodes en Fe

Densité de courant (mA cm ⁻²)	4,54	9,09	13,63	18,18
Durée (min)	Abattement (%)			
0	0	0	0	0
5	0,2	0,23	1,99	6,21
10	1,17	5,08	16,78	26,74
15	3,13	24,37	31,45	31,46
20	10,19	30,18	36,19	38,55
30	13,39	33,83	37,26	42,28
40	19,65	40,92	38,75	38,55
50	22,48	38,45	42,19	42,15
60	24,37	35,1	42,93	44,34

Annexe 2 C : Pourcentages d'abattement de P – PO₄³⁻ avec les électrodes en Al

Densité de courant (mA cm ⁻²)	4,54	9,09	13,63	18,18
Durée (min)	Abattement (%)			
0	0	0	0	0
5	10,93	21,87	26,56	25,78
10	13,28	24,22	29,68	36,72
15	24,21	30,46	33,59	37,5
20	29,68	34,37	35,93	39,06
30	31,25	39,84	44,53	56,25
40	40,62	45,31	49,22	62,5
50	45,31	51,56	58,59	69,53
60	57,03	60,93	67,18	73,43

Annexe 2 D : Pourcentages d'abattement de la DCO avec les électrodes en Al

Densité de courant (mA cm ⁻²)	4,54	9,09	13,63	18,18
Durée (min)	Abattement (%)			
0	0	0	0	0
5	0,23	2,47	6,24	12,01
10	21,46	24,12	28,85	46,68
15	26,33	26,81	42,31	53,24
20	36,67	29,11	52,73	57,46
30	43,28	43,27	57,44	57,46
40	46,78	52,73	62,18	62,18
50	52,73	57,44	57,46	66,91
60	52,73	57,46	57,46	66,91

Annexe 3 : Tableaux des essais de floculation avec le polymère PAC

Concentration finale de polymère (mg/L)	0	5	10	15	20	30	40	50	60	70	80	90	100
Volume de boue (mL)	11	15	17	18	21	25	31	34	32	38	30	27	32
Taux d'humidité des boues (%)	96,94	96,92	97,17	97,15	97,47	97,43	96,43	94,29	93,91	94,26	94,03	94,06	93,63
DCOt (mg/L)	5974	5974	6128	5467	5974	5121	5121	5121	4924	4858	4811	4826	4811
Turbidité (NTU)	1126	1080	944	602	498	413	382	320	329	362	380	370	379
Masse de boue sèche (g)	0,35	0,42	0,43	0,4	0,5	0,55	0,53	0,54	0,5	0,56	0,45	0,4	0,5
Indice Volumique de boue (mL/g)	31,43	35,71	39,53	45,00	42,00	45,45	58,49	62,96	64,00	67,86	66,67	67,50	64,00
Orthophosphate (mg/L)	198,86	192	176	173	166	165	166	165	161	163	158	151	150
NH₄⁺ (mg/L)	1239	1187	1252	1187	1220	1241	1194	1203	1206	1189	1216	1192	1233
P-PO₄³⁻ (mg/L)	65	62,75	57,5	56,5	54,25	54	54,25	54	52,6	53,25	51,6	49,35	49

Annexe 4 : Tableaux des essais de floculation avec le polymère AF9660

Concentration finale de polymère (mg/L)	0	5	10	15	20	30	40	50	60	70	80	90	100
Volume de boue (mL)	11	17	18	20	23	26	26	28	33	44	40	50	54
Turbidité résiduelle (NTU)	1126	1026	952	878	823	694	560	541	518	521	505	383	327
Taux d'humidité des boues (%)	96,94	98,18	98,12	97,9	98,13	98,18	98,31	98,5	98,08	98,03	98,33	98,87	98,91
Masse de boue sèche (g)	0,35	0,46	0,46	0,39	0,42	0,44	0,37	0,39	0,45	0,58	0,4	0,48	0,48
DCOt (mg/L)	6070	5990	5803	5946	5833	5318	5576	5290	5110	5136	5071	5071	5089
Indice Volumique de boue (mL/g)	31,43	36,96	39,13	51,28	54,76	59,09	70,27	71,79	73,33	75,86	100,00	104,17	112,5
NH₄⁺ (mg/L)	1239	1209	1231	1189	1219	1223	1243	1198	1230	1214	1197	1211	1232
P-PO₄³⁻ (mg/L)	65	63,4	62,75	62,4	63	62,75	62	62,4	63	63,4	62,75	62,75	62,75

Annexe 5 : Tableau récapitulatif des tests d'élimination de NH_4^+ et de P-PO_4^{3-} par précipitation de la struvite

Concentration initiale de Mg^{2+} (mg/L) dans l'eau à traiter	0	9,86	12,33	15,29	19,63	29,60	59,10	122,26
Concentration initiale de Mg^{2+} (mmol/L)	0	1,15	1,42	1,78	2,28	3,56	7,12	14,25
Rapport molaire $\text{Mg}^{2+}/\text{NH}_4^+$	0	1 : 60	1 : 49	1 : 40	1 : 30	1 : 19	1 : 10	1 : 5
Rapport molaire $\text{Mg}^{2+}/\text{P-PO}_4^{3-}$	0	1 : 1,81	1 : 1,47	1 : 1,17	1 : 0,91	1 : 0,58	1 : 0,30	1 : 0,15
Concentration résiduelle de NH_4^+ (mg/L)	1239	1047	958	964	895	826	882	854
Taux d'abattement de NH_4^+ (%)	0	15,49	22,67	22,19	27,76	33,33	28,81	31,07
Concentration résiduelle de P-PO_4^{3-} (mg/L)	64	53,92	48,36	48,36	47,05	43,46	44,44	30,39
Taux d'abattement de P-PO_4^{3-} (%)	0	15,75	24,43	24,43	26,47	32,09	30,56	52,51
Concentration résiduelle de Mg^{2+} (mmol/L)	0	0,080	0,003	0,125	0,261	0,555	1,801	3,946
Concentration résiduelle de Mg^{2+} (mg/L)	0	1,966	0,077	3,037	6,354	13,502	43,77	95,913

Annexe 6 : Productions scientifiques

Article publié

Anaerobic mono-digestion of wastewater from the main slaughterhouse in Yamoussoukro (Côte d'Ivoire): Evaluation of biogas potential and removal of organic pollution, *Journal of Environmental Chemical Engineering*. 8 (2020) 103770.

Communications orales

Conception et réalisation d'un réacteur d'électrocoagulation solaire : Doctoriales EDP 2017.

Traitement des effluents d'industries agroalimentaires par électrocoagulation : Cas des eaux usées d'abattoir de la ville de Yamoussoukro : 19^e journées scientifiques annuelles de la SOACHIM, Août 2018.

Production de biogaz et élimination de la demande chimique en oxygène (DCO) des eaux usées d'abattoir par Digestion anaérobie : Doctoriales EDP 2019.

Purification performance assessment of anaerobic mono-digestion on slaughterhouse wastewater treatment: Biogas production and organic matter removal: 1st Virtual Eastern Canadian Symposium on Water Quality Research, November 2020.

La mono-digestion anaérobie comme une alternative prometteuse pour le traitement des eaux usées d'abattoir : Doctoriales RESCIF 2021.

Mono-digestion anaérobie des eaux usées de l'abattoir principal de Yamoussoukro (Côte d'Ivoire) : Évaluation du potentiel de biogaz et élimination de la pollution organique, 21^e journées scientifiques annuelles de la SOACHIM, Août 2021.

Article publié



Anaerobic mono-digestion of wastewater from the main slaughterhouse in Yamoussoukro (Côte d'Ivoire): Evaluation of biogas potential and removal of organic pollution

Kouakou Eric Adou^{a,*}, Okon Albert Alle^a, Adjoumani Rodrigue Kouakou^b, Kopoin Adouby^a, Patrick Drogui^c, Rajeshwar Dayal Tyagi^c

^a Laboratoire des Procédés Industriels, de Synthèse de l'Environnement et des Énergies Nouvelles (LAPISEN), Institut National Polytechnique Houphouët-Boigny, BP 1313, Yamoussoukro, Côte d'Ivoire

^b Laboratoire de Thermodynamique et de Physico-Chimie du Milieu (LTPCM), UFR-SFA, UFR-SFA, Université Nangui Abrogoua, 02 BP 801 Abidjan 01, Côte d'Ivoire

^c Institut National de la Recherche Scientifique (INRS Eau Terre et Environnement), Université du Québec, 490 rue de la Couronne, Québec City, Canada

ARTICLE INFO

Keywords:

Anaerobic digestion
Inoculum
Slaughterhouse wastewater
Methane production
Organic matter removal

ABSTRACT

In Côte d'Ivoire, the rejection of wastewater into nature from slaughterhouses is an environmental problem because these agro-industries do not have any treatment system. Anaerobic mono digestion is a possibility for the treatment of slaughterhouse wastewater. The main objective of this study is to evaluate the performance of the anaerobic mono-digestion of wastewater from the main slaughterhouse in Yamoussoukro. The study was carried out using a 5 L laboratory batch reactor under mesophilic conditions ($32 \pm 3^\circ\text{C}$). In the reactor wastewater was kept under constant stirring by a magnetic stirrer at a speed of 300 rpm until the biogas exhausted. The pH, ammonia nitrogen and VFA/TA ratio were monitored so as to verify the stability of the process. Biogas production and organic matter (TCOD, SCOD and BOD) removal permitted to evaluate the treatment purification performance. The results showed that the duration of the treatment was 60 days and the reactor stability was obtained at VFA/TA ratio lower than 0.4. The ammonia nitrogen concentration varying from 684 to 1239 mg L^{-1} , had no inhibition effect on methanogenesis. The total volume of biogas (20,870 mL) proved that slaughterhouse wastewater itself provided the microorganisms necessary for AD. The TCOD, SCOD and BOD removal efficiency of 49.93, 65.85 and 82.22 % respectively showed the high purification performance of anaerobic mono-digestion of slaughterhouse wastewater.

1. Introduction

The environmental pollution from wastewater effluents in the developing world remains a major global concern [1]. Slaughterhouses are industries where water is used to wash meat and eliminate excreta, debris and blood from the slaughtering of animals [2]. Wastewater from slaughterhouses is usually loaded with organic matter [3]. This wastewater becomes a significant source of pollution for the receiving environment such as lakes, ponds, streams, rivers, estuaries and oceans [4]. This pollution has many consequences for biodiversity and human health [5]. The reduction in organic pollutant content is necessary. Thus, anaerobic treatment of slaughterhouse wastewater is an increasingly used treatment method [6–10].

Anaerobic wastewater treatment or anaerobic digestion (AD) is a

controlled biological degradation process in which the removal of organic matter is achieved by the combined action of a microbial consortium in the absence of oxygen [11,12]. In addition, anaerobic digestion contributes to the destruction of pathogens. The main products are biogas (a mixture of CH_4 , CO_2 and traces of other gases) and digested sludge used as fertilizer in agriculture [13]. Four steps summarize AD process. Hydrolysis, which is the first step, involve the degradation of complex organic compounds into simple organic ones such as fatty acids, alcohols and sugars. The second step (acidogenesis), the fatty acids and the volatile alcohols are converted into acetic acid and hydrogen. Acetic acid is then converted to acetate during acetogenesis (3rd step). At the final stage (methanogenesis), methane (CH_4) and carbon dioxide (CO_2) are produced from acetate and hydrogen [14]. The parameters commonly used in assessing the stability of the

Abbreviations: AD, anaerobic digestion; TA, total alkalinity; IA, intermediate alkalinity; PA, partial alkalinity; VFA, volatile fatty acids; TCOD, total chemical oxygen demand; SCOD, soluble chemical oxygen demand; BOD, biological oxygen demand over 5 days

* Corresponding author.

E-mail address: adou_eric61@yahoo.fr (K.E. Adou).

<https://doi.org/10.1016/j.jece.2020.103770>

Received 18 November 2019; Received in revised form 14 January 2020; Accepted 8 February 2020

Available online 10 February 2020

2213-3437/ © 2020 Elsevier Ltd. All rights reserved.

anaerobic digestion process are Biochemical Oxygen Demand (BOD), Chemical Oxygen Demand (COD), Volatile Fatty Acids (VFA) and ammonia nitrogen (N-NH_4^+) [15]. Usually, pH between 6.5 and 7.6 are advantageous for anaerobic digestion. However, VFA accumulation can cause process instability or even failure of the digestion [14]. The main forms of inorganic ammonia nitrogen produced are ammonium ion (NH_4^+) and free ammonia (NH_3). Ammonia free nitrogen, which is considered to be the main cause of inhibition, is predominant at high pH and methanogenic microorganisms are probably the most affected [16]. In addition, biogas production and organic matter removal are generally used as AD performance indicators [17].

In general, anaerobic wastewater treatment by co-digestion with manure and agricultural wastes improves the efficiency [18–20]. However, it keeps remaining an environmental problem because of digest-disposal, as the digestate is most often buried after treatment. In order to avoid this problem, it is suggested to use mono-digestion anaerobic wastewater treatment [4].

In Côte d'Ivoire, the rejection of wastewater from slaughterhouses is an environmental problem because slaughterhouses do not have any treatment system [21]. However, no studies of the treatment of slaughterhouse wastewater by anaerobic co-digestion and anaerobic mono-digestion was conducted. Contrary to the co-digestion, anaerobic mono-digestion is defined as substrate ability to supply itself the microorganisms necessary for the anaerobic digestion. The advantage is that it reduces operating costs and produces stabilized sludge that can be used as fertilizer. In addition, there is an interest in developing anaerobic mono-digestion because the treatment of a large volume of wastewater by anaerobic co-digestion requires a sufficient quantity of co-substrates which can be difficult to obtain [22]. Furthermore, the high amount of cow manure in slaughterhouse wastewater, which is generally used as a source of microorganisms, shows that it can be treated by anaerobic mono-digestion. Therefore, a strong knowledge of the operating parameters would contribute to a better applicability of anaerobic mono-digestion to the treatment and energy recovery of wastewater from slaughterhouses.

The main objective of this study is to evaluate the purification performance of the anaerobic mono-digestion in batch reactor of wastewater from the municipal slaughterhouse in Yamoussoukro.

2. Materials and methods

2.1. Wastewater collection and characterization

The wastewater used in this study was collected at the municipal slaughterhouse in Yamoussoukro (Côte d'Ivoire's political capital). This slaughterhouse operates every with average production of fresh meat estimated at 25 carcasses per day. Two types of wastewater are produced. The first with a greenish color is composed of meat fragments, fat, slurry, urine and cow dung. It resulted from the washing of the digestive reservoirs and represented the largest volume of the wastewater. The other one having high content of blood comes from the slaughter process. Slaughterhouse wastewater was collected in closed polypropylene containers and carefully stored at 4 °C before laboratory analyzes.

2.2. Experimental procedure

Anaerobic digestion was carried out on a laboratory scale using a 5 L reactor in batch mode (Fig. 1). No initial pH (6.86) adjustment was performed before the wastewater treatment. The reactor was filled with 4.5 L of the slaughterhouse wastewater. The experiment was conducted under mesophilic temperature conditions (32 ± 3 °C). To ensure better contact between microorganisms and substrate, wastewater homogenization was carried out using a magnetic stirrer at the speed of 300 rpm during anaerobic digestion. The volume of biogas was measured once a day by the water displacement method. In order to

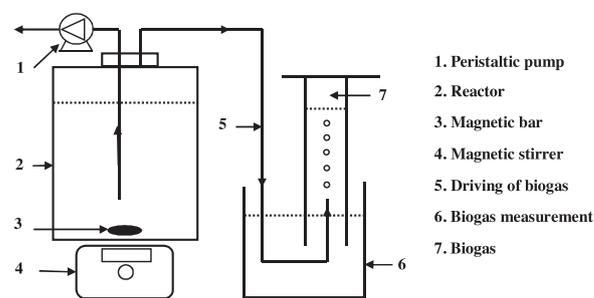


Fig. 1. Experimental device.

evaluate the anaerobic digestion stability and the process purification efficiency, 30 mL of the substrate contained in the reactor was collected every 3 days using a peristaltic pump (MASTERflex easy-load II) for characterization. The pH, alkalinity, VFA, ammonia nitrogen (N-NH_4^+), BOD and chemical oxygen demand (TCOD and SCOD) were measured.

2.3. Chemical analyses

pH, N-NH_4^+ , BOD, TCOD and SCOD were analyzed according to Rodier [23].

The pH was measured using a pH meter HANNA HI 98150 GLP pH / ORP METER equipped with a HI 1618 electrode smart electrode with built-in temperature sensor, DIN connector and 1 m 3.3' cable).

N-NH_4^+ was titrated using 0.1 N sulfuric acid (H_2SO_4) solution after distilling 50 mL of the diluted wastewater sample. The chemical oxygen demand (TCOD and SCOD), which is the amount of oxygen required for the oxidation of inorganic elements (sulphides, nitrates and certain metals) and organic matter, was determined by titration after digestion in the presence of potassium dichromate ($\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$) in a sulfuric acid medium at 150 °C for 2 h in a HACH DRB 200 mineralizer. For the SCOD, the samples were previously filtered using a Wattman filter (0.45 μm) and the filtrate was used for the measurement. The biological oxygen demand at 20 °C for 5 days (BOD), which is the amount of oxygen necessary for the decomposition of organic matter by the microorganisms, was measured by respirometry.

Alkalinity was determined according to the method proposed by Jenkins et al. [24]. 20 ml of the substrate, previously centrifuged at 3000 rpm for 3 min, was titrated by pH-metry with a 0.04 N H_2SO_4 solution in two steps. In the first step, the dosage is up to pH 5.75. In the last step, the dosage continued until pH 4.3. The total alkalinity (TA) obtained at pH 4.3, partial alkalinity (PA) associated with the alkalinity of the bicarbonate and the buffer capacity of the system is obtained at pH 5.75 and intermediate alkalinity (IA). IA, associated with VFA concentration, was obtained by the difference between TA and PA.

3. Results and discussion

3.1. Characterization of the substrate

Table 1 summarizes the results of the physicochemical characterization of the slaughterhouse wastewater. The content of this slaughterhouse wastewater depends on the process and water demand used in meat processing plants. This wastewater contained high levels of organics with a high BOD, SCOD and TCOD concentration. The pH (6.86) is consistent with the optimal pH range of AD [6.5–8.2] [25]. NH_4^+ concentration of 684 mg L^{-1} did not represent a cause of anaerobic digestion inhibition due to the wastewater pH close to neutral. Indeed, according to [26], ammonia (NH_3), considered to be the main cause of anaerobic digestion inhibition, is predominant at basic pH and the methanogens are likely the most affected by ammonia inhibition. The SCOD/TCOD ratio (0.51) indicates that a large amount of the organic

Table 1
Characteristics of slaughterhouse wastewater before anaerobic digestion.

Parameters	Value
pH	6.86 ± 0.03
TCOD (mg L ⁻¹)	11931 ± 640
SCOD (mg L ⁻¹)	6152 ± 274
BOD (mg L ⁻¹)	6750 ± 500
BOD/TCOD ratio	0.57 ± 0.02
TN (mg L ⁻¹)	1467 ± 69.25
NH ₄ ⁺ (mg L ⁻¹)	684 ± 48
TA (mg CaCO ₃ L ⁻¹)	3068 ± 30
VFA (mg CaCO ₃ L ⁻¹)	1526 ± 25
VFA/TA ratio	0.50 ± 0.01

matter was available in the dissolved form. The high biodegradability (BOD/TCOD ratio of 0.57) was ideal for application of AD.

3.2. Process stability

3.2.1. pH and VFA/TA ratio

The variation in pH during AD is shown in Fig. 2. The influent pH varied between 6.86 and 8.03. These values are within the range of the optimum pH levels for AD [6.5–8.78] [25,27]. pH increase can be attributed to two factors including high buffering capacity of slaughterhouse wastewater and alkalinity production. In fact, slaughterhouse wastewaters used were mainly composed of cow manure and blood. Cow manure, commonly used as a high alkalinity substrate, has the ability to increase the buffering capacity and pH of slaughterhouse wastewaters. In addition, microorganisms produced alkalinity during the degradation of rich-protein substrates [28]. Thus, these two parameters showed sufficient alkalinity to mask the acidity of volatile fatty acids. TA evolution is showed in Fig. 3. The increase in alkalinity (TA) values was observed and reached 5147 mg CaCO₃ L⁻¹. This increase in alkalinity is attributed to protein-rich substrates digestion by microorganisms, responsible of alkalinity production [28]. During the process the VFA concentration remained constant with a mean value around 1500 mg CaCO₃ L⁻¹. According to [29], a VFA value greater than 1500–2000 mg CaCO₃ L⁻¹ could lead to AD inhibition. However, if the VFA is lower than this range, it is the sudden or constant increase in VFA that is a sign of instability of the digester. In contrast to alkalinity, VFA/TA ratio gradually decreasing from 0.5 to 0.32. VFA/TA ratio between 0.1 and 0.4 reflects better process stability and VFA/TA ratio greater than 0.4 indicates an instability of the digester [30]. To avoid the instability, the pH of the substrate can be adjusted by adding acids or bases. VFA/TA values being lower than 0.4, no pH adjustment was made.

3.2.2. Ammonia profile

Ammoniacal nitrogen profile is illustrated in Fig. 4. High ammonia

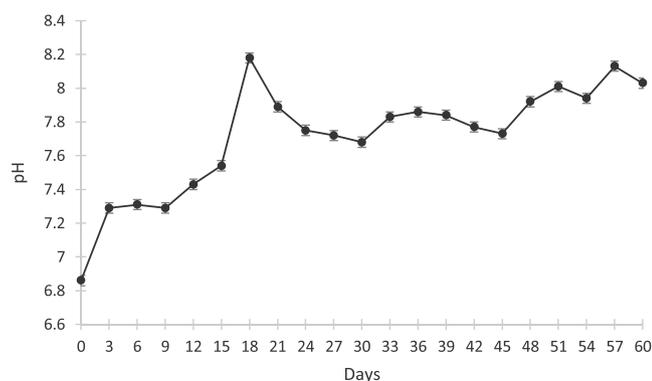


Fig. 2. Evolution of pH during anaerobic digestion.

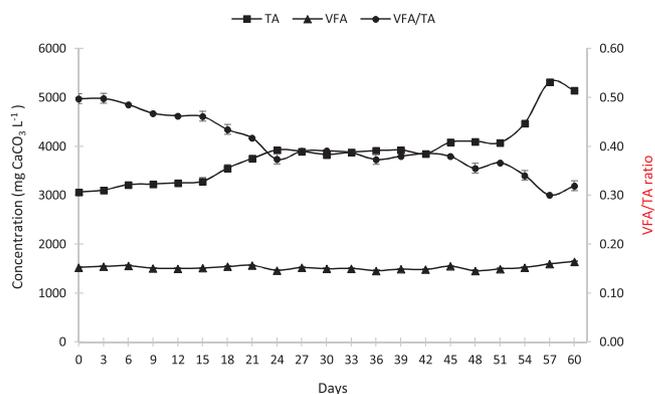


Fig. 3. Evolution of total alkalinity, volatile fatty acid concentration and VFA/TA ratio during anaerobic digestion.

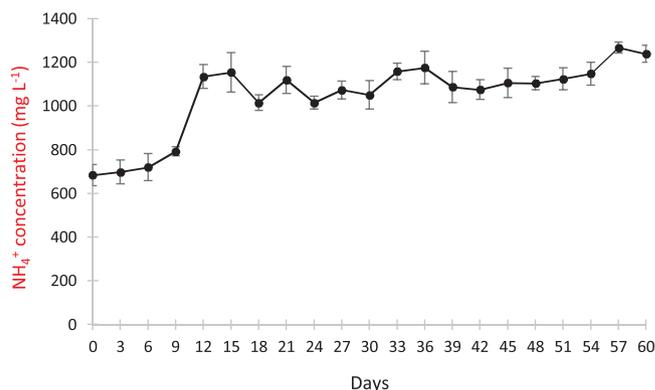


Fig. 4. Ammoniacal nitrogen concentration during anaerobic digestion.

nitrogen production was recorded during the first 15 days from 684 to 1135 mg L⁻¹ followed by a slight increase from 1135 to 1239 mg L⁻¹. The release of ammonia providing from the hydrolysis of proteins, increased the pH and alkalinity as shown in Figs. 2 and 3. Two forms of ammoniacal nitrogen were released namely the ammonium ion (NH₄⁺) and free ammonia (NH₃). The latter (NH₃) was identified as the main source of inhibition of the reactors because of its strong ability to diffuse across the cell membrane of microorganisms [31]. Several studies were carried out to evaluate the inhibitory power of ammoniacal nitrogen but no limit value of the concentration of ammoniacal nitrogen capable of inhibiting methanogenesis has been defined [32]. Despite the increase in ammonia nitrogen concentration, VFA/TA ratio (Fig. 3) was lower than 0.4. Thus, these results revealed no inhibition of the reactor by ammoniacal nitrogen.

3.3. Kinetics of biogas production

The kinetics of biogas production is illustrated in Fig. 5. It has two phases, namely a phase of high and low biogas production. The phase of high biogas production ranged from day 0 to day 33 and from day 46 to day 52. The low production phase was between periods of high production (from days 33–46). From the day 52, the volume of biogas dropped to zero on the day 60. The maximum biogas yield was 112 mL L⁻¹ d⁻¹.

Biogas production resulted from the action of the bacterial consortium provided by the substrate. Slaughterhouse wastewater contained cow dung, which are loaded with microorganisms necessary for AD. The decrease in biogas production between day 33 and day 46 could be due to the start of an induced lag phase [33] which can be caused by a sudden change in certain environmental factors such as temperature which results in decrease of biogas production [32]. The decrease in biogas production did not impact significantly the

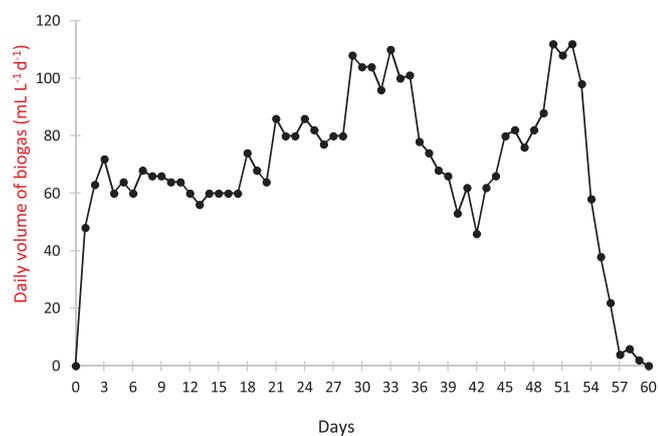


Fig. 5. Kinetics of biogas production during anaerobic digestion.

Table 2

BOD/TCOD ratio and TCOD, SCOD, BOD removal during anaerobic digestion.

Days	Removal efficiency (%)			BOD/TCOD ratio
	TCOD	SCOD	BOD	
0	0	0	0	0.57 ± 0.02
3	0.23 ± 1.06	0.91 ± 1.07	0 ± 0.0	0.57 ± 0.01
6	3.28 ± 2.62	1.17 ± 1.56	3.70 ± 0.28	0.56 ± 0.00
9	6.80 ± 1.95	3.04 ± 0.81	7.41 ± 0.55	0.56 ± 0.01
12	11.93 ± 1.33	4.16 ± 0.74	11.11 ± 0.83	0.57 ± 0.03
15	15.59 ± 0.43	9.09 ± 0.43	18.52 ± 1.38	0.55 ± 0.01
18	19.24 ± 1.98	20.27 ± 1.64	25.93 ± 1.93	0.52 ± 0.03
21	24.26 ± 1.03	27.58 ± 2.73	33.33 ± 2.48	0.50 ± 0.02
24	30.62 ± 0.10	32.22 ± 0.13	37.04 ± 2.76	0.51 ± 0.03
27	34.83 ± 0.58	35.96 ± 0.95	40.74 ± 0.69	0.51 ± 0.01
30	36.68 ± 2.32	40.72 ± 2.42	40.74 ± 0.70	0.53 ± 0.01
33	38.35 ± 1.38	45.53 ± 1.61	48.15 ± 3.59	0.48 ± 0.04
36	40.97 ± 0.07	47.72 ± 0.84	48.15 ± 0.14	0.50 ± 0.01
39	44.40 ± 0.44	48.26 ± 0.05	55.56 ± 0.41	0.45 ± 0.01
42	45.02 ± 0.27	50.49 ± 2.14	55.56 ± 0.41	0.46 ± 0.01
45	45.64 ± 0.72	53.10 ± 1.51	59.26 ± 0.69	0.42 ± 0.02
48	47.16 ± 1.51	58.09 ± 1.13	66.67 ± 1.24	0.36 ± 0.02
51	49.52 ± 0.43	63.91 ± 0.98	77.78 ± 2.07	0.25 ± 0.02
54	49.68 ± 0.65	64.78 ± 0.02	81.48 ± 0.11	0.21 ± 0.00
57	49.80 ± 1.28	65.82 ± 0.30	81.48 ± 0.11	0.21 ± 0.00
60	49.93 ± 0.37	65.85 ± 0.03	82.22 ± 0.17	0.20 ± 0.01

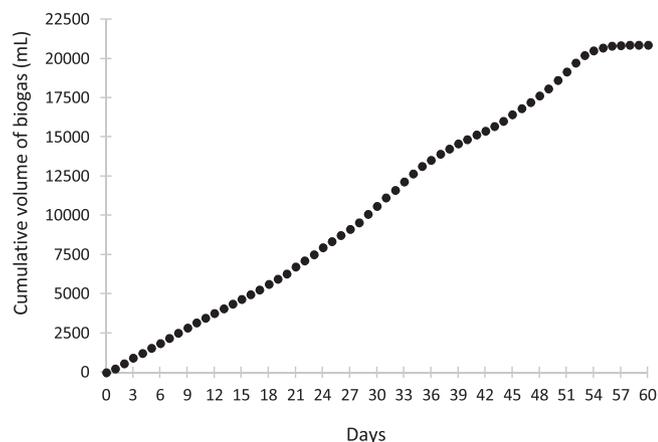


Fig. 6. Cumulative volume of biogas.

methanogenesis because the biogas immediately increased to reach a maximum rate of $112 \text{ mL L}^{-1} \text{ d}^{-1}$ on day 52. The sudden drop in biogas observed on day 54, which reached the value 0 on day 60, results from the exhaustion of biodegradable material from slaughterhouse wastewater. On day 54, the biodegradability of wastewater was 0.21

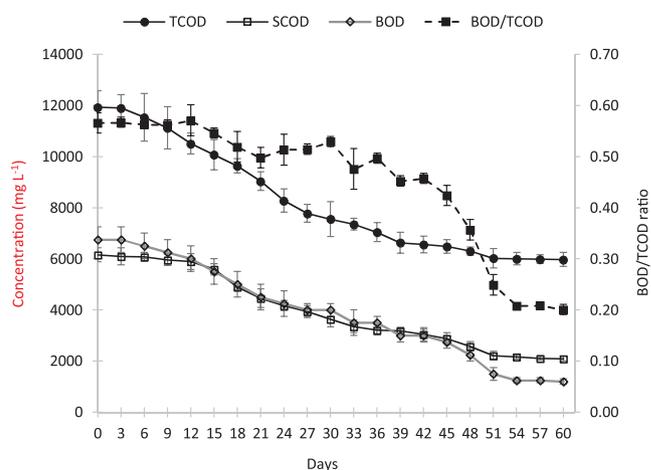


Fig. 7. TCOD, SCOD and BOD concentrations during anaerobic digestion.

(Table 2). This value shows that wastewater contained small amounts of biodegradable organic material for biogas production. In addition, the total volume of biogas (20,870 mL) showed in Fig. 6 proved the high biogas potential of slaughterhouse wastewater. These results demonstrated that the substrate had the capacity to provide AD microorganisms for biogas production.

3.4. TCOD, SCOD and BOD removals

Fig. 7 shows the TCOD, SCOD and BOD concentration and BOD/TCOD ratio over a 60-day experiment. TCOD, SCOD and BOD removal are made in three phases. The first phase, from day 0 to day 15, showed a slight removal efficiency of TCOD, SCOD and BOD with respectively 4.16, 11.11 and 11.93 % (Table 2). The average SCOD removal efficiency was lower than TCOD and BOD which had similar values. In the second phase, from day 15–51, TCOD, SCOD and BOD removal has increased significantly with respective removal efficiency of 49.52, 63.91 and 77.78 %. The average SCOD removal efficiency was greater than that of TCOD until the end of the treatment. Finally, during the last phase (from day 51–60), TCOD, SCOD and BOD concentration remained constant with respective removal efficiency of 49.93, 65.85 and 82.22 % for TCOD, SCOD and BOD. The biodegradability (BOD/TCOD ratio) evolved along with TCOD, SCOD and BOD to reach the final value of 0.2 after anaerobic digestion.

The slight removal efficiency of TCOD, SCOD and BOD in the first phase resulted from the predominance of hydrolysis. According to Ometto et al. [34], low hydrolysis rate may be a limiting step of AD when complex structures remain undigested and are not available for AD. The improvement of TCOD, SCOD and BOD removals during the second phase resulted from the ideal conditions of methanogenesis with pH values between 7.54 and 8.01 (Fig. 2). The small removal efficiency of TCOD, SCOD and BOD resulted from the depletion of the biodegradable organic matter with a ratio BOD/TCOD = 0.20. The average TCOD removal efficiency from this study (49.93 %) was compared to those obtained by Córdoba et al. [31] in the treatment of swine wastewater by AD and showed higher in comparison to the results obtained in the case of mono-digestion (18.41 % TCOD). However, it remained close to those obtained with the sewage sludge (52.05 % TCOD) and the stabilized wastewater from swine (53.06 % TCOD) respectively as inoculum. This result also showed a similarity with Yazdani et al. [33] that yielded 51 % TCOD removal efficiency using co-digestion for the treatment of slaughterhouse wastewater by AD. On the other hand, the TCOD removal of this study is lower than that obtained by [35] which was 70 % with a Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) reactor at the organic load rate of $8.15 \text{ g COD L}^{-1} \text{ d}^{-1}$ (Table 3). The difference between these COD removals can be attributed to the reactors. Organic

Table 3
Previously reported data on anaerobic digestion of wastewater.

Substrate	Feeding	T(°C)	Inoculum	HRT (d)	Initial TCOD (mg L ⁻¹)	Production		Removals (%)		References
						Max. Biogas rate (mL L ⁻¹ d ⁻¹)	Max. Methane rate (mL L ⁻¹ d ⁻¹)	TCOD	BOD	
Slaughterhouse wastewater	Batch	35	anaerobic sludge	30	1500	-	90	90	-	[36]
Swine wastewater	Batch	35 ± 1	without	140	63,724	108	54,97	18.41	-	[31]
Swine wastewater	Batch	35 ± 1	sewage sludge	140	63,724	427	298.61	52.05	-	[31]
Slaughterhouse wastewater	Batch	35	digestate with dairy manure	27	4462	-	-	51	-	[33]
Slaughterhouse wastewater	Semi continuous	37 ± 3	sewage sludge	90	8150	-	350	70	-	[35]
Slaughterhouse wastewater	Batch	32 ± 3	without	60	11931 ± 640	112	-	49.93 ± 0.37	82.22 ± 0.17	Present study

Table 4

Characteristics of slaughterhouse wastewater before and after anaerobic digestion.

Parameters	Before anaerobic digestion	After anaerobic digestion	Ivorian standards [37]
pH	6.86 ± 0.03	8.03 ± 0.02	5.5–9.5
TCOD (mg L ⁻¹)	11931 ± 640	5974 ± 276	300
SCOD (mg L ⁻¹)	6152 ± 274	2101 ± 92	-
BOD (mg L ⁻¹)	6750 ± 500	1200 ± 100	100
BOD/TCOD ratio	0.57 ± 0.02	0.20 ± 0.01	-
TN (mg L ⁻¹)	1467 ± 69.25	-	50
NH ₄ ⁺ (mg L ⁻¹)	684 ± 48	1239 ± 39	-
TA (mg CaCO ₃ L ⁻¹)	3068 ± 30	5147 ± 77	-
VFA (mg CaCO ₃ L ⁻¹)	1526 ± 25	1645 ± 31	-
VFA/TA ratio	0.50 ± 0.01	0.32 ± 0.01	-

matter (TCOD, SCOD and BOD) removal rates demonstrate AD ability to eliminate high organic content of slaughterhouse wastewater without inoculum addition. However, the residual organic matter of the digested wastewater illustrated by Table 4 requires a post-treatment to conform with Ivorian standards.

4. Conclusions

Anaerobic mono-digestion of wastewater from the main slaughterhouse in Yamoussoukro in a batch reactor at the laboratory scale was evaluated. The following main conclusions have been drawn.

- The reactor was stable with an VFA/TA ratio of less than 0.4.
- No inhibition of methanogenesis was generated by ammonia nitrogen, which ranged from 684 to 1239 mg L⁻¹.
- The total volume of biogas (20,870 mL) showed that slaughterhouse wastewater provided the microorganisms necessary for AD.
- TCOD, SCOD and BOD removal efficiency of 49.93, 65.85 and 82.22 % demonstrated the high purification potential of AD without inoculum addition.

Funding

This research did not receive any specific grant from funding agencies in the public, commercial, or not-for-profit sectors.

CRedit authorship contribution statement

Kouakou Eric Adou: Conceptualization, Methodology, Writing - original draft. **Okon Albert Alle:** Visualization, Validation. **Adjoumani Rodrigue Kouakou:** Visualization, Methodology. **Kopoin Adouby:** Investigation, Supervision. **Patrick Drogui:** Supervision. **Rajeshwar Dayal Tyagi:** Supervision.

Declaration of Competing Interest

None.

References

- [1] T.H. Furley, J. Brodeur, H.C.S. de Assis, P. Carriquiriborde, K.R. Chagas, J. Corrales, M. Denadai, J. Fuchs, R. Mascarenhas, K.S. Miglioranza, D.M.M. Caramés, J.M. Navas, D. Nugegoda, E. Planes, I.A. Rodriguez-Jorquera, M. Orozco-Medina, A.B. Boxall, M.A. Rudd, B.W. Brooks, Toward sustainable environmental quality: Identifying priority research questions for Latin America, *Integr. Environ. Assess. Manage.* 14 (2018) 344–357, <https://doi.org/10.1002/ieam.2023>.
- [2] C.G. Nwachukwu, Environmental sanitation situation in abattoirs in Onitsha metropolis, *Knowledge Rev.* 32 (2015) 37–44.
- [3] E.T. Ogbomida, B. Kubeyinje, L.I. Ezemonye, Evaluation of bacterial profile and biodegradation potential of abattoir wastewater, *Afr. J. Environ. Sci. Technol.* 10 (2016) 50–57–57, <https://doi.org/10.5897/AJEST2015.1945>.

- [4] C.F. Bustillo-Lecompte, M. Mehrvar, Treatment of an actual slaughterhouse wastewater by integration of biological and advanced oxidation processes: modeling, optimization, and cost-effectiveness analysis, *J. Environ. Manage.* 182 (2016) 651–666, <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2016.07.044>.
- [5] A.-N. Husam, A. Nassar, Slaughterhouses wastewater characteristics in the Gaza strip, *J. Water Resource Prot.* 11 (2019) 844, <https://doi.org/10.4236/jwarp.2019.117051>.
- [6] P.D. Jensen, S.D. Yap, A. Boyle-Gotla, J. Janoschka, C. Carney, M. Pidou, D.J. Batstone, Anaerobic membrane bioreactors enable high rate treatment of slaughterhouse wastewater, *Biochem. Eng. J.* 97 (2015) 132–141, <https://doi.org/10.1016/j.bej.2015.02.009>.
- [7] S. Wang, U. Jena, K.C. Das, Biomethane production potential of slaughterhouse waste in the United States, *Energy Convers. Manage.* 173 (2018) 143–157, <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2018.07.059>.
- [8] F. Ardestani, M. Abbasi, Poultry slaughterhouse wastewater treatment using anaerobic fluid bed reactor and aerobic mobile-bed biological reactor, *Int. J. Eng.* 32 (2019) 634–640, <https://doi.org/10.5829/ije.2019.32.05b.02>.
- [9] J. Vidal, A. Carvajal, C. Huiliñir, R. Salazar, Slaughterhouse wastewater treatment by a combined anaerobic digestion/solar photoelectro-Fenton process performed in semicontinuous operation, *Chem. Eng. J.* 378 (2019) 122097, <https://doi.org/10.1016/j.cej.2019.122097>.
- [10] H. Zamani, H. Golestani, S.M. Mousavi, R. Zhiani, M.S. Hosseini, Slaughterhouse Wastewater Treatment Using Biological Anaerobic and Coagulation-flocculation Hybrid Process, (2019), <https://doi.org/10.5004/dwt.2019.23914>.
- [11] K. Ziemniński, M. Fraç, Methane fermentation process as anaerobic digestion of biomass: transformations, stages and microorganisms, *Afr. J. Biotechnol.* 11 (2012) 4127–4139–4139, <https://doi.org/10.5897/AJBX11.054>.
- [12] S. Kavitha, S. Saji Pray, K.N. Yogalakshmi, S. Adish Kumar, I.-T. Yeom, J. Rajesh banu, Effect of chemo-mechanical disintegration on sludge anaerobic digestion for enhanced biogas production, *Environ. Sci. Pollut. Res.* 23 (2016) 2402–2414, <https://doi.org/10.1007/s11356-015-5461-z>.
- [13] M. Solé-Bundó, M. Cucina, M. Folch, J. Tàpias, G. Gigliotti, M. Garfi, I. Ferrer, Assessing the agricultural reuse of the digestate from microalgae anaerobic digestion and co-digestion with sewage sludge, *Sci. Total Environ.* 586 (2017) 1–9, <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2017.02.006>.
- [14] J.N. Meegoda, B. Li, K. Patel, L.B. Wang, A review of the processes, parameters, and optimization of anaerobic digestion, *Int. J. Environ. Res. Public Health* 15 (2018) 2224, <https://doi.org/10.3390/ijerph15102224>.
- [15] K.M. Cyril, K.A. Rodrigue, K. Essi, T. Albert, A. Agboue, Biochemical methane potential of food wastes from Akouedo Landfill, côte d'Ivoire, *Green Sustain. Chem.* 8 (2018) 288–293, <https://doi.org/10.4236/gsc.2018.83019>.
- [16] O. Yenigün, B. Demirel, Ammonia inhibition in anaerobic digestion: a review, *Process. Biochem.* 48 (2013) 901–911, <https://doi.org/10.1016/j.procbio.2013.04.012>.
- [17] M. Kawai, N. Nagao, N. Kawasaki, A. Imai, T. Toda, Improvement of COD removal by controlling the substrate degradability during the anaerobic digestion of recalcitrant wastewater, *J. Environ. Manage.* 181 (2016) 838–846, <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2016.06.057>.
- [18] H. Bouallagui, B. Rachdi, H. Gannoun, M. Hamdi, Mesophilic and thermophilic anaerobic co-digestion of abattoir wastewater and fruit and vegetable waste in anaerobic sequencing batch reactors, *Biodegradation* 20 (2008) 401, <https://doi.org/10.1007/s10532-008-9231-1>.
- [19] J. Pagés-Díaz, I. Pereda-Reyes, J.L. Sanz, M. Lundin, M.J. Taherzadeh, I.S. Horváth, A comparison of process performance during the anaerobic mono- and co-digestion of slaughterhouse waste through different operational modes, *J. Environ. Sci.* 64 (2018) 149–156, <https://doi.org/10.1016/j.jes.2017.06.004>.
- [20] P. Latifi, M. Karrabi, S. Danesh, Anaerobic co-digestion of poultry slaughterhouse wastes with sewage sludge in batch-mode bioreactors (effect of inoculum-substrate ratio and total solids), *Renew. Sustain. Energy Rev.* 107 (2019) 288–296, <https://doi.org/10.1016/j.rser.2019.03.015>.
- [21] K.V. Kouamé, A.C.D. Yapi, I.M. Bamba, S.A. Tidou, Evaluation of physico-chemical and algal properties in the Estuary Bay of Biétry in the neighborhood of Port-Bouet Slaughterhouse (Abidjan, Cote D'Ivoire), *Res. J. Environ. Sci.* 11 (2017) 58–64, <https://doi.org/10.3923/rjes.2017.58.64>.
- [22] M. Ortner, D. Wöss, A. Schumergruber, T. Pröll, W. Fuchs, Energy self-supply of large abattoir by sustainable waste utilization based on anaerobic mono-digestion, *Appl. Energy* 143 (2015) 460–471, <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2015.01.039>.
- [23] J. Rodier, B. Legube, N. Merlet, C. Alary, A. Belles, L'analyse de l'eau Contrôle et interprétation, in: (2016), p. 1297.
- [24] S.R. Jenkins, J.M. Morgan, C.L. Sawyer, Measuring anaerobic sludge digestion and growth by a simple alkalimetric titration, *J. (Water Pollut. Control Federation)* 55 (1983) 448–453 <https://www.jstor.org/stable/25041903>.
- [25] R.E. Speece, Anaerobic biotechnology for industrial wastewater treatment, *Environ. Sci. Technol.* 17 (2008) 416–427, <https://doi.org/10.1021/es00115a001>.
- [26] Y. Chen, J.J. Cheng, K.S. Creamer, Inhibition of anaerobic digestion process: a review, *Bioresour. Technol.* 99 (2008) 4044–4064, <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2007.01.057>.
- [27] P. Antwi, J. Li, P.O. Boadi, J. Meng, F. Koblah Quashie, X. Wang, N. Ren, G. Buelna, Efficiency of an upflow anaerobic sludge blanket reactor treating potato starch processing wastewater and related process kinetics, functional microbial community and sludge morphology, *Bioresour. Technol.* 239 (2017) 105–116, <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2017.04.124>.
- [28] R.A. Labatut, J.L. Pronto, Chapter 4 - sustainable waste-to-energy technologies: anaerobic digestion, in: T.A. Trabold, C.W. Babbitt (Eds.), *Sustainable Food Waste-To-Energy Systems*, Academic Press, 2018, pp. 47–67, <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-811157-4.00004-8>.
- [29] R.A. Labatut, C.A. Gooch, Monitoring of Anaerobic Digestion Process to Optimize Performance and Prevent System Failure, (2014) <https://ecommons.cornell.edu/handle/1813/36531>.
- [30] R. Loganath, D. Mazumder, Performance study on organic carbon, total nitrogen, suspended solids removal and biogas production in hybrid UASB reactor treating real slaughterhouse wastewater, *J. Environ. Chem. Eng.* 6 (2018) 3474–3484, <https://doi.org/10.1016/j.jece.2018.05.031>.
- [31] V. Córdoba, M. Fernández, E. Santalla, The effect of different inoculums on anaerobic digestion of swine wastewater, *J. Environ. Chem. Eng.* 4 (2016) 115–122, <https://doi.org/10.1016/j.jece.2015.11.003>.
- [32] Ia.M. Swinnen, K. Bernaerts, J.F.V. Impe, Modelling the work to be done by *Escherichia coli* to adapt to sudden temperature upshifts, *Lett. Appl. Microbiol.* 42 (2006) 507–513, <https://doi.org/10.1111/j.1472-765X.2006.01896.x>.
- [33] M. Yazdani, M. Ebrahimi-Nik, A. Heidari, M.H. Abbaspour-Fard, Improvement of biogas production from slaughterhouse wastewater using biosynthesized iron nanoparticles from water treatment sludge, *Renew. Energy* 135 (2019) 496–501, <https://doi.org/10.1016/j.renene.2018.12.019>.
- [34] F. Ometto, A. Karlsson, J. Ejlertsson, A.V. Bjorn, S.Y. Shaker, Anaerobic digestion: an engineered biological process, *Anaerobic Digestion: An Engineered Biological Process*, (2019), pp. 63–74 <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/B9780128155547000052>.
- [35] J. Vidal, A. Carvajal, C. Huiliñir, R. Salazar, Slaughterhouse wastewater treatment by a combined anaerobic digestion/solar photoelectro-Fenton process performed in semicontinuous operation, *Chem. Eng. J.* 378 (2019) 122097, <https://doi.org/10.1016/j.cej.2019.122097>.
- [36] J. Vidal, C. Huiliñir, R. Salazar, Removal of organic matter contained in slaughterhouse wastewater using a combination of anaerobic digestion and solar photoelectro-Fenton processes, *Electrochim. Acta* 210 (2016) 163–170, <https://doi.org/10.1016/j.electacta.2016.05.064>.
- [37] ARRETE SIIC - REJETS DES EMISSIONS.pdf, (2008) <https://www.envipur.com/docs/reglementation/ARRETE%20SIIC%20-%20REJETS%20DES%20EMISSIONS.pdf>.