

REPUBLIQUE DE COTE D'IVOIRE

Union - Discipline – Travail

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



Institut National Polytechnique
Félix HOUPHOUËT-BOIGNY de Yamoussoukro



Ecole Doctorale Polytechnique

Numéro d'ordre : 097 / 2021

THÈSE

Pour l'obtention du grade de

DOCTEUR DE L'INSTITUT NATIONAL POLYTECHNIQUE FELIX HOUPHOUËT-BOIGNY

Mention : Sciences des Procédés Chimiques, Alimentaires et
Environnementaux

Spécialité : Génie des Procédés Chimiques et Environnementaux

Thème :

**ETUDE PAR MODELISATION DU TRAITEMENT
PHYSICO-CHIMIQUE ET BIOLOGIQUE DES EAUX
USEES INDUSTRIELLES**

Présentée et soutenue publiquement le 05 Novembre 2021 par

KOUAME Konan Lopez

Ingénieur Génie Chimique et Procédés

JURY

M. SORO Yaya	Professeur Titulaire, INP-HB	Président
M. TROKOUREY Albert	Professeur Titulaire, UFHB	Rapporteur
M. KOKO Anauma Casimir	Maître de Conférences, UJLoG	Rapporteur
M. KOUAME Kan Benjamin	Maître de Conférences, UJLoG	Examineur
M. ASSIDJO Nogbou Emmanuel	Professeur Titulaire, INP-HB	Directeur de thèse

DEDICACE

Je dédie ce mémoire :

À mon père feu KOUADIO Kouamé Victor

À ma mère KOUAME Akissi Philomène

À mon épouse YAO Akissi Brigitte

À mon fils KOUAME Leroi Sagesse

À toute ma famille

REMERCIEMENTS

Mes remerciements vont premièrement à Dieu le Tout Puissant pour la volonté, la santé et la patience qu'il m'a donné pour terminer cette thèse.

Je remercie les institutions et les personnes suivantes sans qui cette thèse n'aurait pas vu le jour :

- l'INP-HB avec à sa tête le Directeur Général, Docteur **DIABY Moussa Abdoul Kader** pour la création de l'Ecole Doctorale Polytechnique ;
- l'EDP avec à sa tête le Directeur, Professeur **YAO Kouassi Benjamin** pour avoir permis mon inscription en thèse ;
- le LAPISEN avec à sa tête le Directeur du laboratoire, Professeur **YAO Kouassi Benjamin** pour le cadre technologique mis à ma disposition ;
- la Direction des Orientations et des Bourses pour la bourse dont nous avons bénéficié pour effectuer nos travaux ;
- l'usine de traitement des effluents de SANIA dirigée par **M. OUATTARA Souleymane** pour leur accueil au sein de leurs locaux afin d'obtenir toutes les informations et données nécessaires à la réalisation de ce travail;
- l'usine de traitement des eaux usées de SUCRIVOIRE de Borotou-koro dirigée par **M. BLE Jean René**, plus particulièrement, **M. MALLE Drissa**, Chef service laboratoire et mon collaborateur **ARIBAN André Koné** lors de son stage dans ladite usine.

Je remercie avec déférence le Professeur **ASSIDJO Nogbou Emmanuel**, Responsable du Groupe de Nutrition et de Technologies Alimentaires (GNTA) pour m'avoir accepté dans ledit laboratoire et surtout pour avoir assuré la direction de cette thèse. Je lui dis aussi merci pour ses conseils, ses encouragements et sa rigueur scientifique. Il a su me faire profiter de son expérience au travers des discussions au cours desquelles il m'a fait partager sa vision toujours claire de la maîtrise des procédés par la modélisation et la simulation. Ses qualités scientifiques et pédagogiques sont pour beaucoup dans l'aboutissement de ces travaux.

Je remercie le département de Formation et de Recherche Génie Chimique et Agro-Alimentaire dirigé par le Professeur **ADIMA Amissa Augustin** et le personnel enseignant pour toute l'aide scientifique et morale.

Je suis très sensible à l'honneur que me fait le Professeur **SORO Yaya** de l'Institut National Polytechnique Félix Houphouët Boigny (INPHB) de Yamoussoukro d'avoir accepté de présider le jury; qu'il trouve ici l'expression de ma profonde gratitude et de mes sincères remerciements. J'exprime toute ma reconnaissance à Monsieur **TROKOUREY Albert**,

Professeur Titulaire à l'Université Félix Houphouët Boigny (UFHB) et à Monsieur **KOKO Anauma Casimir**, Maître de Conférences à l'Université Jean Lorougnon Guédé (UJLoG) pour avoir accepté de juger cette thèse et pour leurs remarques pertinentes. Je remercie sincèrement Monsieur **KOUAME Kan Benjamin**, Maître de Conférences à l'Université Jean Lorougnon Guédé (UJLoG), pour sa participation à ce jury en qualité d'examineur.

Qu'il me soit permis d'exprimer ma profonde gratitude au Docteur **AKMEL Djedjro** pour avoir accepté d'instruire en interne cette thèse, pour ses conseils et pour ses remarques pertinentes.

Je remercie l'ensemble des doctorants de l'Ecole Doctorale Polytechnique (EDP).

Mes remerciements vont bien entendu à l'endroit de ma famille particulièrement ma mère **KOUAME Akissi Philomène**, sans oublier mon épouse **YAO Akissi Brigitte** qui ont su m'entourer au cours de ces années d'une inestimable affection.

Mes remerciements vont également à l'endroit de tous mes amis de l'église CMA de Bouaké; sans toutefois oublier mes frères et sœurs, pour leur soutien moral et pour leurs prières.

Je remercie aussi toutes les personnes que j'ai pu côtoyer au sein de l'INP-HB, qu'elles soient étudiantes, enseignantes et/ou stagiaires et qui ont contribué au bon déroulement de mes travaux de recherche. Pour terminer je voudrais remercier toute personne ayant contribué de près ou de loin à l'élaboration de ce travail.

RESUME

Face aux problèmes de pollution de l'environnement et des ressources en eaux souterraines provoqués par les effluents industriels, les industries sont amenées à traiter leurs effluents avant leur rejet dans l'environnement. Ce travail a fait l'objet de la conception et de la validation de plusieurs modèles numériques permettant de simuler le traitement des effluents industriels. Les premiers modèles élaborés concernent les traitements physicochimiques et sont essentiellement la régression linéaire simple, multiple et polynomiale. Les deuxièmes modèles élaborés sont des modèles multiphysiques permettant de simuler les traitements physique et biologique des eaux usées. Ces derniers sont décrits par des équations de conservation de masse, de diffusion, et les équations du modèle ASM (Modèles de boues activées). La première phase de cette étude a consisté à la caractérisation des effluents traités dans les stations de SANIA-cie et de SUCRIVOIRE. La seconde phase a consisté à l'optimisation du procédé de traitement physique et chimique des deux stations. La troisième phase a été la modélisation multiphysique et les simulations numériques. Les premières simulations ont porté sur la décantation primaire. Une deuxième série de simulation a été effectuée sur les bassins anaérobies, aérobies et de décantation secondaire. La suite du travail a consisté au couplage de ces trois bassins. Pour la validation des modèles, une étude expérimentale a été effectuée. Dans cette étude, les paramètres des effluents ont été déterminés expérimentalement. Ces valeurs expérimentales ont été confrontées à celles des modèles en vue de valider les résultats prédits par les simulations. Le modèle élaboré à SUCRIVOIRE est une régression polynomiale du second degré libellée comme suit:

$$\text{Dose de SA} = -2360,735 + 635,597pH + 2,444Cond + 0,078Turb - 0,046Coul + 0,111MES - 43,471pH^2 - 18,778 \times 10^{-3}Cond^2 + 3,030 \times 10^{-4}Turb^2 + 0,515 \times 10^{-4}Coul^2 - 10,206 \times 10^{-4}MES^2.$$

Celui établi à SANIA-cie est le suivant : $C = 115,6 \text{ pH} - 805,21$. Les simulations numériques effectuées à partir des modèles multiphysiques montrent une bonne concordance entre les résultats expérimentaux et les résultats simulés; ce qui permet une validation du modèle numérique optimisé de la chaîne de traitement physique et biologique des eaux usées industrielles élaboré avec un coefficient de performance globale de $\gamma_G = 98,60 \%$. Ces modèles peuvent donc être utilisés pour la gestion future de ces stations d'épuration.

Mots clés : Effluent industriel - Modélisation multiphysique – Optimisation - Simulation - Traitement physique et chimique.

ABSTRACT

Faced to the problems of pollution of the environment and of groundwater resources caused by industrial effluents, industries have to treat their effluents before being released into the environment. This work was focused on the design and validation of several numerical models to simulate the treatment of industrial effluents. The first models developed concern physicochemical treatments and are essentially simple, multiple and polynomial linear regression. The second models developed are multiphysics models allowing the physical and biological treatment of wastewater to be simulated. The latter are described by mass conservation and diffusion equations, and the ASM (Activated Sludge Model) model equations. The first phase of this study consisted of the characterization of the effluents treated in the SANIA-cie and SUCRIVOIRE stations. The second phase consisted of optimizing the physicochemical treatment process of the two stations. The third phase was multiphysics modeling and numerical simulations. The first simulations focused on primary settling. A second series of simulations was carried out on the anaerobic, aerobic and secondary settling basins. The rest of the work consisted of the coupling of these three basins. For the validation of the models, an experimental study was carried out. In this study, the effluent parameters were determined experimentally. These experimental values were compared with those of the models in order to validate the results predicted by the numerical simulations. The model developed at SUCRIVOIRE is a second-degree polynomial regression denominated as follows:

Dose of SA = $-2360.735 + 635.597\text{pH} + 2.444\text{Cond} + 0.078\text{Turb} - 0.046\text{Coul} + 0.111\text{MES} - 43.471\text{pH}^2 - 18.778 \times 10^{-3}\text{Cond}^2 + 3.030 \times 10^{-4}\text{Turb}^2 + 0.515 \times 10^{-4}\text{Coul}^2 - 10.206 \times 10^{-4}\text{MES}^2$. That established at SANIA-cie is given below:

$C = 115.6 \text{ pH} - 805.21$. The numerical simulations carried out from the designed multiphysics models show a good agreement between the experimental results and the simulated results; which allows validation of the optimized digital model of the physical and biological industrial wastewater treatment chain developed with an overall performance coefficient of $\gamma_G = 98.60\%$. These models can therefore be used for the future management of these treatment plants.

Keywords: Industrial effluent - Multiphysics modeling - Optimization - Simulation – Physical and chemical treatment.

TABLE DES MATIERES

DEDICACE	I
REMERCIEMENTS	II
RESUME	IV
ABSTRACT.....	V
TABLE DES MATIERES	VI
LISTE DES TABLEAUX	XIII
LISTE DES FIGURES	XV
LISTE DES ABREVIATIONS ET DES SYMBOLES	XIX
INTRODUCTION GENERALE.....	1
CHAPITRE I:.....	5
ETUDE BIBLIOGRAPHIQUE	5
I.1 GENERALITES SUR LES EAUX USEES	6
I.1.1 ORIGINES DES EAUX USEES.....	6
I.1.1.1 Introduction	6
I.1.1.2 Eaux usées domestiques	6
I.1.1.3 Eaux usées agricoles	6
I.1.1.4 Eaux pluviales.....	7
I.1.1.5 Eaux usées industrielles	7
I.1.2 TRAITEMENT DES EAUX USEES	7
I.1.2.1 Principaux indicateurs de qualité des eaux usées	8
I.1.2.1.1 Température.....	8
I.1.2.1.2 Potentiel hydrogène.....	8
I.1.2.1.3 Matières en suspension.....	8
I.1.2.1.4 Demande Biologique en Oxygène	9
I.1.2.1.5 Demande Chimique en Oxygène	9
I.1.2.1.6 Pollution azotée.....	9
I.1.2.1.7 Phosphore	9
I.1.2.1.8 Autres polluants	9
I.1.2.2 Principales technologies du traitement des eaux	10
I.1.2.3. Principales étapes du traitement des eaux usées industrielles	10
I.1.2.3.1 Prétraitement.....	10
I.1.2.3.2 Décantation	11

I.1.2.3.3 Traitement physique et chimique	12
I.1.2.3.4 Traitement biologique	12
I.1.2.3.5 Traitement tertiaire (désinfection).....	12
I.1.2.3.6 Traitement des odeurs	13
I.2 TRAITEMENT PHYSIQUE ET CHIMIQUE DES EAUX USEES	13
I.2.1 Coagulation	13
I.2.1.1 Phénomène de coagulation	14
I.2.1.2 Chimie de la coagulation.....	15
I.2.1.2.1 Déstabilisation des colloïdes.....	15
I.2.1.2.2 Réactifs utilisés	15
I.2.2 Floculation.....	16
I.2.2.1 Modes d'actions des flocculants.....	17
I.2.2.2 Adjuvants de floculation (ou flocculants).....	17
I.2.2.3 Cinétique de la floculation	18
I.2.2.3.1 Floculation rapide ou péri cinétique.....	18
I.2.2.3.2 Floculation ortho cinétique	19
I.2.3 Décantation ou sédimentation	19
I.2.3.1 Types de décanteurs	20
I.2.3.2 Equation de sédimentation	20
I.3 TRAITEMENT BIOLOGIQUE DES EAUX USEES	21
I.3.1 Principe	21
I.3.2 Composition de la biomasse.....	22
I.3.3 Évolution d'une culture bactérienne	22
I.3.4 Mécanisme de l'élimination biologique de l'azote.....	24
I.3.5 Mécanisme de l'élimination biologique du phosphore.....	25
I.3.6 Différents types de traitement biologique des eaux usées	26
I.3.6.1 Cultures libres (boues activées)	26
I.3.6.2 Cultures fixées	26
I.3.6.2.1 Lit bactérien	27
I.3.6.2.2 Lit immergé fixé (biofiltre).....	27
I.3.6.2.3 Lits fluidisés.....	27
I.3.6.3 Procédés à membrane.....	27
I.3.6.4 Lagunage	28
I.3.7 Décantation secondaire	28

I.4 IMPORTANCE DE LA MODELISATION DANS L'INDUSTRIE CHIMIQUE	29
I.4.1 Modélisation.....	29
I.4.1.1 Modèle.....	29
I.4.1.2 Modèles en génie des procédés.....	29
I.4.1.3 Quelques exemples de modèle	30
I.4.2 Modélisation.....	31
I.4.3 Modélisation de quelques systèmes en génie des procédés	32
I.4.3.1 Réacteur continu parfaitement agité	32
I.4.3.2 Système de distillation flash.....	33
I.4.4 Intérêts de développer des modèles	33
I.5 DESCRIPTION DES PROCEDES DE TRAITEMENT DES EAUX USEES DE SANIA-cie ET DE SUCRIVOIRE.....	35
I.5.1 Présentation de la station de SUCRIVOIRE BOROTOU-KORO	35
I.5.1.1 Schéma global de la station.....	35
I.5.1.2 Description et fonctionnement de la station	35
I.5.1.2.1 Alimentation en eau de la station.....	35
I.5.1.2.2 Traitement de potabilité de la station	36
I.5.1.2.3 Analyses effectuées dans la station.....	36
I.5.2 Présentation de la station de SANIA-cie	37
I.5.2.1 Description du réseau de collecte des effluents.....	37
I.5.2.2 Principe du traitement par boues activées	37
I.5.2.3 Description du procédé mis en place à la station de traitement.....	38
I.5.2.3.1 Prétraitement : dégrillage-dégraissage	38
I.5.2.3.2 Traitement physique et chimique.....	39
I.5.2.3.3 Traitement biologique	40
Conclusion partielle	41
CHAPITRE II:	42
MATERIEL ET METHODES.....	42
II.1 MATERIEL	43
II.1.1 Effluents industriels.....	43
II.1.2 Dispositif de traitement des effluents de SANIA-cie.....	43
II.1.3 Dispositif de traitement des eaux usées de SUCRIVOIRE	45
II.1.4 Equipements de mesures et d'analyses.....	46
II.1.5 Logiciels utilisés.....	46

II.2 METHODES.....	46
II.2.1 Méthode d'échantillonnage.....	46
II.2.2 Détermination des paramètres de pollution	47
II.2.2.1 Détermination de la matière en suspension, de la couleur ou de la turbidité par la méthode HACH.	47
II.2.2.2 Détermination du potentiel d'hydrogène	47
II.2.2.3 Détermination de la Demande Chimique en Oxygène par la méthode HACH.....	48
II.2.2.4 Détermination de la Demande Biologique en Oxygène pour cinq jours par la méthode OXITOP/WTW	48
II.2.2.5 Détermination de la teneur en chlore	48
II.2.2.6 Détermination de la conductivité.....	48
II.2.3 Détermination de la concentration optimale de coagulant et de floculant.....	49
II. 2.3.1. Préparation des solutions.....	49
II.2.3.2 Essais de coagulation-floculation	49
II.2.4 Modélisation de la dose de coagulant.....	50
II.2.4.1 Choix des paramètres de l'eau.....	50
II.2.4.2 Méthode de régression	50
II.2.4.2.1 Régression linéaire.....	50
II.2.4.2.2 Régression non-linéaire.....	51
II.2.4.2.3 Estimation des paramètres par la méthode des moindres carrés	51
II.2.4.2.4 Evaluation de la qualité de la régression.....	52
II.2.4.2.5 Méthode de régression sur Xlstat	54
II.2.4.2.6 Données du modèle.....	54
II.2.5 Modélisation en 2D de la sédimentation des particules dans l'eau à SANIA.....	54
II.2.5.1 Définition des phénomènes à modéliser	54
II.2.5.2 Formulation des équations aux dérivées partielles	55
II.2.6 Modélisation en 2D du traitement Biologique des eaux usées à SANIA-cie	57
II.2.6.1 Choix du type de procédé.....	57
II.2.6.2 Choix du modèle.....	58
II.2.6.3 Formulation des équations du modèle ASM1	59
II.2.6.4 Variables du modèle ASM1	59
II.2.6.4.1 Variables carbonées	60
II.2.6.4.2 Variables azotées	61
II.2.6.4.3 Autres variables	62

II.2.6.5	Processus pris en compte par l'ASM1	62
II.2.6.6	Hypothèses simplificatrices et restrictions du modèle ASM1	64
II.2.6.7	Conditions de validité du modèle	66
II.2.6.8	Valeurs des variables de l'effluent à l'entrée	66
II.2.7	Modélisation avec Comsol multiphysics	67
II.2.7.1	Conceptualisation des bassins	67
II.2.7.2	Modélisation et simulation du bassin anaérobie.....	67
II.2.7.3	Modélisation et simulation du bassin aérobie	68
II.2.7.4	Modélisation et simulation du décanteur	69
II.2.7.5	Géométries des bassins et réacteurs utilisés	70
II.2.7.6	Etude qualitative	71
II.2.7.7	Principe de validation des modèles ou simulations effectuées.....	72
II.2.7.8	Etude de la sensibilité des modèles	72
	Conclusion partielle	72
	CHAPITRE III :	74
	RESULTATS ET DISCUSSION.....	74
III.1	Optimisation des traitements physiques et chimiques	75
III.1.1	Résultats	75
III.1.1.1	Paramètres de contrôle qualité	75
III.1.1.1.1	Caractéristiques des eaux de la station de SUCRIVOIRE	75
III.1.1.1.2	Caractéristiques des effluents de SANIA-cie.....	76
III.1.1.2	Concentration optimale de coagulant et de floculant	78
III.1.1.2.1	Concentration optimale de coagulant	78
III.1.1.2.1.1	Concentration optimale de coagulant à SUCRIVOIRE	78
III.1.1.2.1.2	Concentration optimale de coagulant à SANIA-cie	81
III.1.1.2.2	Concentration optimale de floculant.....	85
III.1.1.2.2.1	Concentration optimale de floculant à SUCRIVOIRE	85
III.1.1.2.2.2	Concentration optimale de floculant à SANIA-cie.....	86
III.1.1.3	Résultats de la modélisation de la dose de coagulant.....	89
III.1.1.3.1	Modélisation de la dose de coagulant à SUCRIVOIRE	89
III.1.1.3.1.1	Résultats des données du modèle	89
III.1.1.3.1.2	Résultats de la régression non linéaire	91
III.1.1.3.1.3	Analyse des résidus.....	93
III.1.1.3.1.4	Test de Normalité des résidus : Q-Q plot et Test d'Anderson-Darling	93

III.1.1.3.2 Modélisation de la dose de coagulant à SANIA-cie.....	94
III.1.2 Discussion.....	95
III.2 Modélisation de la sédimentation de particules (décantation primaire)	96
III.2.1 Résultats	96
III.2.1.1 Simulation numérique.....	96
III.2.1. 2 Validation du modèle.....	100
III.2.1.3 Etude de la sensibilité du modèle	101
III.2.2 Discussion.....	102
III.3 Modélisation et simulation des traitements biologiques	104
III.3.1 Résultats	104
III.3.1.1 Etude qualitative.....	104
III.3.1.1.1 Evolution du taux d'azote au cours du traitement	104
III.3.1.1.2 Evolution de la DCO au cours du traitement	105
III. 3.1.1.3 Evolution de la quantité d'oxygène au cours du traitement	106
III. 3.1.2 Etude quantitative par bassin	106
III. 3.1.2.1 Bassin Anaérobie.....	106
III. 3.1.2.1.1 Profils de vitesse et de pression	106
III.3.1.2.1.2 Evolution de la DCO au cours du traitement anaérobie.....	107
III.3.1.2.1.3 Evolution du taux d'azote au cours du traitement anaérobie	108
III.3.1.2.1.4 Validation du modèle de traitement anaérobie	110
III.3.1.2.1.5 Etude de la sensibilité du modèle anaérobie	110
III.3.1.2.1.6. Valeurs optimales de la DCO pour le traitement anaérobie par simulation.....	112
III. 3.1.2.2 Bassin aérobie.....	114
III. 3.1.2.2.1 Profil de vitesse et de pression	114
III.3.1.2.2.2 Evolution de la DCO au cours du traitement aérobie	114
III.3.1.2.2.3 Evolution du taux d'azote au cours du traitement aérobie	116
III.3.1.2.2.4 Evolution du taux d'oxygène au cours du traitement aérobie	117
III.3.1.2.2.5 Validation du modèle de traitement aérobie.....	117
III. 3.1.2.3 Bassin de décantation	118
III.3.1.2.3.1 Profil de séparation eau-boue	118
III.3.1.23.2 Evolution de la fraction volumique de boue dans le décanteur.....	118
III.3.2 Discussion.....	119
III.4 Modélisation du traitement biologique avec couplage des bassins	121

III.4.1 Résultats.....	121
III.4.1.1 Profil de vitesse et de pression	121
III.4.1.2 Fraction de boues.....	122
III.4.1.3 Evolution de la DCO au cours du traitement biologique couplé.....	122
III.4.1.4 Evolution du taux d'azote au cours du traitement biologique couplé	124
III.4.1.5 Evolution du taux d'oxygène	124
III.4.1.6 Validation du modèle couplé	125
III.4.1.7 Etude de la sensibilité du modèle couplé.....	126
III.4.2 Discussion.....	129
Conclusion partielle	130
CONCLUSION GENERALE ET PERSPECTIVES	132
CONCLUSION GENERALE.....	133
PERSPECTIVES.....	135
REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES.....	136
ANNEXES	144

LISTE DES TABLEAUX

Tableau 1 : Paramètres analysés de l'eau sur la station de SUCRIVOIRE Borotou-koro	36
Tableau 2 : Valeurs fréquentes dans la littérature du fractionnement de la DCO sur un effluent brut en fonction de la température.....	67
Tableau 3 : Résultats des analyses de l'eau par la station sur différentes périodes	75
Tableau 4 : Suivi de la DCO des effluents bruts admis à la station de SANIA-cie	76
Tableau 5 : Suivi du pH, de la DCO et de la DBO ₅ des eaux traitées de SANIA-cie.....	77
Tableau 6 : Résultats de mesure de la DCO au niveau des bassins anaérobie et aérobie.....	78
Tableau 7 : Evolution des paramètres de l'eau brute en fonction la dose de coagulant.....	80
Tableau 8 : Récapitulatif des concentrations optimales de coagulant de SUCRIVOIRE	81
Tableau 9 : Caractéristiques moyennes des effluents utilisés pour les essais de coagulation et floculation	81
Tableau 10 : Récapitulatif des concentrations optimales de coagulant de SANIA-cie.....	85
Tableau 11 : Caractéristiques des eaux après l'ajout du flocculant	85
Tableau 12: Récapitulatif de la concentration optimale du flocculant à SUCRIVOIRE	86
Tableau 13 : Récapitulatif de la concentration optimale du flocculant à SANIA-cie.....	89
Tableau 14 : Données d'analyse jar test à la station de SUCRIVOIRE	90
Tableau 15 : Statistiques descriptives.....	91
Tableau 16 : Résultats des différents modèles de régression sur Xlstat.....	92
Tableau 17 : Coefficients d'ajustement	92
Tableau 18 : Coefficients du modèle.....	92
Tableau 19 : Test d'Anderson-Darling (Résidus)	94
Tableau 20 : Récapitulatif de la concentration optimale du coagulant en fonction du pH.....	94
Tableau 21 : Récapitulatif des différents rendements obtenus	99
Tableau 22 : Composition moyenne des effluents bruts et effluents traités de SANIA-cie ...	100
Tableau 23 : Récapitulatif des coefficients de performances relatifs calculés	100
Tableau 24 : Rendement du modèle des trois simulations.....	102
Tableau 25 : Rendement du modèle du traitement en fonction de la DCO d'entrée	108
Tableau 26 : Rendement terrain du traitement en fonction de la DCO d'entrée	110
Tableau 27 : Rendement du modèle du traitement en fonction de la charge d'entrée	113
Tableau 28 : Récapitulatif des rendements calculés en fonction de la charge d'entrée	116
Tableau 29: Quelques valeurs de DCO des effluents de SANIA-cie avant et après traitement et les rendements associés.....	117

Tableau 30 : Suivi des fractions de boues des effluents à l'entrée du décanteur..... 118
Tableau 31 : Récapitulatif des rendements calculés en fonction de la charge d'entrée 124
Tableau 32 : Récapitulatif des rendements du terrain en fonction de la DCO 125
Tableau 33 : Quantités de boues des effluents de l'usine avant et après traitement 126

LISTE DES FIGURES

Figure 1 : Force résultante de la stabilité (Bensaid, 2009).	14
Figure 2 : Variation de l'énergie en fonction de la distance entre A et B (Cardot, 2010).	15
Figure 3 : Modes de déstabilisation d'une suspension colloïdale.....	17
Figure 4 : Etapes du traitement physico-chimique des eaux usées (Fournier, 2008).....	21
Figure 5 : Epuration biologique aérobie (Magali, 2002)	22
Figure 6 : Développement d'une culture bactérienne (Bernet, 2014)	23
Figure 7 : Schéma d'une station d'épuration des eaux usées par boues activées (Vaxelaire, 1994).....	26
Figure 8 : Modèle d'un compresseur	30
Figure 9 : Unité de séchage (a) et modélisation du flux de sucre (b).....	30
Figure 10 : Simulation 3D à la petite échelle des lignes de courant d'un écoulement fluide en milieu poreux (Pailler, 2016)	31
Figure 11 : Modèle de réacteur parfaitement agité (Gamrani et Chabab, 2012)	32
Figure 12 : Modèle d'un distillateur flash (Ahoua, 2007)	33
Figure 13 : Schéma global de la station de Borotou-koro	35
Figure 14 : Processus de dégradation de la pollution des effluents par le principe de boue activée (Bassompierre, 2007).....	38
Figure 15 : Zone de clarification et de dégazage	40
Figure 16 : Filtre à presse hydraulique des boues	41
Figure 17 : Injection de coagulant suivie d'une agitation rapide	43
Figure 18 : Injection de floculant suivie d'une agitation rapide	44
Figure 19 : Bassin anaérobie.....	44
Figure 20 : Bassins aérobies en phase d'alimentation et d'aération (a) et en phase de décantation (b).....	45
Figure 21 : Schéma synoptique de la station de traitement de SUCRIVOIRE à Borotou-Koro	45
Figure 22 : Schéma présentant les conditions aux limites	55
Figure 23 : Schéma présentant les conditions initiales.....	56
Figure 24 : Schéma du traitement par boues activées de l'usine de SANIA-cie	57
Figure 25 : Bassin de boue activée avec recirculations complémentaires.....	57
Figure 26 : Bassin de boue activée sans recirculations complémentaires	58
Figure 27 : Fractionnement de la DCO (Henze <i>et al.</i> , 2006).....	60

Figure 28 : Fractionnement de l'azote (Henze <i>et al.</i> , 2006)	61
Figure 29 : Géométrie (a) et maillage (b) du bassin de décantation primaire.....	70
Figure 30 : Géométries des bassins anaérobie et aérobie	70
Figure 31 : Géométrie du bassin de décantation	71
Figure 32 : Géométrie du système de traitement biologique et physique couplé	71
Figure 33 : Variation du pH en fonction de la dose de sulfate d'alumine	79
Figure 34 : Variation de la conductivité en fonction de la dose de sulfate d'alumine	79
Figure 35 : Variation de la turbidité en fonction de la dose de sulfate d'alumine	79
Figure 36 : Variation de la couleur en fonction de la dose de sulfate d'alumine.....	79
Figure 37 : Variation des MES en fonction de la dose de sulfate d'alumine	80
Figure 38 : Evolution de la turbidité et des MES en fonction de la dose du coagulant (premier échantillonnage)	82
Figure 39 : Evolution de la turbidité et des MES en fonction de la dose du coagulant (deuxième échantillonnage)	83
Figure 40 : Evolution de la turbidité et des MES en fonction de la dose du coagulant (troisième échantillonnage).....	83
Figure 41 : Evolution de la turbidité et des MES en fonction de la dose du coagulant (Quatrième échantillonnage).....	84
Figure 42 : Variation de la turbidité et de MES en fonction de la dose du coagulant (Cinquième échantillonnage)	85
Figure 43 : Effet du flocculant sur l'élimination de la turbidité et des MES dans les effluents du premier échantillonnage.....	87
Figure 44 : Effet du flocculant sur l'élimination de la turbidité et des MES dans les effluents du quatrième échantillonnage	87
Figure 45 : Effet du flocculant sur l'élimination de la turbidité et MES dans les effluents du deuxième échantillonnage.....	88
Figure 46 : Effet du flocculant sur l'élimination de la turbidité et MES dans les effluents du troisième échantillonnage	88
Figure 47 : Effet du flocculant sur l'élimination de la turbidité et MES dans les effluents du Cinquième échantillonnage.....	89
Figure 48 : Résidus en fonction de la dose optimale de SA prédite par le modèle	93
Figure 49 : Test de Normalité des résidus de la dose optimale de SA	93
Figure 50 : Evolution de la concentration optimale du PAC en fonction du pH	95
Figure 51 : Variation de la vitesse des particules en sédimentation.....	96

Figure 52 : Trajectoire des particules en sédimentation	97
Figure 53 : Variation de la pression à l'intérieur du bassin	97
Figure 54 : Profil de séparation eau-flocs (concentration initiale = $7,81 \times 10^{-6}$ mol/m ³)	98
Figure 55 : Profil de séparation eau-flocs (concentration initiale = $9,76 \times 10^{-6}$ mol/m ³)	98
Figure 56 : Profil de séparation eau-flocs (concentration initiale = $11,72 \times 10^{-6}$ mol/m ³)	98
Figure 57 : Profil de séparation eau-flocs (concentration initiale = $13,67 \times 10^{-6}$ mol/m ³)	99
Figure 58 : Profil de séparation eau-flocs (concentration initiale = $15,62 \times 10^{-6}$ mol/m ³)	99
Figure 59 : Profil de séparation eau-flocs (concentration initiale = $1,75780 \times 10^{-5}$ mol/m ³) ..	101
Figure 60 : Profil de séparation eau-flocs (concentration initiale = $1,95312 \times 10^{-5}$ mol/m ³) ..	101
Figure 61 : Profil de séparation eau-flocs (concentration initiale = $2,3437 \times 10^{-5}$ mol/m ³)	102
Figure 62 : Evolution de l'azote en fonction du temps dans le bassin anaérobie	104
Figure 63 : Evolution de l'azote en fonction du temps dans le bassin aérobie.....	104
Figure 64 : Evolution de la DCO en fonction du temps dans le bassin anaérobie	105
Figure 65 : Evolution de la DCO en fonction du temps dans le bassin aérobie.....	105
Figure 66 : Evolution de la quantité d'oxygène en fonction du temps dans le bassin aérobie	106
Figure 67 : Variation de vitesse (a) et de pression (b) dans le bassin anaérobie	106
Figure 68 : Evolution de la DCO au cours du traitement (DCO entrée = $1,12$ kg/m ³)	107
Figure 69 : Variation de la DCO au cours du traitement (DCO entrée = $2,1$ kg/m ³).....	107
Figure 70 : Variation de la DCO au cours du traitement (DCO entrée = $1,7$ kg/m ³).....	108
Figure 71: Variation du taux d'azote au cours du traitement (Azotée entrée = $0,01$ kg/m ³)...	109
Figure 72 : Variation du taux d'azote au cours du traitement (Azotée entrée = $0,1$ kg/m ³)....	109
Figure 73 : Variation de la DCO pour un temps de séjour de 1h et une vitesse de $0,8$ m/s	111
Figure 74 : Variation de la DCO pour un temps de séjour de 2h et une vitesse de $0,6$ m/s	111
Figure 75 : Variation de la DCO pour un temps de séjour de 1h30 et une vitesse $0,6$ m/s	111
Figure 76 : Variation de la DCO au cours du traitement anaérobie pour un temps de séjour de 4h et une vitesse d'entrée de $0,6$ m/s	112
Figure 77 : Variation de la DCO au cours du traitement (DCO d'entrée $1,9$ kg/m ³).....	113
Figure 78 : Variation de vitesse (a) et de pression (b) dans le bassin aérobie	114
Figure 79 : Variation de la DCO au cours du traitement aérobie (DCO entrée = 2 kg/m ³) ...	115
Figure 80 : Variation de la DCO au cours du traitement aérobie (DCO entrée = $1,6$ kg/m ³).115	
Figure 81: Variation de la DCO au cours du traitement aérobie (DCO entrée= 2.1 kg/m ³) ...	116
Figure 82: Evolution du taux d'azote au cours du traitement (azote entrée = $0,1$ kg/m ³).....	116
Figure 83 : Evolution de la quantité d'oxygène au cours du traitement aérobie	117

Figure 84 : Evolution de la fraction volumique de boue en 2D	118
Figure 85 : Evolution de la fraction de boue dans le décanteur	119
Figure 86 : Variation de la vitesse au cours du traitement.....	121
Figure 87 : Variation de la pression au cours du traitement	121
Figure 88 : Evolution de la DCO au cours du traitement (DCO entrée = 2,4 kg/m ³)	122
Figure 89 : Evolution de la DCO au cours du traitement (DCO entrée = 2,9 kg/m ³)	123
Figure 90 : Evolution de la DCO au cours du traitement (DCO entrée = 2 kg/m ³)	123
Figure 91 : Evolution de la quantité d'azote au cours du traitement biologique couplé (Azote entrée = 0,01 kg/m ³)	124
Figure 92 : Evolution de la quantité d'oxygène au cours du traitement.....	125
Figure 93 : Evolution de la DCO au cours du traitement pour $v = 0,0004$ m/s et un séjour de 20h.	126
Figure 94 : Evolution du taux d'azote gazeux au cours du traitement pour $v = 0,0004$ m/s et un séjour de 20h	127
Figure 95 : Evolution de la DCO au cours du traitement pour $v = 0,0005$ m/s et un séjour de 20h.	127
Figure 96 : Evolution du taux d'azote gazeux au cours du traitement pour $v = 0,0005$ m/s et un séjour de 20h.	128
Figure 97 : Evolution de la DCO au cours du traitement pour $v = 0,0003$ m/s et un séjour de 20h.	128
Figure 98 : Evolution du taux d'azote gazeux au cours du traitement pour $v = 0,0003$ m/s et un séjour de 20h.	129

LISTE DES ABREVIATIONS ET DES SYMBOLES

LISTE DES ABREVIATIONS

ASM	:	Activated Sludge Model (Modèle de Boues Activées)
CNTP	:	Conditions Normales de Température et de Pression
DCO	:	Demande Chimique en Oxygène
DBO	:	Demande Biochimique en Oxygène
F.T.U	:	Formazine Turbidity unit
IWA	:	International Water Association (Association Internationale de l'Eau)
MCE	:	Mètres colonne d'eau (unité de perte de charge)
MES	:	Matière en suspension
MMS	:	Matières minérales en suspension
MVS	:	Matières volatiles en suspension
NGL	:	Azote global
NTK	:	Azote Total Kjeldahl
OTV	:	Omnium de Traitement et de Valorisation
PAC	:	Polychlorure d'aluminium
PAM	:	Polyacrylamide
pH	:	Potentiel d'hydrogène
PHB	:	Polyhydroxybutyrate
PT	:	Phosphore Total
UCV	:	Unité de Couleur Vraie
RBS	:	Réacteur Biologique Séquentiel
SIFMA	:	Société Ivoirienne de Fabrication de fûts et de Margarine
STEP	:	Stations de Traitement des Eaux Polluées.
SIC	:	Standard Industriel Classification
TH	:	Titre hydrotimétrique ou dureté Totale
Wa	:	Force d'attraction de Van der Waals
Wr	:	Force de répulsion électrostatique

LISTE DES SYMBOLES

K _{sp}	:	Produit de solubilité
µm	:	Micromètre

X_{ND}	:	Fraction de l'azote organique biodégradable particulaire
S_{ND}	:	Fraction de l'azote organique biodégradable soluble
S	:	Composés solubles
X	:	Composés particulaires
S_s	:	Composés rapidement biodégradables
X_s	:	Composés lentement biodégradables
S_I	:	Composés solubles
X_I	:	Composés particulaires
X_p	:	Composés produits de décomposition de la biomasse
$X_{B,H}$:	Biomasse hétérotrophe
$X_{B,A}$:	Biomasse autotrophe
S_O	:	Oxygène
S_{ALK}	:	Alcalinité
γ	:	Coefficient de performance relatif
γ_G	:	Coefficient de performance global
NO_2^-	:	Ions nitrite
NO_3^-	:	Ions nitrate
$^{\circ}C$:	Degré Celsius

INTRODUCTION GENERALE

Les unités industrielles dans leur fonctionnement utilisent de grandes quantités d'eau, non seulement dans le processus de transformation mais aussi pour le nettoyage des installations et des outils après la production (Heddami, 2012). Ces eaux industrielles résiduelles ou usées sont rejetées parfois dans le milieu naturel sans traitement préalable (Dongo *et al.*, 2013). L'impact sur l'environnement des effluents industriels est aujourd'hui une réalité manifeste et une menace sérieuse à moyen et long termes pour la qualité des eaux de surface et des nappes souterraines (Abouzlam, 2014). Avec les législations sur les déchets qui se renforcent partout dans le monde et la pression sur la ressource en eau qui ne cesse de s'accroître, les industriels sont appelés à diminuer l'impact de leurs activités sur l'environnement. Ils se doivent donc de traiter leurs effluents avant de les rejeter dans l'environnement. Autant les caractéristiques et le traitement des effluents domestiques sont bien connus, autant les rejets industriels posent de gros problèmes environnementaux par leur diversité et leur composition (Adou *et al.*, 2017).

Pour s'affranchir de la pollution, responsable de nombreux dégâts infligés à l'écosystème et à la ressource en eau, de nombreuses techniques sont mises en œuvre (Bensaid, 2009). Les principales techniques utilisées en traitement des eaux sont de nature physique, chimique, physico-chimique ou biologique.

Les premières usines de traitement des eaux se servaient uniquement du principe de la sédimentation pour enlever les solides. Ces solides pouvaient se déposer à l'intérieur du bassin durant une à trois heures de temps de rétention. Les effluents de ces usines contenant encore des solides suspendus et dissous étaient par la suite déchargés dans un cours d'eau pour permettre une stabilisation naturelle des matières organiques (Hayet, 2008). Le principe utilisé par ces usines était qualifié de traitement primaire. Les insuffisances de ce traitement primaire ont conduit les industriels à recourir à d'autres techniques de traitement tels que les traitements biologiques et physico-chimiques qui sont qualifiés de traitements secondaires (Heddami, 2012). Les traitements biologiques ont pour but d'éliminer la matière polluante biodégradable contenue dans l'eau à traiter (décantée ou non) en la transformant en matières en suspension plus facilement récupérables (Abouzlam, 2014). Les procédés biologiques de traitement des eaux sont utilisés principalement pour traiter les eaux résiduelles urbaines et/ou les eaux usées industrielles (Dagot et Laurent, 2014). Ces procédés reposent sur l'utilisation des microorganismes qui dégradent les polluants biodégradables (Adou *et al.*, 2017).

Généralement, ils sont utilisés dans des bioréacteurs avec des conditions aérobies ou anaérobies. Ces procédés sont peu applicables sur des effluents industriels à forte teneur en pollution de toxicité ou à faible biodégradabilité (Zhang, 2011). Le traitement physico-chimique, dont les étapes principales sont la coagulation-floculation, la décantation et éventuellement la filtration, a pour but la croissance des particules (qui sont essentiellement colloïdales). Ce traitement est basé sur la déstabilisation des particules en suspension et la formation des flocons par absorption et agrégation (Valiron, 1989). Les flocs ainsi formés seront décantés puis filtrés par la suite. En d'autres termes, les procédés de traitement des eaux dans une station d'épuration ont pour but de réduire les polluants (matières en suspension, pollution carbonée, pollution azotée et pollution phosphorée) selon les demandes légales afin d'obtenir un effluent de bonne qualité et ainsi minimiser les perturbations du rejet dans le milieu naturel.

Malgré le nombre important d'études liées aux traitements secondaires (physico-chimique et biologique) des effluents industriels, il subsiste encore certains points mal définis tels que le débit de l'effluent à l'entrée du bassin de décantation, la pression à l'intérieur du bassin de décantation et la charge de matières en suspension de l'effluent à l'entrée du bassin de traitement pour les procédés physiques et chimiques. Le traitement le plus répandu et le plus utilisé des procédés biologiques est le traitement par boues activées du fait de ses excellentes performances. Son fonctionnement repose sur l'activité de populations bactériennes donc dépendant de plusieurs facteurs tels que le taux de reproduction des bactéries, le taux de croissance des bactéries, le taux de mortalité des microorganismes, la concentration de substrats biodégradables. Ceci rend parfois difficile le contrôle d'un tel procédé (Kam *et al.*, 2017).

Il apparaît donc nécessaire de développer une approche chimiométrique en vue d'une meilleure connaissance de ces procédés de traitement physiques, chimiques et biologiques des effluents industriels. Cela permettra de mettre au point, des outils d'aide au dimensionnement et à l'utilisation efficace des bassins et des réacteurs de types boues activées, en intégrant l'aspect dynamique de leur fonctionnement.

La présente thèse s'inscrit dans une optique de conception des modèles mathématiques permettant de simuler le traitement physico-chimique et biologique des eaux usées industrielles issues des entreprises implantées en Côte d'Ivoire.

L'objectif général de ce travail est de concevoir des modèles permettant de simuler le traitement physique, chimique et biologique des eaux usées industrielles.

Plus spécifiquement, il s'agit:

- d'élaborer des modèles de régression permettant de déterminer les conditions optimales des procédés de traitement physico-chimique des effluents industriels ;
- de mettre en place un modèle multiphysique permettant de simuler le traitement physique (la décantation primaire) ;
- de modéliser et simuler chaque bassin de traitement biologique (bassin anaérobie, bassin aérobie et bassin de décantation secondaire) ;
- de concevoir un modèle multiphysique couplé de toutes ces séquences du traitement biologique.

La démarche scientifique adoptée s'articule autour d'une modélisation intégrant l'ensemble des processus physiques, chimiques et biologiques qui régissent les traitements physiques, chimiques, anaérobie, aérobie et la décantation puis le comportement dynamique des effluents, des suspensions, des floccs, des micro-organismes et des boues le long de la chaîne de traitement.

Le premier chapitre de ce travail sera consacré à une synthèse bibliographique sur les eaux usées, les procédés de traitement actuels et l'utilité de la modélisation en industrie puis à la description des procédés de traitement des eaux usées de deux usines (SANIA-cie et SUCRIVOIRE Borotou-koro). L'ensemble des dispositifs expérimentaux et des méthodes utilisés au cours de ce travail sera décrit dans le chapitre II. Dans le chapitre III, les données collectées expérimentalement seront confrontées avec les résultats simulés pour valider ces prédictions. Une discussion de ces résultats sera également menée. Enfin, une conclusion générale dressera un bilan du travail effectué qui sera suivie de l'énoncé des perspectives.

CHAPITRE I:

ETUDE BIBLIOGRAPHIQUE

I.1 GENERALITES SUR LES EAUX USEES

I.1.1 ORIGINES DES EAUX USEES

I.1.1.1 Introduction

Les activités humaines telles que les activités domestiques, agricoles et industrielles produisent plusieurs catégories de déchets et de polluants qui sont, généralement, transportés sous forme liquide. Ces déchets peuvent générer différents types de pollution et de nuisance dans le réceptacle naturel. Cet ensemble d'eau ou liquide chargé de déchets constitue les eaux usées (Duncan, 1980). La pollution de l'eau se définit comme une modification défavorable et nocive des propriétés physico-chimiques, biochimique et/ou biologiques de celle-ci. Cette modification est produite directement ou indirectement par les activités humaines, rendant ces eaux impropres à leurs utilisations normales. Chaque type d'eau usée possède des caractéristiques qui dépendent de son origine. Des différences portant sur la composition chimique, physicochimique et biologique sont observées selon l'origine de l'effluent. D'une manière générale, les eaux usées sont divisées en quatre classes dont les eaux usées domestiques, agricole, pluviales et industrielles (Adou *et al.*, 2017).

I.1.1.2 Eaux usées domestiques

Les eaux usées domestiques proviennent des différentes utilisations domestiques. Elles sont constituées essentiellement de déchets humains, des eaux ménagères de vaisselle remplies de détergents, de graisses appelées eaux grises et de toilette munies de matières organiques azotées, phosphatées et de microorganismes fécaux appelées eaux noires (Metahri, 2012). Les eaux usées domestiques ont essentiellement une forte teneur en pollution organique.

I.1.1.3 Eaux usées agricoles

L'agriculture constitue également une source de pollution des eaux en raison des engrais et des pesticides qu'elle fournit à ces eaux (Kabata, 2010). Elle constitue la principale cause des pollutions diffuses. Les eaux agricoles provenant des terres cultivées se chargent d'engrais nitrates et phosphatés, sous une forme ionique ou en quantité de sorte qu'ils ne soient pas retenus par le sol et absorbés par les plantes. Ces engrais conduits par les eaux de ruissellement contribuent à un enrichissement en matières azotées ou phosphatées des nappes d'eau les plus superficielles et des cours d'eau (Belounis, 2016).

I.1.1.4 Eaux pluviales

Les eaux pluviales ruisselant dans les rues se chargent des polluants atmosphériques, poussières, débris, produits de combustion et hydrocarbures rejetés par les véhicules. Ces eaux sont recueillies au même moment que les eaux usées et déversées dans la canalisation d'assainissement. Ce mélange devant être acheminé vers une station de traitement, est généralement drainé (sans traitement) dans les rivières entraînant ainsi une forte pollution de ces milieux (Moulin *et al.*, 2013).

I.1.1.5 Eaux usées industrielles

Les effluents industriels sont très divers avec des caractéristiques variant d'une industrie à l'autre. Au-delà des matières organiques, azotées ou phosphorées, elles contiennent différentes substances chimiques et métalliques (Metahri, 2012). Suivant leurs origines, elles peuvent se charger de graisses (industries agroalimentaires, équarrissage), d'hydrocarbures, de métaux (traitement de surface-métallurgie), d'acides, de bases et divers produits chimiques (industries chimiques divers), de l'eau chaude (circuit de refroidissement des centrales thermiques) et des matières radioactives (centrales nucléaires, traitement des déchets radioactifs). On appelle effluents industriels, les eaux usées utilisées à des fins industrielles, commerciales, artisanales ou de services, les eaux de refroidissement de réacteurs et de climatisation. Ces eaux usées industrielles doivent subir un traitement adapté à leur nature, avant leur rejet dans l'environnement (CEE, 1991). La composition de ces eaux est fonction de l'activité industrielle. Selon l'activité, on peut regrouper les établissements industriels en neuf (9) secteurs à savoir : les fabriques de pâtes et papiers, les raffineries d'hydrocarbures, les industries de la métallurgie primaire, les industries de chimie, les industries de transformation du métal, les industries agro-alimentaires, les industries de textile et du vêtement, les industries de transformation du bois, les industries diverses non classées dans les secteurs précités (Obaidi, 2010) ; par exemple les industries de transformation de la pierre, de l'argile, de l'imprimerie, etc.

I.1.2 TRAITEMENT DES EAUX USEES

Le traitement des eaux usées est plus que nécessaire pour la préservation de l'environnement. Il est donc essentiel de traiter toutes les eaux usées aussi bien urbaines qu'industrielles avant leur rejet dans le réceptacle naturel. De même que la dégradation des ressources en eau, le traitement des eaux de surface et des eaux souterraines pour la production d'eau potable est au cœur des préoccupations de santé publique (Idrissi, 2006).

I.1.2.1 Principaux indicateurs de qualité des eaux usées

Plusieurs paramètres sont utilisés pour quantifier ou jauger la qualité d'une eau. Ces paramètres sont indispensables dans la conception d'une station de traitement, dans le choix du procédé de traitement et dans le dosage de réactifs (Lakhdari, 2011). Les principaux paramètres permettant d'évaluer la qualité des eaux sont : la température, le pH, les matières en suspension (MES), la demande biochimique en oxygène (DBO₅), la demande chimique en oxygène (DCO), les pollutions azotées, le phosphore et d'autres polluants (Tandia, 2007).

I.1.2.1.1 Température

L'élévation de la température réduit la solubilité des gaz dans l'eau notamment celle de l'oxygène. Lorsque la température de l'eau varie de 13 à 20 °C, la concentration en oxygène diminue de 13 %. Cependant, le rôle de l'oxygène est primordial pour la biomasse aquatique et pour l'oxydation des déchets et polluants. Les faibles températures limitent l'autoépuration des cours d'eau en raison du ralentissement des réactions d'oxydation. Par contre, une élévation de température accélère ces réactions en provoquant une plus grande consommation d'oxygène dissous (Tandia, 2007).

I.1.2.1.2 Potentiel hydrogène

Le potentiel d'Hydrogène noté pH mesure l'activité de l'ion hydrogène dans une solution. En effet, des valeurs de pH inférieures à 7 indiquent l'acidité tandis que celles supérieures à 7 indiquent l'alcalinité (Abouzlam, 2014).

I.1.2.1.3 Matières en suspension

Les matières en suspension (MES) sont constituées essentiellement des matières insolubles et peu solubles qui sont en suspension dans le liquide. Ces matières comprennent des matières organiques volatiles (MVS) et des matières minérales (MMS) de grande taille (Lakhdari, 2011). Elles constituent la fraction non dissoute de la pollution et s'expriment en mg/L (Adou *et al.*, 2017). Les MES constituent un paramètre très essentiel qui témoigne bien du degré de pollution d'un effluent. Ces MES sont données par la relation ci-après :

$$\text{MES} = 30 \% \text{ MMS} + 70 \% \text{ MVS} \quad (\text{I-1})$$

✓ Matières volatiles en suspension (MVS)

Les matières volatiles en suspension constituent la fraction organique des matières en suspension et s'obtiennent par combustion de ces MES à 525 °C durant deux heures. La teneur en MVS (en g/L) d'une eau encore appelée perte au feu résulte de la différence de poids entre les MES à 105 °C et celui à 525 °C (Dagot et Laurent, 2014).

✓ Matières minérales en suspension (MMS)

Les matières minérales (MMS) résultent d'une évaporation totale de l'eau. Cet extrait sec regroupe à la fois des matières en suspension et des matières solubles comme les chlorures et les phosphates (Metahri, 2012).

I.1.2.1.4 Demande Biologique en Oxygène

La demande Biologique en Oxygène notée DBO_5 est un paramètre qui traduit la quantité d'oxygène qu'une biomasse épuratrice doit consommer afin de décomposer les matières organiques contenues dans l'effluent. Elle représente donc le cumul des matières organiques biodégradables. La DBO_5 est mesurée en 5 jours à 20 °C et dans l'obscurité d'où l'appellation DBO_5 (Adou *et al.*, 2017).

I.1.2.1.5 Demande Chimique en Oxygène

La demande chimique en oxygène (DCO) représente la quantité de matières organiques chimiquement oxydables. Le rapport entre la DBO_5 et la DCO indique la biodégradabilité de l'effluent. La dégradation des matières organiques oxydables dans les effluents s'accompagne d'une consommation d'oxygène et peut provoquer une importante diminution de la concentration d'oxygène dissous (Adou *et al.*, 2017).

I.1.2.1.6 Pollution azotée

La pollution azotée se traduit par des formes réduites et oxydées. L'azote Kjeldahl (NTK) désigne la forme organique et ammoniacale d'azote (formes réduites). Quant à l'azote global (NGL), il regroupe toutes les formes (réduites et oxydées) d'azote dont la forme organique, ammoniacale, nitrite NO_2^- et nitrate NO_3^- . La pollution azotée est exprimée en mg/L (Koné, 2016).

I.1.2.1.7 Phosphore

Le Phosphore Total (PT) désigne les dérivés du phosphore tels que les phosphates et les composés organiques phosphorés. Il s'exprime en mg/L (Abouzlam, 2014).

I.1.2.1.8 Autres polluants

Les autres polluants prennent en compte les métaux lourds comme le cadmium, le chrome, le cuivre et les hydrocarbures totaux.

I.1.2.2 Principales technologies du traitement des eaux

De nombreuses techniques sont mises au point dans le domaine du traitement des eaux. Ces techniques visent l'élimination des matières solides, de l'huile, des graisses, des composés organiques biodégradables ou non-biodégradables, des molécules toxiques, etc (Metcalf, 2002). Le choix de la méthode et de la filière de traitement est fonction de la qualité des eaux à traiter et de l'objectif du traitement. Ce dernier dépend du milieu récepteur. Les principales techniques mises au point en traitement des eaux sont de nature physique, chimique, physico-chimique et/ou biologique. Le premier but de toute filière de traitement est la clarification (Tilley *et al.*, 2008). Celle-ci permet l'élimination des matières en suspension présentes dans l'eau. On distingue premièrement les traitements physiques tels que le dégrillage, le tamisage, la coagulation-floculation, la décantation et la filtration. Les méthodes chimiques de traitement sont basées sur l'interaction chimique entre les polluants et les réactifs. Ces réactifs permettent de séparer les polluants de l'eau, de les détruire ou de neutraliser leurs effets nocifs. Les méthodes de traitement biologiques se déclinent en procédés aérobies et anaérobies. Les traitements biologiques reposent sur l'activité des micro-organismes ; laquelle activité dégrade les composés organiques présents dans l'effluent. En fonction de la qualité de l'eau à traiter et des objectifs du traitement, les différentes technologies précitées peuvent être combinées ou non (Bensaid, 2009). Aussi, convient-il de rappeler l'existence des techniques chimiques d'oxydation notamment les procédés d'oxydation avancée. Il est à noter, toutefois, que le traitement des effluents industriels vise, essentiellement, l'élimination des particules en suspension, des solides dissous, des demandes chimique et biochimique en oxygène, de la pollution azotée, du phosphore et des métaux (Sawadogo, 2018).

I.1.2.3. Principales étapes du traitement des eaux usées industrielles

Les stations des eaux usées sont des systèmes complexes qui comprennent un grand nombre de processus physico-chimiques, biologiques et biochimiques. Les stations modernes disposent de plusieurs étapes et techniques de traitement (Kam *et al.*, 2017). Les étapes capitales rencontrées dans le traitement des eaux usées industrielles sont les prétraitements, les traitements physico-chimiques, les traitements biologiques, les traitements tertiaires et les traitements des odeurs (Sawadogo, 2018).

I.1.2.3.1 Prétraitement

Tout traitement de dépollution doit contenir une phase de prétraitement qui se déroule en plusieurs opérations mécaniques ou physiques. Cette étape essentielle vise l'élimination des débris solides de grande taille tels que : les sables, les huiles et les graisses à l'entrée de la

chaîne de traitement (Hayet, 2008). Le prétraitement comprend le dégrillage, le dessablage et le déshuilage.

Dégrillage

Les eaux usées avant d'entrer dans la chaîne de traitement sont soumises à cette opération qui consiste à éliminer les gros débris solides à partir d'une grille métallique ou d'un tamis tournant automatiquement. Les solides extraits sont, ensuite, convoyés à une unité de crémation.

Dessablage et déshuilage

Les opérations de dessablage et de déshuilage s'effectuent généralement dans un même ouvrage. Le dessablage consiste à éliminer les suspensions de grande masse à partir d'un bassin de décantation classique. Cette étape est primordiale dans la mesure où elle permet d'éviter une obstruction des conduites ou une abrasion des équipements. Les sables extraits sont généralement convoyés en décharge. Le déshuilage est effectué par coalescence (présence de chicanes favorisant la séparation des phases) ou par flottation. Sa réalisation nécessite une injection de bulles d'air permettant la remontée des graisses dans le bassin. Ces matières flottées sont ensuite éliminées en raclant la surface. Cette étape est très cruciale pour la protection des digesteurs biologiques. En effet, ces corps flottés bouleversent les échanges gazeux et influencent négativement les traitements biologiques qui nécessitent de l'oxygène pour oxyder les composés organiques (Abouzlam, 2014).

I.1.2.3.2 Décantation

La décantation diffère du dessablage dans la mesure où elle élimine plus de la moitié des matières en suspension, contrairement au dessablage qui ne vise que l'élimination du sable et des matières minérales plus lourdes que les matières organiques. Selon la technologie mise en place, deux types de décantation sont à distinguer : la décantation classique et la décantation lamellaire (Roche, 1989).

La décantation classique se déroule dans un décanteur horizontal avec raclage des boues. On peut citer entre autres le décanteur cylindro-conique ordinaire et le décanteur circulaire avec raclage des boues.

La décantation lamellaire se réalise dans des décanteurs de conception plus moderne et repose, principalement, sur une seule grandeur à savoir la surface horizontale S_h de l'ouvrage. En effet, une particule sédimente lorsque sa vitesse de décantation est supérieure à la vitesse de Hezen (Baudot et Perera, 1991).

I.1.2.3.3 Traitement physique et chimique

L'objectif du traitement physicochimique est la déstabilisation des matières colloïdales présentes dans l'eau. Ce traitement consiste en la neutralisation des charges électriques superficielles des colloïdes afin de provoquer leur agglomération. Cette dernière permet de former des floccs volumineux et décantables (Assaad, 2006). La première étape du traitement physicochimique est la coagulation. Cette étape est basée sur l'utilisation de réactifs chimiques appelés coagulants. La deuxième étape est la floculation. Celle-ci repose sur l'ajout de polymères organiques (macromolécule à longue chaîne). Les procédés de coagulation et de floculation peuvent être de type classique avec décantation lamellaire ou non. Toutefois, ils peuvent faire intervenir de nouvelles techniques telles que le décanteur lamellaire à recirculation de boues ou le décanteur lamellaire à floccs lestés (Kam *et al.*, 2017).

I.1.2.3.4 Traitement biologique

Le traitement biologique a pour objectif principal l'élimination de la matière polluante biodégradable contenue dans les eaux usées. Cette matière polluante est transformée en substances plus facilement récupérables telles que les microorganismes et leurs déchets. La dégradation ou digestion peut se faire en milieu aérobie ou anaérobie. Dans le traitement anaérobie, les réactions s'effectuent en l'absence d'oxygène. Dans ce traitement, le carbone organique, après dégradation, se retrouve sous forme de CO₂, de méthane et de biomasse. Le traitement biologique classique des eaux usées domestiques s'effectue en milieu aérobie. Ce traitement consiste à dégrader les substrats biodégradables à partir de l'activité d'une biomasse épuratrice. Laquelle biomasse utilise de l'oxygène pour assurer sa croissance (Ansah *et al.*, 2016).

I.1.2.3.5 Traitement tertiaire (désinfection)

L'élimination de la pollution bactériologique des effluents traités avant leur rejet dans le réceptacle naturel est rarement pratiquée. Pourtant, la mise en œuvre d'un tel type de traitement présente plusieurs avantages. On peut citer entre autres, la protection sanitaire des zones de baignade et de loisirs, la protection sanitaire des zones littorales abritant certaines activités industrielles, la réutilisation des effluents à des fins d'irrigation, etc (Dagot et Laurent, 2014). Les bactéries pathogènes présentes dans les effluents sont diverses. Toutefois, elles restent peu nombreuses par rapport aux bactéries d'origines tellurique et fécale non pathogènes qui les accompagnent. L'évaluation du risque de contamination et l'efficacité de la désinfection sont donc généralement appréhendées via le dénombrement de germes indicateurs (coliformes totaux, coliformes fécaux, streptocoques fécaux) (Bensaid, 2009).

I.1.2.3.6 Traitement des odeurs

La présence des matières organiques particulières et dissoutes, des composés azotés et phosphorés, dans les eaux usées peut leur imputer des odeurs désagréables suivant un processus biologique bien connu qui se déclenche en milieu réducteur. De plus, certains effluents industriels contiennent des composés de grande volatilité utilisés dans les procédés de fabrication tels que les sulfures, les aldéhydes, les alcools ou encore de l'ammoniaque (Adou *et al.*, 2017). Les principaux composés qui dégagent des odeurs dans les stations d'épuration appartiennent essentiellement à la famille des produits soufrés, azotés et des acides gras volatils. La technique couramment appliquée pour l'élimination de ces odeurs est l'absorption gaz-liquide. Cette technique repose sur le lavage à contre-courant du gaz odoriférant par l'eau seule ou par une solution oxydante ou neutralisante. En plus de cette technique, il existe le traitement biologique des odeurs (Lemlikchi, 2012). Celui-ci repose sur l'activité des microorganismes qui entraîne l'oxydation des substances malodorantes jusqu'à la production de composés non odorants comme le dioxyde de carbone (CO₂).

I.2 TRAITEMENT PHYSIQUE ET CHIMIQUE DES EAUX USEES

Les particules colloïdales constituent essentiellement la cause de la turbidité et de la coloration des eaux usées. Ces colloïdes, en plus de leur capacité à rester longtemps en suspension dans l'eau, peuvent parfois traverser un filtre même très fin. Par ailleurs, à cause de leur grande stabilité, ils s'accrochent difficilement les uns aux autres. Ces colloïdes de diamètre variant de 10⁻⁹ à 10⁻⁶ m adsorbent des ions et acquièrent des charges négatives dans l'eau ; ce qui génère des forces de répulsion intercolloïdales (Bechac *et al.*, 2014). Ces forces sont à la base de la grande stabilité de ces particules mises en solution. En effet, les forces de répulsion s'opposent à toute agrégation en structures plus volumineuses capables de décanter. Généralement, les procédés de coagulation et de floculation sont utilisés pour éliminer ces particules colloïdales.

I.2.1 Coagulation

L'objectif principal de la coagulation est de déstabiliser les matières en suspension, afin de faciliter leur agglomération. La coagulation assure l'élimination des matières en suspension (MES) et des colloïdes en les rassemblant en de grosses particules appelées floes. Ceux-ci peuvent être séparés par décantation, flottation et/ou filtration (Lakhdari, 2011). Dans la pratique, ce procédé est rendu possible grâce à l'injection et la dispersion de réactifs

chimiques appelés coagulants (Ayeche et Balaska, 2010). La maîtrise de ce procédé passe par la connaissance du phénomène de coagulation et de la chimie de la coagulation.

I.2.1.1 Phénomène de coagulation

D'une manière générale, les matières en suspension dans les eaux usées sont chargées négativement. Ces particules ont donc tendance à se repousser et non à se regrouper du fait des forces électrostatiques. Selon Degrémont (1989), les colloïdes sont des particules dont la décantation naturelle est impossible, et pour lesquelles les phénomènes de surface sont primordiaux. Ces phénomènes régissent la stabilité des suspensions colloïdales. En effet, les colloïdes sont soumis à deux grands types de forces que sont les forces d'attraction de Van der Waals (W_a) et les forces de répulsion électrostatique (W_r). Pendant que les forces d'attraction de Van der Waals sont liées à la structure, à la forme des colloïdes et à la nature du milieu, celles de répulsion sont associées aux charges superficielles des colloïdes (Lefevre, 1988). La stabilité des colloïdes est fonction du bilan des forces d'attraction et de répulsion, dont la force résultante ou énergétique résultante (W) est établie par la relation ci-après :

$$W = W_a + W_r \quad (I-2)$$

La relation est illustrée à la figure 1 présentant deux particules colloïdales ayant le même rayon r .

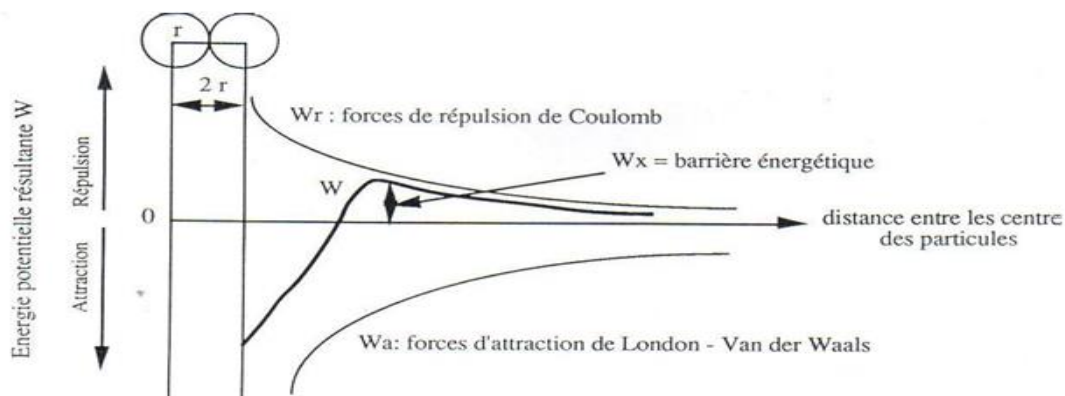


Figure 1 : Force résultante de la stabilité (Bensaid, 2009).

L'analyse de cette figure montre que l'élimination des colloïdes commence par l'annulation du potentiel zêta donc des forces de répulsion. Soient deux particules colloïdales A et B. On admet l'existence de deux forces entre ces particules à savoir les forces de répulsion électrostatiques, dues à la charge de surface, et les forces d'attraction intermoléculaires, dues aux interactions de Van der Waals. L'énergie potentielle de A et B varie donc en fonction de la distance qui les sépare (Cardot, 2010). Cette énergie est présentée à la figure 2.

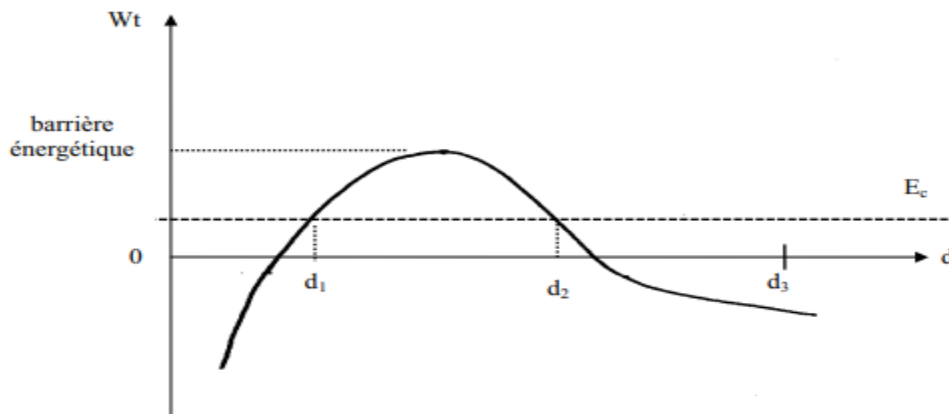


Figure 2 : Variation de l'énergie en fonction de la distance entre A et B (Cardot, 2010).

d , d_1 , d_2 et d_3 : Distance inter particulaire ; W_t : énergétique de répulsion

L'adhésion des particules devient possible lorsque la barrière énergétique de répulsion est surpassée. Cette adhésion peut s'effectuer en augmentant l'énergie cinétique des particules ou en abaissant la barrière de répulsion (Gebbie, 2001).

I.2.1.2 Chimie de la coagulation

I.2.1.2.1 Déstabilisation des colloïdes

La déstabilisation des colloïdes se fait par l'ajout de coagulants. Ils peuvent, soit compresser la couche double ; soit neutraliser les charges de surface ; soit piéger le colloïde dans un précipité ou favoriser le pontage intra-particulaire. Dans un système de clarification classique, dont les pH variant entre 6 et 8, les coagulants fournissent alors des charges positives qui diminuent le potentiel Zêta (Bechac *et al.*, 2014). Théoriquement, la coagulation se produit grâce à l'annulation du potentiel Zêta, d'où la neutralisation complète des charges. Ceci n'est pas nécessaire, dans la pratique ; il suffit de rendre ce potentiel légèrement négatif. Pour ce faire, il faut éviter d'ajouter trop de coagulant car se faisant, la surface de la particule se trouvera chargée positivement (potentiel Zêta positif) et les colloïdes se disperseront à nouveau (Cael, 2018).

I.2.1.2.2 Réactifs utilisés

Un coagulant est un produit chimique ajouté de sorte à provoquer une réaction de coagulation. Il doit être peu coûteux, un cation trivalent, non toxique, insoluble dans l'eau et avoir un pH relativement neutre ; tels sont les critères auxquels doit répondre le choix d'un archétype de

coagulant (Bensaid, 2009). Les coagulants couramment utilisés pour le traitement physico-chimique des effluents sont des sels métalliques ou des polyélectrolytes.

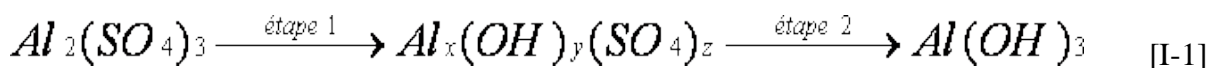
✚ Sels métalliques

Les sels métalliques les plus connus sont le sulfate d'aluminium $Al_2(SO_4)_3, 18H_2O$ (Alun) ; l'aluminate de sodium $NaAlO_2$; le chlorure ferrique $FeCl_3, 6 H_2O$; le sulfate ferrique $Fe_2(SO_4)_3, 9 H_2O$; le sulfate ferreux $FeSO_4, 7 H_2O$; le PASS (poly-silico-sulfates-d'aluminium) et les PAC (polychlorures d'aluminium) (Cael, 2018).

✚ Polyélectrolytes ou coagulants organiques

Les coagulants organiques sont utilisés quelquefois en complément ou en lieu et place des coagulants minéraux. Ces coagulants organiques (synthétiques ou naturels) neutralisent directement par leurs charges positives les colloïdes négatifs. L'adsorption desquels colloïdes à la surface des polyélectrolytes donne lieu à une action de pontage, donc de floculation. Un des importants avantages de leur utilisation est que le volume des boues produites est considérablement réduit (absence d'hydroxyde) (Bensaid, 2009).

L'efficacité de ces coagulants est directement liée à la valence des cations utilisés. C'est pourquoi, un ion divalent s'avère 200 fois plus efficace et un ion trivalent jusqu'à 10000 fois plus efficace qu'un monovalent (Heddam, 2012). Les concentrations de coagulant à utiliser peuvent donc varier d'un facteur 100! La dissolution d'un coagulant se déroule en deux étapes. C'est le cas du sulfate d'aluminium présenté ci-après :



L'étape 1 est une phase d'hydrolyse au cours de laquelle se forment des intermédiaires poly chargés positifs. Ils sont très efficaces pour neutraliser la charge des colloïdes. Il s'agit de la véritable forme coagulante qui déstabilise les particules chargées négativement. L'étape 2 est consacrée à la formation du précipité d' $Al(OH)_3$. Et cette réaction reste dépendante de l'agitation du milieu. La coalescence des colloïdes déstabilisés est assurée par ce précipité formé et constitue la forme floculante (Assaad, 2006).

I.2.2 Floculation

Après leur déstabilisation, les particules colloïdales ont tendance à se rassembler lorsqu'elles entrent en contact les unes avec les autres. Le taux d'agglomération des particules est fonction de la probabilité des contacts. L'objectif principal de la floculation est d'augmenter la

probabilité de collision entre les particules sous l'effet de l'agitation du fluide (Achak *et al.*, 2007).

I.2.2.1 Modes d'actions des flocculants

La figure 3 permet d'illustrer l'effet de l'ajout d'une solution d'un polymère cationique de haut poids moléculaire sur la stabilité d'une suspension de colloïdes. Il ressort de l'analyse de cette figure que la déstabilisation est réversible et se déroule dans un environnement assez précis. Il est à noter de ce fait qu'il faut éviter des surdoses de polymère en traitement de coagulation et floculation (Assaad, 2006). Le polymère s'adsorbe à la surface des particules colloïdales à partir des groupements ammonium. Toutefois, l'adsorption n'est pas la seule voie d'action des polymères. Le flocculant crée des ponts entre les particules colloïdales et les rassemble. Ces polymères cationiques donnent de meilleur rendement par rapport aux sels d'aluminium (Mandi *et al.*, 1992). Si l'adsorption est trop forte, ou lorsqu'il y a surdosage, le polymère se comprime sur la particule et il n'y a plus suffisamment de sites disponibles pour le pontage. Une nouvelle dispersion des particules est alors observée. Il existe donc une dose optimale de polymère à utiliser en fonction de la concentration en colloïdes.

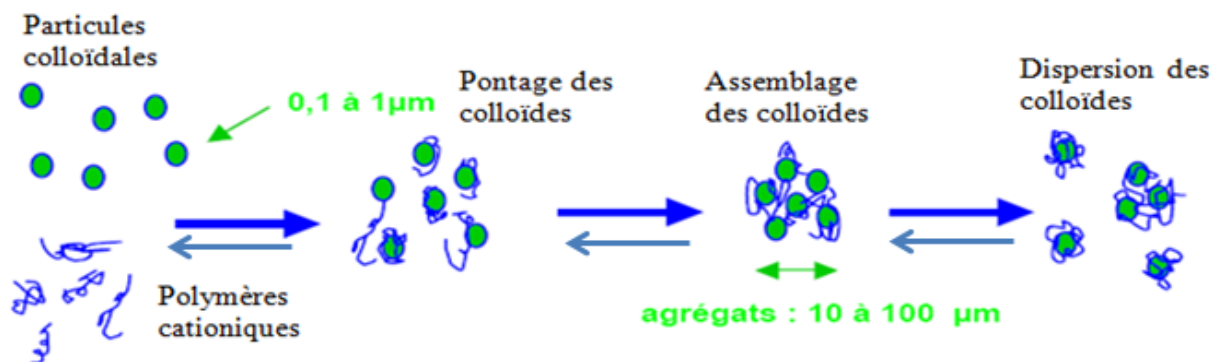


Figure 3 : Modes de déstabilisation d'une suspension colloïdale

I.2.2.2 Adjuvants de floculation (ou flocculants)

Afin d'améliorer la phase de floculation dans le traitement des eaux, des polymères minéraux (silice activée) ou naturels (amidon, alginate,...) ont d'abord été utilisés. Cependant, l'apparition de polymères de synthèse a boosté considérablement les performances de la floculation en permettant la formation de floes plus gros et qui résistent mieux aux contraintes de cisaillement. Les adjuvants de floculation sont, généralement, des polymères de haut poids moléculaire. Ils peuvent être d'origine minérale ou organique, naturelle ou synthétique (Gagnon, 2000).

I.2.2.3 Cinétique de la floculation

La cinétique de coagulation-floculation est décrite par la théorie de SMOLUCHOWSKI. En traitement classique de coagulation-floculation, en fonction du mouvement des particules dans la suspension, deux types de floculation sont à distinguer : la floculation rapide ou péri cinétique et la floculation lente ou ortho cinétique (Stany, 2014).

I.2.2.3.1 Floculation rapide ou péri cinétique

Von Smoluchowski a démontré qu'au cours de la floculation péri cinétique, les particules se déplacent dans le ligand inter micellaire suite à la diffusion afin de se rapprocher les unes des autres donc de former des floes (Blanchard, 2000). La vitesse de floculation de n particules est

$$\text{donnée ci-après: } \frac{-dn}{dt} = 8\pi DRn_1^2 \quad (\text{I-3}).$$

Dans cette relation, n_1 désigne le nombre de particules présentes, R le rayon de collision et D le coefficient de diffusion.

L'élimination de deux particules engendre une nouvelle particule selon l'équation suivante :

$$\frac{-dn}{dt} = 4\pi DRn_1^2 \quad (\text{I-4}).$$

Aussi, convient-il d'ajouter que l'intégration de cette relation conduit à l'équation (I-4) suivante:

$$\frac{1}{n} - \frac{1}{n_0} = 4\pi DRt \quad (\text{I-5}).$$

Dans cette relation, n_0 désigne le nombre initial de particules. Vu que la coagulation est une réaction du second ordre, le temps de demi-réaction ($t_{1/2}$) s'obtient pour $n = \frac{n_0}{2}$.

$$t_{\frac{1}{2}} = \frac{1}{4} \pi DRn_0 \quad (\text{I-6})$$

Le coefficient de diffusion noté D est donné par la relation d'Einstein:

$$D = KT / 6\pi\eta a \quad (\text{I-7})$$

Avec η : viscosité du milieu ; a : rayon des particules ; K : constante de Boltzmann ; T : température en Kelvin.

En général, on pose $R = 2a$. On obtient ainsi :

$$t_{\frac{1}{2}} = \frac{3\eta}{4KTn_0} \quad (\text{I-8})$$

$\left\{ \begin{array}{l} \eta = \text{cte} \\ T = \text{cte} \end{array} \right.$ par ailleurs, $t_{\frac{1}{2}}$ ne dépend que de n_0 . Si n_0 augmente, $t_{\frac{1}{2}}$ diminue.

Afin d'obtenir une coagulation-floculation des systèmes colloïdaux, il est judicieux que les particules franchissent une barrière de potentiel E .

Pour un tel système :

$$t_{\frac{1}{2}} = \frac{3 \alpha}{4KTn_0} \times \exp(-E/RT) \quad (I-9)$$

α désigne le coefficient d'efficacité de collision. La théorie de Von Smoluchowski, sous-entend une floculation rapide et irréversible lorsque deux particules s'approchent à une distance égale à leur rayon (Lakhdari, 2011).

I.2.2.3.2 Floculation ortho cinétique

Pour une floculation ortho cinétique dont le gradient de vitesse G est induit par agitation, Von Smoluchowski a démontré que le taux initial de décroissance des particules est :

$$\frac{dn}{dt} = -(2/3) * Gd^3n^2 \quad (I-10)$$

Dans cette relation, n désigne le nombre de particules par unité de volume, d le diamètre des particules et G le gradient de vitesse.

Les auteurs CAMP et STEIN ont démontré en 1943 que le gradient de vitesse G est donné par la relation :

$$G = \left(\frac{P}{\mu V}\right)^{0,5} \quad (I-11)$$

Avec G le gradient hydraulique (s^{-1}), μ la viscosité dynamique du liquide ($kg.m^{-1}.s^{-1}$), V le volume du liquide (m^3) et P la puissance dissipée (W).

Généralement, les valeurs admises pour G varient de 100 à 500 s^{-1} en coagulation puis de 20 à 60 s^{-1} en floculation. La floculation ortho cinétique se différencie de la floculation péri cinétique par le fait qu'une grosse particule balaie un grand volume et peut ainsi capturer un plus grand nombre de particules dans le cas d'une floculation ortho cinétique (Ansah *et al.*, 2016).

I.2.3 Décantation ou sédimentation

La décantation est une phase très essentielle dans le traitement des eaux usées en ce sens qu'elle permet de récupérer tous ou une grande partie des floes formés. La décantation est la technique de séparation la plus fréquente, utilisée pour séparer les floes issues des matières en suspension (MES) et des colloïdes après la coagulation et floculation (Baudot et Perera, 1991). Il est bien connu que les particules en suspension décantent en fonction de leur taille. Une bonne décantation nécessite l'augmentation du diamètre des particules ; d'où l'utilité du phénomène de coagulation et floculation (Hadj, 2013).

I.2.3.1 Types de décanteurs

Il existe plusieurs types de décanteurs dont les plus fréquents sont les décanteurs statiques et les décanteurs à contact de boue (Cael, 2018).

✚ Décanteur statique

Le décanteur statique est constitué d'un bassin rectangulaire ou circulaire au sein duquel se déposent les boues. Les plus petits sont munis de fonds inclinés de 45° à 60° de sorte à permettre l'évacuation des boues au lieu de purge de façon continue ou discontinue (Faiza, 2009).

✚ Décanteur à contact de boues

Les décanteurs à contact de boues sont constitués d'une zone de réaction où l'eau à traiter, les réactifs et les boues préalablement formées coexistent. Les appareils à lit de boues et ceux à circulation des boues constituent les composants du décanteur à contact de boues. Les derniers progrès réalisés dans ce domaine ont conduit au cyclofloc, au lit fluidisé et à actifloc, dernier-né de la technique (Faiza, 2009).

I.2.3.2 Equation de sédimentation

La sédimentation résulte de la compétitivité entre les forces suivantes : la force de gravité, l'hydrodynamique, les forces de dispersion, les forces d'interaction et de frottement entre les particules (Khelifi, 2018). Plusieurs équations théoriques et empiriques rendent compte de la vitesse de chute. On peut citer entre autres l'équation de Stokes et celle de Weber.

✚ Formule de Stokes

La vitesse de chute des particules de petites tailles dans un fluide est généralement décrite par l'équation de Stokes. Cette formule n'est valable que dans des conditions particulières appelées régime de Stokes (Hadj, 2013). Les hypothèses de ce régime sont :

- ✚ les particules ont des diamètres inférieurs à 0,1 mm ;
- ✚ les seules forces appliquées sur la particule sont la force de traînée ; le poids et la force d'Archimède.

La vitesse de chute s'exprime selon la formule (I-12) :

$$V_S = \frac{50}{9} \left(\frac{\rho_p}{\rho} - 1 \right) \frac{g d_p^2}{\nu} \quad (\text{I-12})$$

Dans cette relation, g désigne l'accélération de la pesanteur (m/s²), Vs la vitesse de chute de la particule (m/s), ρ_p la masse volumique des particules (kg/m³), ρ la masse volumique du fluide (kg/m³), dp le diamètre de la particule (m) et ν la viscosité cinématique du fluide (m²/s).

✚ Équation de Weber

Les travaux de Weber ont permis de montrer que la vitesse d'une sédimentation en colonne (V_s) de particules sphériques obéit à la relation (I-13) :

$$V_s = \left[\frac{4}{3} \left(\frac{g}{C_D} \right) \left(\frac{\rho_g - \rho_l}{\rho_l} \right) d_p \right]^{1/2} \quad (\text{I-13})$$

Avec C_D un coefficient de frottement qui dépend du nombre de Reynolds (Re), ρ_g la densité de particules (kg/m^3), ρ_l la densité du fluide (kg/m^3) et d_p le diamètre de particule (m).

De façon pratique, les différentes étapes du traitement physico-chimique des eaux usées sont présentées par la figure 4.

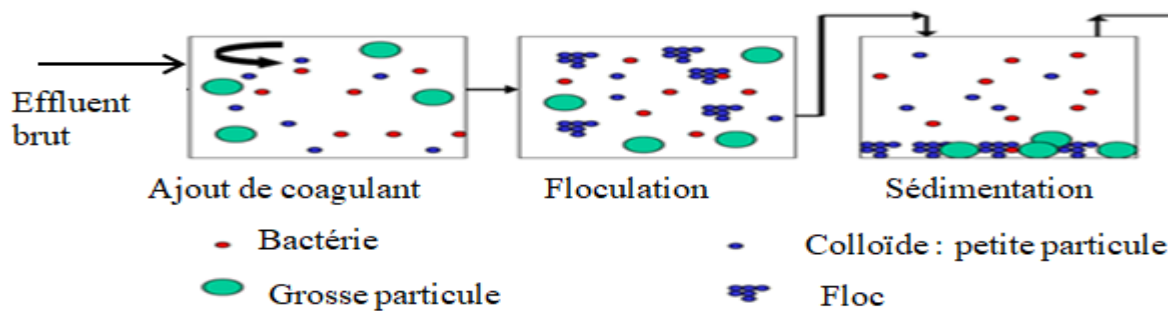


Figure 4 : Etapes du traitement physico-chimique des eaux usées (Fournier, 2008)

I.3 TRAITEMENT BIOLOGIQUE DES EAUX USEES

I.3.1 Principe

Le traitement consiste à dégrader les impuretés grâce à l'action d'une biomasse épuratrice. Cette biomasse doit être fournie en oxygène nécessaire pour sa croissance. Dans le bassin d'aération, les micro-organismes s'agglomèrent sous forme de floccs et se développent en utilisant la pollution comme un substrat nécessaire à la production d'énergie vitale et à la synthèse de nouveaux microorganismes (Figure 5). Une partie des éléments polluants qui ne sont pas dégradés biologiquement peut être adsorbée et incorporée aux floccs de boues (Brouzes, 1973).



Figure 5 : Epuration biologique aérobie (Magali, 2002)

De façon simplifiée, le processus est décrit par l'équation-bilan suivante :

Eau résiduaire + Biomasse épuratrice + O_2 \longrightarrow Eau purifiée + Accroissement de la biomasse + Gaz résiduels ($CO_2...$) [I-2].

I.3.2 Composition de la biomasse

Dans le traitement des eaux usées, la biomasse utilisée représente un écosystème très simplifié, ne contenant que des micro-organismes. Elle peut être, soit libre, c'est-à-dire intimement mêlée au milieu aqueux à épurer (boues activées), soit fixée ; elle est alors accrochée sur un support solide à la surface duquel percole l'eau à traiter (lit bactérien, biofiltre) (Cael, 2018). Elle est constituée d'êtres vivants de petite taille, plus petit que le millimètre, microflore de bactéries et microfaune d'animaux, protozoaires et métazoaires proches des vers. Ces êtres s'y trouvent en de très grand nombre, environ 10^{11} à 10^{12} par litre pour les bactéries et 10^6 à 10^8 par litre pour la microfaune. Les relations entre ces divers groupes sont relativement simples : les bactéries sont des primo-producteurs qui fixent le substrat apporté par les eaux usées sous forme de matière organique ; la microfaune se nourrit de bactéries et parfois d'autres espèces de la microfaune (Nidhal, 2012).

I.3.3 Évolution d'une culture bactérienne

La croissance d'une biomasse de concentration X mise en présence d'un substrat dégradable de concentration S à un instant initiale noté t_0 comporte quatre phases (Bernet, 2014). Il s'agit de la :

- phase de latence qui est la phase d'adaptation des micro-organismes au milieu nutritif. Dans cette phase, la cinétique de croissance est nulle ou faiblement positive ;

- phase de croissance exponentielle qui s'observe lorsque le taux de reproduction cellulaire atteint son pic et reste constant en présence d'une concentration suffisante en substrat ;
- phase de croissance ralentie qui survient lorsque la concentration en substrat baisse, la vitesse de croissance chute jusqu'à s'annuler en phase ralentie habituellement utilisée ;
- respiration endogène qui constitue la dernière phase de l'évolution de la culture et survient lorsque les micro-organismes ne sont plus alimentés, leur masse diminue en raison de la respiration endogène.

Les différentes étapes de l'évolution d'une culture bactérienne sont représentées par la figure 6.

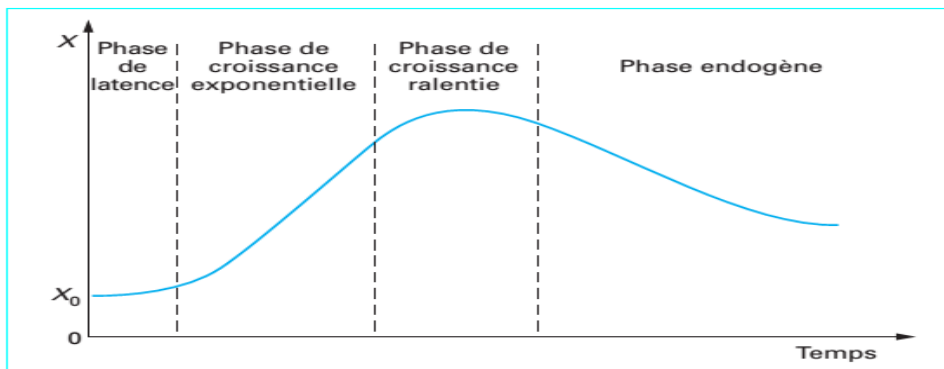


Figure 6 : Développement d'une culture bactérienne (Bernet, 2014)

La figure 6 présente les différentes phases de développement d'une culture bactérienne. Les équations qui régissent ces différentes phases sont valables aussi bien en milieu aérobie qu'anaérobie. Les valeurs des coefficients sont fonction de la nature du substrat et de divers paramètres dont la température et le pH. La croissance bactérienne, quant à elle, nécessite la présence de substrats nutritifs, notamment l'azote (N) et le phosphore (P) (Idrissi, 2006). Il faut que les valeurs de DBO_5 , de l'azote et du phosphore soient respectivement dans les proportions suivantes 100 : 5 : 1. La croissance bactérienne est accélérée dans un domaine de pH allant de 5 à 9 avec une plage optimale de 6 à 8. Par ailleurs, certaines substances peuvent avoir un effet toxique sur l'activité des microorganismes. Il s'agit essentiellement des métaux lourds (Cu, Cr^{6+} , Cd), même en faible quantité (0,1 mg/L). Quand certaines substances carbonées organiques comme le phénol et les cyanures arrivent de façon régulière, la population bactérienne peut s'acclimater à une certaine concentration de ces substances (formation de souches adaptées). Plusieurs modèles mathématiques ont été proposés pour simuler la croissance des bactéries. Cependant, le modèle de Monod, quoique le plus ancien reste le plus utilisé et le plus connu (Bernet, 2014).

$$\frac{dX}{dt} = \mu X \quad ; \text{ avec } \mu = \mu_m \frac{s}{k+s} \quad \text{(I-14)}$$

Dans cette relation, μ désigne le taux de croissance à l'instant t et k (mg/L) la concentration seuil au-dessus de laquelle le taux de croissance devient très dépendant de la concentration en substrats (Roques, 1990).

I.3.4 Mécanisme de l'élimination biologique de l'azote

L'azote contenu dans les eaux usées urbaines est principalement sous forme organique et ammoniacal. L'élimination de l'azote par voie biologique est fondée sur son oxydation qui se déroule en trois phases. Ce sont : l'ammonification qui correspond à la transformation de l'azote organique en azote ammoniacal, la nitrification ou l'oxydation de l'azote ammoniacal en nitrites et l'oxydation des nitrites en nitrates. La dénitrification est la transformation au cours de laquelle les nitrates sont réduits en diazote ou azote gazeux N_2 (Baudot et Perera, 1991). Les différentes transformations permettant de simuler la nitrification des eaux usées sont présentées ci-après :



Les auteurs de ces transformations biologiques sont les bactéries autotrophes aérobies strictes. Ces microorganismes sont sensibles aux variations de certains paramètres dont la température et le pH. Les microorganismes du genre *Nitrosomonas* sont les principaux agents de l'oxydation de l'ammonium en nitrites. Quant aux *Nitrobacter*, elles sont les principales bactéries responsables de l'oxydation des nitrites en nitrates (Dunia et Jawad, 2004). Pour constituer leurs cellules, ces bactéries utilisent du carbone minéral d'où l'appellation bactéries autotrophes. Les bactéries en charge de la dénitrification des eaux usées sont les bactéries hétérotrophes anaérobies des genres *Chromobacterium*, *Pseudomonas* et *Bacillus*. Ces bactéries réalisent une réduction dissimilative des substrats en utilisant l'oxygène des nitrates en milieu acétate (Dolle, 2003) selon la réaction suivante :



L'oxygène dissous ou l'oxygène libre inhibe la dénitrification. Des valeurs de dioxygène (O_2) dissous supérieures à $0,3 \text{ mg.L}^{-1}$ influence négativement les rendements de dénitrification (Plisson et Cantet, 1999). Le taux de croissance des bactéries en charge de la dénitrification est relativement plus faible que celui des bactéries en charge de la dégradation de la pollution carbonée. Les cultures mixtes ne sont envisageables de façon stable que lorsque le taux de croissance des bactéries hétérotrophes par de la charge carbonée est ramené au même taux que celui des bactéries autotrophes. La présence de dioxyde de carbone CO_2 ou de carbonate

reste indispensable dans une culture bactérienne. Laquelle réaction ne peut se faire qu'en milieu aérobie. La dénitrification consiste en la réduction des nitrates formés en azote gazeux ou diazote par des bactéries hétérotrophes placées dans un milieu anaérobie. L'oxygène résultant de la transformation des nitrates permet de dégrader le carbone organique nécessaire à la croissance de ces bactéries (Cabana, 2015).

I.3.5 Mécanisme de l'élimination biologique du phosphore

Pour empêcher l'eutrophisation des eaux de surface, il faut agir sur le phosphore qui est souvent considéré comme facteur limitant. Le phosphore n'est pas un élément énergétique. En effet, la dégradation des composés phosphorés contenus dans les effluents ne fournit pas d'énergie à la boue activée (Leclerc *et al.*, 1994). Il constitue donc un paramètre servant à l'élaboration de matériau cellulaire. Dans les eaux usées, les différentes formes du phosphore sont les suivantes : le phosphore insoluble contenu dans les membranes cellulaires (végétales ou animales), les ortho phosphates organiques dissociés, les phosphates inorganiques condensés et les polyphosphates. Généralement, les formes du phosphore dont les ortho phosphates et les phosphates organiques hydrosolubles en ortho phosphates constituent la moitié du phosphore dans les eaux usées (Dunia et Jawad, 2004). La déphosphatation biologique est fondée sur la suraccumulation de phosphore dans une biomasse. Si des teneurs de 2 à 3 % en phosphore dans les boues sont obtenues sous des conditions normales de dégradation d'un substrat organique, le mécanisme de suraccumulation nécessite de placer la biomasse alternativement en phase anaérobie (sans oxygène même lié à un composé chimique) et aérobie (Ansah *et al.*, 2016). Les réactions se déroulant dans chaque zone sont présentées ainsi :

- dans la zone anaérobie, il se déroule une synthèse de réserves de polyhydroxybutyrate (PHB) à partir des ions acétate produits *via* le substrat organique contenu dans les eaux à traiter puis le relargage du phosphore intracellulaire par les micro-organismes déphosphatants ;
- dans la zone aérobie, il se produit la suraccumulation du phosphore sous forme de granules de polyphosphate et la consommation des réserves de PHB.

Ces phénomènes, nécessaires au processus de déphosphatation biologique, définissent la conception des filières de traitement. Le schéma de base devra comporter au moins deux zones dont une zone anaérobie pour le relargage du phosphore et une zone aérée pour les réactions de surassimilation.

I.3.6 Différents types de traitement biologique des eaux usées

Il existe différentes méthodes d'épuration biologique des eaux usées. Celles-ci pouvant être classées en fonction du niveau d'aération (aérobie ou anaérobie) ou en fonction du mode de culture bactérienne (libre ou fixée). Certains facteurs tels que : le nombre d'habitants, la quantité d'eau à traiter, le budget, peuvent influencer sur le choix du procédé (Cael, 2018).

I.3.6.1 Cultures libres (boues activées)

Les cultures libres renferment les procédés où les bactéries sont dispersées sous forme de floes au sein du liquide à traiter (Boukerroucha, 2011). Pour ce faire, on utilise un bassin brassé, permettant de conserver en suspension la culture, au sein duquel est maintenue :

- soit une concentration d'oxygène (procédés aérobies) ;
- soit une absence d'oxygène, (procédés anaérobies).

Le plus commun des procédés par cultures libres demeure le procédé par boues activées. Ce procédé consiste à mettre en contact, dans un digesteur biologique aéré, les eaux chargées en substrats polluants avec des floes de micro-organismes en suspension. Celui-ci est actuellement le plus utilisé des procédés par cultures libres dans le traitement des eaux usées. Il s'effectue dans des usines de traitement dont l'organisation générale est schématisée sur la figure 7 (Vaxelaire, 1994):

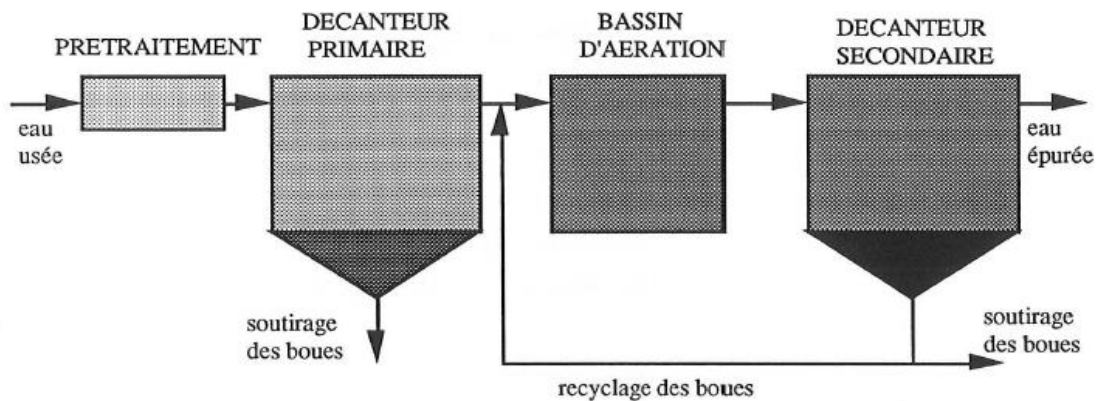


Figure 7 : Schéma d'une station d'épuration des eaux usées par boues activées (Vaxelaire, 1994)

I.3.6.2 Cultures fixées

Le terme « Cultures fixées » renferme tous les procédés où la biomasse épuratrice est accrochée sur un support solide à travers lequel percole l'eau à traiter.

I.3.6.2.1 Lit bactérien

Le lit bactérien est un procédé de traitement biologique se déroulant dans des conditions aérobies. L'épuration de la phase liquide est basée sur l'activité biochimique des bactéries qui se servent d'oxygène pour dégrader la matière organique. Cette oxydation transforme une partie de la matière organique en eau, gaz carbonique et énergie. Le résidu est transformé en biomasse concentrée sous forme de boues (Racault et Seguret, 2004). Le lit bactérien demeure le plus ancien des procédés à biomasse fixée. La biomasse est fixée sur un solide de grosse granulométrie (3 à 8 cm) sur lequel percole l'eau à traiter. L'air est transféré par diffusion à travers le film d'eau ruisselant à la surface du matériau fixé. Un important flux hydraulique assuré par un recyclage d'eau traitée permet d'évacuer les boues en excès qui sont séparées de l'effluent traité dans un décanteur situé en aval (Li et Ganczarczyk, 1990).

I.3.6.2.2 Lit immergé fixé (biofiltre)

Le procédé dit de « Lit immergé fixé » permet une concentration des microorganismes par utilisation d'un milieu granulaire fin et l'apport d'oxygène par insufflation d'air. Dans ce procédé, il n'existe pas de clarificateur. Les filtres biologiques sont des filtres constitués de matériau de faible granulométrie de sorte à obtenir une bonne filtration. Ces biofiltres sont des supports pour la biomasse fixée. Lors du fonctionnement, le biofiltre sature progressive en raison du développement de la biomasse et des matières en suspension retenues. Des lavages périodiques doivent donc être effectués. Par ailleurs, lorsque le biofiltre est colmaté ou saturé une horloge déclenche un signal (Kam *et al.*, 2017).

I.3.6.2.3 Lits fluidisés

Le procédé Biolift (OTV) est un exemple de lit biologique fluidisé. Dans ce biofiltre, le matériau support reste en suspension dans le digesteur grâce à une vitesse ascendante constante du fluide interstitiel (Gaid *et al.*, 1993). Cette fluidisation est effectuée grâce à un dispositif de type air lift extérieur au réacteur proprement parlé. L'air lift crée alors une forte recirculation. Celle-ci augmente le débit de l'effluent et constitue le flux ascendant nécessaire à la fluidisation. Le réacteur à lit fluidisé est intercalé entre la cuve de boues activées totalement transformées ou non en zone anoxie et le clarificateur existant (Racault et Seguret, 2004).

I.3.6.3 Procédés à membrane

Le fonctionnement des bioréacteurs à membrane est fondé sur le couplage de deux opérations fortement corrélées dont le traitement biologique pour la dégradation des pollutions et le

traitement physique de séparation *via* des membranes d'ultrafiltration ou de microfiltration (Arzate, 2008).

Les bactéries constituent principalement les micro-organismes contenues dans le réacteur biologique ; lesquelles bactéries assurent la transformation de la pollution en gaz (CO_2 et N_2) et en biomasse. L'eau provenant des réacteurs à membrane est généralement désinfectée et de bonne qualité. En effet, les membranes d'un tel réacteur constituent une barrière physique qui empêche le passage des matières en suspension, des bactéries et des virus (Assaad, 2006).

I.3.6.4 Lagunage

Le lagunage naturel est un procédé rustique de traitement des eaux usées domestiques. Dans un tel procédé, les effluents sont convoyés dans des bassins étanches ouverts à la circulation de l'air ambiant. A la lumière du jour, les algues photo-synthétisent leur matière organique afin d'apporter de l'oxygène à la biomasse épuratrice (Dolle, 2003). Les lagunes naturelles sont généralement de faible profondeur, environ 0,4 à 1,2 m. La grande simplicité constitue l'une des caractéristiques majeures des procédés de lagunage qui permettent le traitement des eaux usées. Une autre caractéristique importante de ces procédés est qu'ils demeurent tampon face aux variations de charges organiques ou hydrauliques. Ceci est dû au temps de rétention hydraulique qui est relativement plus élevé que dans les autres procédés. Il existe plusieurs types de procédés par lagunage dont ceux aérés mécaniquement ou non ; les procédés aérobies, anaérobies, avec décharge continue, à vidange périodique ou avec rétention complète (Sadowski, 2002).

I.3.7 Décantation secondaire

La décantation secondaire est lieu de séparation des floccs bactériens formés au cours des traitements aérobie et/ou anaérobie de l'eau épurée, avant son rejet dans l'environnement. Une partie des boues soutirées du décanteur peut être recyclée dans le bassin d'aération (Slimane *et al.*, 2018). L'autre fraction soutirée va subir un traitement tertiaire. La qualité de la séparation des boues avec l'eau épurée constitue un paramètre pour jauger l'efficacité d'une station d'épuration. Certains phénomènes dont la remontée de boues et le bulking peuvent perturber cette décantation. En effet, la remontée des boues est due aux bulles de gaz qui sont libérées au cours des réactions de dénitrification ou de fermentation anaérobie. Ces bulles de gaz s'emprisonnent dans les floccs diminuant ainsi leur masse volumique. Quant au phénomène de bulking, ils peuvent se présenter sous deux formes (Pipes, 1967). La première, appelée bulkingzoogléal désigne la floculation de particules très petites n'ayant pas une vitesse de décantation convenable. La seconde est due à une prolifération de bactéries filamenteuses

sédimentant très mal en raison de leur surface spécifique importante. L'apparition de ce phénomène est influencée par plusieurs paramètres dont l'hydrodynamique du bassin d'aération (Chudoba *et al.*, 1973), la charge massique appliquée et la présence d'exopolymères.

I.4 IMPORTANCE DE LA MODELISATION DANS L'INDUSTRIE CHIMIQUE

I.4.1 Modélisation

Le modèle constitue un vecteur essentiel de transfert de connaissances acquises en recherche vers les unités opérationnelles et décisionnelles. Il aide à la compréhension des phénomènes physiques, chimiques et biologiques. La modélisation est très importante en génie des procédés (Machkor, 2013).

I.4.1.1 Modèle

Pour un système, un modèle se définit comme une expérimentation de toute chose pour laquelle une expérimentation peut être appliquée afin de répondre de façon exacte à des questions au sujet de ce système (Hamouda, 2015). Le modèle mathématique constitue un excellent moyen de capitalisation de la connaissance en génie des procédés. Différents types de modèles dont les modèles de connaissances sont à distinguer. Ceux-ci sont des modèles analytiques obtenus à partir de lois physiques, économiques, etc. L'utilisation de ces modèles paraît fastidieuse lorsque les phénomènes sont complexes, ce qui nous amène parfois à faire des hypothèses simplificatrices (Akmel, 2009). Il existe aussi les modèles de représentation. Ces modèles sont principalement des modèles expérimentaux et d'identification et constituent en général des systèmes boîtes noires dont les paramètres n'ont aucun sens physique (Fekiri, 2013).

I.4.1.2 Modèles en génie des procédés

En génie des procédés, un modèle constitue une représentation mathématique d'un système physique pour un but et une expérience précise. Il existe plusieurs types de modèles qui sont : les modèles mécanistique ou empirique, stochastique ou déterministe, paramètres globaux ou distribués, linéaire ou non linéaire, continu ou discret, dynamique ou stationnaire.

Les modèles sont aussi bien applicables et utilisables dans plusieurs domaines tels que la conception de procédés, le suivi et le contrôle de procédés, le diagnostic de problèmes, la

sécurité des procédés, la formation des opérateurs et l'impact sur l'environnement de certaines pratiques (Hamouda, 2015).

I.4.1.3 Quelques exemples de modèle

Quelques modèles de procédés sont couramment rencontrés en génie des procédés.

✚ *Modèle de compresseur*

Le modèle de compresseur représenté sur la figure 8 est constitué d'une série d'éléments à une dimension. Dans un tel modèle, les bilans à effectués sont principalement des bilans de masse, d'énergie et de quantité de mouvement (Bekkioui, 2009).

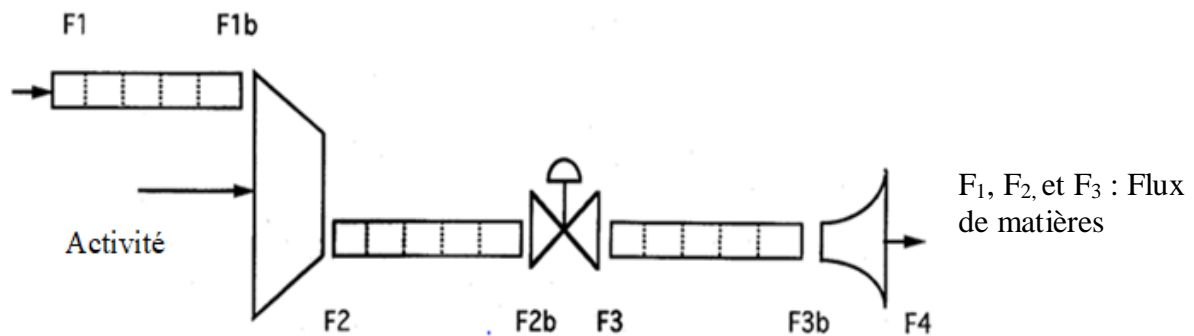


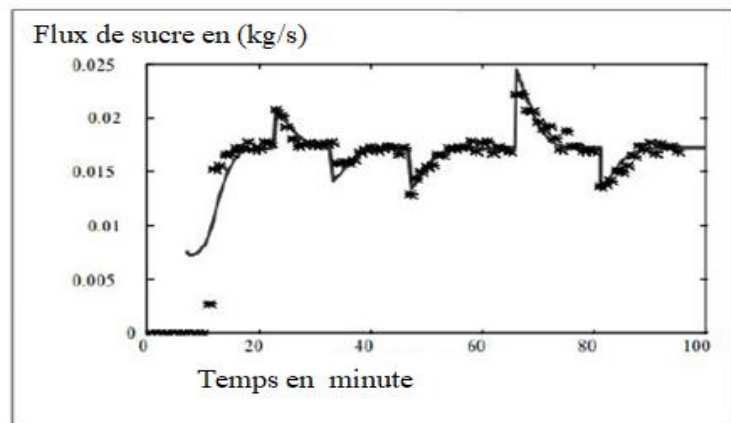
Figure 8 : Modèle d'un compresseur

✚ *Contrôle du séchage de sucre*

Le modèle présenté à la figure 9 décrit le transfert de masse et de chaleur combiné au transport de particules. La validation de ce modèle se fait sur la base des mesures en atelier (Jomaa, 1991).



(a)



(b)

Figure 9 : Unité de séchage (a) et modélisation du flux de sucre (b) (Pailler, 2016)

✚ Transport multi-échelle en milieu poreux (cas de l'écoulement du fluide sur les catalyseurs)

Un des domaines essentiels du génie des procédés est la modélisation du transport de réactif en milieu poreux. Il s'agit de la simulation des écoulements de fluides de différentes natures dans les milieux poreux et les transformations chimiques, physicochimiques et/ou biologiques qui dérivent (Figure 10) (Marcos, 2001). Ces transformations sont produites grâce aux interactions entre les constituants des phases du milieu.

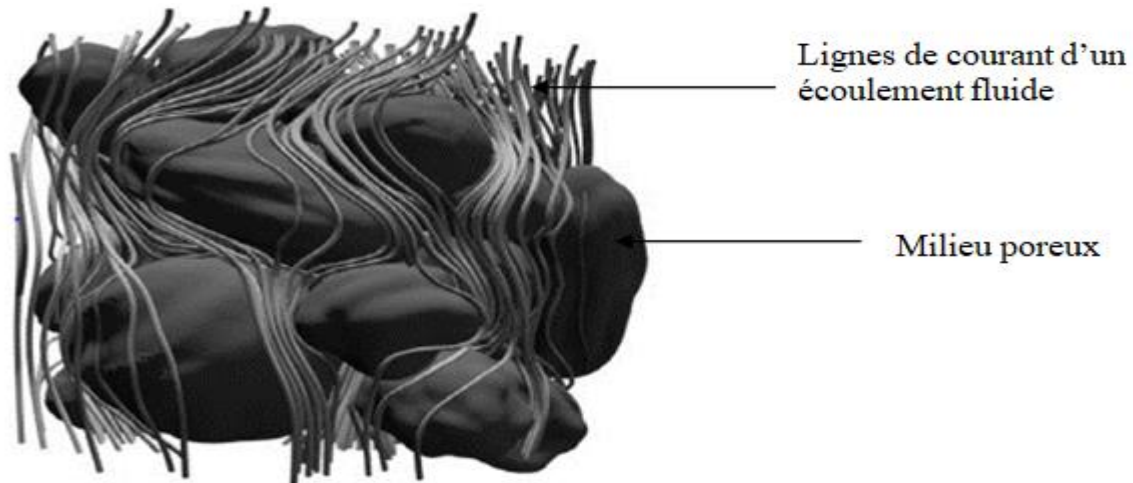


Figure 10 : Simulation 3D à la petite échelle des lignes de courant d'un écoulement fluide en milieu poreux (Pailler, 2016)

Les modèles mathématiques résultants de l'étude de ces différents phénomènes sont fortement couplés. Ainsi, la résolution de ceux-ci se fait grâce à des simulateurs complexes appelés « Multiphysic Computational Fluid Dynamics ». Ces outils permettent de simuler et conceptualiser des applications industrielles en rapport avec l'environnement et le génie des procédés tels que les bioréacteurs (méthanisation, bio-séchage), la bio-filtration, la gazéification en lit fixe, les transferts de polluants dans les nappes, etc (Pailler, 2016).

I.4.2 Modélisation

Le processus de modélisation commence par la caractérisation du système matériel qu'on étudie. Il s'agit généralement d'un mélange de constituants ou composants plus ou moins complexes. En générale, la formule chimique et certaines propriétés physico-chimiques suffisent pour caractériser un corps pur (Pailler, 2016). Toutefois, il n'en est pas de même pour tous les systèmes. La caractérisation de certains systèmes matériels tels que les électrolytes, les polymères, les solides, les systèmes biologiques nécessitent une représentation plus complexe (Diaz, 2000). Dans certains cas comme, par exemple, pour le

traitement de mélanges d'hydrocarbures, il est impossible que le modèle prenne en compte l'ensemble des constituants soit parce qu'ils ne sont pas tous connus soit parce que leur nombre est trop grand ou encore par manque d'informations sur leur teneur. Les modélisations s'appuient globalement sur les bilans, essentiellement les bilans matières et énergétiques. La modélisation est l'ensemble des procédures permettant d'obtenir un modèle. Elle désigne la traduction du système en équation mathématique (Bekkioui, 2009). Modéliser un système, c'est arriver à prédire le comportement de celui-ci. La modélisation est d'une importance capitale en ce sens qu'il constitue un outil d'aide à la prise de décisions. C'est un support de la simulation (Fekiri, 2013).

I.4.3 Modélisation de quelques systèmes en génie des procédés

I.4.3.1 Réacteur continu parfaitement agité

Les réactifs encore appelés réactants sont supposés être mélangés au sein du réacteur de sorte à pouvoir évaluer la concentration C_A . En pratique, ce pré-mélange n'est pas nécessaire. L'alimentation constante en débits est continue ainsi que le soutirage donc le régime est permanent ou stationnaire (Figure 11).

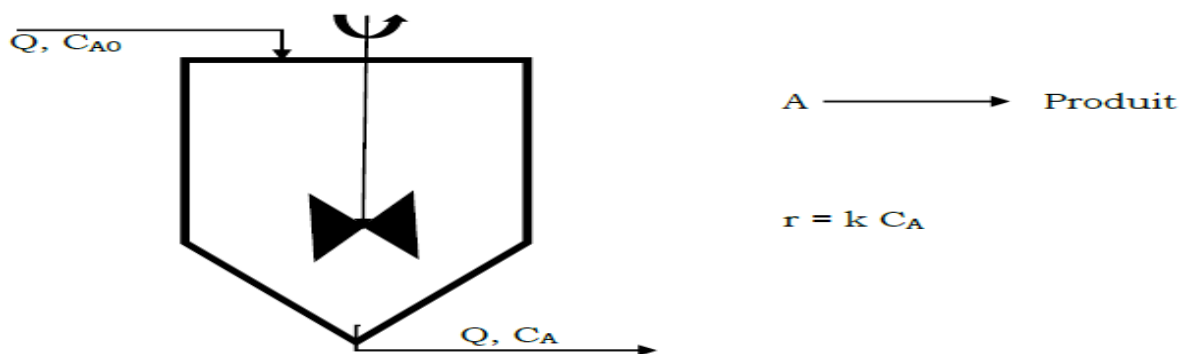


Figure 11 : Modèle de réacteur parfaitement agité (Gamrani et Chabab, 2012)

Tous les paramètres du modèle de même que la température sont uniformes dans tout le réacteur du fait d'une agitation vigoureuse. Le bilan de matière d'un constituant pris au hasard dans le réacteur s'écrit sous une forme générale :

$$Q C_{A0} - V k C_A = Q C_A + \frac{V dC_A}{dt} \quad (\text{I-15})$$

D'où l'équation dynamique du système :

$$\frac{dC_A}{dt} + \left(\frac{1}{\tau} + k\right) C_A = \frac{C_{A0}}{\tau} \quad (\text{I-16})$$

Dans cette relation, Q désigne le débit volumique, C_A la concentration molaire, V le volume de phase réactionnelle et $\tau = \frac{V}{Q}$. Cette équation donne la latitude de se prononcer sur le comportement du réacteur (Gamrani et Chabab, 2012).

I.4.3.2 Système de distillation flash

La distillation schématisée à la figure 12 constitue une opération de transfert de matière dont le but est de séparer les constituants d'un mélange liquide, homogène ou hétérogène (Assaf, 2012). Elle consiste en l'ébullition d'un mélange liquide suivie de la condensation des vapeurs obtenues, en un liquide pur ou en fraction liquide faiblement riche en constituants du mélange vaporisé (Figure 12).

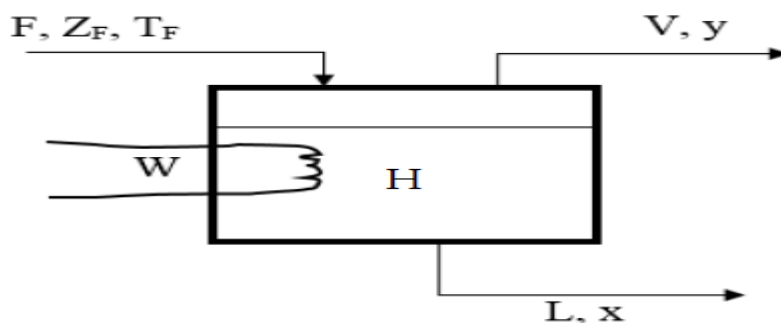


Figure 12 : Modèle d'un distillateur flash (Ahoua, 2007)

La fraction du constituant dans la vapeur y est donnée par :

$$y = \frac{\alpha x}{(\alpha-1)x+1} \quad (I-17)$$

Par ailleurs, W désigne la puissance de chauffe et H la rétention liquide. Le bilan matière s'écrit:

$$FZ_F = Vy + Lx + \frac{d(Hx)}{dt} \quad (I-18)$$

F : flux de l'alimentation ; z : fraction du constituant dans l'alimentation ; y : fraction du constituant dans la vapeur ; x : fraction du constituant dans le liquide ; L : phase liquide et V : phase vapeur.

Le bilan thermique donne :

$$FC_p + W = LC_pT + V(C_pT + \Delta H_{vap}) + \frac{d(HC_pT)}{dt} \quad (I-19)$$

Ces équations dynamiques permettent de prédire, de connaître le comportement du système donc d'agir sur certains paramètres (Ahoua, 2007).

I.4.4 Intérêts de développer des modèles

Le développement des modèles répond à plusieurs objectifs (Nganhou et Nganya, 2003). Ces modèles permettent de :

- ✚ faire la synthèse des informations disponibles. Ceci peut être le transfert de connaissances ou le partage de connaissances ;
- ✚ étudier la sensibilité d'un procédé qui consiste à jauger la sensibilité ou la fragilité d'une grandeur aux variations d'un paramètre caractéristique du système. Par exemple, on peut étudier comment la variation de la pression ou de la température à l'entrée d'un procédé industriel de production d'huile influe sur la pureté de celle-ci. Généralement, la simulation constitue le moyen idéal pour y arriver. Il convient toutefois de choisir de façon pertinente les scénarios afin de déterminer l'influence précise de chaque paramètre d'intérêt. L'utilisation de la simulation suppose l'exploration d'un nombre important de configurations, dont certaines seraient parfois impossibles à reproduire en essais. Aussi, convient-il de noter qu'une étude de sensibilité peut s'effectuer par l'analyse de données mesurées, généralement, lorsque le modèle du système n'est pas connu. Dans ce cas, cette analyse donnera des informations très importantes pour la modélisation du système. L'analyse de sensibilité doit permettre de séparer l'action de chaque paramètre et présenter graphiquement les résultats, de manière à classer ces paramètres entre eux (Melouka, 2014). La production d'un rapport d'étude de sensibilité est aujourd'hui entièrement automatisable, du fait des outils de simulation et de génération de documents. Sur la base d'une bonne compréhension, l'ingénieur, en charge de l'étude, rédigera ses conclusions du système et une analyse minutieuse de l'ensemble des résultats. En fonction de la problématique, l'étude de sensibilité permettra au concepteur de trouver la solution idoine entre plusieurs solutions techniques (le choix de réactifs ou de pièces mécaniques par exemple), d'identifier le paramètre d'intérêt qu'il doit faire varier en priorité pour modifier le comportement du système, de quantifier l'influence de phénomènes extérieures et de les intégrer, si possible, dans le système de contrôle, de spécifier son problème de commande (modèle standard) de façon adéquate et concise ;
- ✚ planifier des modifications visant l'optimisation des capacités des unités de production, le respecter des délais, l'intégration dynamique des requêtes supplémentaires au plan du travail en cours, la fourniture de l'information nécessaire à la réassignation des ressources, l'ouverture d'une grande agilité manufacturière, la gestion et l'équilibre des plans de travail ;
- ✚ conduire l'unité au plus près de ses limites en optimisant son économie et en garantissant la sécurité (Pailler, 2016).

La modélisation permet d'étudier un procédé préexistant ou en projet. Pour un procédé déjà existant, elle aide à faire un diagnostic de celui-ci en ce sens qu'elle permet de rechercher les origines d'un dysfonctionnement et les alternatives. Pour un procédé en projet, la modélisation permet d'étudier le futur fonctionnement, le dimensionnement des unités, la sécurité de l'installation jusqu'à la prévision de la rentabilité (Melouka, 2014). Toutefois, l'interprétation et la prédiction des performances du procédé restent à la charge des outils tels que l'analyse et la simulation (calculs, estimations, tests) (Ahoua, 2007).

I.5 DESCRIPTION DES PROCÉDES DE TRAITEMENT DES EAUX USEES DE SANIA-cie ET DE SUCRIVOIRE

I.5.1 Présentation de la station de SUCRIVOIRE BOROTOU-KORO

I.5.1.1 Schéma global de la station

Pour la production de l'eau potable, la station de traitement de Borotou-koro dispose de divers ouvrages comme le montre la figure 13.

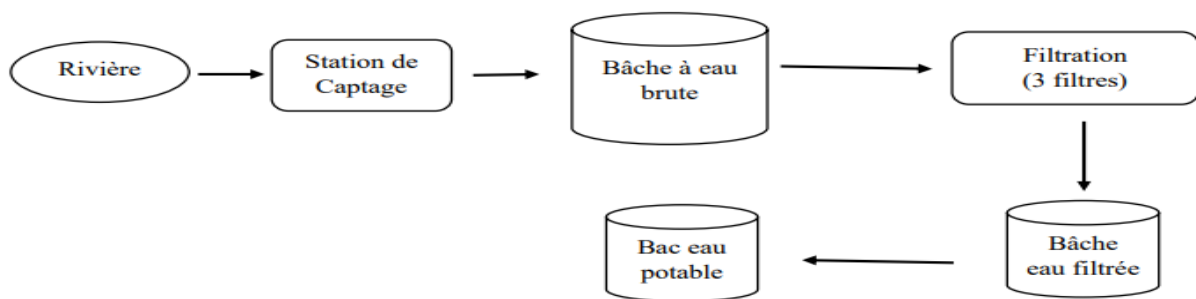


Figure 13 : Schéma global de la station de Borotou-koro

I.5.1.2 Description et fonctionnement de la station

I.5.1.2.1 Alimentation en eau de la station

La station est alimentée par l'eau d'une rivière se trouvant à 3 km de la société. L'eau est pompée depuis une station de captage dite « station C » se trouvant en bordure du fleuve. Une opération de dégrillage est effectuée dans cette station de captage de sorte à retenir les matières en suspension de grosse taille. Cette eau est ensuite recueillie dans un bassin de stockage se trouvant à la station de traitement, appelé bâche à eau brute dont la capacité est de 800 m³. Cette eau, étant de mauvaise qualité, subira des traitements afin d'être purifiée (Ariban, 2017).

I.5.1.2.2 Traitement de potabilité de la station

Des opérations sont effectuées par la station pour produire de l'eau traitée.

✚ Coagulation-floculation

La coagulation-floculation est effectuée dans la bache à eau brute par l'ajout de sulfate d'alumine utilisé comme agent coagulant. Etant donné qu'il n'existe pas d'agitateur dans le bac, l'injection du coagulant est effectuée au point de chute de l'eau brute dans la bache ; ce qui favorise une agitation conduisant à la formation de floccs. Cependant, les floccs formés mettront plus de temps à décanter compte tenu de leur petite taille et du fait que l'agitation n'est pas suffisante pour former des floccs de taille suffisante (Ariban, 2017).

✚ Filtration

La filtration est effectuée simultanément sur trois filtres gravitaires de formes cylindriques à sable d'une capacité de 75 m³ chacun. L'eau traverse le lit de sable et de gravier contenu dans les filtres sur une hauteur de 1,25 m. La granulométrie du sable dans les filtres est de l'ordre de 0,6 à 0,9 mm. L'eau ainsi filtrée est stockée dans une bache fermée appelée bache à eau filtrée dont la capacité est de 400 m³.

✚ Désinfection

La désinfection de l'eau est assurée par l'ajout d'hypochlorite de calcium sur le canal de la bache eau filtrée menant au bac d'eau potable. Après désinfection, l'eau produite est dite potable et elle est stockée dans un bac à eau potable d'une capacité de 40 m³ se trouvant à l'usine.

I.5.1.2.3 Analyses effectuées dans la station

Afin de contrôler la qualité de l'eau, la station fait l'analyse des paramètres résumés dans le tableau 1. Parmi ces paramètres figurent le pH, les MES et la Turbidité.

Tableau 1 : Paramètres analysés de l'eau sur la station de SUCRIVOIRE Borotou-koro

	Paramètre de l'eau						
Eau brute	pH	Conductivité	Couleur	Turbidité	MES	TH	Silice
Eau filtrée	pH	Conductivité	Couleur	Turbidité	MES	TH	
Eau potable	pH	Conductivité	Couleur	Turbidité			Chlore

TH : Titre hydrotimétrique ou dureté totale ; MES : Matières en suspension

I.5.2 Présentation de la station de SANIA-cie

I.5.2.1 Description du réseau de collecte des effluents

Le réseau de collecte a été construit dans sa grande majorité sous forme d'un système séparatif (un réseau pour les effluents de process et un réseau pour les eaux usées pluviale et d'entretien du sol). L'évacuation des eaux par ces deux types de réseaux est présentée en annexe 1. Le réseau de collecte des eaux du procédé en provenance de la raffinerie, la margarinerie et celles générées par le service reconditionnement sont recueillies dans les bassins en amont de la raffinerie et de la Société ivoirienne de fabrication de fûts et de margarine (SIFMA). Ces effluents sont ensuite convoyés vers le bassin florentin qui permet de recueillir tous les effluents générés par les différentes activités.

Ce réseau comporte des anomalies car les eaux pluviales surchargent inutilement le réseau de collecte des eaux usées des procédés. Elles diluent les eaux usées avant le traitement et provoque l'augmentation des rejets en amont, engendrant une augmentation des coûts d'exploitation de la station. Cela peut engendrer le non-respect des performances exigées.

La filière de traitement appliquée pour l'épuration des effluents est le procédé à boue activée (Koné, 2016).

I.5.2.2 Principe du traitement par boues activées

Le procédé biologique exploité est le procédé à boues activées à forte proportion de bactéries actives directement en contact avec les effluents à traiter. Ce processus de traitement est fondé sur la consommation par les microorganismes (ou biomasse épuratrice) de la pollution azotée, carbonée et phosphorée entrant sur la station, alors considérée comme un substrat. Pour assurer le fonctionnement d'un tel traitement, il convient alors de trouver un juste équilibre entre biomasse et substrat (Ezziane, 2007).

Pour ce type de traitement, l'oxygène est un élément essentiel à la vie de la biomasse épuratrice ainsi qu'à de nombreuses réactions biologiques et physico-chimiques. De plus, dans le fonctionnement d'une telle installation, la gestion des concentrations en oxygène est un paramètre important (Koné, 2016). Ce principe global de traitement peut être schématisé, selon la représentation de la figure 14.

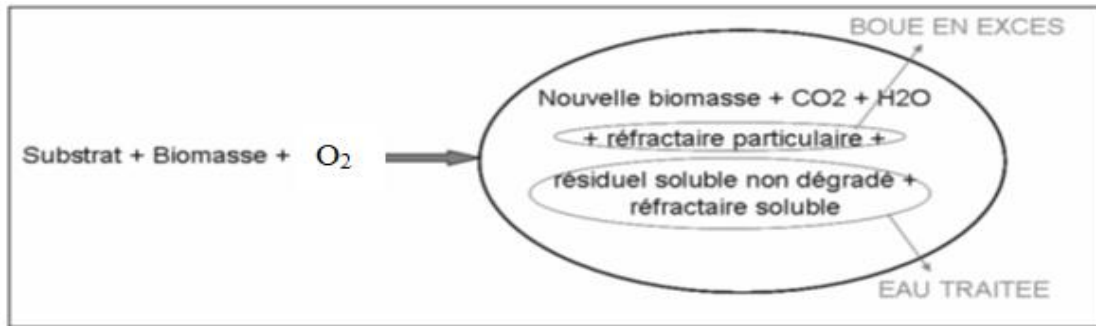


Figure 14 : Processus de dégradation de la pollution des effluents par le principe de boue activée (Bassompierre, 2007)

I.5.2.3 Description du procédé mis en place à la station de traitement

Le procédé utilisé à la station est le procédé à boues activées qui consiste essentiellement à la consommation de la pollution (substrat) par les microorganismes. La particularité du système de boues activées de SANIA-cie est que la réaction se fait dans un réacteur biologique séquentiel (RBS). Dans ce système, les effluents subissent préalablement un prétraitement, ensuite un traitement physico-chimique et enfin un traitement biologique par les boues activées en milieu anaérobie et aérobie. Ces différents traitements sont présentés dans les points suivants.

I.5.2.3.1 Prétraitement : dégrillage-dégraissage

Le prétraitement comporte plusieurs étapes. Il permet d'éliminer de l'effluent entrant sur la STEP les matières et particules qui risquent de gêner l'exploitation des ouvrages ou endommager les équipements électromécaniques placés en aval.

Pour ce faire, l'effluent passe en premier lieu par un dégrilleur, destiné à séparer les éléments grossiers de l'effluent liquide, avant d'arriver dans un dessableur-dégraisseur (Kouassi, 2015).

✚ Dégrillage : fraction particulaire grossière

Le dégrilleur est l'un des premiers éléments rencontrés dans le réseau d'une station d'épuration. Il est situé en général à l'amont des pompes et a pour rôle :

- de protéger les pompes contre les éléments volumineux ;
- d'arrêter et éliminer les matières encombrantes et abrasives ;
- d'améliorer l'efficacité des traitements ultérieurs.

Cette étape consiste à faire passer l'eau brute à travers des grilles composées de barreaux placés verticalement où l'espacement des barreaux varie de 6 à 100 mm (Koné, 2016).

✚ Dégraissage/ déshuilage dans le florentin

L'étape de dégraissage permet de réduire les graisses contenues dans l'effluent. Ces graisses non retenues peuvent engendrer un certain nombre de difficultés sur l'installation de traitement tels que le colmatage des conduites, les risques de moussage biologique en raison du substrat préférentiel de certaines bactéries filamenteuses.

Le dégraisseur est stratifié en plusieurs chicanes afin de permettre un temps de refroidissement assez long des effluents par contact direct avec l'air ambiant. L'huile remonte en surface par effet de densité puis est récupérée à partir de pièges à huiles (Kouassi, 2015). Un flotteur en présence indique l'état de remplissage complet du bassin et commande l'ouverture automatique de la vanne de trop plein qui actionne la pompe de reprise située en aval. Cette pompe évacue directement les effluents vers trois cuves de stockage.

Séquestration dans les cuves

Les effluents arrivent dans les cuves de stockage où ils subissent une première décantation due à la profondeur des cuves (80 m). Une dégradation anaérobie de la pollution carbonée peut avoir aussi lieu dans ces cuves du fait qu'elles sont fermées donc absence d'oxygène.

Collecte et homogénéisation des effluents

La collecte est réalisée par un bassin tampon afin d'assurer le conditionnement chimique des effluents issus des cuves de stockage. Le bassin tampon programme le fonctionnement de l'installation de traitement en écrêtant les pointes de pollution. Un apport d'air et un recyclage partiel sont par la suite effectués pour s'assurer d'un mélange homogène et parfait des effluents (qualité constante). Cette étape du procédé est suivie du traitement physico-chimique (Kouassi, 2015).

I.5.2.3.2 Traitement physique et chimique

Après la réduction des huiles et des graisses et l'élimination des particules volumineuses. La suite du traitement vise à abaisser de façon considérable les MES, la DBO₅ et la DCO. Pour atteindre cet objectif, l'on peut procéder par voie biologique ou physico-chimique. En effet, le rapport DCO/DBO₅ doit être de l'ordre de 2 pour rendre optimal un traitement biologique sinon un traitement physico-chimique sera plus adapté. La coagulation-floculation est une opération essentielle en traitement des effluents industriels. Bien que constituant deux (2) opérations distinctes, la coagulation et la floculation sont inséparables dans la majorité des cas. A SANIA-cie, la coagulation et la floculation sont réalisées dans deux différentes cuves de 0,125 m³ chacune avec l'utilisation du polychlorure d'aluminium (PAC) comme coagulant et du polyacrylamide (PAM) comme floculant.

Un bassin tampon est disposé à la sortie du traitement physico-chimique et permet de retenir l'ensemble de l'effluent qui s'écoule afin d'obtenir un effluent parfaitement homogène mais aussi de réguler le débit à une valeur constante vers le bassin anaérobie (Kouassi, 2015).

I.5.2.3.3 Traitement biologique

I.5.2.3.3.1 Digestion anaérobie

Le traitement de la matière organique se fait par digestion anaérobie c'est-à-dire en l'absence d'oxygène. Le mécanisme prépondérant est la décantation. Dans le cas de SANIA-cie, le bassin anaérobie a une profondeur de 8 m pour un volume de 160 m³.

Les effluents ayant séjourné dans le bassin anaérobie sont alors envoyés au centre d'un bassin de clarification de près de 30 m³ comme illustré sur la figure 15 (Koné, 2016).



Figure 15 : Zone de clarification et de dégazage

I.5.2.3.3.2 Digestion aérobie: réacteur biologique séquentiel (RBS)

Le réacteur biologique séquentiel est une installation compacte de traitement des eaux usées qui utilise les boues activées. La principale différence avec le système de boues activées « classique » est le fait que le traitement se fait dans un seul bassin sans un clarificateur en aval comme dans les systèmes courants de boues activées (New England Interstate Water Pollution Control Commission, 2005). La STEP de SANIA dispose de deux RBS qui fonctionnent en alternés (l'un est en alimentation pendant que l'autre est en aération ou en décantation). Les deux RBS ont les mêmes caractéristiques géométriques et un volume 250 m³ chacun. Le traitement complet à SANIA se déroule en 24 heures. La phase anaérobie dure environ 7 h et la phase aérobie environ 15 heures.

I.5.2.3.3.3 Traitement des boues

Les étapes du traitement des boues sont essentiellement le stockage, la déshydratation et la filtration.

✚ Stockeur des boues : Silo 1

Le silo permet de stocker 23 m³ de boues provenant de la flottation. Les boues sont stockées puis homogénéisées avec de l'air fourni par les suppresseurs. Ces boues seront ensuite déshydratées par un filtre à presse (Koné, 2016).

✚ Déshydratation

La chaîne de traitement de l'eau concentre la pollution excédentaire dans les boues. Ces dernières sont un "liquide" comprenant des matières sèches. Afin d'éliminer et éventuellement de valoriser ce sous-produit, une chaîne de traitement est nécessaire. L'étape de conditionnement de la boue a pour objectif d'en réduire le volume, de la stabiliser (suppression des odeurs), de réduire les germes pathogènes et de conditionner la boue pour une valorisation matière ou énergétique.

✚ Filtration à presse hydraulique

Le principe du filtre à presse est de comprimer la boue entre des surfaces solides pour séparer l'eau contenue dans les boues (Routhier, 2013). Cette eau étant par la suite introduite en tête de traitement. Pour ce faire, des filtres à bandes comprimant la boue entre deux bandes de toile sont utilisés. Cette phase de séparation liquide-solide est l'ultime étape du traitement. Le transport des effluents issus du silo 1 se fait sous pression à l'aide d'une pompe à piston en direction d'un banc de filtre-presse hydraulique contenant une chambre revêtue de toiles filtrantes représenté sur la figure 16.



Figure 16 : Filtre à presse hydraulique des boues (Koné, 2016)

Conclusion partielle

De nombreuses techniques sont mises au point dans le domaine du traitement des eaux cependant, les traitements biologiques et physico-chimiques restent les plus utilisés pour le traitement des effluents industriels. Les traitements physico-chimiques reposent sur

l'utilisation des réactifs chimiques alors que les traitements biologiques utilisent des microorganismes qui dégradent les polluants biodégradables. La modélisation est d'une importance capitale en ce sens qu'il constitue un outil d'aide à la prise de décisions. C'est un support de la simulation. Le système de traitement de SUCRIVOIRE Borotou-koro est un traitement physicochimique alors que celui de SANIA intègre les traitements physico-chimiques et biologiques.

CHAPITRE II:

MATERIEL ET METHODES

Le chapitre II présente tout le matériel et l'ensemble des méthodes utilisées dans ce travail.

II.1 MATERIEL

II.1.1 Effluents industriels

Les effluents utilisés dans la réalisation de ce travail sont les eaux usées provenant de SANIA-cie et de SUCRIVOIRE Borotou-koro, toutes deux des industries agroalimentaires. Ces structures occupent une place importante dans le tissu économique. En effet, SUCRIVOIRE est une usine de production de sucre (blond et blanc) à partir de la canne à sucre. Quant à SANIA-cie, elle transforme de l'huile de palme brute en huile raffinée. Aussi convient-il de noter que ces deux usines disposent des systèmes et/ou dispositifs de traitement de leurs effluents.

II.1.2 Dispositif de traitement des effluents de SANIA-cie

Le dispositif de traitement de l'usine est constitué de cinq (5) bassins dont le bassin de coagulation (Figure 17), le bassin de floculation (Figure 18), le bassin de traitement anaérobie (Figure 19), le bassin de traitement aérobie et celui de la décantation (Figure 20). L'addition du polychlorure d'aluminium (PAC) suivie d'une forte agitation provoque une déstabilisation de la charge des colloïdes présents dans les effluents.



Pompe doseuse contenant du polychlorure d'aluminium (PAC)

Figure 17 : Injection de coagulant suivie d'une agitation rapide

La phase de floculation est rendue possible par l'injection et la dispersion d'un réactif appelé floculant. Sur la station le floculant utilisé est le polyacrylamide (PAM) avec un rendement qui se situe entre $[0,01-0,03]$ kg /m³ d'eau usée traitée. Cette étape du traitement est réalisée dans une cuve de 0,125 m³ (Figure 18) où, par addition du PAM et d'une lente agitation mécanique, s'effectue la coalescence des flocons.



Pompe doseuse contenant du polyacrylamide (PAM)

Figure 18 : Injection de flocculant suivie d'une agitation rapide

Le bassin anaérobie (Figure 19) cible le traitement de la matière organique décantable. Il permet l'abattement d'une partie de la demande biochimique en oxygène (DBO_5), de la demande chimique en oxygène (DCO) et des matières en suspension (MES). Il a une profondeur de 8 m pour un volume de 160 m^3 . Le temps de séjour des effluents est d'environ 7 heures.



Figure 19 : Bassin anaérobie

Afin de maintenir leur survie, une alimentation en dioxygène des microorganismes est effectuée à partir d'un compresseur et de rampes d'insufflation depuis le fond des digesteurs (bassins aérobies). Les deux digesteurs évoluent en alternance comme illustré par la figure 20. Les effluents ont un temps de séjour atteignant 15 heures occasionnant dans le même temps une décantation. Le surnageant obtenu après décantation est évacué par gravité vers les égouts. Il est appelé « effluent traité » (Crosv *et al.*, 2010).



Figure 20 : Bassins aérobies en phase d'alimentation et d'aération (a) et en phase de décantation (b)

II.1.3 Dispositif de traitement des eaux usées de SUCRIVOIRE

Le dispositif de traitement des eaux usées de l'usine SUCRIVOIRE de Borotou-Koro est constitué de trois filtres et de trois (3) bassins dont la bache à eau brute, la bache à eau filtrée et le bac d'eau potable. Le schéma synoptique de la station est représenté sur la figure 21.

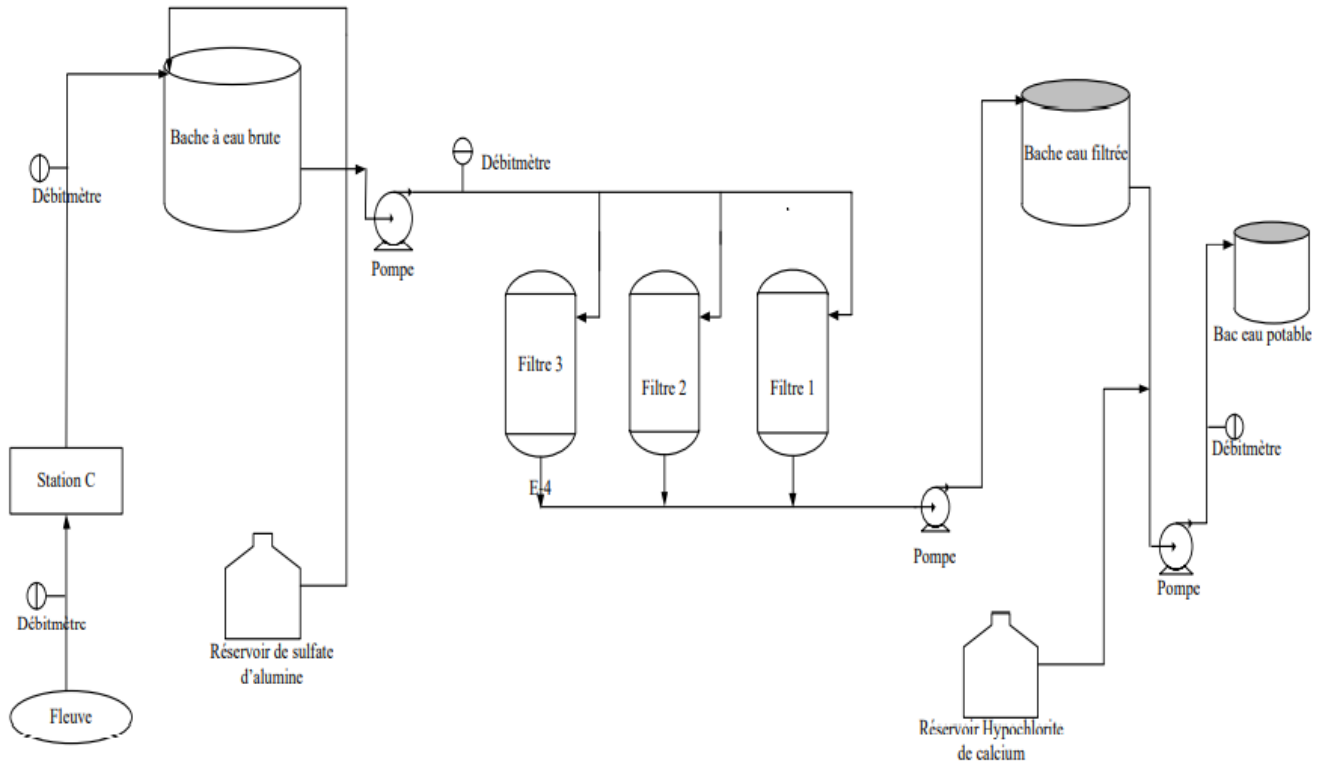


Figure 21 : Schéma synoptique de la station de traitement de SUCRIVOIRE à Borotou-Koro

II.1.4 Equipements de mesures et d'analyses

Des rapports de suivi, des fiches techniques, des logiciels, des réactifs chimiques (polychlorure d'aluminium (PAC), sulfate d'alumine (SA), polyacrylamide (PAM), NALCO 71661) et des appareillages ont été utilisés comme équipements de mesures et d'analyses.

✓ Matériel utilisé pour le traitement des eaux à SUCRIVOIRE

Le matériel utilisé se compose d'un flocculateur pour la réalisation des tests de floculation ; d'une balance de précision de 10^{-3} g de marque METTLER TOLEDO pour les pesées ; d'un spectrophotomètre HACH DR 3900 pour la lecture de la turbidité, de la couleur, des MES ; d'un pH-mètre ; d'un conductimètre et la verrerie classique de laboratoire.

✓ Matériel utilisé pour le traitement des eaux à SANIA-cie

Un mixeur (WARING PRODUCTS DIVISION) a permis d'obtenir des échantillons homogènes. La balance Sartorius de 10^{-3} g de précision a été utilisée pour la pesée des réactifs chimiques. Le spectrophotomètre HACH DR 2800 a permis de déterminer les teneurs en MES, la turbidité et le chlore total. Le pH-mètre a été utilisé pour mesurer le potentiel en hydrogène. L'oxitop® (WTW) a été utilisé pour déterminer la DBO₅. Enfin, le spectromètre HACH DRB 200 a été utilisé pour la mesure de la DCO. Pour les dosages la verrerie classique de laboratoire a été utilisée.

II.1.5 Logiciels utilisés

Les données, la modélisation, ainsi que la conception du programme de calcul ont été analysées et traitées à l'aide de trois logiciels. Ce sont Microsoft Excel, Xlstat et Comsol.

II.2 METHODES

II.2.1 Méthode d'échantillonnage

Des prélèvements réguliers ont été effectués chaque semaine, sur une période de 6 mois pour SANIA-cie et de 3 mois pour SUCRIVOIRE afin de déterminer les paramètres de contrôle qualité utiles à l'élaboration des modèles. Il s'agit entre autres du pH, de la DCO, de la DBO₅, des matières en suspension, de la couleur, la turbidité et de la conductivité. Les échantillonnages ont été effectués pendant toute cette durée. Afin de contrôler et de confirmer la répétabilité des analyses, des échantillons supplémentaires ont été prélevés chaque fois que cela s'est avéré nécessaire.

II.2.2 Détermination des paramètres de pollution

Le degré de pollution des eaux usées traitées dans les stations de traitement de SANIA-cie et de SUCRIVOIRE a été évalué par l'analyse de différents paramètres caractéristiques du niveau de pollution d'une eau usée. Cette pollution est générée par les effluents des tours de refroidissement et des unités de production auxquels s'ajoutent les eaux issues de l'opération d'entretien du sol. Les résultats d'analyses sont comparés aux critères et normes de déversements industriels en vigueur pour en déduire leur impact sur le milieu afin de proposer des solutions. Les méthodes utilisées pour les différentes analyses sont présentées dans cette section.

II.2.2.1 Détermination de la matière en suspension, de la couleur ou de la turbidité par la méthode HACH.

Le programme d'analyse correspondant « matière en suspension, couleur ou turbidité » dans le menu programme du spectrophotomètre est sélectionné. D'abord, un volume de 500 mL de l'échantillon original est prélevé et homogénéiser dans un mixeur pendant 2 minutes afin de l'homogénéiser. L'échantillon mixé est transféré dans un bécher de 600 mL, puis une quantité de 10 mL de cet échantillon est recueillie dans une cuve n°1. Ensuite, le blanc (la solution témoin) est préparé en introduisant 10 mL de l'eau désionisée dans une cuve n°2. Le blanc est introduit dans le compartiment de lecture du spectrophotomètre, la touche zéro est actionnée pour étalonner, puis le blanc est retiré pour introduire l'échantillon préparé dans le compartiment de lecture du spectrophotomètre. Le test est alors effectué en appuyant sur « mesurer » ; la valeur affichée sur l'écran est le résultat du paramètre.

II.2.2.2 Détermination du potentiel d'hydrogène

L'échantillon d'eaux usées est refroidi à température ambiante et homogénéisé puis un prélèvement de 75 mL est effectué dans un bécher de 125 mL ou un prélèvement de 25 mL dans un tube de 50 mL. L'électrode du pH-mètre préalablement contrôlée avec une solution tampon de pH connu est introduite dans l'échantillon homogénéisé par agitation continue. La lecture est faite lorsque le pH est stable environ 3 à 5 minutes.

II.2.2.3 Détermination de la Demande Chimique en Oxygène par la méthode HACH

Un volume de 2 mL de l'échantillon (effluents industriels) et 2 mL de l'eau distillée sont versés différemment dans des réactifs prêts à l'emploi (réactif à DCO). Ensuite, ces échantillons sont homogénéisés par agitation. Les échantillons homogénéisés sont placés dans un appareil de chauffage à 150 °C pendant deux heures. Ces cuves chaudes sont laissées refroidir à température ambiante. Le blanc est introduit dans le compartiment de lecture du spectrophotomètre afin de l'étalonner. Après l'étalonnage, celui-ci est retiré puis l'échantillon préparé est introduit. Le test est alors effectué en appuyant sur « mesurer » ; la valeur affichée sur l'écran est le résultat du paramètre.

II.2.2.4 Détermination de la Demande Biologique en Oxygène pour cinq jours par la méthode OXITOP/WTW

En fonction de la valeur de DCO obtenue, un certain volume (0,5 – 1L) de l'échantillon est prélevé puis transvasé dans un bocal. Un agitateur et deux pastilles de soude y sont ajoutés. Après ces ajouts le récipient est refermé puis l'oxitop® (WTW) est mis à zéro pour être ensuite placé dans un incubateur. Après cinq jours, la valeur de la DBO₅ est lue.

II.2.2.5 Détermination de la teneur en chlore

On sélectionne le programme d'analyse correspondant « chlore » dans le menu programme du spectrophotomètre. Un volume de 10 mL de l'échantillon original est prélevé. A ce volume est ajouté un réactif pour chlore. Le mélange obtenu est mixé dans un mixeur pendant 2 minutes afin de l'homogénéiser. L'échantillon mixé est transféré dans une cuve n°1. Ensuite, le blanc (la solution témoin) est préparé en introduisant 10 mL de l'eau désionisée dans une cuve n° 2. Le blanc est introduit dans le compartiment de lecture du spectrophotomètre, la touche zéro est actionnée pour étalonner, puis le blanc est retiré pour introduire l'échantillon préparé dans le compartiment de lecture du spectrophotomètre, le test est alors effectué en appuyant sur « mesurer » ; la valeur affichée sur l'écran est le résultat du paramètre.

II.2.2.6 Détermination de la conductivité

Un volume de 10 mL de l'échantillon original est prélevé et mixé dans un mixeur pendant 2 minutes afin de l'homogénéiser. L'électrode du conductimètre préalablement contrôlé avec une solution témoin préparé à l'aide de l'eau désionisée est introduite dans l'échantillon homogénéisé. La valeur affichée sur l'écran est le résultat de la conductivité de l'échantillon.

II.2.3 Détermination de la concentration optimale de coagulant et de floculant

Les essais d'optimisation des doses des produits injectés dans cette étape d'épuration, considérée comme phase principale dans la clarification de l'eau polluée, sont réalisés au sein de chaque station de traitement dans le but d'optimiser la consommation de réactifs chimiques.

II. 2.3.1. Préparation des solutions

+ Solution de coagulant

Une masse de 10 g du coagulant (le polychlorure d'aluminium pour SANIA et le sulfate d'alumine pour SUCRIVOIRE) choisi est pesée et introduite dans un récipient de capacité 1 L à laquelle sont ajoutés un volume de 250 mL d'eau distillée. Le mélange est agité jusqu'à dissolution totale du coagulant puis ajusté à un volume total de 1 litre par ajout d'eau distillée.

+ Solution de floculant organique (polyacrylamide)

Une masse de 1 g du floculant (le polyacrylamide) choisi est pesée et introduite dans un récipient de capacité 1 L à laquelle sont ajoutés un volume de 250 mL d'eau distillée. Le mélange est agité jusqu'à dissolution totale du coagulant puis ajusté à un volume total de 1 litre par ajout d'eau distillée.

+ Préparation du floculant minéral

Une solution mère de 1 g/L est préparée périodiquement par dissolution du NALCO 71661 dans de l'eau distillée.

II.2.3.2 Essais de coagulation-floculation

Les essais ont pour but la détermination des doses optimales des réactifs nécessaires à l'épuration de l'eau en fonction des caractéristiques de cette dernière.

+ Evaluation de la dose optimale du coagulant

Plusieurs essais ont été effectués afin de déterminer la dose optimale de coagulant. Un volume de 500 mL d'effluent brut est prélevé puis renversé équitablement dans dix (10) béchers. A l'aide d'une éprouvette graduée, des quantités croissantes (0, 10, 20, 25, 30, 35, 40, 50, 60, 70, ..., 500 mL) de coagulant initialement préparé, sont respectivement ajoutées dans chaque bécher selon la numérotation établie. Chaque mélange est ensuite agité pendant 2 à 3 minutes. Après agitation, les solutions sont laissées pour décantation pendant 30 min (Tandia, 2007) puis les analyses sont réalisées afin d'évaluer l'efficacité des différentes doses du coagulant.

Evaluation de la dose optimale du floculant

Le but du floculant est d'augmenter la grosseur du floc ainsi que sa vitesse de décantation. Ainsi avec les quantités des coagulants ayant permis dans les essais précédents d'obtenir le meilleur taux d'abattement de la turbidité et de MES, la même procédure est renouvelée en ajoutant cette fois, après l'étape de coagulation des volumes croissants de floculant. Pour ce faire, à l'aide d'une éprouvette graduée de 10 et 20 mL des volumes croissants (0, 5, 10, 15, 20, 25, 30, 35, 40, 50 mL) de la solution mère de floculant sont prélevés et introduits dans chaque bécher contenant les effluents ayant reçu des doses optimales de coagulant. Ensuite, le mélange est agité pendant 5 min afin d'éviter la destruction des floes formés (Khannous *et al.*, 2011). Après agitation, les solutions sont laissées pendant 30 min pour la décantation. Les différentes analyses sont effectuées afin d'évaluer l'efficacité des différentes doses et déterminer la dose optimale du floculant.

II.2.4 Modélisation de la dose de coagulant

II.2.4.1 Choix des paramètres de l'eau

Le choix des paramètres de l'eau s'est fait selon la bibliographie en considérant les paramètres qui ont une grande influence sur le procédé de coagulation-floculation (Casellas, 2002) et aussi selon la disponibilité des réactifs d'analyses au niveau du laboratoire. Ainsi, les paramètres retenus sont le potentiel Hydrogène (pH), la turbidité, la conductivité, la couleur, et les matières en suspension (MES).

II.2.4.2 Méthode de régression

La régression est un ensemble de méthodes statistiques très utilisées pour analyser la relation d'une variable par rapport à une ou plusieurs autres. Le modèle de régression linéaire reste le modèle de régression le plus répandu au monde. Cependant, lorsque le modèle n'est pas linéaire, on peut effectuer une régression approchée par des algorithmes itératifs, on parle de régression non linéaire (Tillé, 2011).

II.2.4.2.1 Régression linéaire

Est appelé modèle linéaire, tout modèle statistique pouvant s'écrire sous la forme :

$$Y = b_0 + \sum_{i=1}^k b_i X_i \quad (\text{II-1}).$$

Dans cette relation :

- Y désigne la variable que l'on observe et que l'on souhaite expliquer et/ou prédire : c'est la variable à expliquer ou variable réponse ;

- les k variables X_1, \dots, X_k sont des variables réelles ou dichotomiques, non aléatoires et également observées. L'écriture de ce modèle suppose que l'ensemble des X_i est censé expliquer Y par une relation de cause à effet. Les variables X_i sont appelées variables explicatives ou prédicteurs ;
- les b_i ($i = 1, \dots, k$) sont les paramètres du modèle, non observés et donc à estimer par des techniques statistiques appropriées.

En somme, Y s'écrit comme combinaison linéaire des X_i . La liaison entre les X_i et Y est de nature linéaire ; d'où l'appellation modèle de régression linéaire. On parle de modèle de régression linéaire simple lorsqu'il existe une seule variable explicative. Inversement, on parlera de modèle linéaire multiple lorsqu'il y a plus d'une variable explicative.

II.2.4.2.2 Régression non-linéaire

La régression non linéaire encore appelée régression polynomiale a pour but d'ajuster un modèle non linéaire pour un ensemble de valeurs afin de déterminer la courbe qui se rapproche le plus de celle des données de Y en fonction de X . Elle est utilisée pour modéliser des phénomènes complexes qui ne sont pas dans le cadre du modèle linéaire. Le modèle s'écrit sous la forme :

$$Y = b_0 + \sum_{i=1}^k b_i X_i + \dots + \sum_{i=1}^k b_i X_i^n \quad (\text{II-2})$$

Où n désigne le degré du polynôme.

II.2.4.2.3 Estimation des paramètres par la méthode des moindres carrés

La méthode des moindres carrés, indépendamment élaborée par Legendre en 1805 et Gauss en 1809, est utilisée pour comparer des données expérimentales, généralement entachées d'erreurs de mesure, à un modèle mathématique censé décrire ces données. Ce modèle peut s'écrire sous diverses formes. Il peut s'agir de lois de conservation que les quantités mesurées doivent respecter. La méthode des moindres carrés permet donc de minimiser l'impact des erreurs expérimentales en « ajoutant de l'information » dans le processus de mesure.

D'une manière générale, le modèle théorique est une famille de fonctions $f(x ; b)$ d'une ou plusieurs variables muettes x , indexées par un ou plusieurs paramètres b inconnus. La méthode des moindres carrés permet de sélectionner parmi ces fonctions, celle qui reproduit le mieux les données expérimentales (Julio, 2006). On parle dans ce cas d'ajustement par la méthode des moindres carrés. Si les paramètres b ont un sens physique, la procédure d'ajustement donne également une estimation indirecte de la valeur de ces paramètres. La méthode consiste en une prescription (initialement empirique), selon laquelle la fonction $f(x ;$

b) qui décrit « le mieux » les données est celle minimisant la somme quadratique des déviations des mesures aux prédictions de $f(x; b)$. Si, par exemple, nous disposons de N observations (y_i) tel que $i = 1, \dots, N$, les paramètres b « optimaux » au sens de la méthode des moindres carrés sont ceux qui minimisent la quantité :

$$E = \sum_{i=1}^N (y_i - f(x_i; b))^2 = \sum_{i=1}^N \varepsilon_i^2 \quad (\text{II-3})$$

Dans cette relation, ε_i désigne les résidus du modèle, c'est à dire l'écart entre la mesure y_i et la prédiction $f(x_i; b)$ du modèle. E constitue donc une mesure de la distance entre les données expérimentales et celles prédites par le modèle théorique. La prescription des moindres carrés commande que cette distance soit minimale (Laffly, 2006).

II.2.4.2.4 Evaluation de la qualité de la régression

✚ Coefficients d'ajustement d'un modèle de régression

Il s'agit essentiellement du degré de liberté du modèle (DDL), du coefficient de détermination du modèle (R^2), de la somme des carrés des erreurs (ou résidus) du modèle (SCE), de la moyenne des carrés des erreurs (ou résidus) du modèle (MCE) et de la racine de la moyenne des carrés des erreurs (ou résidus) du modèle (RMCE).

Pour mesurer la qualité de l'approximation d'un nuage (x_i, y_i) où $i=1..N$ par la droite des moindres carrés, on calcule son coefficient de corrélation défini par :

$$r(X, Y) = \frac{\sum_{i=1}^N (x_i - \bar{x})(y_i - \bar{y})}{\sqrt{\sum_{i=1}^N (x_i - \bar{x})^2} \sqrt{\sum_{i=1}^N (y_i - \bar{y})^2}} \quad (\text{II-4})$$

C'est un nombre compris entre -1 et 1, qui vaut 1 (respectivement -1) si les points du nuage sont exactement alignés sur une droite de pente a positive (respectivement négative). Ce coefficient est une mesure de la dispersion du nuage. L'approximation d'un nuage par sa droite des moindres carrés est de bonne qualité lorsque $|r(X, Y)|$ est proche de 1 (c'est à dire $r(X, Y)$ proche de 1 ou de -1) et de médiocre qualité lorsque $|r(X, Y)|$ est proche de 0. Cependant pour prendre en compte la dispersion totale de Y , il est plus commode de calculer non plus $r(X, Y)$, mais son carré appelé coefficient de détermination et noté R^2 qui vaut : $R^2 = r^2(X, Y)$. Même avec un R^2 excellent (proche de 1), le modèle peut encore être rejeté. En effet, en plus du coefficient de détermination, il faut que les résidus ε_i du modèle soient indépendants et distribués aléatoirement autour de 0, c'est-à-dire distribués suivant une loi normale (Laffly, 2006).

Test de normalité : Q-Q plot (Droite de Henry)

Le Q-Q plot permet de confronter les quantiles de 2 distributions (pas nécessairement de même effectif) dans un graphique X-Y. Si les points forment une droite : les distributions sont identiques (compatibles). Le Q-Q plot permet de comparer la fonction de répartition de l'échantillon (en abscisse) à celle qu'aurait une loi normale de même moyenne et même variance (en ordonnée). Dans le cas d'un échantillon issu d'une distribution normale, un alignement presque parfait avec la première bissectrice du plan est observé. Dans le cas contraire des écarts doivent être observés (Tillé, 2011).

Test d'Anderson-Darling

La statistique d'Anderson-Darling détermine dans quelle mesure les données suivent une loi de distribution spécifique. Pour un ensemble de données et une loi de distribution spécifiques, plus la loi est ajustée aux données, plus cette statistique sera faible. Les hypothèses du test d'Anderson-Darling sont les suivantes :

- hypothèse nulle (H_0) : la variable dont provient l'échantillon suit une loi normale ;
- hypothèse alternative (H_1): la variable dont provient l'échantillon ne suit pas une loi normale.

La valeur de p (p-value) est la probabilité qui mesure le degré de certitude avec lequel il est possible d'invalider l'hypothèse nulle. Une valeur de p inférieure fournit des preuves plus solides par rapport à l'hypothèse nulle. Si la valeur de $p \leq 5\%$ alors les données ne suivent pas une loi normale.

Coefficient de variation (CV)

Le coefficient de variation (CV) est le rapport de l'écart-type à la moyenne. Il est généralement exprimé en pourcentage. On considère qu'un coefficient de variation inférieur à 15 % indique que la population est homogène, tandis qu'un coefficient supérieur à 15% indique que les valeurs sont relativement dispersées (Tillé, 2011).

Analyse de Variance (ANOVA)

Une analyse de variance (ANOVA) vise à tester les différences significatives entre plusieurs moyennes.

Les hypothèses d'une analyse de variance sont les suivantes :

- hypothèse nulle (H_0) : les moyennes de population sont toutes égales;
- hypothèse alternative (H_1): les moyennes de population sont différentes.

Si la valeur de probabilité p est inférieure ou égale au seuil de signification (5 %), alors l'hypothèse nulle est rejetée et on conclut que toutes les moyennes de population ne sont pas égales (Laffly, 2006).

II.2.4.2.5 Méthode de régression sur Xlstat

Xlstat propose des fonctions préprogrammées parmi lesquelles l'utilisateur pourra éventuellement trouver le modèle décrivant le phénomène à modéliser. Lorsque le modèle recherché n'est pas disponible, l'utilisateur a la possibilité de définir un nouveau modèle et de l'ajouter à sa librairie personnelle. Pour améliorer la vitesse et la fiabilité des calculs, il est recommandé d'ajouter les dérivées de la fonction par rapport à chacun des paramètres du modèle. L'outil de régression de Xlstat permet d'ajuster des données à n'importe quelle fonction, linéaire ou non-linéaire en estimant les paramètres de la fonction pour un critère d'optimalité (somme des moindres carrés). Lorsque cela est possible (fonctions préprogrammées, ou fonctions dont les dérivées premières ont été entrées par l'utilisateur) l'algorithme de Levenberg Marquardt est utilisé pour estimer les paramètres du modèle sélectionné. Dans le cas où les dérivées ne sont pas disponibles un algorithme plus complexe mais efficace est utilisé. Cet algorithme ne permet cependant pas d'obtenir les écart-types des estimateurs des paramètres. Il est possible de définir des valeurs de départ pour les paramètres ainsi que leurs bornes. Les conditions d'arrêt sont, soit un nombre maximal d'itération ou la convergence de la somme des carrés des erreurs (SCE) (Laffly, 2006).

II.2.4.2.6 Données du modèle

Pour acquérir les données, des essais de floculation " Jar-Test " ont été effectués chaque jour sur une période de trois (3) mois sur l'eau brute. Chacun de ces essais a été complété par des analyses physico-chimiques (turbidité, conductivité, pH, couleur, et matières en suspension). La dose optimale de coagulant est choisie en tenant compte de la norme de l'OMS de l'eau. L'ensemble de ces valeurs (dose optimale de coagulant, caractéristiques physicochimiques), a permis à l'aide du logiciel Xlstat de faire une modélisation de ces données.

II.2.5 Modélisation en 2D de la sédimentation des particules dans l'eau à SANIA

II.2.5.1 Définition des phénomènes à modéliser

La méthode des éléments finis a été utilisée pour modéliser puis simuler la sédimentation des particules en suspension dans l'eau.

Les physiques qui interviennent dans la sédimentation des eaux usées sont :

- l'écoulement laminaire ;
- le transport d'espèces diluées.

II.2.5.2 Formulation des équations aux dérivées partielles

Le problème d'écoulement et de sédimentation est gouverné par un système de trois équations à résoudre : l'équation de conservation de masse, les équations de Navier-Stokes et l'équation de diffusion.

✚ Équation de conservation de masse

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \mathbf{v}) = 0 \quad (\text{II-5})$$

Dans cette relation, t désigne la durée, ρ la densité et \mathbf{v} le champ du débit.

Le débit journalier à l'entrée du bassin de décantation à SANIA-cie est $80 \text{ m}^3/\text{j}$ soit un débit massique initial de $Q_e = 0,93 \text{ kg/s}$.

Les conditions initiales et les conditions aux limites sont présentées sur la figure 22.

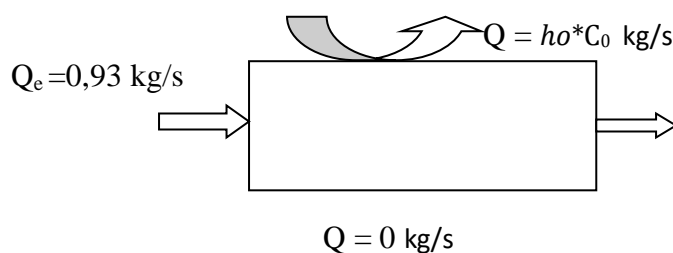


Figure 22 : Schéma présentant les conditions aux limites

Le haut du bassin est en contact avec l'air ambiant et le coefficient de convection de matière est $h \cdot o$. Les trois autres côtés du bassin sont à des flux nuls.

✚ Équations de Navier-Stokes

$$\rho \frac{\partial \mathbf{v}}{\partial t} - \eta \Delta \mathbf{v} + \rho (\mathbf{v} \cdot \nabla) \mathbf{v} + \nabla p = \mathbf{0} \quad (\text{II-6})$$

$$\nabla \cdot \mathbf{v} = 0$$

Avec \mathbf{v} le champ de vitesse, t la durée, p la pression, ρ la masse volumique du fluide et η sa viscosité.

- Conditions initiales

La vitesse d'entrée de l'effluent dans le bassin à SANIA-cie est $V_0 = 0,1 \text{ m/s}$.

La concentration de l'effluent en MES est 3000 mg/L soit une concentration massique de $0,003 \text{ g/m}^3$. Les eaux usées de SANIA sont plus chargées en matière grasse notamment l'acide palmitique du fait de sa forte teneur en huile de palme. Ainsi en assimilant une matière en

suspension (MES) à une molécule d'acide palmitique ($C_{16}H_{32}O_2$), on peut approximer la masse molaire à 256 g/mol. Sachant que $m = n \times M$, avec m masse du composé (g), M la masse molaire du composé (g/mol) et n sa quantité de matière (mol), alors, on obtient une concentration molaire moyenne de $C_0 = 1,17 \times 10^{-5} \text{ mol/m}^3$ à l'entrée du bassin.

- Conditions aux limites

Le bassin étant ouvert sur l'extérieur par le haut et à la sortie, la pression en ces frontières est la pression atmosphérique $P_0 = 1.013 \times 10^5 [\text{Pa}]$.

La condition sur les autres parois est la condition de non-glissement.

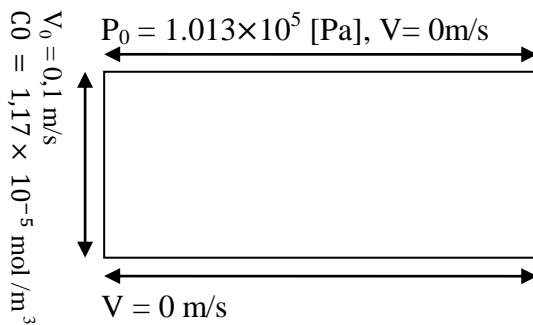


Figure 23 : Schéma présentant les conditions initiales

Phénomène de diffusion

Dans un milieu au repos, le transfert de matière par diffusion moléculaire d'une espèce A dans un fluide B est décrit par la première loi de Fick. Dans le cas d'une diffusion unidimensionnelle, suivant l'axe (ox) par exemple, on a :

$$J_A = -D_{AB} \cdot \frac{\partial C_A}{\partial x} \quad (\text{II-7})$$

Où J_A est la densité de flux molaire transférée par diffusion et D_{AB} le coefficient de diffusion moléculaire de l'espèce A au sein du fluide B. À trois dimensions,

$$J_A = -D_{AB} \cdot \nabla(C_A) \quad (\text{II-8})$$

D'une manière générale, la diffusion d'une espèce i dans un fluide est décrite par la première loi de Fick :

$$J_i = -D_i \cdot \nabla(C_i) \quad (\text{II-9})$$

Où J_i (molécules/s/m²) est le vecteur-densité de courant des molécules i, C_i (molécules/ m³) leur concentration et D_i (m²/s) le coefficient de diffusion.

II.2.6 Modélisation en 2D du traitement Biologique des eaux usées à SANIA-cie

II.2.6.1 Choix du type de procédé

Pour l'étude du traitement biologique des eaux usées, nous avons opté pour le procédé d'épuration par les boues activées utilisé à SANIA-cie. En effet, ce procédé offre de très grandes performances pour l'élimination de la pollution carbonée, azotée et phosphorée grâce à une biomasse libre dans les bassins. Il peut être schématisé comme suit (Figure 24):

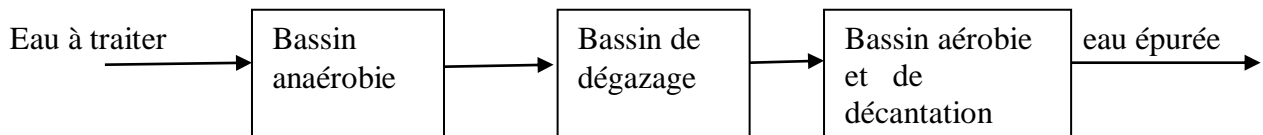


Figure 24 : Schéma du traitement par boues activées de l'usine de SANIA-cie

Selon le mode de fonctionnement du procédé, il a été distingué différents procédés, par exemple :

- Pour l'élimination carbonée et azotée

Le bassin de boues activées, comprend deux zones dont une zone d'anoxie (sans aération) et une zone aérée. La position de la zone anaérobie, permet d'utiliser la totalité des eaux usées comme source de carbone et d'assurer, au stade aérobie, la nitrification et l'élimination de la pollution carbonée. Par les recirculations des boues de retour et complémentaire, une fraction importante des nitrates sortant de la zone aérobie est renvoyée en tête de la chaîne de traitement pour être dénitrifiée (Figure 25).

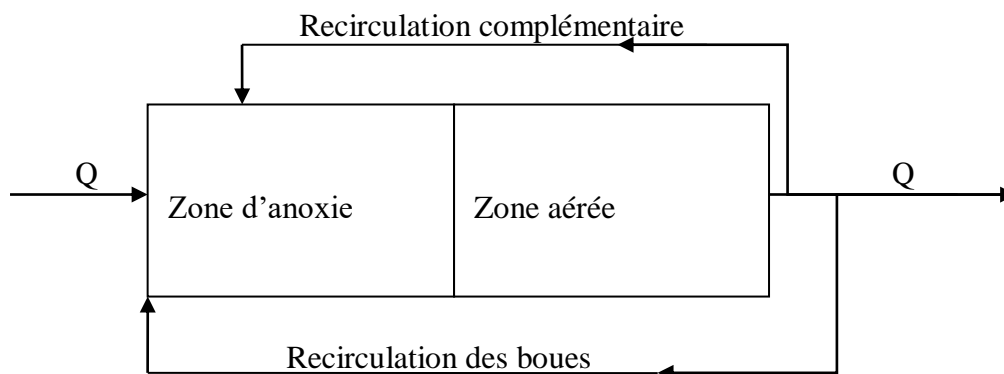


Figure 25 : Bassin de boue activée avec recirculations complémentaires

- Pour l'élimination de phosphore

Le bassin de boues activées (Figure 26) est composé de deux zones : une zone anaérobie (absence d'oxygène), suivie d'une zone aérobie où se réalise l'élimination de la pollution carbonée. Dans la zone anaérobie, en présence du carbone organique apporté par l'eau usée, il

se produit le relargage du phosphore (Boukerroucha, 2011). La zone aérée demeure le siège des réactions de sur-assimilation (Figure 26).

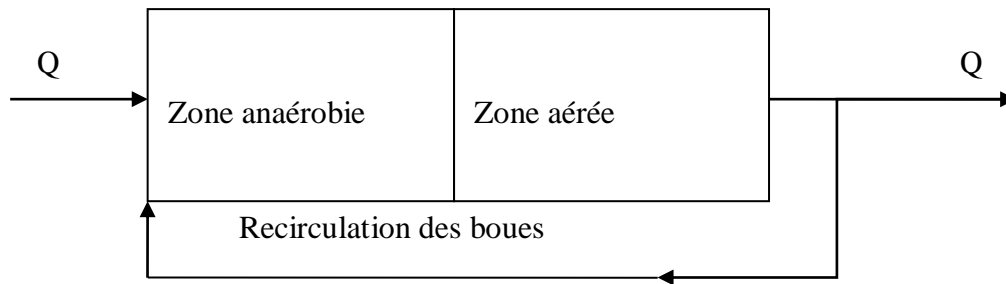


Figure 26 : Bassin de boue activée sans recirculations complémentaires

II.2.6.2 Choix du modèle

L'association internationale de l'eau (IWA) a produit une série de modèles pour les stations d'épuration utilisant la technique d'épuration par les boues activées (Henze *et al.*, 2006). Ces modèles sont basés sur la description détaillée des processus biologiques. Les modèles de boues activées (ASM) sont les plus connus et les plus utilisés dans la modélisation et l'optimisation des procédés de traitement des effluents par boues activées. Cette famille de modèles a été développée vers la fin des années 1980. Le premier modèle élaboré est le modèle ASM1 (le modèle de boues activées N°1). Ce modèle intègre les fondements connus à l'époque dans le traitement du carbone et de l'azote. Vers les années 1990, ce modèle ASM1 s'est répandu au niveau international et a été intégré dans un grand nombre de logiciels de simulation commerciaux. Dans cette famille, deux autres modèles ont été développés à savoir le ASM2 et le ASM3.

Le modèle de boues activées N°2 (ASM2), quant à lui permet de simuler l'élimination biologique du phosphore (Henze *et al.*, 2006). Ce modèle (ASM2), à la différence de l'ASM1 décrit la structure interne de la biomasse et prend en compte l'élimination du phosphore par son intégration dans la biomasse épuratrice. De plus, le modèle ASM2 comporte deux processus chimiques qui sont utilisés pour décrire la précipitation chimique du phosphore. Cependant, la validité de ce modèle est contestée. En effet, ce modèle ne permet pas la représentation des inhibitions de la dénitrification. C'est alors qu'une version modifiée (le modèle ASM2d) de celui-ci a été publiée en 1999 par Henze. Toutefois, l'intégration d'une structure interne de la cellule dans ce modèle rend difficile l'identification des variables et l'applicabilité de ce modèle. Gujer *et al.* (1999) ont alors proposé le modèle de boues activées N°3 (ASM3) qui constitue une version alternative à l'ASM1. Le modèle de boues activées N°3, quant à lui, tient compte du stockage intracellulaire lors de la dégradation de la matière

organique dans le processus de boues activées. Ce stockage correspond à la formation de composés intracellulaires (polymères). L'hydrolyse qui constituait le processus central dans le modèle ASM1 devient le stockage de substrats organiques dans le modèle ASM3. Ce modèle ASM3 paraît plus prometteur. Cependant, il demeure complexe jusqu'à présent au regard du modèle ASM1 qui le précède. Vu que les données collectées et déterminées à SANIA-cie ne renseignent pas sur le taux de phosphore de l'effluent à traiter alors le modèle ASM1 qui décrit simplement la dégradation carbonée et azotée a été choisi dans cette étude.

II.2.6.3 Formulation des équations du modèle ASM1

Les équations du modèle ASM1 sont décrites par des matrices. Dans ce modèle, une ligne correspond à un processus et une colonne correspond à une variable comme présenté dans l'annexe 2. Le modèle comporte en tout, 13 variables, 8 processus et les différents paramètres cinétiques et stœchiométriques dont le cumul donne 19 (Annexe 3). Le langage adopté pour écrire les équations du modèle est celui qu'ont recommandé Henze *et al.* (1987). Dans le modèle ASM1, la croissance de la biomasse constitue le socle du processus de la dégradation. Les coefficients de la matrice sont notés v_{ij} . Par ailleurs, ces coefficients sont considérés négatifs lorsqu'il s'agit d'une consommation et positifs s'il s'agit d'une production. Les indices i , quant à eux, désignent les composants tandis que les indices j désignent les processus. Les expressions qui décrivent la vitesse de chaque processus sont consignées dans la colonne de droite. Quant aux coefficients stœchiométriques, ils sont consignés à l'intérieur de la matrice et constituent le poids de chaque processus dans la production et la consommation de chaque composante. D'une manière générale, le bilan de matière s'écrit comme suit :

$$\text{Entrée} + \text{Réaction} = \text{Sortie} + \text{Accumulation.}$$

La continuité des équations est assurée en supposant que toute la DCO perdue du fait de la mortalité de la biomasse épuratrice est équilibrée par l'utilisation d'oxygène.

II.2.6.4 Variables du modèle ASM1

Les unités des variables du modèle ASM1 dépendent du composant indexé. Ainsi, les composants carbonés s'expriment en mg DCO.L^{-1} et les composants azotés en mg N.L^{-1} . Dans ce modèle, les variables concernent uniquement les polluants organiques et la biomasse. En effet, le modèle ASM1 ne prend pas en compte les composants inorganiques. Quant aux bilans de matières, ils sont établis en termes de transfert d'électrons dans les réactions d'oxydo-réduction du métabolisme des microorganismes. Lorsque ces variables décrivent

l'effluent d'entrée, elles sont considérées comme variables d'entrée et sont fournies lors de la modélisation. Aussi, convient-il de préciser que ces variables sont considérées comme variables d'état, si elles décrivent le contenu des bassins. Dans ce dernier cas, elles sont calculées à partir des équations et des variables d'entrée. Les variables du modèle ASM1 peuvent être également considérées comme variables de sortie, si elles décrivent l'effluent et la boue extraite ; elles sont alors calculées à partir des variables d'état. Pour toutes ces variables, les composés solubles sont notés S et les composés particuliers sont notés X (Gujer *et al.*, 1999).

II.2.6.4.1 Variables carbonées

La répartition de la demande Chimique en Oxygène totale (DCO_{tot}) est présentée comme telle dans l'organigramme de la figure 27.

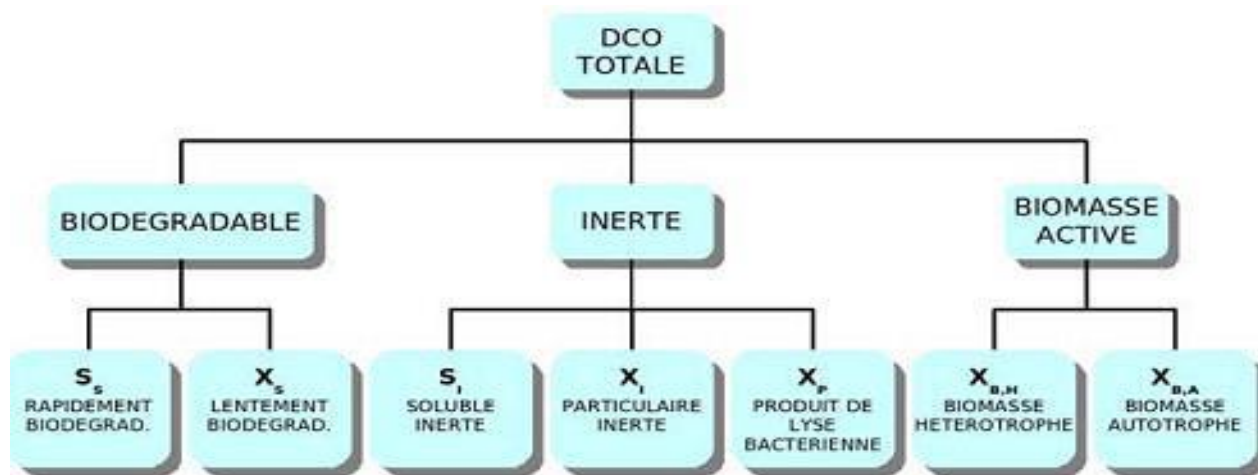


Figure 27 : Fractionnement de la DCO (Henze *et al.*, 2006)

Les polluants biodégradables étant des substrats de croissance pour les bactéries, ils sont répartis en deux catégories en fonction de leur vitesse de dégradation. La première catégorie concerne la fraction des composés rapidement biodégradables (S_s) et la seconde, la fraction des composés lentement biodégradables (X_s) (Figure 27). La catégorie des substrats rapidement assimilables est constituée des molécules solubles simples qui passent au travers de la membrane cellulaire. Ces molécules sont immédiatement métabolisées pour la production de l'énergie et la multiplication des microorganismes. La catégorie des substrats lentement dégradables est constituée des molécules organiques plus complexes sous forme particulaire et/ou colloïdale (Hauduc, 2011). Ces substrats, quant à eux, doivent subir au préalable une étape d'hydrolyse enzymatique afin de permettre leur absorption et leur utilisation. Les polluants inertes sont répartis en trois groupes dont les composés solubles

notés S_I , les composés particuliers notés X_I et les composés issus de la décomposition de la biomasse notés X_p . En effet, ces fractions de polluants inertes ne sont pas affectées par l'activité biologique dans le système. Elles proviennent de la lyse bactérienne ou sont issues du mouvement des eaux usées dans les conduites. Les composants inertes solubles jouent un rôle de traceurs dans la chaîne de traitement car, ils entrent et sortent du système au travers de l'effluent du clarificateur sans être modifiés. Par contre, les composants inertes particuliers sont accumulés dans les matières volatiles en suspension (MVS) inertes ou sont piégés dans les boues pour être évacués à la fin du traitement. De même, une partie peut subsister dans l'eau épurée qui sort de la chaîne de traitement (Ariban *et al.*, 2016). La biomasse épuratrice encore appelée biomasse active est divisée en deux catégories de micro-organismes dont la biomasse hétérotrophe notée $X_{B,H}$ et la biomasse autotrophe notée $X_{B,A}$. Enfin, le bilan de matière de la DCO se présente comme suit :

$$DCO_{tot} = S_I + S_S + X_I + X_S + X_P + X_{B,A} + X_{B,H} \quad (II-10)$$

II.2.6.4.2 Variables azotées

L'azote total noté N (total) se présente sous deux formes : l'azote organique N (Org) et l'azote inorganique N (Inorg). La détermination de ces formes d'azote est présentée ci-après :

$$N(\text{Org}) = NTK - N(\text{NH}_4^+) \quad (II-11)$$

$$N(\text{Inorg}) = N(\text{NH}_4^+) + N(\text{NO}_3^-) + N(\text{NO}_2^-) \quad (II-12)$$

$$N(\text{total}) = N(\text{Org}) + N(\text{Inorg}) \quad (II-13)$$

Avec: NTK Azote total kjeldahl ; $N(\text{NH}_4^+)$ azote ammoniacal ; $N(\text{NO}_3^-)$ nitrate et $N(\text{NO}_2^-)$ nitrite. La pollution azotée est divisée en plusieurs formes comme présentée sur la figure 28.

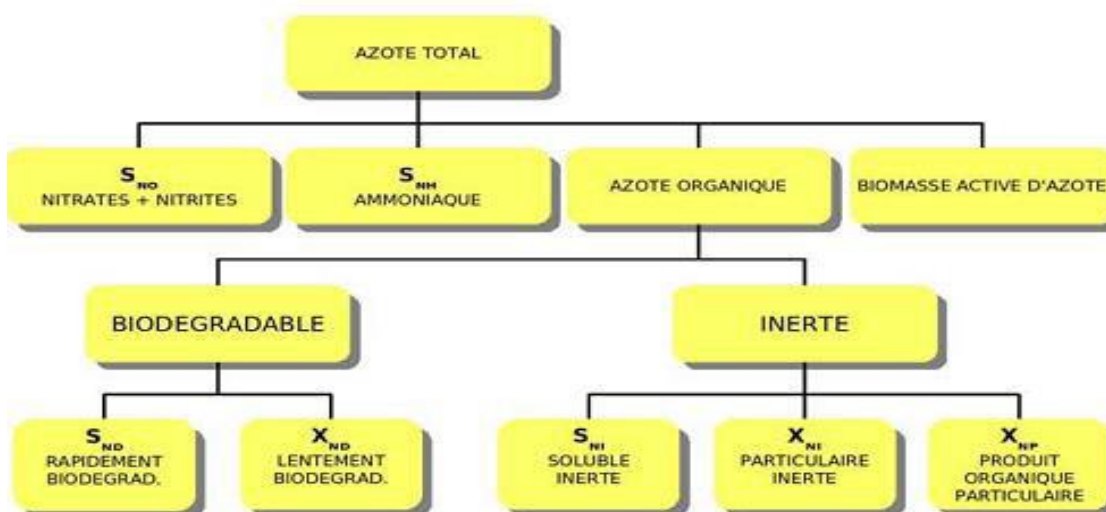


Figure 28 : Fractionnement de l'azote (Henze *et al.*, 2006)

Dans le modèle ASM1, les variables décrivant les polluants azotés dans les eaux usées se répartissent en plusieurs catégories ou fractions (Figure 28). En effet, l'ASM1 considère la matière azotée totale comme la somme des valeurs de l'azote Kjeldahl (\mathbf{NTK}), des nitrites ($\mathbf{N_NO_2^-}$) et des nitrates ($\mathbf{N_NO_3^-}$). L'azote Kjeldahl est constitué de l'azote organique et de l'azote ammoniacal ($\mathbf{S_{NH}}$). L'azote organique, quant à lui, se divise en deux fractions dont la fraction biodégradable et la fraction inerte. Cette dernière peut être soluble ou particulaire. Par ailleurs, ce modèle permet d'explicitier la fraction de l'azote organique biodégradable particulaire notée $\mathbf{X_{ND}}$ et celle de l'azote organique biodégradable soluble notée $\mathbf{S_{ND}}$. La biomasse active d'azote intégrée dans le modèle s'explique par le fait que la décroissance de celle-ci conduit à la production d'azote organique biodégradable particulaire. Aussi, convient-il de préciser qu'il est possible de calculer la fraction d'azote organique associée avec les produits particuliers organiques inertes ($\mathbf{X_{NP}}$) et la fraction particulaire organique inerte ($\mathbf{X_{NI}}$) même si elles ne sont pas décrites dans la matrice du modèle. Enfin, il faut noter que la nitrification de l'azote ammoniacale en nitrate ($\mathbf{S_{NO}}$) ne constitue qu'une étape de la chaîne de transformation de la variable azote (Metahri, 2012).

II.2.6.4.3 Autres variables

Deux autres variables sont décrites dans le modèle ASM1. Ce sont la concentration de l'oxygène dissous ($\mathbf{S_O}$) et l'alcalinité ($\mathbf{S_{ALK}}$). La concentration de l'oxygène dissous ($\mathbf{S_O}$) se présente comme une concentration négative en DCO tandis que l'alcalinité n'affecte pas de processus dans le modèle (Dunia et Jawad, 2004).

II.2.6.5 Processus pris en compte par l'ASM1

Dans le modèle ASM1, les huit (8) processus établis sont décrits par les concepts tels que la croissance de la biomasse, la décomposition ou lyse de la biomasse, l'ammonification de l'azote organique et les hydrolyses des produits particuliers.

Ces processus dérivent de la dynamique de deux populations bactériennes dont les hétérotrophes et les autotrophes.

La croissance de la biomasse est modélisée à partir du modèle cinétique de Monod. Les cinétiques de croissance sont d'ordre 1 par rapport à la concentration en bactéries puis sont modulées par le substrat et les accepteurs d'électrons considérés comme facteur limitant. Les différents processus intégrant le modèle ASM1 sont décrits en considérant l'activité de deux types des microorganismes que sont les hétérotrophes et autotrophes.

 **Processus 1** : Croissance aérobie de la biomasse hétérotrophe ($\mathbf{X_{B,H}}$)

La croissance s'effectue grâce à la fraction du substrat rapidement biodégradable (S_S). De l'ammoniaque est incorporée dans les nouveaux tissus au cours de la synthèse des bactéries et en quantité suffisante en vue d'inhibition en cas de carence. La cinétique de croissance des bactéries est limitée, essentiellement, par les concentrations du substrat S_S et du taux d'oxygène dissous S_O . Ce processus débouche principalement sur la production de nouveaux microorganismes et la dégradation du substrat.

✚ Processus 2 : Croissance anoxique de la biomasse hétérotrophe ($X_{B,H}$)

En l'absence d'oxygène, certains microorganismes hétérotrophes utilisent les nitrates comme accepteurs terminaux d'électrons et les substrats rapidement biodégradables (S_S) pour assurer leur croissance. Ce processus conduit à la dénitrification qui consiste en la production de la biomasse hétérotrophe et de l'azote gazeux par réduction des nitrates. Le modèle ASM1 prend en compte la baisse de la vitesse de croissance des microorganismes hétérotrophes *via* la réduction de la cinétique de croissance d'un facteur η_g (<1), processus au cours duquel une quantité d'azote ammoniacal est utilisée dans la synthèse cellulaire.

✚ Processus 3 : Croissance aérobie de la biomasse autotrophe ($X_{B,A}$)

La production des microorganismes autotrophes et la consommation de l'oxygène dissous donne lieu à une réaction de nitrification ; laquelle réaction conduit à l'oxydation de l'ammoniaque en nitrates. À l'image de la croissance des hétérotrophes, l'ammoniaque est également utilisée dans la production des bactéries fournissant une quantité nécessaire d'azote incorporée dans les nouvelles bactéries. Le processus révèle un effet net dans l'alcalinité (provenant de la conversion de l'ammoniaque en biomasse et de l'oxydation de l'ammoniaque en nitrate) et dans la demande totale en oxygène.

✚ Processus 4 et 5 : Mortalité des biomasses hétérotrophe et autotrophe

La mortalité des biomasses est modélisée selon les hypothèses du concept de mort-régénération. En dépit des conditions d'aération du milieu, la mort des microorganismes hétérotrophes et autotrophes se produit continuellement. Les cellules mortes sont transformées sous forme binaire c'est-à-dire en DCO particulaire inerte X_i et en substrat lentement biodégradable X_S . Suite à la mort des microorganismes, la quantité d'azote organique contenu dans leur masse cellulaire est restituée au milieu. Celle-ci vient s'ajouter à la quantité d'azote organique particulaire X_{ND} préexistante. Au cours de la mortalité des biomasses, il n'y a de consommation de DCO et même les accepteurs d'électrons ne sont utilisés.

✚ **Processus 6** : Ammonification de l'azote organique soluble

La réaction d'oxydation de l'azote organique soluble S_{ND} en azote ammoniacal suit une cinétique d'ordre 1 par rapport à la biomasse hétérotrophe $X_{B,H}$. Elle ne dépend pas des conditions d'aération du milieu réactionnel.

✚ **Processus 7** : Hydrolyse de la matière organique

Se retrouvant dans la boue activée, le substrat lentement biodégradable X_S est transformé en substrat rapidement biodégradable S_S puis est utilisé par les micro-organismes en croissance. La modélisation du processus d'hydrolyse est fondée sur des cinétiques de surface. Ce processus est réalisable aussi bien en milieu aérobie comme en milieu anoxie. En vue de compenser la baisse du taux d'hydrolyse dans les conditions d'anoxie, un coefficient η_h est introduit. Par ailleurs, la cinétique de la réaction d'hydrolyse est d'ordre 1 par rapport à $X_{B,H}$ pour les faibles quantités de substrat. Cependant, elle sature lorsque cette quantité devient grande par rapport à la concentration en biomasse contenue dans le réacteur (ordre 0).

✚ **Processus 8** : Hydrolyse de l'azote organique

Le pourcentage de la solubilisation de l'azote organique particulaire est fonction du pourcentage de solubilisation de la matière organique particulaire, dans les proportions des quantités de biomasse en mesure de dégrader ces composés (Henze *et al.*, 1987).

II.2.6.6 Hypothèses simplificatrices et restrictions du modèle ASM1

La conception du modèle ASM1 est centrée sur les hypothèses simplificatrices.

✚ **Hypothèse 1** : Le système est isotherme

Comme la plupart des coefficients varient en fonction de la température, leur fonctionnalité doit être clairement exprimée dans les expressions de vitesse de sorte que les variations de température dans le temps soient prises en compte.

✚ **Hypothèse 2** : Le pH est quasi neutre et demeure constant

Comme mentionné précédemment, il est bien connu que le pH influence un grand nombre de coefficients. Cependant, l'expression de cette influence reste à la charge d'un nombre d'expressions restreint, d'où l'hypothèse d'un pH constant. L'intégration de l'alcalinité dans le modèle permet à l'utilisateur de déceler les problèmes liés au contrôle du pH.

✚ **Hypothèse 3** : Le changement de la nature de la matière organique reste telle quelle dans une fraction donnée.

Ceci traduit que les coefficients dans les expressions de taux sont supposés constants. Cependant, la possibilité de variation au cours du temps de la concentration associée à une fraction influente n'est pas exclue. Ainsi, bien que le traitement de la variabilité des charges d'entrée soit possible, il n'en est pas de même pour les changements de caractère ou nature des déchets.

- ✚ **Hypothèse 4 :** Le modèle ne prend pas en compte les effets de limitation de l'azote, du phosphore et des autres nutriments inorganiques sur l'élimination du substrat organique de même que la croissance cellulaire.

En effet, l'insuffisance inorganique et les nutriments peuvent influencer la croissance de la biomasse épuratrice et par conséquent le traitement biologique. Ainsi, veiller sur la présence de quantités suffisantes de nutriments inorganiques dans le réacteur demeure nécessaire pour une croissance équilibrée.

- ✚ **Hypothèse 5 :** Pour une eau usée donnée, les facteurs de correction η_h et η_g demeurent constants.

Il est donc possible que leurs valeurs soient influencées par la configuration du système. Cependant, cela n'a pas été pris en compte.

- ✚ **Hypothèse 6 :** Les coefficients de nitrification sont supposés constants et incorporent les effets inhibiteurs que d'autres constituants de déchets sont susceptibles d'avoir sur eux.

- ✚ **Hypothèse 7 :** Supposant que la biomasse hétérotrophe est homogène, elle ne subit donc pas de changements dans la diversité des espèces.

Cette hypothèse trouve sa justification dans l'hypothèse de paramètres cinétiques constants. Cela sous-entend que les effets sur la régularité des boues des gradients de concentration du substrat, de la configuration du réacteur, etc., ne sont pas considérés.

- ✚ **Hypothèse 8 :** Le modèle suppose un piégeage instantané des matières organiques particulières dans la biomasse.

- ✚ **Hypothèse 9 :** Le fonctionnement du modèle suppose que l'hydrolyse de la matière organique et de l'azote organique sont couplées et se produisent en même temps avec des proportions identiques.

- ✚ **Hypothèse 10 :** La perte de biomasse active par décomposition ne dépend pas du type d'accepteur d'électrons présent dans le réacteur.

II.2.6.7 Conditions de validité du modèle

La validation de ce modèle nécessite un certains nombres de conditions. Ainsi, les conditions de validité du modèle sont libellées comme suit :

✚ Condition 1

Le pourcentage de croissance des microorganismes doit se situer dans le domaine favorisant le développement d'une biomasse floconneuse. Vu que le modèle ne tient pas compte de la décantation des boues, l'utilisateur doit se rassurer de l'existence des conditions nécessaires pour une sédimentation correcte des boues formées.

✚ Condition 2

La décantation des boues est fonction de la concentration des particules entrant dans le décanteur disposé à la sortie de la chaîne de traitement. Ainsi, outre la possibilité de réduction mathématique du temps de rétention hydraulique du réacteur par l'augmentation de la concentration de boues activées, un tel compromis n'est pas envisageable dans la pratique en raison de la difficulté d'obtention de boues en quantité suffisante et fortement concentrées.

✚ Condition 3

Afin d'éviter la dégradation des caractéristiques de la décantation des boues, il y a lieu de s'assurer que la fraction non fraîche du volume du réacteur n'excède 50 %.

✚ Condition 4

Dans un réacteur aéré, l'intensité de mélange est corrélée à la puissance consommée par unité de volume pour le transfert d'oxygène. Lorsque cette intensité excède 240 s^{-1} , une déstabilisation des floes peut entraîner une mauvaise décantation des boues (Gujer *et al.*, 1999).

II.2.6.8 Valeurs des variables de l'effluent à l'entrée

Dans la présente étude, la portion de matière organique (MO) particulaire biodégradable représente le cumul de la fraction particulaire biodégradable X_S , de la biomasse hétérotrophe $X_{B,H}$ et autotrophe $X_{B,A}$. L'hypothèse d'un taux de la fraction particulaire biodégradable X_S complètement convertie en biomasse hétérotrophe $X_{B,H}$ est admise. Ainsi,

$$X_S + X_{B,H} + X_{B,A} = X_{B,H} \quad (\text{II-14})$$

Quant à la biomasse inerte X_i produite par la destruction de la biomasse active, elle est préalablement prise en compte à partir d'un taux de fraction noté f_p telle que :

$$X_p = f_p (b_H \times X_{B,H} + b_A \times X_{B,A}) \quad (\text{II-15})$$

Ainsi, la détermination de fractions carbonées implique la détermination des différents apports de S_i , X_i , S_s et $X_{B,H}$ contenues dans l'effluent d'entrée du digesteur. Le fractionnement utilisé dans la conception de ce modèle est celui utilisé couramment dans la littérature. Ces différentes proportions sont regroupées dans le tableau 2.

Tableau 2 : Valeurs fréquentes dans la littérature du fractionnement de la DCO sur un effluent brut en fonction de la température.

	% S_i en DCO	% S_s en DCO	% X_s en DCO	% X_i en DCO	% X_{bh} en DCO
Kappeller (1992) (à 15 °C)	12	8	55	10	15
Kappeller (1992) (à 22 °C)	20	11	53	9	17

II.2.7 Modélisation avec Comsol multiphysics

Les différentes équations du modèle ASM1 permettant de décrire les différents phénomènes, réactions et processus ont été intégrées dans le logiciel Comsol pour la conception du modèle multiphysique de traitement des effluents industriels.

II.2.7.1 Conceptualisation des bassins

Comsol est un outil de travail très pratique. Il a l'avantage d'avoir un espace de travail comportant les trois dimensions (1D, 2D et 3D). Ce logiciel permet donc de schématiser à échelle réduite toutes sortes de figures géométriques (Daouda, 2016).

Dans le cadre de ce travail, une simulation à dimension 2 a été choisie, donc dans le plan (Ox, Oy). Effet, on suppose que les propriétés tant géométriques que physiques des bassins ou réacteurs sont uniformes suivant l'axe (Oz). Ainsi, ce modèle se limitera à une étude en deux dimensions (2D) et comportera trois parties.

- la modélisation et simulation du bassin anaérobie ;
- la modélisation et simulation du bassin aérobie ;
- la modélisation et simulation des décanteurs (primaire et secondaire).

II.2.7.2 Modélisation et simulation du bassin anaérobie

La procédure de modélisation du bassin anaérobie commence par le choix de la dimension (2D) suivi des étapes ci-après :

- déclaration de paramètres et des variables du modèle (1_Paramètres.txt Variables 2_Variables.txt) ;
- choix de la première physique : la physique utilisée est l'écoulement laminaire (spf) ;

- identification des Propriétés du fluide ($T=20\text{ }^{\circ}\text{C}$; masse volumique ρ et viscosité dynamique μ définies à partir du matériau choisi sur le domaine) ;
- détermination des conditions initiales (Champs de vitesse [en x : 0 m/s et en y : $0,5\text{ m/s}$] ; Pression $P = -g_{const} * \rho_{eau} * y$) ;
- conditions aux limites : Continuité d'écoulement ; Entrée du bassin (Vitesse normale d'entrée $U_0 = 0,5\text{ m/s}$) ; Sortie du bassin (Condition limite : pression $p_0 = 0\text{ Pa}$ et Suppression du reflux) ;
- choix de la deuxième physique : la deuxième physique choisie est le transport d'espèces diluées (tds) ;
- insertion des Mécanismes complémentaires : le seul mécanisme complémentaire dans cette étude est la convection ;
- définition des Propriétés de transport (Champ de vitesse : à partir de la physique précédente) ;
- déclaration des Valeurs initiales (concentrations initiales) et des caractéristiques de l'écoulement entrant (Valeurs des concentrations à l'entrée du bassin) ;
- intégration des équations des Réactions (Pour chaque réaction n et pour chaque espèce i , $R_i = \nu_i * r_n$; ν_i coefficient stœchiométrique et r_n vitesse globale de la réaction)
- définition du maillage : le maillage est contrôlé par la physique ;
- choix du régime de l'étude (etude1) : Temporel ; pas de temps : range (0, 0.1, 14400) en seconde.

II.2.7.3 Modélisation et simulation du bassin aérobie

La procédure de modélisation du bassin aérobie est similaire à celle du bassin anaérobie. La différence se situe au niveau des réactions décrivant la digestion des substrats en milieu aérobie par des bactéries aérobies et en milieu anaérobie par la biomasse anaérobie (Torrijos *et al*, 2004). Les étapes se déclinent comme suit :

- déclaration de paramètres et des variables du modèle (1_Paramètres.txt Variables 2_Variables.txt) ;
- choix de la première physique : la physique utilisé est l'écoulement laminaire (spf)
- identification des Propriétés du fluide ($T=20\text{ }^{\circ}\text{C}$; masse volumique ρ et viscosité dynamique μ définies à partir du matériau choisi sur le domaine) ;
- détermination des conditions initiales (Champs de vitesse [en x : 0 m/s et en y : $0,5\text{ m/s}$] ; Pression $P = -g_{const} * \rho_{eau} * y$) ;

- conditions aux limites : Continuité d'écoulement ; Entrée du bassin (Vitesse normale d'entrée $U_0=0,5 \text{ m/s}$) ; Sortie du bassin (Condition limite : pression $p_0 = 0 \text{ Pa}$ et Suppression du reflux) ;
- choix de la deuxième physique : la deuxième physique choisie est le transport d'espèces diluées (tds) ;
- insertion des Mécanismes complémentaires : le seul mécanisme complémentaire dans cette étude est la convection ;
- définition des Propriétés de transport (Champ de vitesse : à partir de la physique précédente) ;
- déclaration des Valeurs initiales (concentrations initiales) et des caractéristiques de l'écoulement entrant (Valeurs des concentrations à l'entrée du bassin) ;
- intégration des équations des Réactions (Pour chaque réaction n et pour chaque espèce i , $R_i=ν_i*r_n$; $ν_i$ coefficient stœchiométrique et r_n vitesse globale de la réaction)
- définition du maillage : le maillage est contrôlé par la physique ;
- choix du régime de l'étude (etude2) : Temporel ; pas de temps : range (0, 0.1, 54000) en seconde.

II.2.7.4 Modélisation et simulation du décanteur

La démarche générale de modélisation sous le logiciel Comsol est la même que précédemment. Seuls les physiques, les paramètres, les variables et les différentes valeurs d'entrées et de sorties qui changent. Ainsi, la modélisation du décanteur se présente comme suit :

- dimension du modèle est 2D ;
- déclaration des paramètres et des variables : (3_Paramètres.txt, 3_Variables.txt) ;
- choix de la physique : Modèle de mélange Euler-Euler, écoulement turbulent (ee) ;
Type de modèle de turbulence : RANS, k-ε, Turbulence à deux phases : Mélange ;
- identification des propriétés de la phase :

Température $T= 20 \text{ }^\circ\text{C}$; Phase continue : l'eau (ρ_{eau} ; μ_{eau}) ; Phase dispersée : solide ($\rho_{\text{particule}}$ et $d_{\text{particule}}$) ;

- déclaration des conditions initiales :

Champ de vitesse phase continue : u_{c2} [en x : 0 m/s et en y : 0 m/s] , Champ de vitesse phase dispersée : u_d [en x : 0 m/s et en y : $-V_{\text{dec}}$] ; Pression : $P_2 = -\rho_{\text{eau}}*g_{\text{const}}*y$; ...

Fraction volumique, phase dispersée : $\phi_{id} = 0$; Gravité [en x : 0 et en y : $-g_{\text{const}}$] ;

- valeur des paramètres d'entrée :

Champ de vitesse phase continue : uc_0 [en x : V_e et en y : 0 m/s], Champ de vitesse phase dispersée : ud [en x : V_e et en y : V_{dec}], Fraction volumique, phase dispersée : $phid0 = 0.4$;

- valeur des paramètres de sortie et des conditions aux limites :

Condition limite de mélange : pression, contraintes visqueuses nulles ; $P0 = 0 \text{ Pa}$;

- maillage de la géométrie : Maillage Contrôlé par la physique ;
- choix du régime de l'étude 3 : régime Temporel, le pas de temps : range (0, 0.1, 10800) en seconde.

II.2.7.5 Géométries des bassins et réacteurs utilisés

Les géométries des bassins et réacteurs utilisés dans la conception de ce modèle ont été construites par le logiciel Comsol et rendent compte des dimensions et géométries des bassins de l'usine de traitement cible.

La géométrie et le maillage du bassin de décantation primaire sont présentés sur la figure 29.

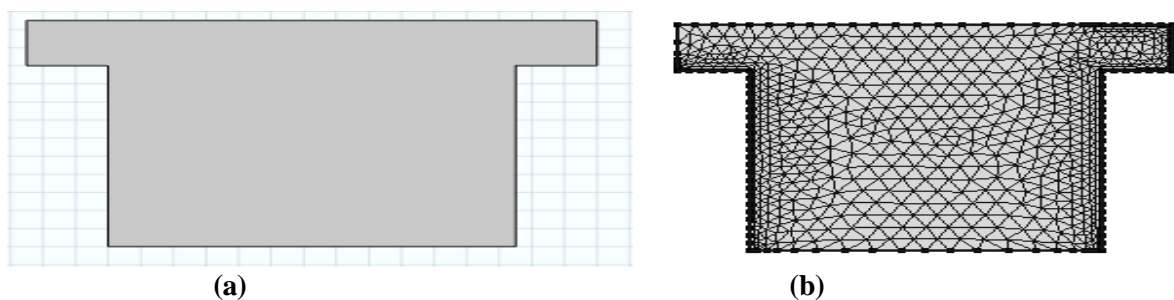


Figure 29 : Géométrie (a) et maillage (b) du bassin de décantation primaire

Les géométries des bassins anaérobie et aérobie sont données par la figure 30.

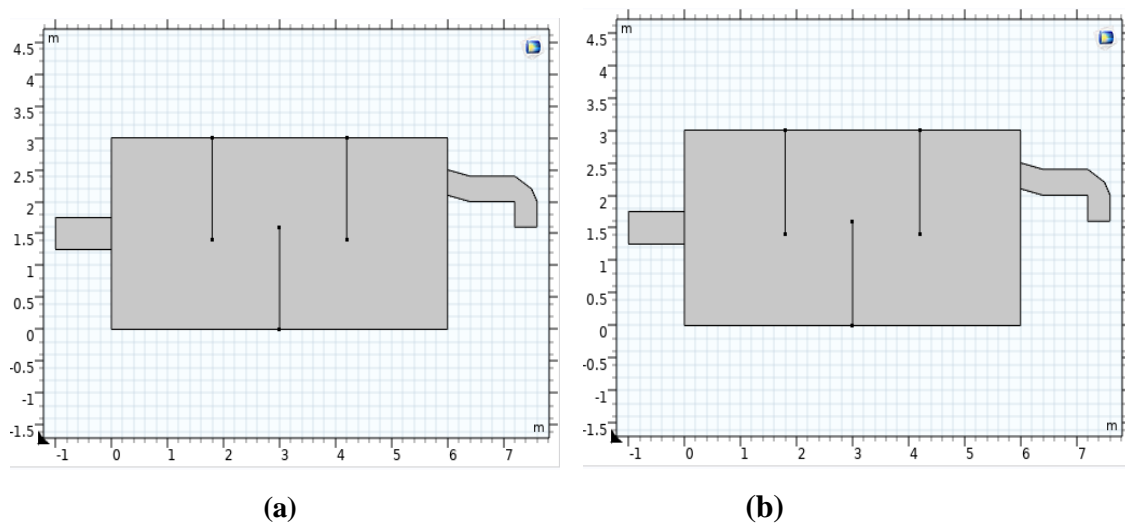


Figure 30 : Géométries des bassins anaérobie (a) et aérobie (b)

La géométrie du bassin de décantation secondaire est donnée par la figure 31.

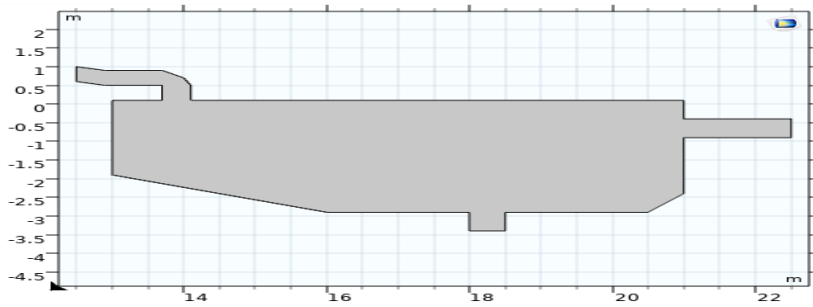


Figure 31 : Géométrie du bassin de décantation

La géométrie du système de traitement biologique et physique mis en place dans la station de traitement de SANIA-cie est donnée par la figure 32.

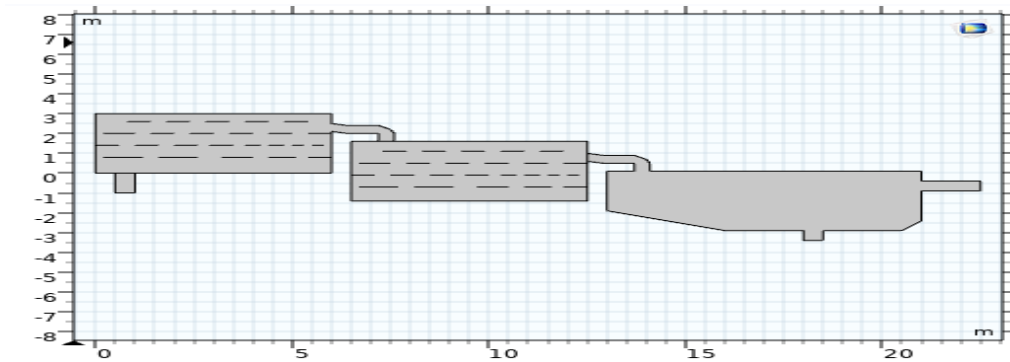


Figure 32 : Géométrie du système de traitement biologique et physique couplé

II.2.7.6 Etude qualitative

L'étude qualitative vise à comprendre le comportement des microorganismes aérobies et celui des microorganismes anaérobies à partir de l'analyse des courbes représentant l'évolution des paramètres physicochimiques et biochimiques que sont la demande chimique en oxygène (DCO), la demande biochimique en oxygène (DBO_5) et la quantité d'azote produite sans tenir compte des valeurs réelles de ces paramètres et la durée réelle du traitement. Les résultats des calculs sont obtenus au bout de 10 min avec une vitesse de l'effluent dans chaque bassin de 0,5 m/s et à la pression régnant dans chaque bassin. Le temps est très négligeable comparé aux temps de dégradation biologique dans la réalité (environ 24 heures). Ceci est fait dans le but d'analyser qualitativement l'évolution des paramètres d'étude.

II.2.7.7 Principe de validation des modèles ou simulations effectuées

La validation du modèle consiste à comparer les valeurs obtenues par simulation à celles mesurées in situ, par le biais du coefficient de performance (γ). Celui-ci est rendu par la relation :

$$\gamma = \frac{\tau}{\alpha} \quad (\text{II-16})$$

Avec τ le rendement du modèle et α le rendement du terrain.

$$\tau = \frac{\text{Grandeur}_{\text{entrée}} - \text{Grandeur}_{\text{sortie}}}{\text{Grandeur}_{\text{entrée}}} \times 100 \quad (\text{II-17})$$

$$\alpha = \frac{\text{Grandeur}_{\text{extraite}}}{\text{Grandeur}_{\text{initiale}}} \times 100 \quad (\text{II-18})$$

Il ressort que $0 \leq \gamma \leq 1$. Le modèle est jugé bon ou performant lorsque le coefficient de performance γ est proche de 1.

Le coefficient de performance global du modèle γ_G s'obtient à partir de la moyenne arithmétique des coefficients de performances relatifs. Ainsi, pour N coefficients de performances, le coefficient de performance global du modèle γ_G est donné par la relation :

$$\gamma_G = \frac{\sum_{k=1}^N \gamma_k}{N} \quad (\text{II-19})$$

Dans cette étude, trois coefficients de performance sont utilisés pour le calcul du coefficient de performance global du modèle γ_G . Il s'agit des coefficients de performance relatifs à la décantation des matières en suspension (décantation primaire), à la demande chimique en oxygène (DCO) et à la quantité de boue produite à la sortie du traitement biologique (décantation secondaire).

II.2.7.8 Etude de la sensibilité des modèles

L'étude de la sensibilité du modèle a consisté à faire varier les paramètres d'entrée afin d'observer l'effet de variation sur les résultats du modèle. Plusieurs simulations ont été effectuées en faisant varier les paramètres tels que la vitesse, le temps de séjour, la DCO, les MES de l'effluent à traiter, conformément aux paramètres du modèle étudié.

Conclusion partielle

Le matériel utilisé est constitué essentiellement des effluents, des dispositifs de traitement et du matériel classique de laboratoire de chaque usine. La première phase de la méthodologie a consisté à la caractérisation des effluents pendant que la deuxième a été consacrée à l'optimisation du procédé de traitement physicochimique des deux stations. La troisième phase a été la modélisation multiphysique. Pour la validation des modèles, une étude

expérimentale a été effectuée. Dans cette étude, les paramètres des effluents ont été déterminés expérimentalement. Les valeurs expérimentales ont été confrontées à celles des modèles numériques élaborés en vue de valider les résultats prédits.

CHAPITRE III :

RESULTATS ET DISCUSSION

Le chapitre III expose les résultats expérimentaux et ceux obtenus par simulation suivis de la discussion.

III.1 Optimisation des traitements physiques et chimiques

III.1.1 Résultats

III.1.1.1 Paramètres de contrôle qualité

Les résultats présentés dans cette partie sont ceux déterminés expérimentalement. Ils concernent les paramètres des effluents de SUCRIVOIRE et de SANIA-cie.

III.1.1.1.1 Caractéristiques des eaux de la station de SUCRIVOIRE

Les résultats de la caractérisation des effluents sont présentés dans le tableau 3. L'analyse de ce tableau montre que, pendant la saison sèche, la qualité de l'eau traitée respecte pour la plupart des paramètres les normes de l'OMS (pH compris entre 6,5 et 8,5 ; conductivité ($\mu\text{S}/\text{cm}$) comprise entre 50 et 500 ; Turbidité (FTU) ≤ 5 , Couleur (mg/L pt) ≤ 15 ...). Cependant, une mauvaise qualité des eaux traitées par la station pendant les saisons pluvieuses durant la campagne a été notée (turbidité (FTU) = 27 - 32 > 5 et couleur (mg/L pt) = 254 - 296 > 15).

Tableau 3 : Résultats des analyses de l'eau traitée par la station sur différentes périodes

Périodes	Paramètres	Résultats station			Normes de l'OMS
		Eau brute	Eau filtrée	Eau traitée	
saison sèche pendant la campagne	pH	7,63	7,66	7,69	6,5 - 8,5
	Conductivité ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	87,99	86,65	93,93	50-500
	Turbidité (FTU)	2	0	1	≤ 5
	Couleur (mg/L pt)	29	5	0	≤ 15
	MES (mg/L TSS)	2	0	-	Trace
	TH ($^{\circ}\text{f}$)	3,2	3,1	-	≤ 5
	Silice	18,0	-	-	-
	Chlore (mg/L)	-	-	0,52	0,1-0,6
saison pluvieuse	pH	7,14	6,81	6,82	6,5 - 8,5
	Conductivité ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	62,46	67,97	68,26	50-500
	Turbidité (FTU)	32	28	27	≤ 5

pendant la campagne	Couleur (mg/L pt)	296	254	257	≤ 15
	MES (mg/L TSS)	20	15	-	Trace
	TH (°f)	2,2	2	-	≤ 5
	Silice	20	-	-	-
	Chlore (mg/L)	-	-	0,32	0,1-0,6
saison pluvieuse pendant l'inter-campagne	pH	7,08	6,32	6,71	6,5 - 8,5
	Conductivité (µS/cm)	50,89	61,03	61,56	50-500
	Turbidité (FTU)	43	3	2	≤ 5
	Couleur (mg/L pt)	495	64	41	≤ 15
	MES (mg/L TSS)	66	8	-	Trace
	TH (°f)	2,5	1,9	-	≤ 5
	Silice	-	-	-	-
	Chlore (mg/L)	-	-	0,45	0,1-0,6

- : Non déterminé ; TSS: Total Suspended Solids ; FTU: Formazine Turbidity Unit.

III.1.1.1.2 Caractéristiques des effluents de SANIA-cie

Il s'agit essentiellement des paramètres de contrôle qualité de l'usine de traitement des effluents de SANIA-cie : le potentiel d'Hydrogène (pH), la turbidité, la Demande Chimique en Oxygène (DCO), la Demande Biochimique en Oxygène (DBO) et les Matières en Suspension (MES). Les résultats après analyse des échantillons sont présentés dans les tableaux 4, 5 et 6. Le tableau 4 présente les résultats de la DCO des effluents bruts sur 30 jours. L'analyse de ce tableau 4 montre que la DCO des effluents bruts varie de 760 à 4990 mg O₂/L avec une moyenne globale de 2871,5 ±374,2 mg O₂/L. Des variations très importantes de la DCO des effluents bruts admis dans la station sont constatées.

Tableau 4 : Suivi de la DCO des effluents bruts admis à la station de SANIA-cie

Jours	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	moyenne
DCO (mg O ₂ /L)	3547	760	3480	2370	3470	2930	940	4080	1800	2525	2871,5 ±374,2
Jours	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	
DCO (mg O ₂ /L)	2080	3900	2000	1395	5370	1990	2081	4630	2725	1110	
Jours	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	
DCO (mg O ₂ /L)	2630	5147	4400	4945	2070	2300	2550	4990	1630	2300	

Le suivi des valeurs du pH, de la demande chimique en oxygène (DCO) et de la demande biochimique en oxygène (DBO₅) des effluents traités qui sortent du procédé a donné les résultats du tableau 5. Celui-ci présente en plus des références des échantillons prélevés, les valeurs journalières de la DCO, du pH et de la DBO₅ des effluents traités qui sortent de la chaîne de traitement. Par ailleurs, pour chaque série de valeurs, les moyennes, les écarts type et les coefficients de variation ont été calculés. Il n'y a pas de variation significative entre les valeurs journalières du pH (CV = 4,33 % < 15 %). Pour la DCO (CV = 52,80 %) et la DBO₅ (CV = 53,33 %), une variation significative est observée entre les valeurs journalières.

Tableau 5 : Suivi du pH, de la DCO et de la DBO₅ des eaux traitées de SANIA-cie

N°	pH	DCO	DBO ₅
1	6,88	350	80
2	7,52	960	120
3	7,27	280	80
4	7,27	360	80
5	6,91	380	100
6	6,91	400	90
7	7,38	460	100
8	7	220	60
9	7,11	360	90
10	6,94	303	50
11	6,96	150	30
12	6,85	223	30
13	6,63	137	30
14	7,03	207	130
15	6,79	550	200
16	7,81	373	170
17	7,47	530	170
Moyenne	7,10 ± 0,3	367,2±193,9	94,7±50,5
Coefficient de variation (CV) (%)	4,33	52,80	53,33

Quelques prélèvements ont été effectués à la sortie des bassins anaérobie et aérobie afin de déterminer les valeurs des DCO après chaque type de traitement. Les résultats obtenus sont consignés dans le tableau 6. Les analyses statistiques ont montré qu'une différence significative existe entre les valeurs de la DCO des effluents d'entrée (sortie bassin anaérobie = entrée bassin aérobie) et de sortie du bassin aérobie ; ce qui n'est pas le cas pour le bassin anaérobie. De plus, le traitement aérobie élimine une plus grande quantité de la DCO par rapport au traitement anaérobie.

Tableau 6 : Résultats de mesure de la DCO au niveau des bassins anaérobie et aérobie

N°	DCO à l'entrée du bassin anaérobie (mg/L)	DCO à la sortie du bassin anaérobie (mg/L)	DCO à la sortie du bassin aérobie (mg/L)
1	2000	1990	230
2	1985	1605	185
3	2140	1780	530
4	4510	1400	80
5	1740	1230	220
6	1180	980	150
7	1130	980	290
Moyenne	2097,86 ± 1136,50^a	1423,57 ± 389,94^a	240,71 ± 90,37^b

Les moyennes avec les lettres alphabétiques différentes sur la même ligne sont statistiquement différentes au seuil de 5% (Test ANOVA, Tukey HSD).

III.1.1.2 Concentration optimale de coagulant et de floculant

III.1.1.2.1 Concentration optimale de coagulant

III.1.1.2.1.1 Concentration optimale de coagulant à SUCRIVOIRE

Le suivi des paramètres de l'eau en fonction de la dose de coagulant du premier échantillon de caractéristiques : pH = 7,5 ; Conductivité = 60 μ S/cm ; Turbidité = 40 FTU ; Couleur = 225 mg/L pt ; MES = 30 mg/L TSS a permis de tracer les courbes de variation présentées sur les figures 33, 34, 35, 36 et 37. L'analyse des figures 33 et 34 montre que le pH diminue avec l'augmentation de la dose de sulfate d'alumine tandis que la conductivité augmente. Les figures 35, 36 et 37, montrent que la turbidité, la couleur et les MES diminuent avec l'augmentation de la concentration du sulfate d'alumine jusqu'à atteindre la dose optimale de coagulant qui est 40 mg/L. Après cette dose, aucune diminution significative n'est observée pour les paramètres couleur et turbidité.

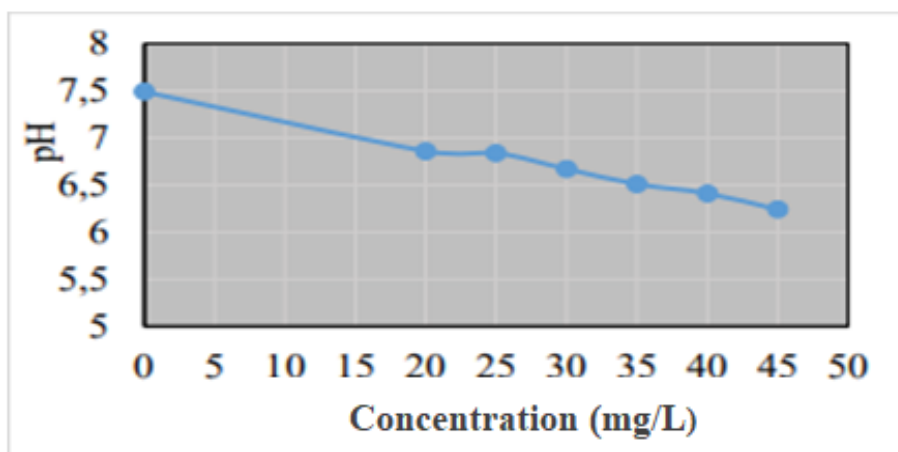


Figure 33 : Variation du pH en fonction de la dose de sulfate d'alumine

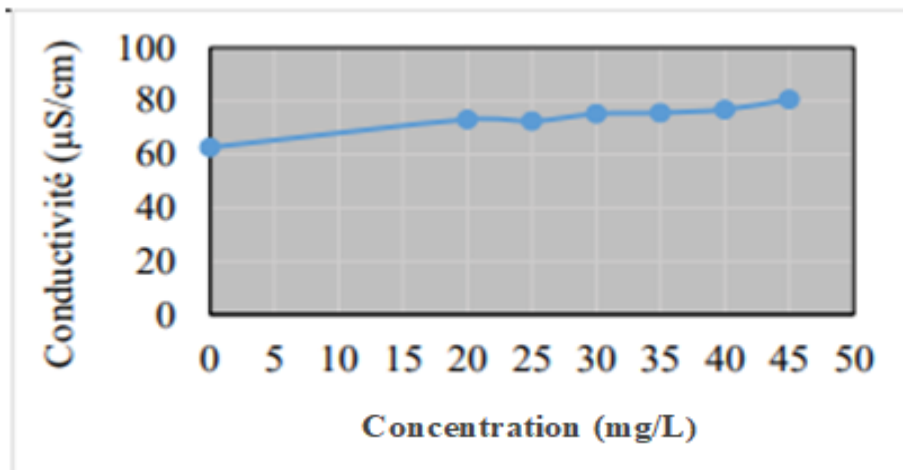


Figure 34 : Variation de la conductivité en fonction de la dose de sulfate d'alumine

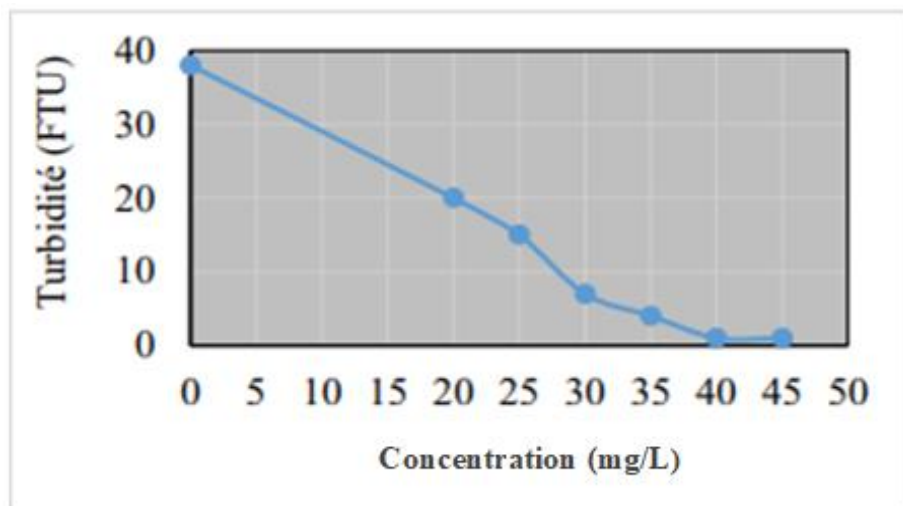


Figure 35 : Variation de la turbidité en fonction de la dose de sulfate d'alumine

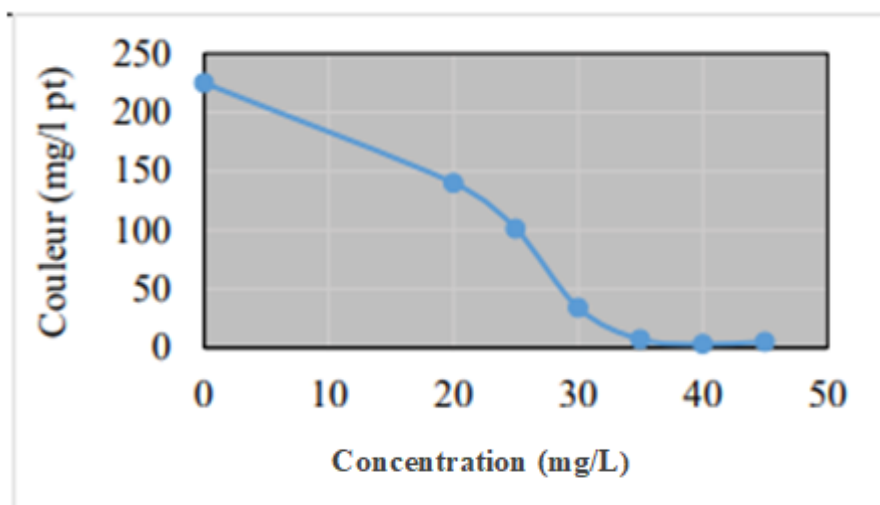


Figure 36 : Variation de la couleur en fonction de la dose de sulfate d'alumine

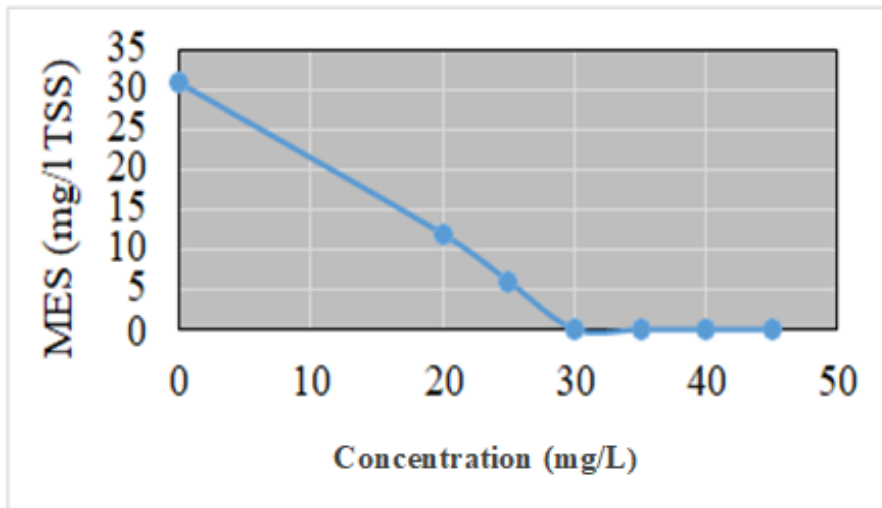


Figure 37 : Variation des MES en fonction de la dose de sulfate d'alumine

Les résultats de détermination de la dose optimale de coagulant pour les échantillons sont présentés dans le tableau 7. Ce tableau présente l'évolution des paramètres de l'eau brute en fonction la dose de coagulant pour les autres échantillons. Les valeurs des paramètres des eaux brutes apparaissent en rouge. Les concentrations optimales de coagulant sont en bleu de même que les valeurs des paramètres associés des eaux traitées. La concentration optimale de coagulant correspond à la plus petite concentration de coagulant qui permet d'éliminer le maximum de polluants et le plus grand nombre de paramètres.

Tableau 7 : Evolution des paramètres de l'eau brute en fonction la dose de coagulant

N° échantillon	Dose de SA (mg/L)	Paramètres de qualité de l'eau				
		pH	Conductivité ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	Turbidité (FTU)	Couleur (mg/L pt)	MES (mg/L TSS)
2	00 (Eau brute)	7,40	67,73	14,00	160,00	9,00
	10,00	6,99	74,01	9,00	136,00	8,00
	20,00	6,81	76,89	11,00	139,00	6,00
	25,00	6,77	79,27	5,00	87,00	2,00
	30,00	6,60	81,20	1,00	20,00	0,00
	35,00	6,47	82,12	0,00	0,00	0,00
	40,00	6,35	84,02	5,00	0,00	0,00
3	00 (Eau brute)	7,51	63,17	113,00	624,00	111,00
	30,00	6,58	77,44	47,00	256,00	46,00
	35,00	6,45	78,41	10,00	41,00	8,00
	40,00	6,33	80,62	6,00	10,00	3,00
	45,00	6,18	81,88	5,00	8,00	2,00
	50,00	6,05	84,73	4,00	5,00	0,00
	55,00	5,90	88,14	11,00	36,00	6,00

4	00 (Eau brute)	7,35	39,27	168,00	964,00	186,00
	30,00	6,02	57,02	4,00	114,00	14,00
	35,00	5,90	58,42	0,00	24,00	2,00
	40,00	5,60	61,98	0,00	11,00	1,00
	45,00	5,25	67,41	0,00	18,00	0,00
	50,00	4,96	73,27	0,00	13,00	0,00
	55,00	4,84	75,87	0,00	15,00	0,00
5	00 (Eau brute)	6,78	57,63	45,00	486,00	71,00
	20,00	6,30	69,50	5,00	127,00	14,00
	25,00	6,04	69,45	0,00	8,00	0,00
	30,00	5,87	71,28	0,00	3,00	0,00
	35,00	5,53	74,55	0,00	7,00	0,00
	40,00	5,34	85,54	0,00	10,00	0,00
	45,00	4,93	87,82	0,00	14,00	0,00

SA: Sulfate d'Alumine TSS: Total Suspended Solids FTU: Formazine Turbidity Unit

Le tableau 8 donne le récapitulatif des concentrations optimales obtenues pour chaque échantillon. Ces concentrations optimales désignent les concentrations de Sulfate d'Alumine pour lesquelles le maximum des pollutions est éliminé. A l'analyse, les doses optimales de coagulant varient de 25 à 45 mg/L.

Tableau 8 : Récapitulatif des concentrations optimales de coagulant de SUCRIVOIRE

N° échantillon	1	2	3	4	5
Dose optimale de SA (mg/L)	40	35	45	40	25

III.1.1.2.1.2 Concentration optimale de coagulant à SANIA-cie

Les caractéristiques des échantillons prélevés pour la détermination des concentrations optimales de coagulant sont présentées dans le tableau 9.

Tableau 9 : Caractéristiques moyennes des effluents utilisés pour les essais de coagulation et floculation

N° échantillon	1	2	3	4	5
pH	8,7	10,4	9,70	8,9	11,4
MES (mg/L)	2108	3142	4070	2720	1776
Turbidité (mg/L)	1060	1848	2642	1778	1044

❖ Premier échantillonnage

Les résultats en vue de déterminer la concentration optimale de coagulant (pH = 8,7) du premier échantillon sont présentés par la figure 38. Il ressort de l'analyse de cette figure que

les valeurs en turbidité et en MES diminuent respectivement de 1060 à 253 mg/L et de 2108 à 692 mg/L jusqu'à une concentration de 200 mg/L de coagulant. Au-delà de cette concentration (200 mg/L) de coagulant, il est observé une augmentation des valeurs de la turbidité et des MES. C'est ainsi que la valeur de 200 mg/L a été identifiée comme concentration optimale du coagulant pour ce premier échantillonnage.

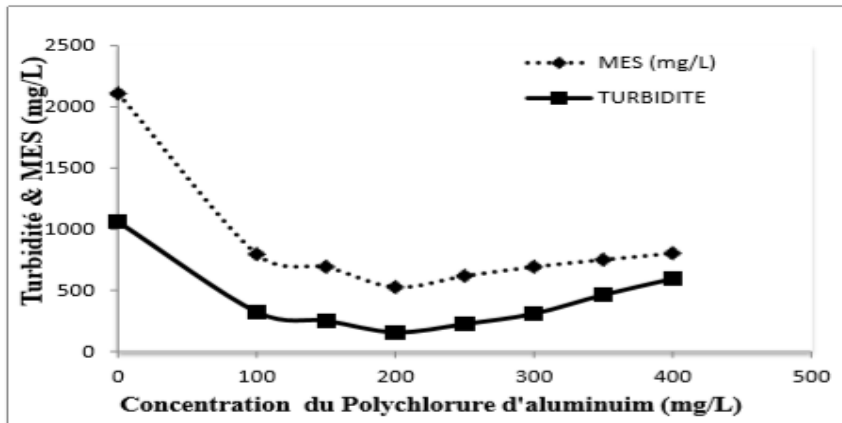


Figure 38 : Evolution de la turbidité et des MES en fonction de la dose du coagulant (premier échantillonnage)

❖ Deuxième échantillonnage

Le prélèvement effectué est un échantillon dont les caractéristiques moyennes sont les suivantes : teneur en MES égale à 3142 mg/L, turbidité de 1848 mg/L, pH de 10,4 (Tableau 9). Une deuxième série d'essais a été effectuée afin de déterminer la concentration optimale de Polychlorure d'aluminium à utiliser pour cet effluent. Les résultats obtenus sont présentés sur la figure 39. L'analyse de cette figure montre que, l'addition de 100 mg/L du coagulant a provoqué la diminution de la valeur des matières en suspension (MES) de 3142 mg/L à 2676 mg/L et celle de turbidité de 1848 à 1522 mg/L. Une diminution continue de ces valeurs a été constatée suite à l'augmentation de la concentration du coagulant. Avec une concentration de 350 mg/L de coagulant, les valeurs de MES et de la turbidité ont atteint respectivement 984 mg/L et 586 mg/L puis ont baissé continuellement jusqu'à 400 mg/L de coagulant. Au-delà de 400 mg/L, une augmentation des valeurs des paramètres mesurés a été observée. La valeur 400 mg/L a donc été identifiée comme concentration optimale du coagulant pour cet échantillonnage.

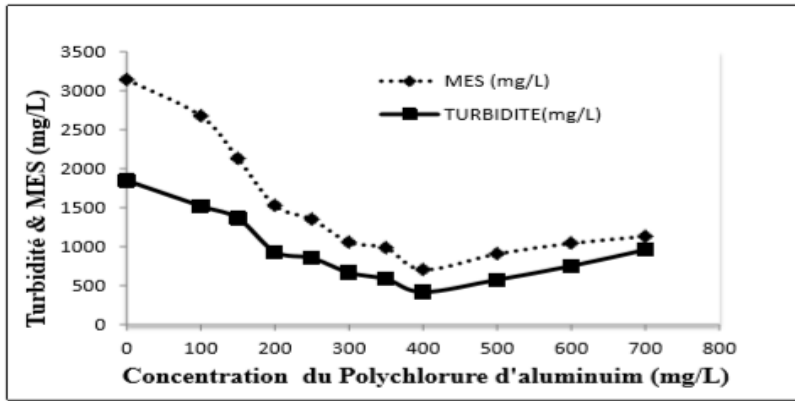


Figure 39 : Evolution de la turbidité et des MES en fonction de la dose du coagulant (deuxième échantillonnage)

❖ Troisième échantillonnage

Les résultats en vue de déterminer la concentration optimale de coagulant (pH = 9,7) du troisième échantillon sont présentés par la figure 40. Il ressort de l'analyse de cette figure que les valeurs en turbidité et en MES diminuent respectivement de 2642 à 1137 mg/L et de 4070 à 1206 mg/L jusqu'à une concentration de 300 mg/L de coagulant. Ces valeurs ont continué de baisser jusqu'à la concentration de 350 mg/L de coagulant. Au-delà de 350 mg/L, une augmentation des valeurs des paramètres mesurés a été observée. Cette valeur (350 mg/L) a donc été identifiée comme concentration optimale pour cet échantillonnage.

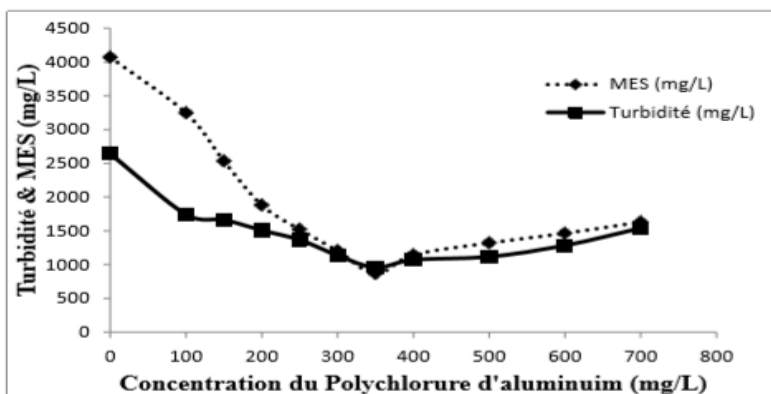


Figure 40 : Evolution de la turbidité et des MES en fonction de la dose du coagulant (troisième échantillonnage)

❖ Quatrième échantillonnage

Le quatrième échantillon de pH = 8,9 a subi la même procédure que celle des échantillons précédents. Différents paramètres ont été mesurés et ont permis de tracer les courbes de variations présentées à la figure 41. A l'analyse, l'addition de 100 mg/L du coagulant a provoqué la diminution de la valeur de MES de 2720 mg/L à 1885 mg/L et celle de la

turbidité de 1778 à 1324 mg/L. Pour une concentration de 200 mg/L de coagulant, il a été constaté que la valeur de MES a atteint 870 mg/L et celle de la turbidité est de 654 mg/L. Au-delà de 200 mg/L, une augmentation des valeurs des paramètres mesurés a été observée. Cette valeur (200 mg/L) a donc été identifiée comme concentration optimale pour cet échantillonnage.

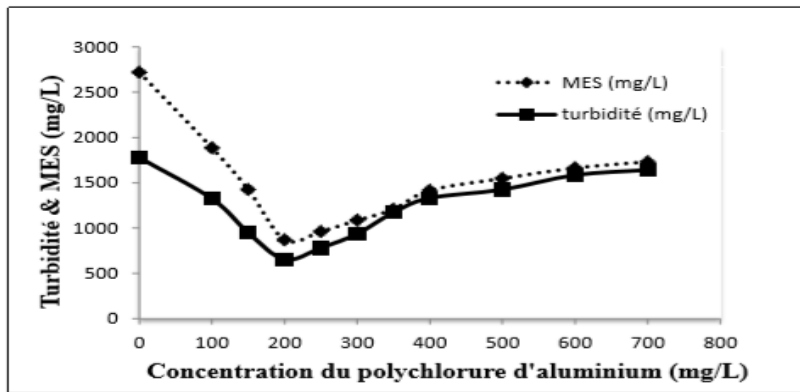


Figure 41 : Evolution de la turbidité et des MES en fonction de la dose du coagulant (quatrième échantillonnage)

❖ Cinquième échantillonnage

Cet échantillon de pH = 11,4 a été traité de la même manière que les échantillons précédents. Pour chaque dose, les différents paramètres mesurés ont permis tracer l'évolution de la turbidité et des MES en fonction de la concentration du coagulant. Les résultats obtenus sont présentés sur la figure 42. Une diminution des valeurs de MES et de turbidité a été enregistrée après l'addition de 100 mg/L de Polychlorure d'Aluminium. Ces baisses se sont poursuivies avec l'augmentation de la concentration du coagulant jusqu'à 500 mg/L où les valeurs de MES et de turbidité ont atteint respectivement 162 mg/L et 81 mg/L. Au-delà de cette dose, une stabilisation des valeurs de ces paramètres a été observée (Figure 42). Il est donc ressorti que la valeur 500 mg/L est la concentration optimale.

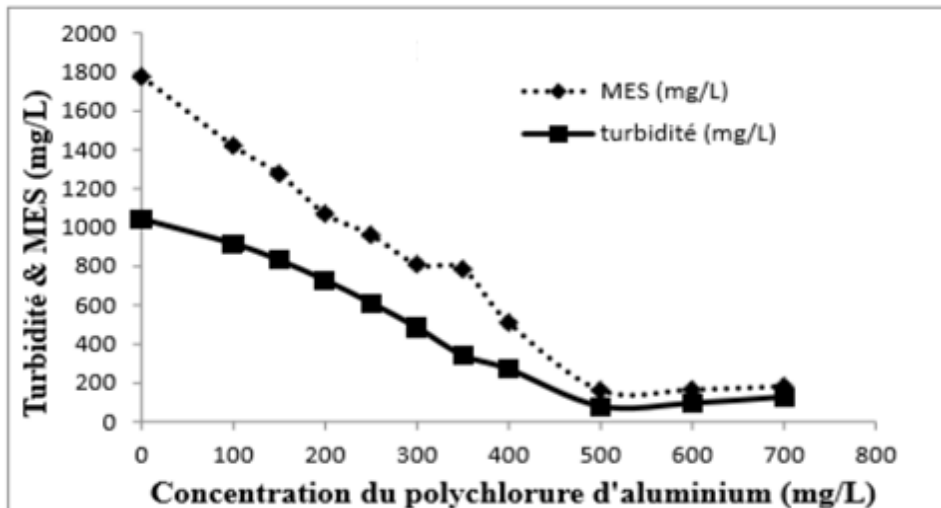


Figure 42 : Variation de la turbidité et de MES en fonction de la dose du coagulant (cinquième échantillonnage)

Le tableau 10 donne le récapitulatif des concentrations optimales obtenues pour chaque échantillon. A l'analyse, les doses optimales de coagulant varient de 200 à 500 mg/L.

Tableau 10 : Récapitulatif des concentrations optimales de coagulant de SANIA-cie

N° échantillons	1	2	3	4	5
Concentration optimale de coagulant (mg/L)	200	400	350	200	500

III.1.1.2.2 Concentration optimale de flocculant

III.1.1.2.2.1 Concentration optimale de flocculant à SUCRIVOIRE

Le flocculant utilisé pour ces différents essais est un flocculant minéral fourni par la société NALCO portant le nom NALCO 71661. Pendant ces tests, les contenus dans les béchers sont maintenus aux différentes doses optimales de coagulant déterminées au préalable (40 mg/L pour l'échantillon N°1), auxquelles des doses croissantes de flocculant sont ajoutées. Les résultats obtenus sont présentés dans le tableau 11.

Tableau 11 : Caractéristiques des eaux après l'ajout du flocculant

Paramètres	Eau brute	Dose injectée de Flocculant (mg/L)						
		00	0,125	0,25	0,50	0,75	1,00	1,25
<i>pH</i>	7,56	6,50	6,35	6,45	6,54	6,56	6,61	6,60
<i>Conductivité (µS/cm)</i>	66,49	80,13	80,30	81,35	91,60	93,84	93,30	113,20
<i>Turbidité (FTU)</i>	26,00	3,00	2,00	2,00	2,00	1,00	1,00	2,00
<i>Couleur (mg/L pt)</i>	291,0	44,00	36,00	32,00	31,00	24,00	12,00	16,00

<i>MES (mg/L TSS)</i>	26,00	0,00	3,00	4,00	6,00	1,00	0,00	1,00
<i>Rendement d'élimination de la couleur (%)</i>	0,00	84,88	87,63	89,00	89,35	91,75	95,88	94,50
<i>Rendement d'élimination de la turbidité (%)</i>	0,00	88,46	92,31	92,31	92,31	96,15	96,15	92,31

Le tableau montre que le rendement d'élimination de la couleur augmente avec la dose de floculant jusqu'à 1 mg/L, puis une reprise de la couleur est observée au-delà de cette concentration. La concentration optimale de floculant pour cet échantillon est 1 mg/L. Les concentrations optimales du floculant ont oscillé entre 0,75 et 1,25 mg/L à SUCRIVOIRE comme présenté dans le tableau 12.

Tableau 12: Récapitulatif de la concentration optimale du floculant à SUCRIVOIRE

N° Echantillon	1	2	3	4	5
Dose optimale de floculant (mg/L)	1	1,25	1,25	1,25	0,75

III.1.1.2.2.2 Concentration optimale de floculant à SANIA-cie

Le floculant utilisé pour ces différents essais est le polyacrylamide, un polymère non ionique utilisé comme aide coagulant et qui favorise l'agglomération et la formation des floccs.

❖ Echantillons ayant un pH entre 8 et 8,9 : échantillons 1 et 4

Pour une concentration optimale de polychlorure d'aluminium (200 mg/L) correspondant à un degré de clarification maximale, l'évolution du degré de clarification a été étudiée en fonction de la dose du floculant non ionique. Ces effluents sont traités par le floculant avec des concentrations allant de 0 à 40 mg/L. Pour une concentration donnée, les valeurs des MES et de la turbidité sont mesurées. Ce qui a permis d'établir les courbes d'évolution de la turbidité et des MES présentés sur les figures 43 pour le 1^{er} échantillon et 44 pour 4^{ème} échantillon.

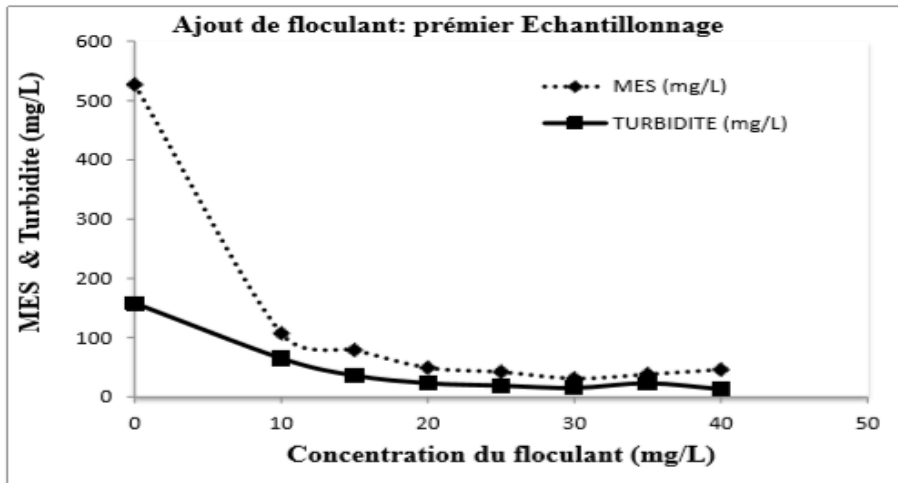


Figure 43 : Effet du flocculant sur l'élimination de la turbidité et des MES dans les effluents du premier échantillonnage

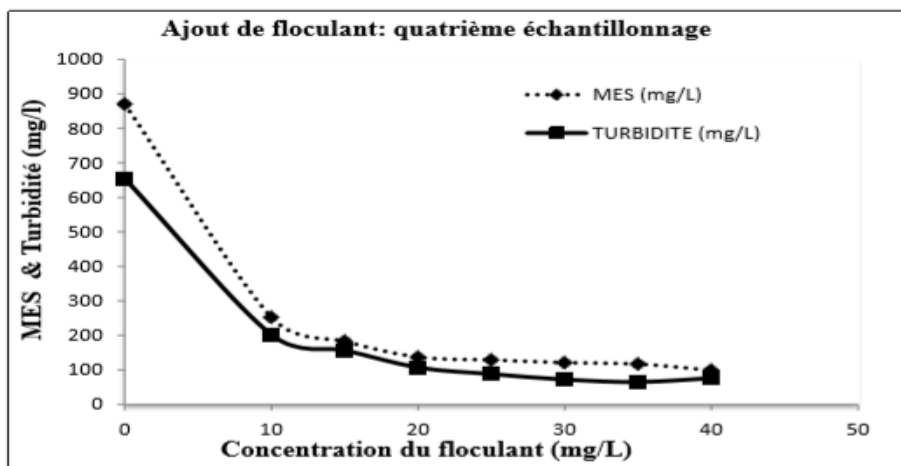


Figure 44 : Effet du flocculant sur l'élimination de la turbidité et des MES dans les effluents du quatrième échantillonnage

L'analyse des résultats a révélé que pour des pH compris entre 8 et 8,9, l'ajout de flocculant rend l'élimination de la turbidité et des MES optimale à la dose de 10 mg/L.

❖ **Echantillons ayant un pH compris entre 9 et 10,5 : échantillons 2 et 3**

Pour une concentration optimale de polychlorure d'aluminium (400 mg/L pour l'échantillon 2 et 350 mg/L pour l'échantillon 3) correspondant à un degré de clarification maximale, l'évolution du degré de clarification a également été analysée en fonction de la dose du flocculant non ionique. Ces effluents ont été traités par le flocculant avec des concentrations allant de 0 à 50 mg/L et pour chaque dose, différents paramètres ont été mesurés. Les courbes de variation des MES et de la turbidité pour les échantillons 2 et 3 sont présentées respectivement sur les figures 45 et 46.

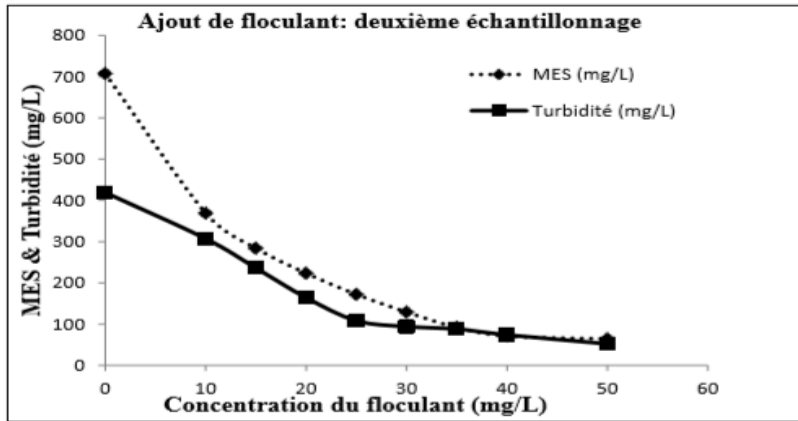


Figure 45 : Effet du flocculant sur l'élimination de la turbidité et MES dans les effluents du deuxième échantillonnage

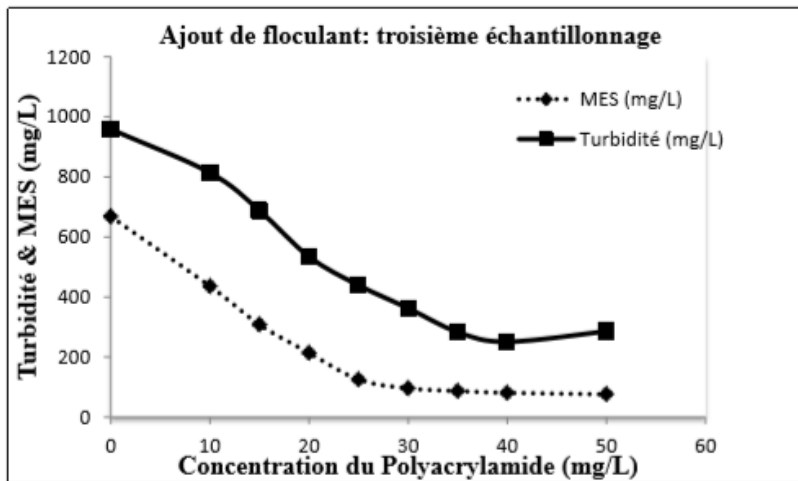


Figure 46 : Effet du flocculant sur l'élimination de la turbidité et MES dans les effluents du troisième échantillonnage

Ces résultats ont permis de montrer que l'agglomération des colloïdes déstabilisés après la coagulation est plus prononcée à la dose optimale de flocculant de 30 mg/L. Au-delà de cette concentration, une légère variation des valeurs de MES et celle de la turbidité a été observée.

❖ Cinquième échantillonnage (pH = 11,4)

Pour une concentration optimale de polychlorure d'aluminium de 500 mg/L correspondant à un degré de clarification maximale, le degré de clarification a été analysé en fonction de la dose du flocculant non ionique. Les résultats sont présentés à la figure 47.

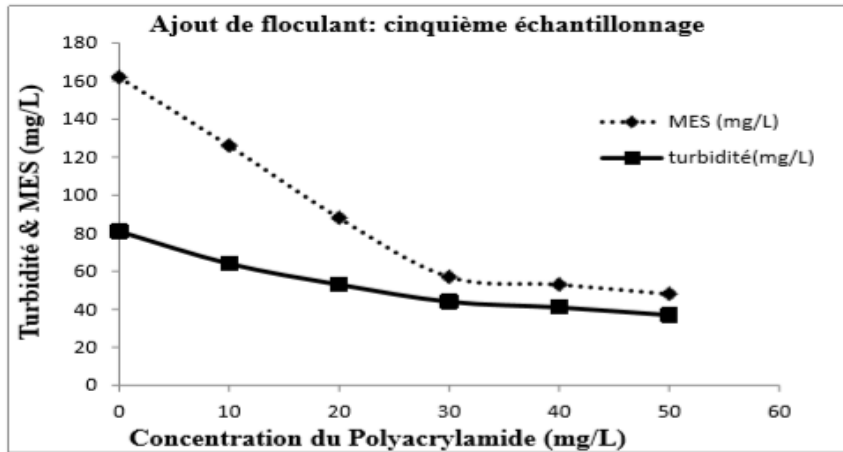


Figure 47 : Effet du flocculant sur l'élimination de la turbidité et MES dans les effluents du Cinquième échantillonnage

L'analyse de cet échantillon a montré que l'agglomération des colloïdes déstabilisés après la coagulation est plus prononcée et la dose optimale correspondant à ce type d'effluents est de 30 mg/L. Au-delà de cette concentration, un faible abattement des valeurs de MES et la turbidité a été observé.

Le tableau 13 donne le récapitulatif de la concentration optimale du flocculant en fonction du pH de l'échantillon.

Tableau 13 : Récapitulatif de la concentration optimale du flocculant à SANIA-cie

N° Echantillons	1	2	3	4	5
pH	8,7	10,4	9,7	8,9	11,4
Dose optimale de flocculant (mg/L)	10	30	30	10	30

Pour des pH compris entre 8 à 8,9, l'ajout de flocculant a rendu l'élimination de la turbidité et des MES plus efficace à la dose optimale de 10 mg/L. Par contre, lorsque le pH est compris entre 9 et 11,5, l'agglomération des colloïdes déstabilisés après la coagulation est plus prononcée à la dose optimale de 30 mg/L.

III.1.1.3 Résultats de la modélisation de la dose de coagulant

III.1.1.3.1 Modélisation de la dose de coagulant à SUCRIVOIRE

III.1.1.3.1.1 Résultats des données du modèle

Les résultats du jar test sur l'eau brute de la station sont présentés dans le tableau 14.

Tableau 14 : Données d'analyse jar test à la station de SUCRIVOIRE

N° essai	Paramètres eau brute					Dose de SA (g/m ³)
	pH	Cond (μS/cm)	Turb (FTU)	Couleur (mg/L pt)	MES (mg/L TSS)	
1	7,54	67,43	9,00	128,00	46,00	40,00
2	7,49	67,86	14,00	177,00	16,00	35,00
3	7,40	67,73	14,00	160,00	9,00	35,00
4	7,54	69,93	18,00	182,00	13,00	35,00
5	7,38	67,27	14,00	212,00	17,00	35,00
6	7,44	63,52	21,00	226,00	22,00	40,00
7	7,45	66,11	18,00	212,00	16,00	40,00
8	7,40	66,87	16,00	216,00	19,00	40,00
9	7,45	68,62	20,00	221,00	22,00	35,00
10	7,56	66,49	26,00	291,00	26,00	35,00
11	7,40	57,63	73,00	408,00	72,00	40,00
12	7,37	56,94	76,00	423,00	80,00	40,00
13	7,30	54,62	65,00	465,00	64,00	40,00
14	7,36	48,04	75,00	528,00	73,00	35,00
15	7,28	51,76	68,00	468,00	66,00	40,00
16	7,26	51,67	74,00	474,00	70,00	40,00
17	7,31	54,36	90,00	555,00	83,00	40,00
18	7,37	54,00	76,00	492,00	67,00	40,00
19	7,39	54,00	71,00	447,00	59,00	40,00
20	7,46	59,74	40,00	261,00	29,00	40,00
21	7,55	59,61	43,00	270,00	34,00	40,00
22	7,47	58,80	42,00	274,00	31,00	35,00
23	7,54	59,09	60,00	342,00	55,00	35,00
24	7,49	62,65	38,00	225,00	31,00	35,00
25	7,53	61,78	30,00	274,00	45,00	35,00
26	7,51	63,17	113,00	624,00	111,00	45,00
27	7,52	66,84	53,00	254,00	38,00	40,00
28	7,39	66,45	42,00	362,00	56,00	40,00
29	7,50	65,68	31,00	264,00	36,00	40,00
30	7,44	66,08	37,00	338,00	54,00	40,00
31	7,35	39,27	168,00	964,00	186,00	40,00
32	7,08	55,42	26,00	300,00	38,00	35,00
33	7,27	46,44	68,00	531,00	83,00	35,00
34	7,30	47,49	65,00	552,00	77,00	35,00
35	6,78	57,63	45,00	486,00	71,00	25,00
36	7,25	56,79	38,00	390,00	59,00	35,00
37	7,32	53,30	32,00	368,00	64,00	35,00

38	7,31	74,32	37,00	452,00	65,00	35,00
39	7,36	48,15	62,00	576,00	95,00	35,00
40	7,29	49,30	39,00	495,00	76,00	35,00
41	7,44	53,06	30,00	330,00	50,00	35,00
42	7,42	56,15	31,00	400,00	62,00	35,00
43	7,52	55,14	14,00	312,00	45,00	30,00
44	7,47	56,50	16,00	328,00	45,00	35,00
45	7,42	52,24	73,00	654,00	124,00	35,00
46	7,36	50,89	48,00	498,00	96,00	35,00
47	7,30	53,54	43,00	428,00	68,00	35,00
48	7,42	54,54	41,00	348,00	60,00	35,00
49	7,41	54,41	27,00	348,00	54,00	35,00
50	7,42	52,68	24,00	344,00	51,00	30,00
51	7,52	53,54	21,00	316,00	49,00	35,00
52	7,41	53,93	29,00	308,00	48,00	35,00
53	7,40	51,60	33,00	370,00	52,00	35,00
54	7,50	52,82	26,00	322,00	44,00	35,00

SA: Sulfate d'Alumine ; TSS: Total Suspended Solids ; Cond: Conductivité ; Turb: Turbidité
MES : matières en suspension

A partir de ces résultats, une modélisation de la dose optimale de sulfate d'alumine en fonction des paramètres de l'eau brute a été effectuée. Le tableau 15 fournit des statistiques simples sur les données sélectionnées. Il correspond aussi au domaine d'application du modèle.

Tableau 15 : Statistiques descriptives

Variable	Observations	Minimum	Maximum	Moyenne	Ecart-type
Dose de SA	54	25,000	45,000	36,574	3,340
pH	54	6,780	7,560	7,396	0,128
Cond	54	39,270	74,320	57,850	7,283
Turb	54	9,000	168,000	44,500	28,735
Couleur	54	128,000	964,000	373,944	149,055
MES	54	9,000	186,000	55,963	30,663

SA: Sulfate d'Alumine ; Cond: Conductivité ; Turb: Turbidité ; MES : matières en suspension

III.1.1.3.1.2 Résultats de la régression non linéaire

Plusieurs modèles de régression ont été testés à l'aide du logiciel Xlstat en vue de choisir le meilleur. Les résultats des différents modèles sont représentés dans le tableau 16. A partir de ces résultats, il ressort que la régression non linéaire donne le meilleur coefficient de détermination (70,8 %), donc le meilleur modèle. Le tableau 17 donne les coefficients d'ajustement de ce modèle parmi lesquels figure le R^2 (coefficient de détermination).

Tableau 16 : Résultats des différents modèles de régression sur Xlstat

Régression	Modèle	Coefficient de détermination (%)
Linéaire multiple	$Y = pr_0 + \sum_{i=1}^k pr_i X_i$	$R^2 = 51,2$
Non linéaire (polynomiale de degré 2)	$Y = pr_0 + \sum_{i=1}^k pr_i X_i + \sum_{i=1}^k pr_{k+i} X_i^2$	$R^2 = 70,8$

Y : Réponse du modèle (dose optimale de SA); pr_i : Coefficients du modèle ou paramètres; X_i : Variables du modèle (pH, conductivité, turbidité, couleur et MES).

Tableau 17 : Coefficients d'ajustement

Observations	54,000
DDL	43,000
R ²	0,708
SCE	172,763
MCE	4,018
RMCE	2,004

DDL : Degré de liberté ; *SCE* : Somme des carrés des erreurs ; *MCE* : Moyenne des carrés des erreurs ; *RMCE* : Racine de la moyenne des carrés des erreurs.

Le tableau 18 fournit les détails sur les coefficients du modèle après ajustement.

Tableau 18 : Coefficients du modèle

Paramètres	Coefficients	Erreur standard
Constante	-2360,7353229	472,3083566
pH	635,5976267	127,1670902
Cond	2,4443765	1,0168549
Turb	0,0782910	0,0533247
Coul	-0,0461640	0,0248788
MES	0,1113887	0,0673656
pH²	-43,4717785	8,7932290
Cond²	-0,0187780	0,0084018
Turb²	0,0003030	0,0004564
Coul²	0,0000515	0,0000369
MES²	-0,0010206	0,0005969

Le coefficient du pH a une valeur plus élevée que les autres (Tableau 18). L'équation du modèle est :

$$Dose\ de\ SA = -2360,735 + 635,597pH + 2,444Cond + 0,078Turb - 0,046Coul + 0,111MES - 43,471pH^2 - 18,778.10^{-3}Cond^2 + 3,030.10^{-4}Turb^2 + 0,515.10^{-4}Coul^2 - 10,206.10^{-4}MES^2 \quad (III-1)$$

III.1.1.3.1.3 Analyse des résidus

Les résultats expérimentaux sont comparés aux prédictions du modèle. La figure 48 présente la représentation graphique des résidus en fonction de la dose optimale de SA prédite par le modèle.

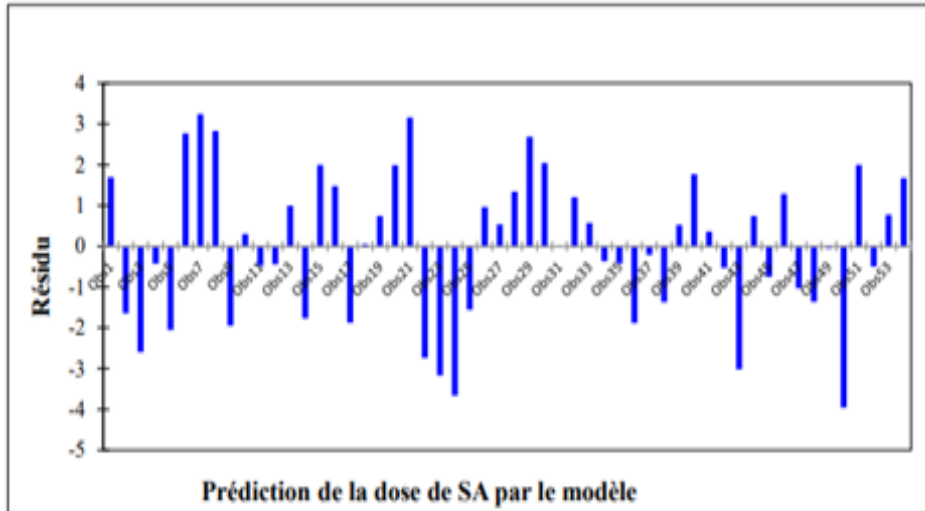


Figure 48 : Résidus en fonction de la dose optimale de SA prédite par le modèle

Il ressort de l'analyse de la figure 48 que les résidus sont répartis de façon aléatoire autour de zéro en fonction de la dose optimale de SA.

III.1.1.3.1.4 Test de Normalité des résidus : Q-Q plot et Test d'Anderson-Darling

La figure 49 présente le Q-Q plot des résidus de la dose de SA. Les résultats de ce test montrent que, tous les points représentant les résidus sont presque alignés. De ce fait, les résidus seraient distribués selon une loi normale.

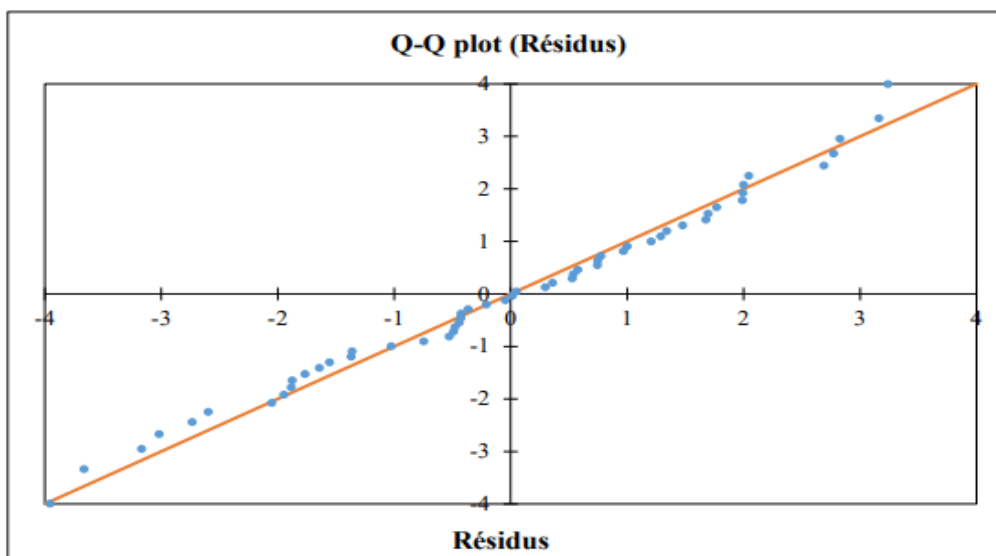


Figure 49 : Test de Normalité des résidus de la dose optimale de SA

Afin de confirmer les résultats du Q-Q plot, le test d'Anderson-Darling a été effectué. Ce dernier a fourni les résultats résumés dans le tableau 19. A l'analyse, la p-value calculée (0,717) est supérieure au niveau de signification seuil $\alpha = 0,05$. Les résidus sont donc distribués selon une loi normale.

Tableau 19 : Test d'Anderson-Darling (Résidus)

Variable	Observations	Minimum	Maximum	Moyenne	Ecart-type
Résidus	54	-3,954	3,240	0,000	1,805
A ²	0,255				
p-value	0,717				
Alpha	0,05				

III.1.1.3.2 Modélisation de la dose de coagulant à SANIA-cie

A l'issue des cinq échantillonnages, les valeurs optimales de la dose de coagulant pour lesquelles les meilleurs taux d'abattelements de MES (68,01 – 90,88) et de la turbidité (63,22 – 92,24) ont été enregistrés sont regroupées dans le tableau 20. A partir des valeurs des 5 échantillonnages, une modélisation de la concentration du coagulant en fonction du pH a été faite. Les résultats de la régression sont présentés sur la figure 50. Un coefficient de corrélation $R^2 = 0,9724$ proche de 1 a été obtenu, supposant que la droite de régression ajuste correctement les valeurs expérimentales. Il peut être utilisé pour prévoir la concentration de coagulant à utiliser si l'on connaît le pH initial de l'effluent.

Tableau 20 : Récapitulatif de la concentration optimale du coagulant en fonction du pH

pH initial de l'effluent	8,7	10,4	9,7	8,9	11,4
Concentration optimale de coagulant (mg/L)	200	400	350	200	500
Taux d'abattement des MES (%)	75,00	77,50	78,67	68,01	90,88
Taux d'abattement de la turbidité (%)	85,10	77,33	63,70	63,22	92,24

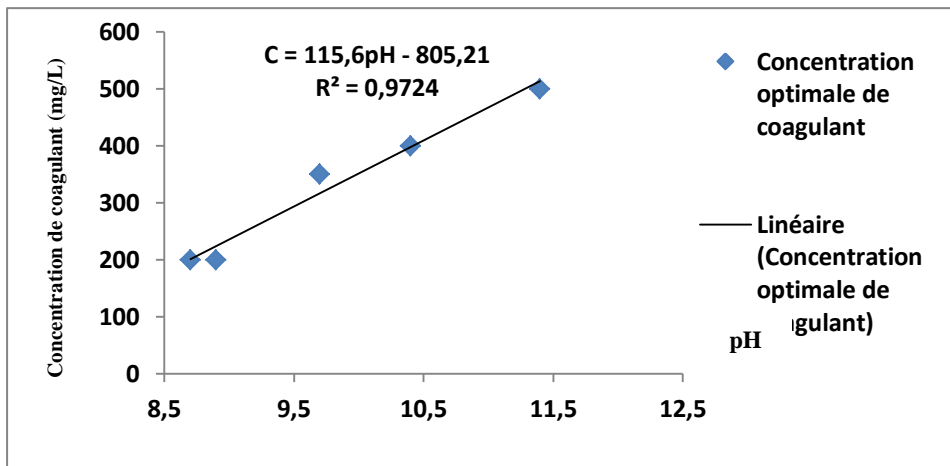


Figure 50 : Evolution de la concentration optimale du PAC en fonction du pH

III.1.2 Discussion

Les travaux effectués à SUCRIVOIRE montrent un mauvais traitement pendant la campagne. Ce mauvais traitement pourrait s'expliquer par un mauvais dosage de coagulant. Il pourrait également s'expliquer par le fait que pendant la campagne, l'usine a une forte demande en eau. En effet, étant donné que la station ne possède pas de décanteur, l'eau n'a pas le temps nécessaire de décanter dans le bac de réception d'eau brute ; d'où la mauvaise qualité de l'eau traitée. Le suivi de la DCO et de la DBO₅ des eaux traitées à SANIA-cie a révélé une différence significative entre les valeurs journalières de ces paramètres. Cette variation des valeurs de la DCO et de la DBO₅ des effluents traités amène à s'interroger sur la qualité des traitements effectués dans ladite usine. Ceci a suscité l'élaboration de plusieurs modèles dont les modèles multiphysiques et les modèles de régression afin de contrôler et d'optimiser le traitement de ces deux usines. La régression polynômiale du second degré effectuée à SUCRIVOIRE a donné un bon coefficient de détermination ($R^2 = 70,8\%$). Il en résulte que le modèle est bon. Ce résultat est voisin de celui obtenu par Salim *et al.* (2012) qui est de l'ordre de 75 % avec un réseau de neurones de type perceptron multicouche (MLP). Le modèle obtenu est d'une grande importance pour la gestion de l'installation. En effet, il permet de prédire les doses optimales de coagulant à utiliser en fonction des paramètres de l'eau brute à traiter. Par conséquent, il permet d'optimiser les procédés de traitement de ladite station. Par ailleurs, ce modèle polynômiale a révélé que le coefficient du pH est le plus élevé. Cette valeur élevée signifie que la variable pH a un effet très significatif sur la dose optimale de sulfate d'alumine. C'est ainsi que la régression effectuée à SANIA-cie a été établie seulement entre le pH et la concentration de coagulant. Le coefficient de détermination du modèle obtenu ($R^2 = 0,9724$) est proche de 0,998 rapporté par Machkor (2013). Cet auteur a établi un modèle de régression simple, développé pour la prédiction de la dose de coagulant utilisée

lors de la phase de clarification dans la station de traitement des eaux de Bab Louta au Maroc. Il conclut que le modèle trouvé explique parfaitement le phénomène étudié. Dans la présente étude, les concentrations optimales de flocculant sont de 10 mg/L pour des pH compris entre 8 et 8,9 et 30 mg/L pour des pH est compris entre 9 et 11,5. Cabana (2015) a démontré que la concentration optimale de flocculant est de 12,5 mg/L lorsque le pH vaut 6,3. L'étape de coagulation-floculation élimine près de 80 % des matières en suspension (Assaad, 2006). Des résultats similaires ont été obtenus (78 % de taux d'abattement en MES). Une proportion importante des matières en suspension dans les effluents traités à SANIA-cie est donc éliminée lorsque les doses de coagulant et de flocculant sont celles déterminées ; ce qui facilite l'étape suivante.

III.2 Modélisation de la sédimentation de particules (décantation primaire)

III.2.1 Résultats

III.2.1.1 Simulation numérique

Les trois paramètres étudiés pour modéliser la sédimentation des matières en suspension (MES) dans le décanteur sont la vitesse d'écoulement, la pression à l'intérieur du bassin et la concentration en MES. Le profil de vitesse et la trajectoire des particules à l'intérieur du bassin de sédimentation sont présentés respectivement sur les figures 51 et 52.

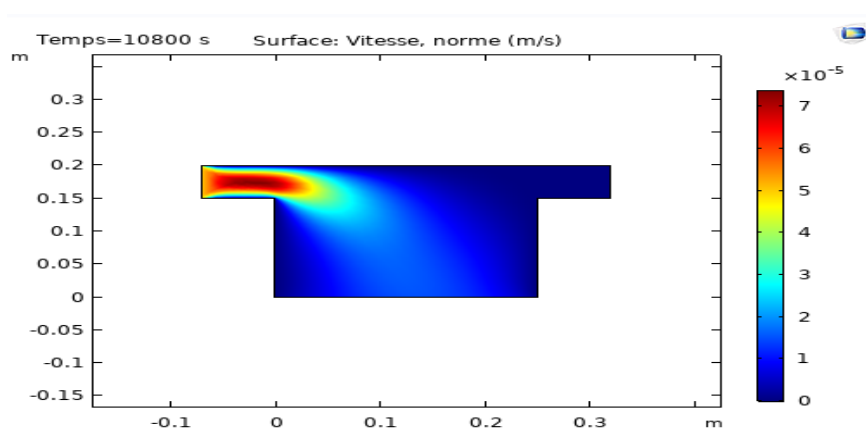


Figure 51 : Variation de la vitesse des particules en sédimentation

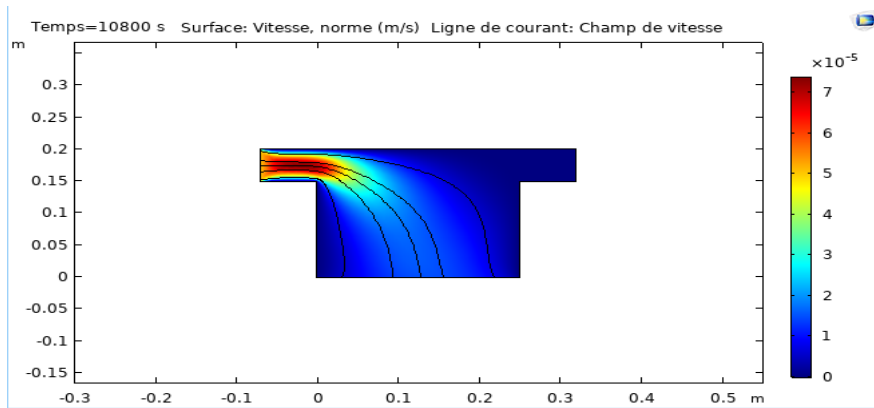


Figure 52 : Trajectoire des particules en sédimentation

Les informations concernant les simulations des figures 51 et 52 sont de 3 h pour le temps, de 0,1s pour le pas de temps et de 7×10^{-5} m/s pour vitesse d'entrée des particules.

La figure 51 montre une diminution de la vitesse des particules à l'intérieur du bassin. Pour une vitesse d'entrée d'environ 7×10^{-5} m/s, l'eau traitée sort du bassin à la vitesse de 10^{-5} m/s. La figure 53 présente le profil de distribution de la pression à l'intérieur du bassin.

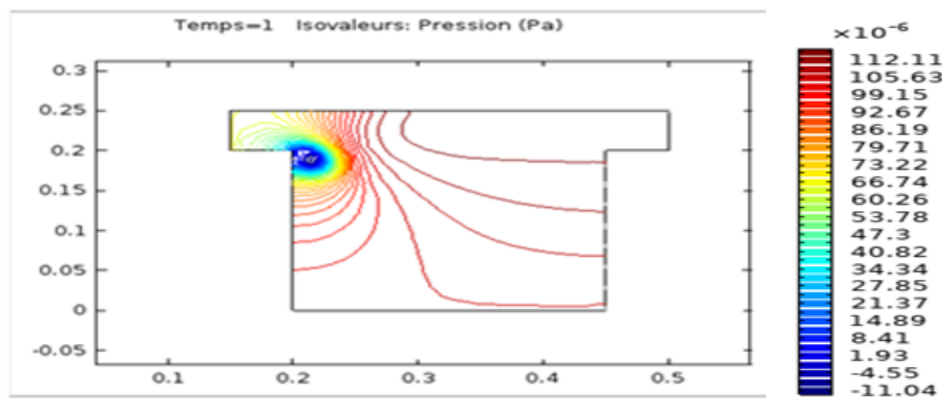


Figure 53 : Variation de la pression à l'intérieur du bassin

Le profil de distribution de pression montre les iso valeurs qui sont des lignes d'égaies pressions. La pression étant la force de contact entre les éléments de fluides d'une part et d'autre part entre ces éléments de fluide et les parois du décanteur, il est constaté une augmentation progressive de la pression à l'intérieur du bassin. Par ailleurs, plusieurs simulations ont été effectuées avec différentes concentrations initiales en matières en suspension afin de déterminer le rendement du modèle pour chaque concentration d'entrée. Pour ce faire, entendu que ce traitement physico-chimique à SANIA-cie a lieu en 3 h (10800 s), les simulations ont été faites pour cette durée. Les profils de séparation eau-flocs ou particules des différentes simulations sont présentés sur les figures 54 à 58.

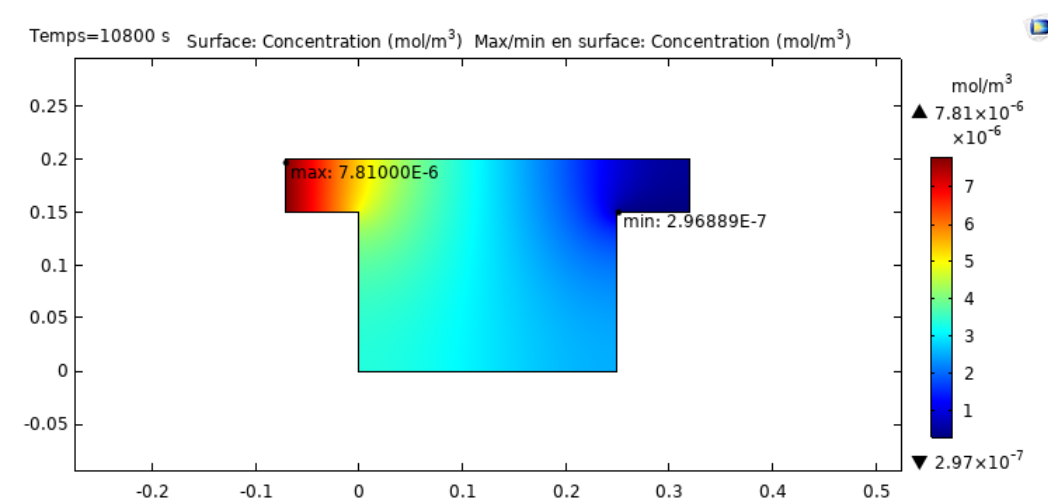


Figure 54 : Profil de séparation eau-flocs (concentration initiale = $7,81 \times 10^{-6}$ mol/m³)

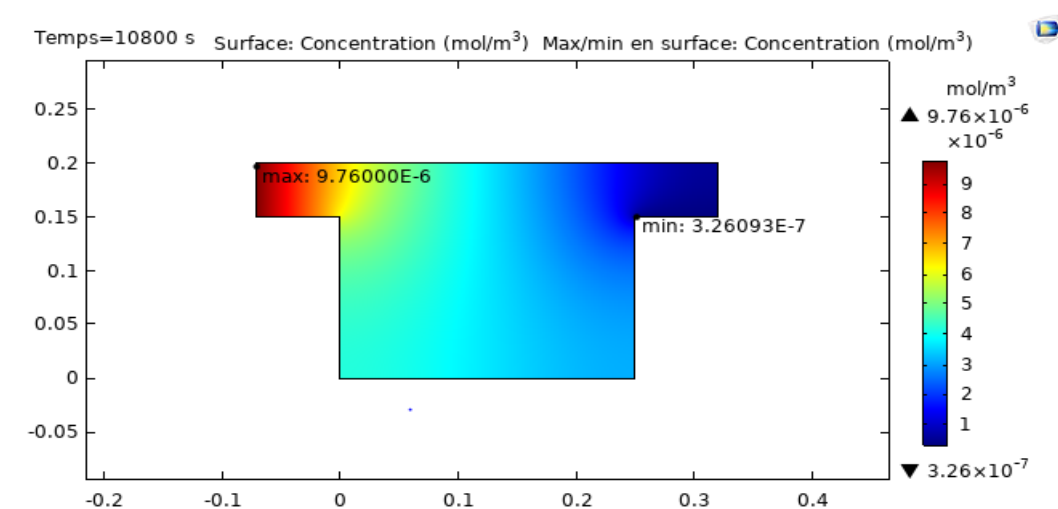


Figure 55 : Profil de séparation eau-flocs (concentration initiale = $9,76 \times 10^{-6}$ mol/m³)

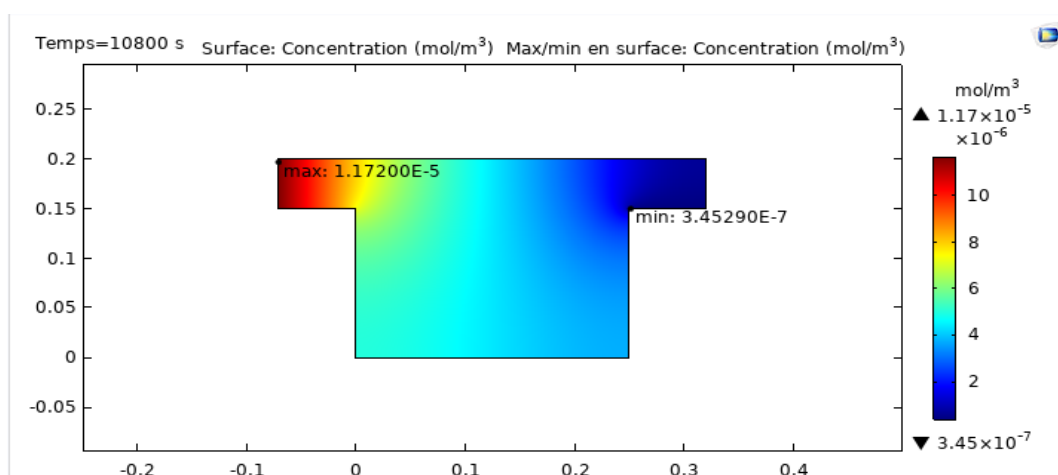


Figure 56 : Profil de séparation eau-flocs (concentration initiale = $11,72 \times 10^{-6}$ mol/m³)

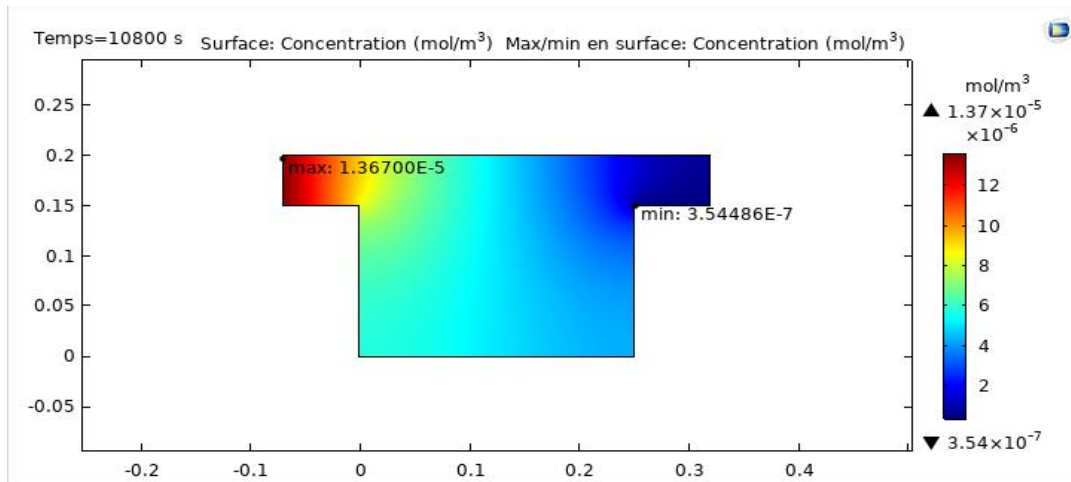


Figure 57 : Profil de séparation eau-flocs (concentration initiale = $13,67 \times 10^{-6} \text{ mol/m}^3$)

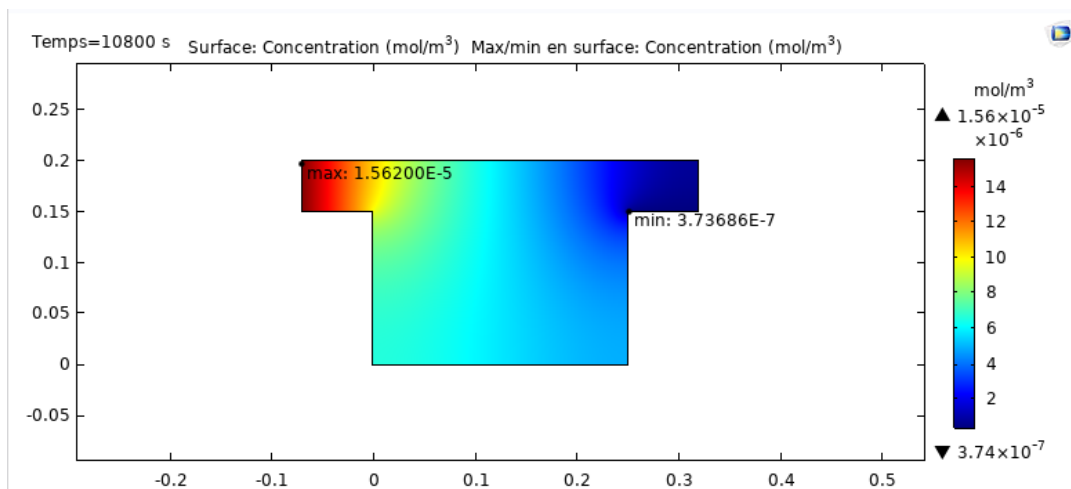


Figure 58 : Profil de séparation eau-flocs (concentration initiale = $15,62 \times 10^{-6} \text{ mol/m}^3$)

Pour une simulation donnée, le rendement du modèle s'obtient par la relation suivante :

$$\tau = \frac{C_{\text{entrée}} - C_{\text{sortie}}}{C_{\text{entrée}}} \quad (\text{III-2})$$

Les résultats des rendements obtenus par simulations sont regroupés dans le tableau 21.

Tableau 21 : Récapitulatif des différents rendements obtenus

$C_{\text{entrée}}$ (mg /L)	$C_{\text{entrée}}$ (mol / m^3)	C_{sortie} (mol / m^3)	Rendement τ (%)
2000	$7,81 \times 10^{-6}$	$0,296 \times 10^{-6}$	96,2
2500	$9,76 \times 10^{-6}$	$0,326 \times 10^{-6}$	96,67
3000	$11,72 \times 10^{-6}$	$0,345 \times 10^{-6}$	97,05
3500	$13,67 \times 10^{-6}$	$0,354 \times 10^{-6}$	97,41
4000	$15,62 \times 10^{-6}$	$0,373 \times 10^{-6}$	97,61

Pour les simulations faites, les rendements enregistrés ont oscillé entre 96,2 et 97,61 %.

III.2.1. 2 Validation du modèle

Les paramètres des effluents de SANIA-cie après traitement sont consignés dans le tableau 22.

Tableau 22 : Composition moyenne des effluents bruts et effluents traités de SANIA-cie

Paramètres	Effluents bruts	Effluents traités
pH	8,5 - 10,7	5,5 - 8,5
Température (°C)	25	≤ 40
DCO (mg/L)	700 – 12 000	≤ 300
DBO ₅ (mg/L)	≈ 635	≤ 100
MES (mg/L)	3000	≤ 50
Débit effluent (m ³ /h)	≈ 80	

La norme de SANIA stipule que, quelle que soit la charge de l'effluent brut, l'eau traitée sort du procédé avec une charge en MES ≤ 50 mg/L. Pour un effluent de charge minimale de 2000 mg/L, la concentration en MES à la sortie du procédé de traitement de SANIA est ≤ 50 mg/L soit un rendement de $\alpha = 97,5 \%$. Le rendement du modèle obtenu ($\tau = 96,2 \%$) est proche de celui obtenu sur le terrain. Le coefficient de performance γ du modèle est $\gamma = \frac{96,2\%}{97,5\%}$, soit $\gamma = 98,67 \%$. Parallèlement, les rendements des traitements de l'usine et ceux du modèle pour chaque valeur de concentration des MES à l'entrée du bassin ont été calculés. Les résultats obtenus sont regroupés dans le tableau 23.

Tableau 23 : Récapitulatif des coefficients de performances relatifs calculés

Concentration des MES (entrée bassin) (mg/L)	2000	2500	3000	3500	4000	Moyenne
Rendement SANIA (%)	97,5	98	98,33	98,57	98,75	98,23
Rendement du modèle (%)	96,2	96,67	97,05	97,41	97,61	96,98
Coefficient de performance du modèle (%)	98,67	98,64	98,69	98,82	98,84	98,732

A partir des résultats du tableau 23, le rendement du modèle établi relativement aux MES est de 96,98 %. Le calcul du coefficient de performance globale $\bar{\gamma}$ du modèle de traitement physique qui est définie comme la moyenne arithmétique des coefficients de performances relatif a permis d'obtenir : $\bar{\gamma} = \frac{98,67\%+98,64\%+98,69\%+98,82\%+98,84\%}{5}$ soit $\bar{\gamma} = 98,73\%$.

Le modèle ainsi établi est jugé performant puisqu'il donne un coefficient de performance très proche de 1.

III.2.1.3 Etude de la sensibilité du modèle

Plusieurs paramètres ont été utilisés dans la conception de ce modèle. Ce sont : la température, la vitesse, pression et la charge de l'effluent. Cependant, le paramètre clé qui permet la validation du modèle conformément aux données et paramètres disponibles de l'usine est la charge de l'effluent.

Plusieurs simulations ont été effectuées à cet effet. Cependant, seuls les résultats de 3 simulations ont été présentés (Figures 59, 60 et 61).

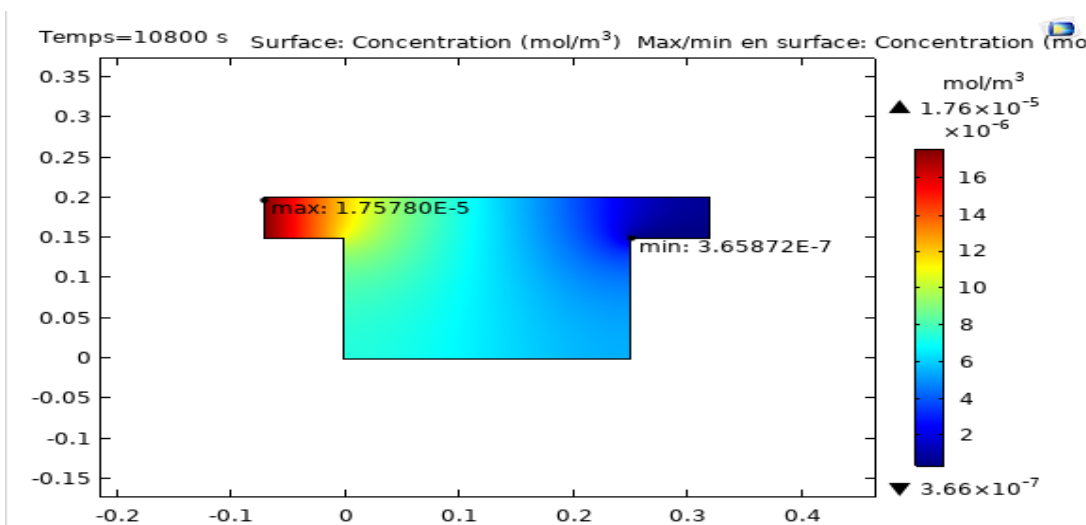


Figure 59 : Profil de séparation eau-flocs (concentration initiale = $1,75780 \times 10^{-5}$ mol/m³)

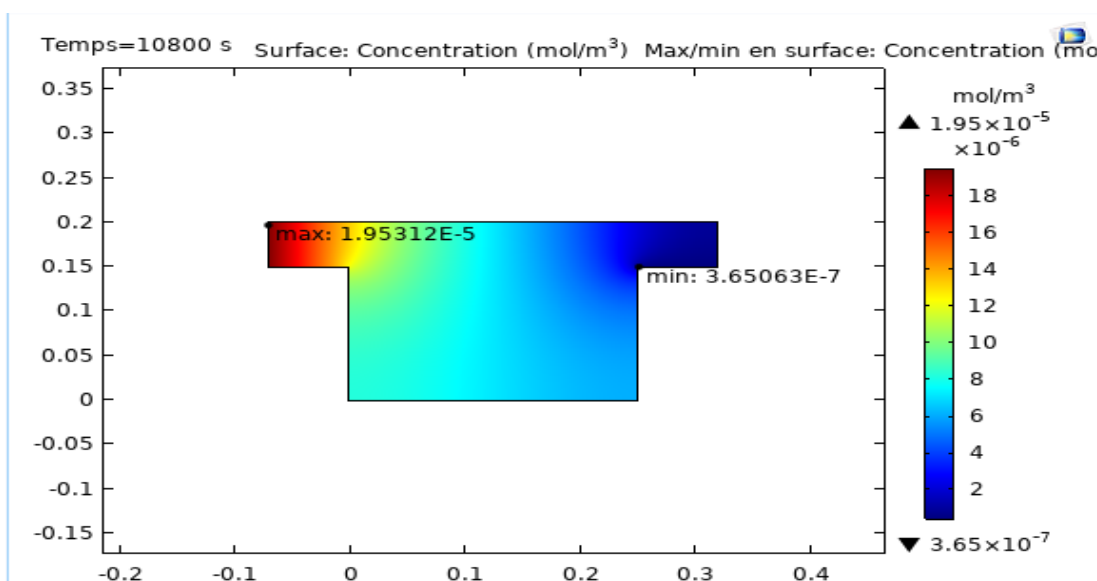


Figure 60 : Profil de séparation eau-flocs (concentration initiale = $1,95312 \times 10^{-5}$ mol/m³)

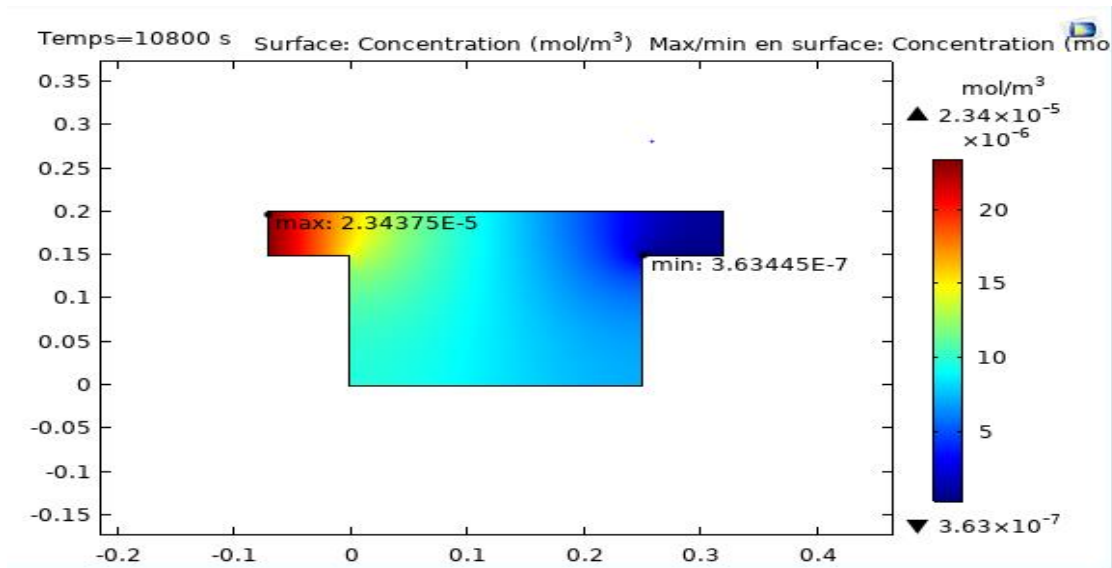


Figure 61 : Profil de séparation eau-flocs (concentration initiale = $2,3437 \times 10^{-5} \text{ mol/m}^3$)

Les résultats des rendements obtenus par simulations sont regroupés dans le tableau 24.

Tableau 24 : Rendement du modèle des trois simulations

$C_{\text{entrée}} \text{ (mg/L)}$	$C_{\text{entrée}} \text{ (mol / m}^3\text{)}$	$C_{\text{sortie}} \text{ (mol / m}^3\text{)}$	Rendement (%)
4500	$1,76 \times 10^{-5}$	$3,65 \times 10^{-7}$	97,91
5000	$1,95 \times 10^{-5}$	$3,65 \times 10^{-7}$	98,13
6000	$2,34 \times 10^{-5}$	$3,63 \times 10^{-7}$	98,44

L'analyse de ces résultats montre que la décantation est d'autant plus efficace que lorsque la charge en MES est élevée. Ainsi, lorsque celle-ci va de $C = 4500 \text{ mg/L}$ à $C = 6000 \text{ mg/L}$, le rendement du modèle augmente de 97,91 à 98,44 %.

III.2.2 Discussion

La présente étude a permis de montrer que l'un des paramètres importants qui permettent d'évaluer l'efficacité de la décantation est la charge de l'effluent en MES. Le traitement est d'autant efficace que lorsque la quasi-totalité des suspensions décante en 3 h (durée normale de fonctionnement d'un bassin de décantation). Une décantation bien effectuée conduit à un bon rendement du procédé de traitement physico-chimique. Pour ce faire, le débit d'entrée dans le décanteur doit être faible. C'est ainsi que Nidhal (2012) a affirmé que la dégradation photocatalytique d'un polluant dans un réacteur est plus importante à faible débit. Ce résultat justifie celle de Fanou *et al.* (2014) qui affirment que la plupart des études théoriques dans le domaine d'écoulements fluide/particules sont limitées au cas de suspensions diluées à nombre

de Reynolds nul (écoulement laminaire). Dans ce cas, les interactions à longue portée entre les particules peuvent être négligées. Il a été également prouvé que le comportement macroscopique de ces systèmes dépend uniquement de la fraction volumique solide. Cette étude a aussi révélé que, pour optimiser le rendement du procédé de traitement, la concentration en MES doit être la plus élevée possible à l'arrivée de l'effluent dans le bassin. Ceci provoque une augmentation de la pression interne du bassin. Cette augmentation de pression s'explique par la différence de vitesse entre l'entrée et la sortie du décanteur et prend en compte la loi d'hydrostatique à l'intérieur du bassin. Ainsi, une trop forte élévation de pression (due à un fort débit d'entrée de l'effluent dans le décanteur) causerait la destruction des floes initialement formés dans le flocculateur et contribuerait à réduire le rendement ou le taux de traitement. Hadj (2013) a conclu que le décanteur primaire constitue un élément important du traitement primaire des eaux résiduaires. Ce traitement repose sur le principe de décantation par gravité pour l'enlèvement des solides en suspension. L'évaluation du rendement des décanteurs primaires a fait l'objet de nombreuses études théoriques et expérimentales. Bennamoun *et al.* (2003) ont affirmé que la performance d'un réacteur dépend à la fois des propriétés physiques et des caractéristiques des particules et des réactifs utilisés. Le rendement du modèle établi est $\tau = 96,98 \%$; ce qui signifie qu'environ 96,98 % des particules ou matières en suspension sont éliminées par ce traitement. Ces résultats sont voisins de ceux obtenus par Moulin *et al.* (2013) en affirmant que l'étape du traitement physico-chimique permet d'éliminer environ 90 % des particules et objets en suspension. Cette étape est commune à une très grande majorité des stations d'épuration. Le coefficient de performance du modèle étant $\bar{\gamma} = 98,73 \%$, très proche de 1, le modèle est jugé performant. Il reflète donc le cas réel. C'est dans ce contexte que Vaxelaire (1994) a affirmé que malgré les divergences existant entre l'expérience et la théorie, les résultats de la simulation peuvent donner une bonne idée de la durée des séquences d'aération à appliquer pour diminuer le coût énergétique tout en évoluant en phase aérobie.

III.3 Modélisation et simulation des traitements biologiques

III.3.1 Résultats

III.3.1.1 Etude qualitative

Les variations de la DCO, de l'azote, et de l'oxygène décrites par des graphes dans cette partie permettent d'analyser qualitativement l'évolution de ces paramètres au cours du traitement biologique.

III.3.1.1.1 Evolution du taux d'azote au cours du traitement

Les courbes de variation du taux d'azote au cours du traitement biologique sont représentés sur les figures 62 et 63.

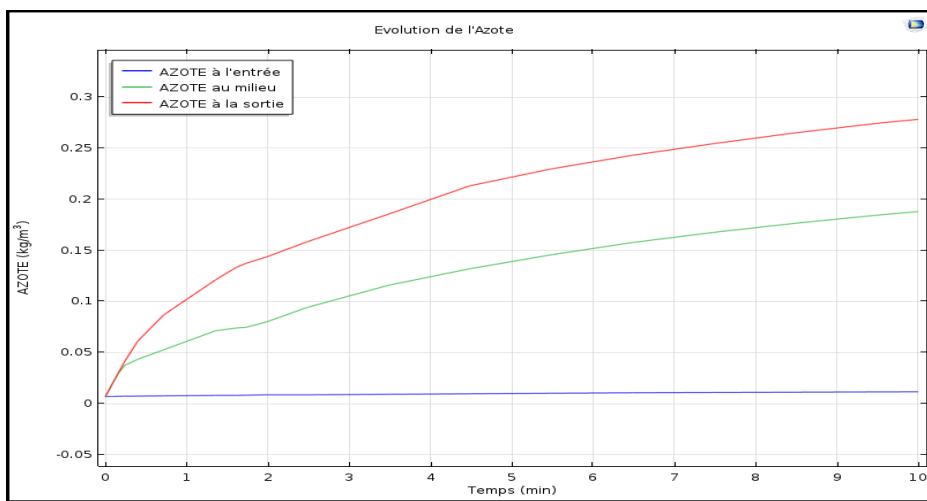


Figure 62 : Evolution de l'azote en fonction du temps dans le bassin anaérobie

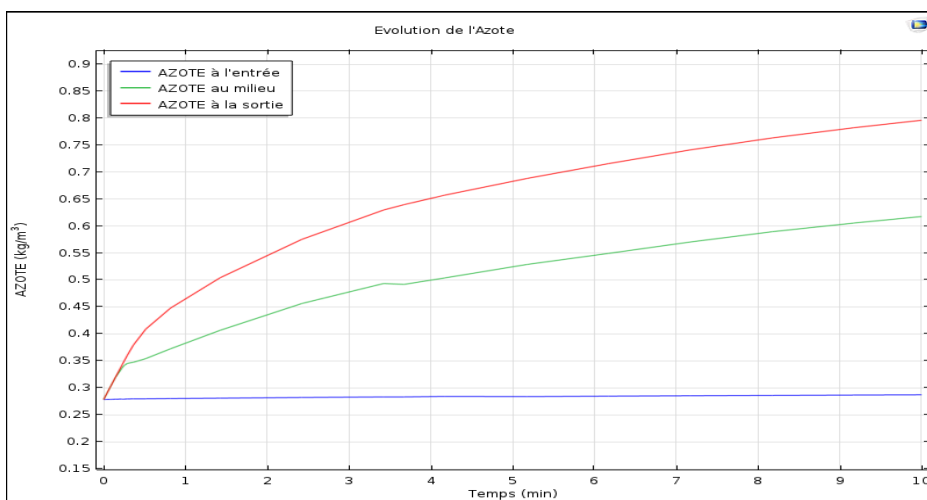


Figure 63 : Evolution de l'azote en fonction du temps dans le bassin aérobie

Ces figures présentent l'évolution de l'azote total en trois points choisis : entrée, milieu et sortie de chaque bassin. Les graphes montrent que la quantité d'azote gazeux augmente à la sortie du bassin de traitement au fil du temps.

III.3.1.1.2 Evolution de la DCO au cours du traitement

Les figures 64 et 65 présentent l'évolution de la matière organique chimiquement dégradable (DCO) à l'entrée, au milieu et à la sortie des bassins (bassin anaérobie et bassin aérobie).

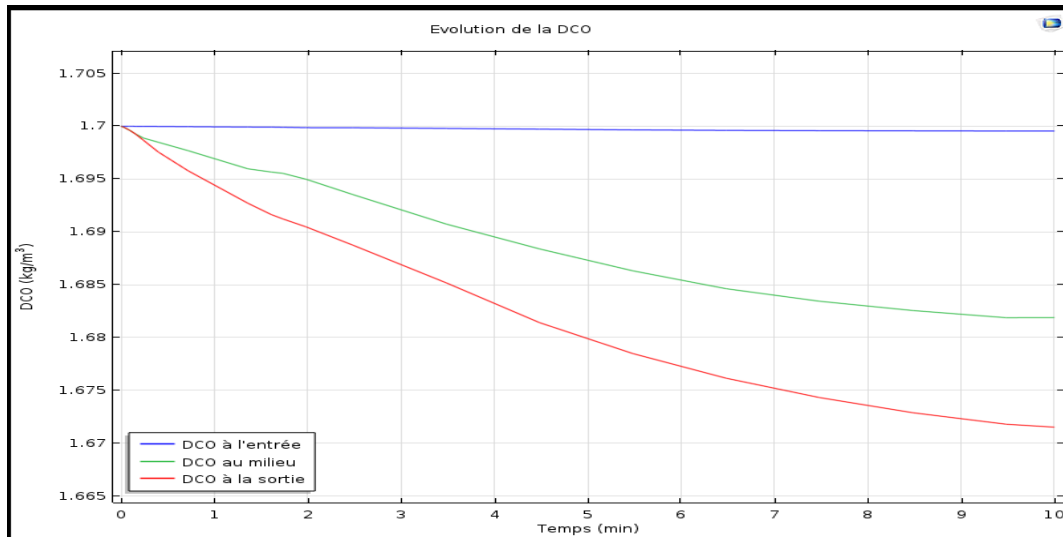


Figure 64 : Evolution de la DCO en fonction du temps dans le bassin anaérobie

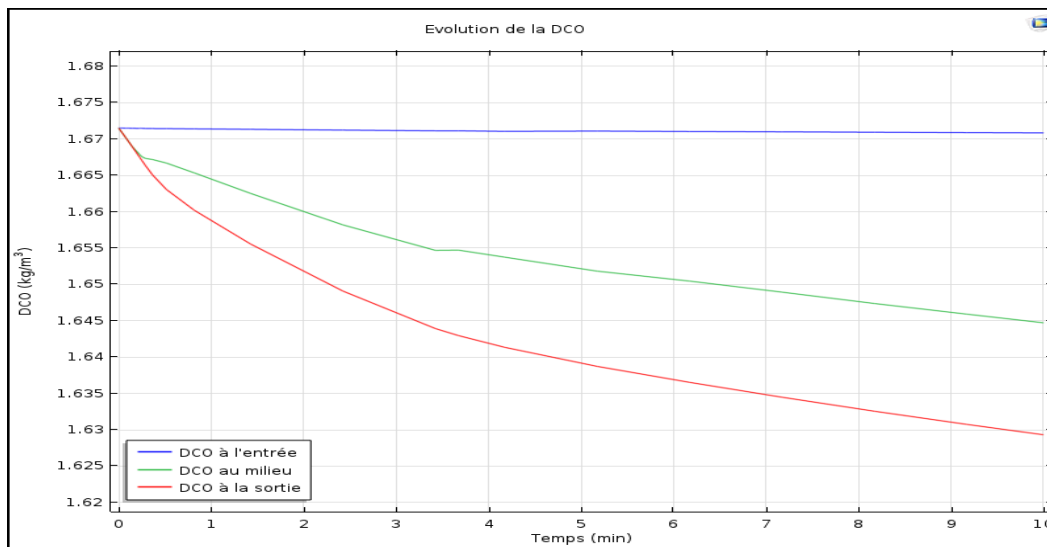


Figure 65 : Evolution de la DCO en fonction du temps dans le bassin aérobie

L'analyse de ces graphes permet de remarquer que la quantité de matière organique diminue progressivement avec le temps quel que soit le bassin.

III. 3.1.1.3 Evolution de la quantité d'oxygène au cours du traitement

Dans le bassin anaérobie, la quantité d'oxygène est négligeable et est quasiment constante. La figure 66 présente l'évolution de la quantité d'oxygène à l'entrée, au milieu et à la sortie du bassin aérobie. La quantité d'O₂ diminue avec le temps.

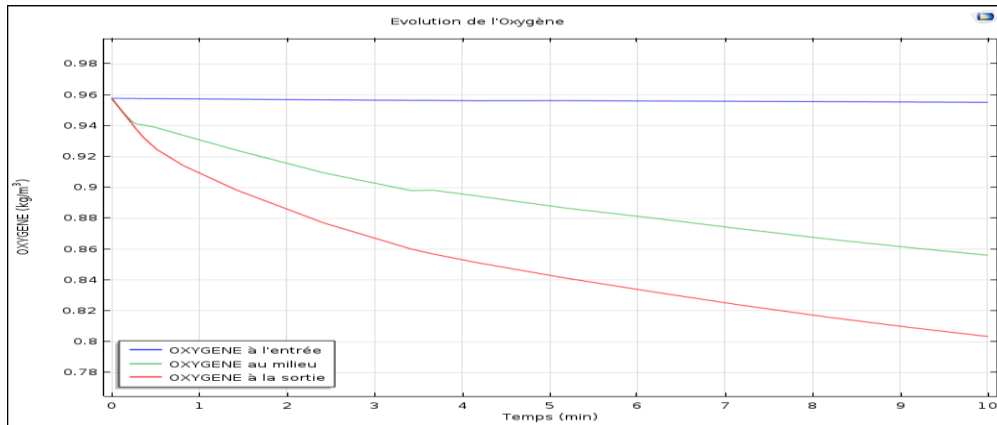


Figure 66 : Evolution de la quantité d'oxygène en fonction du temps dans le bassin aérobie

III. 3.1.2 Etude quantitative par bassin

III. 3.1.2.1 Bassin Anaérobie

Les paramètres utilisés dans la simulation du bassin anaérobie sont la vitesse de l'effluent, la pression, la concentration en MES, la DCO et le taux d'azote. Plusieurs simulations ont été effectuées à partir de différentes valeurs. Quelques résultats de simulations suivies de leurs analyses sont présentés dans ce paragraphe.

III. 3.1.2.1.1 Profils de vitesse et de pression

Les profils de vitesse et de pression le long du bassin sont donnés par la figure 67.

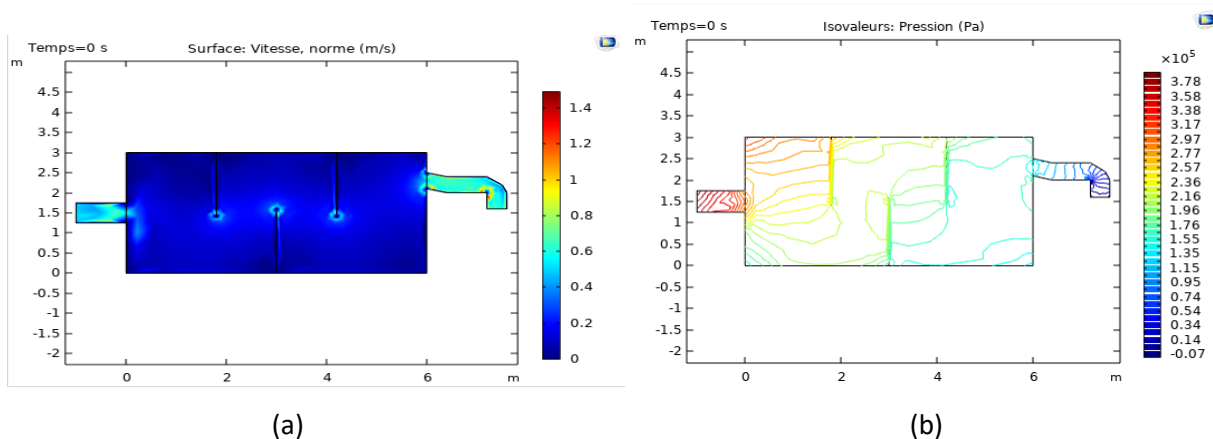


Figure 67 : Variation de vitesse (a) et de pression (b) dans le bassin anaérobie

L'analyse des simulations montre qu'il y a une légère augmentation de la vitesse à la sortie du bassin anaérobie (Figure 67a). La vitesse passe de 0,6 m/s à 0,8m/s. Par ailleurs, il y a une baisse de la pression le long du bassin (Figure 67b).

III.3.1.2.1.2 Evolution de la DCO au cours du traitement anaérobie

Plusieurs simulations ont été effectuées afin de visualiser la variation de la DCO en fonction du temps au cours du traitement anaérobie. Les résultats des simulations effectuées sur l'évolution de la DCO sont présentés sur les figures 68, 69 et 70. Ces simulations ont été effectuées pour une durée de traitement de 7h. La figure 68 met en exergue la variation de la DCO en fonction du temps et en deux points du bassin anaérobie (à l'entrée et à la sortie). Un effluent qui entre dans le bassin anaérobie avec une DCO initiale de 1,12 mg/L soit 1,12 kg/m³, sort avec une DCO de 0,9 kg/m³ d'où le rendement de $\tau = \frac{1,12-0,9}{1,12} = 19,6 \%$.

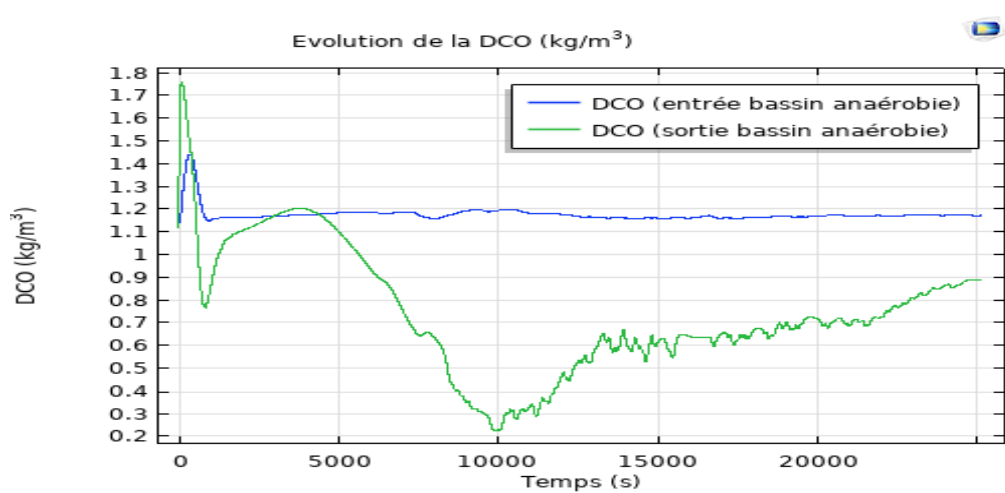


Figure 68 : Evolution de la DCO au cours du traitement (DCO entrée = 1,12 kg/m³)

Pour la simulation de la figure 69, la DCO d'entrée est 2,1 kg/m³ et celle de l'effluent sortant est 1,8 kg/m³, soit un rendement de $\tau = 14,3 \%$.

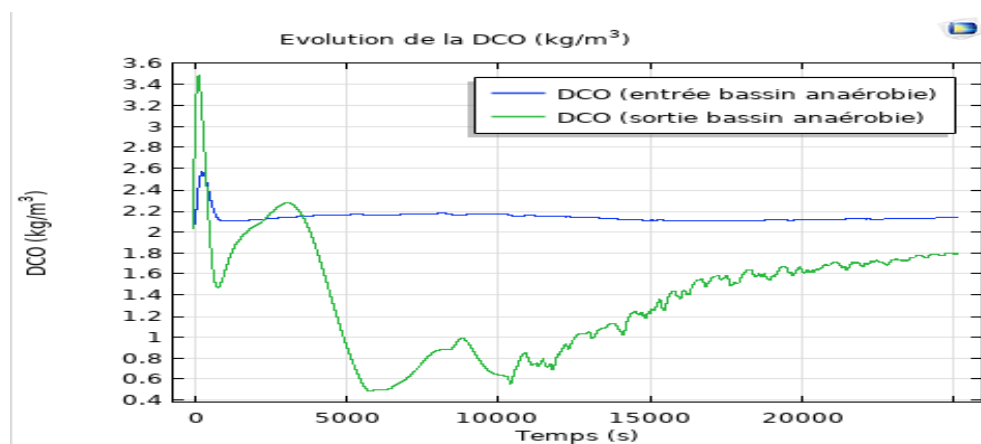


Figure 69 : Variation de la DCO au cours du traitement (DCO entrée = 2,1 kg/m³)

La simulation présentée sur la figure 70, la DCO d'entrée est $1,7 \text{ kg/m}^3$ et celle de l'effluent sortant est $1,2 \text{ kg/m}^3$; ce qui donne un rendement de 29,4 %.

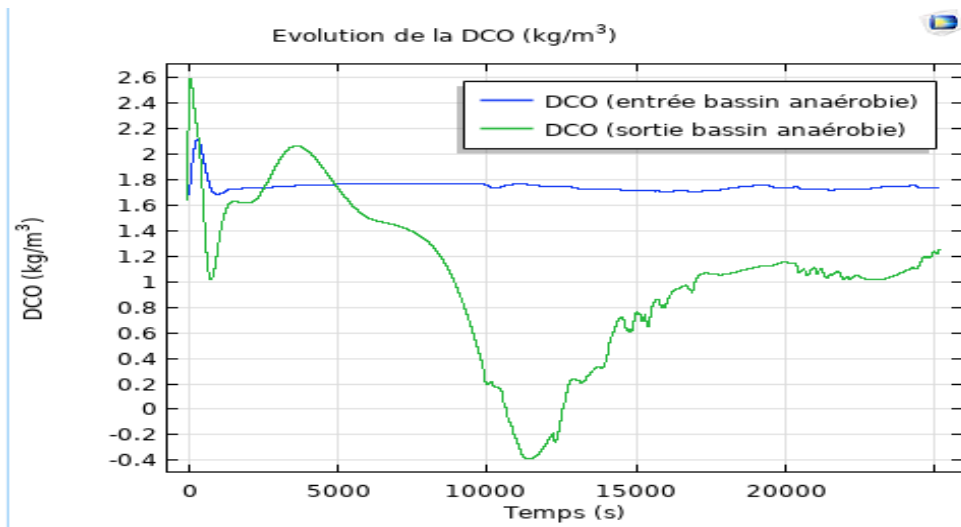


Figure 70 : Variation de la DCO au cours du traitement (DCO entrée = $1,7 \text{ kg/m}^3$)

Pour chaque valeur d'entrée, les rendements calculés sont regroupés dans le tableau 25.

Tableau 25 : Rendement du modèle du traitement en fonction de la DCO d'entrée

Entrée du modèle	Sortie du modèle	
DCO (kg/m^3)	DCO (kg/m^3)	Rendement τ_i (%)
1,12	0,9	19,6
1,7	1,2	29,4
2,1	1,8	14,3

A partir de ces résultats, le rendement global du modèle anaérobie est $\tau_G = 21,1 \%$.

III.3.1.2.1.3 Evolution du taux d'azote au cours du traitement anaérobie

La figure 71 montre l'évolution du taux d'azote en fonction du temps et en trois points du bassin (à l'entrée, au milieu et à la sortie).

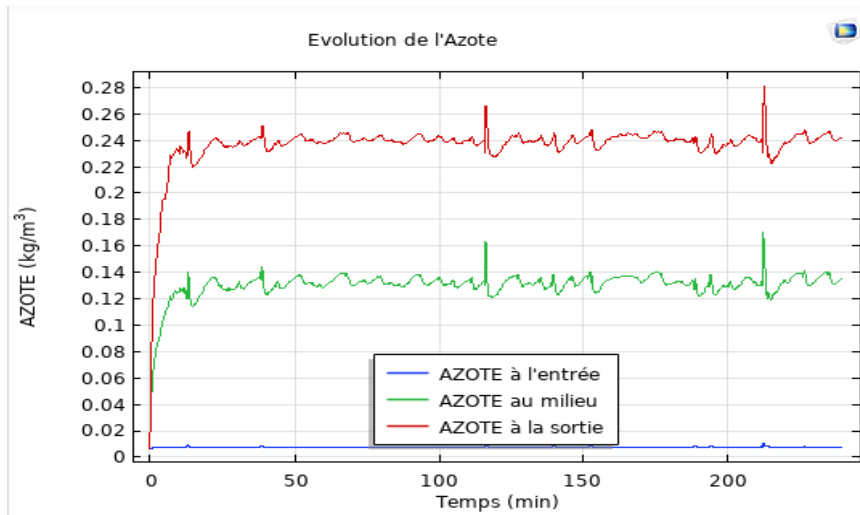


Figure 71: Variation du taux d'azote au cours du traitement (Azotée entrée =0,01 kg/m³)

Cette figure présente une simulation effectuée pour un temps de traitement de 250 min avec une quantité d'azote d'entrée de 0,01 kg/m³. Il ressort de l'analyse de cette figure 71 qu'un effluent qui entre dans le bassin anaérobie avec une teneur en azote dissous quasi nulle (0,01 kg/m³), sort avec une quantité de 0,24 kg/m³ d'azote soit 0,23 kg/m³ d'azote gazeux généré. La figure 72 montre l'évolution du taux d'azote en fonction du temps et en deux points du bassin (à l'entrée et à la sortie).

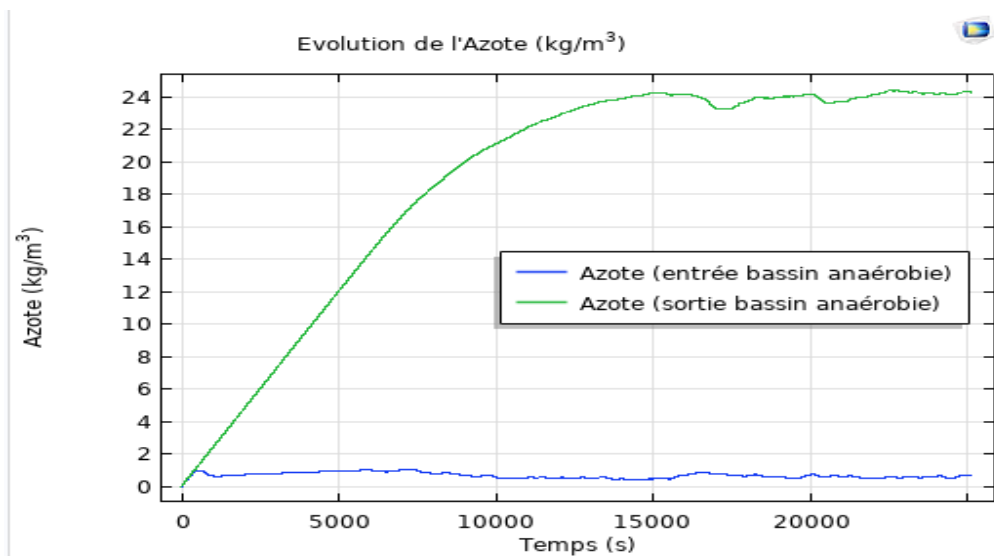


Figure 72 : Variation du taux d'azote au cours du traitement (Azotée entrée =0,1 kg/m³)

A la différence de la simulation de la figure 71, cette simulation (Figure 72) correspond à une durée de traitement de 25 000 s soit 420 min. Il ressort de l'analyse qu'un effluent qui entre dans le bassin anaérobie avec une teneur en azote dissous de 0,1 kg/m³, sort avec environ 24 kg/m³ d'azote gazeux généré.

III.3.1.2.1.4 Validation du modèle de traitement anaérobie

Les valeurs de DCO des effluents de SANIA avant et après le traitement anaérobie, de même que les rendements correspondants sont consignés dans le tableau 26.

Tableau 26 : Rendement terrain du traitement en fonction de la DCO d'entrée

Entée du bassin anaérobie	Sortie du bassin anaérobie	
DCO (mg/L)	DCO (mg/L)	Rendement α_i (%)
1985	1605	19,2
1740	1230	29,3
1180	980	17

Pour un effluent dont la charge à l'entrée du système de traitement est 1985 mg/L, la DCO à la sortie du procédé de traitement anaérobie de SANIA est 1605 mg/L soit un rendement de $\alpha_i = 19,2 \%$ (Tableau 26). Pour chaque valeur d'entrée, le rendement a été calculé. Le rendement réel obtenu sur le terrain est $\alpha = 21,8 \%$.

Le rendement du modèle obtenu ($\tau_G = 21,1 \%$) est presque identique à celui obtenu sur le terrain qui est $\alpha = 21,8 \%$. Ce qui permet de calculer le coefficient de performance γ du modèle établi. On obtient ainsi $\gamma = 96,8 \%$ soit $\gamma \approx 97 \%$. Le modèle ainsi établi est jugé performant relativement à la DCO puisqu'il fournit un coefficient de performance ($\gamma = 97 \%$) très proche de 100 %. Le modèle anaérobie ainsi établi est donc jugé performant.

III.3.1.2.1.5 Etude de la sensibilité du modèle anaérobie

Les résultats des simulations pour l'étude de la sensibilité du modèle anaérobie sont présentés par les figures 73 à 76. L'analyse de la figure 73 montre que la DCO d'un effluent dont la vitesse d'entrée dans le bassin est de 0,8m/s et ayant séjourné dans le bassin pendant 1h passe de 1,13 kg/m³ à 1,121 kg/m³ soit 0,01kg/m³ de DCO extraite. La figure 74 montre que la DCO varie de 1,13 kg/m³ à 1,118 kg/m³ pour un temps de séjour de 2 h et une vitesse d'entrée de 0,6m/s soit 0,012kg/m³ de DCO extraite. Par ailleurs, la figure 75 permet d'observer qu'un effluent très chargé (DCO d'entrée égale à 8,68kg/m³) et ayant un temps de séjour moyen (1 h 30 min) donne une meilleure digestion de la biomasse épuratrice (DCO de sortie égale à 8,48kg/m³) soit 0,2 kg/m³ de DCO extraite.

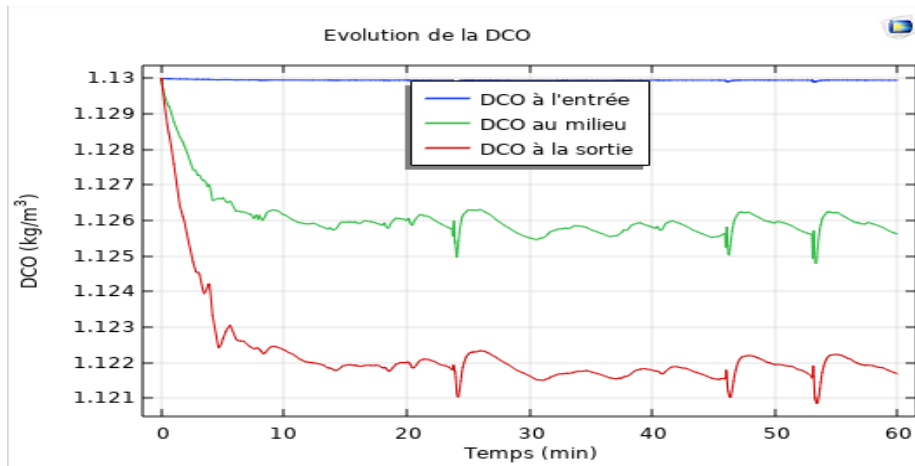


Figure 73 : Variation de la DCO pour un temps de séjour de 1h et une vitesse de 0,8m/s

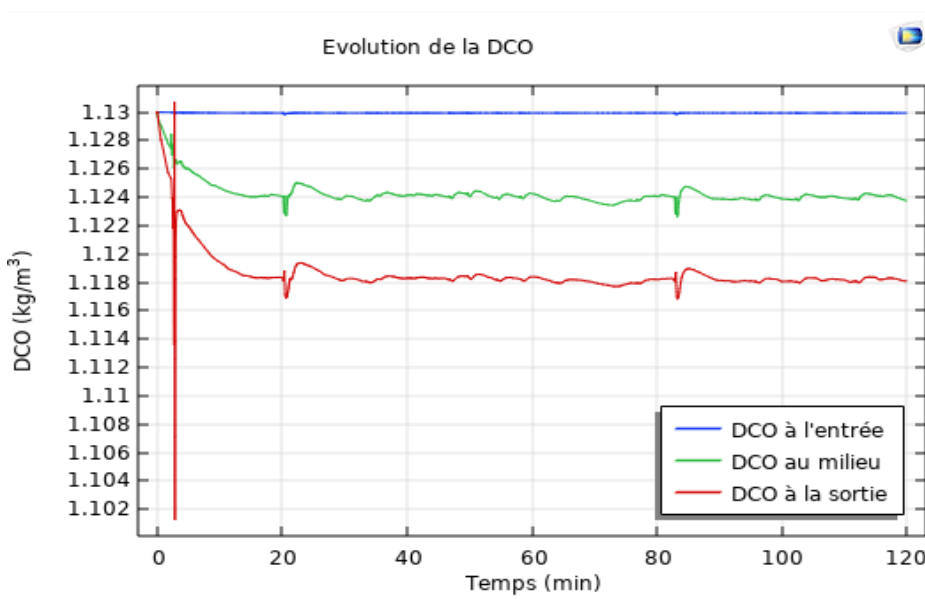


Figure 74 : Variation de la DCO pour un temps de séjour de 2h et une vitesse de 0,6m/s

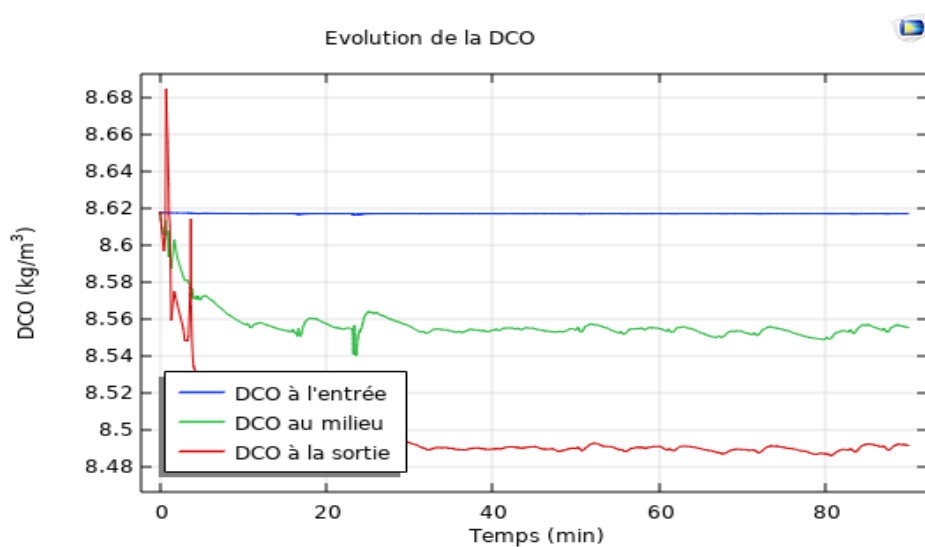


Figure 75 : Variation de la DCO pour un temps de séjour de 1h30 et une vitesse 0,6m/s

Afin de connaître l'impact du temps de traitement sur l'évolution de la DCO, une simulation a été effectuée pour un temps de séjour de 4 h et une vitesse d'entrée de 0,6 m/s. Les résultats de simulation sont présentés sur la figure 76.

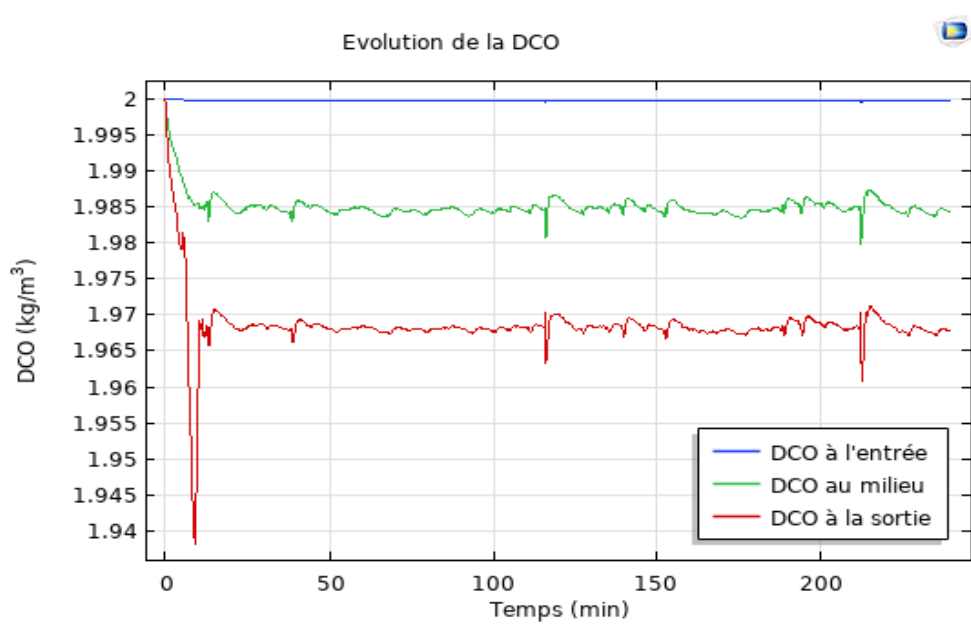


Figure 76 : Variation de la DCO au cours du traitement anaérobie pour un temps de séjour de 4h et une vitesse d'entrée de 0,6m/s

La figure 76 met en exergue la variation de la DCO en fonction du temps et en trois points du bassin anaérobie (à l'entrée, au milieu et à la sortie). Un effluent qui entre dans le bassin anaérobie avec une DCO initiale de 2000 mg/L soit 2 kg/m³, sort du bassin avec une DCO de 1,97 kg/m³ soit un rendement de $\tau = 1,5\%$.

Le rendement du digesteur anaérobie est assez faible. Il ressort de toutes ces analyses que : lorsque l'effluent est peu chargé, il est nécessaire d'augmenter la vitesse d'entrée de l'effluent dans le bassin afin de garantir un meilleur rendement. A l'inverse, une diminution de la vitesse s'impose lorsque l'effluent à traiter est très chargé en DCO. Par ailleurs, un effluent très chargé nécessite un temps de séjour plus long

III.3.1.2.1.6. Valeurs optimales de la DCO pour le traitement anaérobie par simulation

Il s'agit de déterminer les valeurs de la DCO pour lesquelles le rendement est meilleur. La simulation dont les résultats sont présentés sur la figure 77, est faite sur la base des résultats des simulations effectuées précédemment.

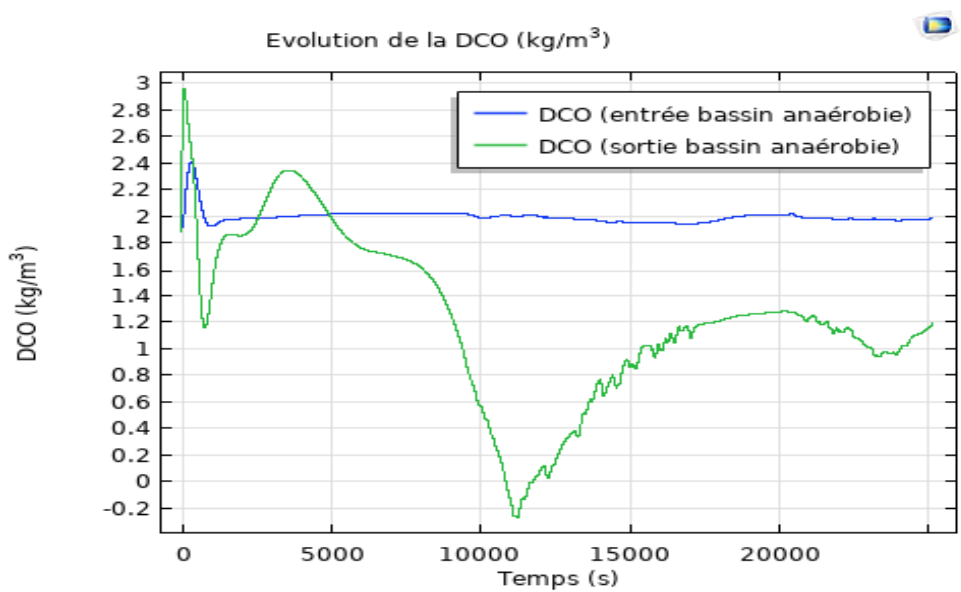


Figure 77 : Variation de la DCO au cours du traitement (DCO d'entrée 1,9 kg/m³)

Pour cette simulation, la DCO d'entrée est 1,9 kg/m³ (simulation intermédiaire entre celles effectuées pour des DCO de 1,7 et 2,1 kg/m³) et la DCO de l'effluent sortant est 1,2 kg/m³. Le rendement obtenu dans ce cas est $\tau = \frac{1,9-1,2}{1,9} = 36,8 \%$.

Les résultats des simulations effectuées sont consignés dans le tableau 27.

Tableau 27 : Rendement du modèle du traitement en fonction de la charge d'entrée

Entrée du modèle	Sortie du modèle	
DCO (kg/m ³)	DCO (kg/m ³)	Rendement τ_i (%)
1,12	0,9	19,6
1,7	1,2	29,4
1,9	1,2	36,8
2,1	1,8	14,3

L'analyse du tableau montre que le rendement du procédé augmente pour des valeurs de DCO variant de 1,12 kg/m³ (19,6 %) jusqu'à 1,9 kg/m³ (36,8 %). Au-delà de cette valeur, le rendement chute jusqu'à 14,3 % pour une valeur de DCO égale à 2,1 kg/m³. Les valeurs de DCO fournissant les meilleurs rendements sont 1,7 kg/m³ avec un rendement de 29,4 % et 1,9 kg/m³ avec un rendement de 36,8 %. Il ressort donc de cette analyse que la plage optimale de DCO pour le traitement anaérobie des effluents de SANIA-cie est [1,7 ; 1,9] kg/m³. Lorsque la valeur de la DCO de l'effluent à l'entrée du bassin de traitement anaérobie est dans cet intervalle, le rendement du traitement est maximal.

III. 3.1.2.2 Bassin aérobie

Les paramètres utilisés dans la simulation du bassin aérobie sont les même que ceux du bassin anaérobie. Plusieurs simulations ont été effectuées à partir de différentes valeurs. Cependant quelques résultats de simulations seront présentés dans ce paragraphe suivi de leurs analyses.

III. 3.1.2.2.1 Profil de vitesse et de pression

Les profils de vitesse et de pression du bassin aérobie sont donnés par la figure 78.

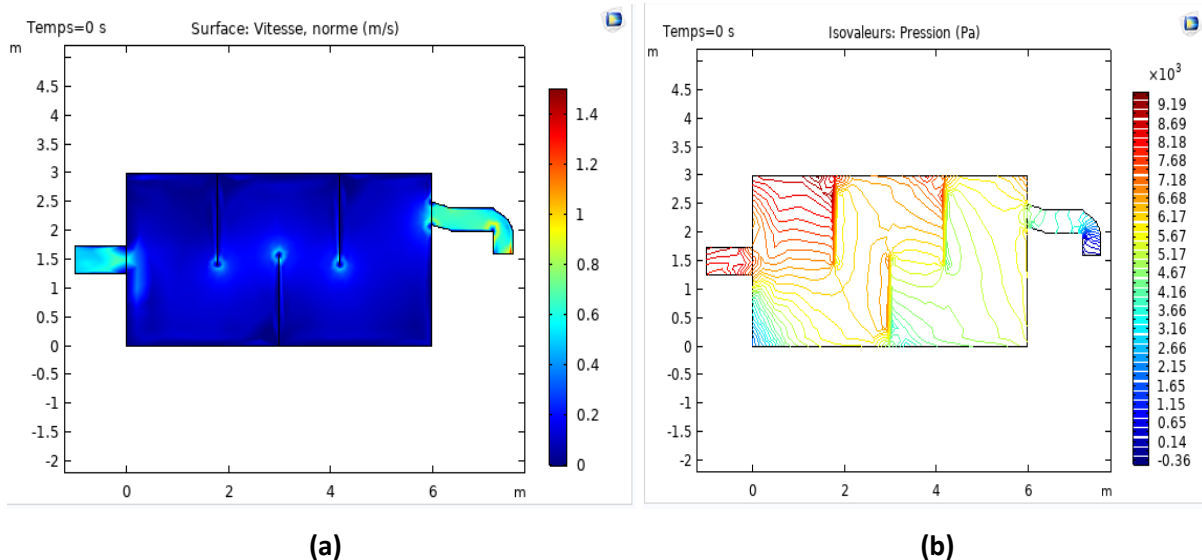


Figure 78 : Variation de vitesse (a) et de pression (b) dans le bassin aérobie

Les analyses faites sur les profils de vitesse, de pression et sur le temps de séjour de l'effluent dans le bassin anaérobie restent valables pour le bassin aérobie. En effet, il se produit une légère augmentation de la vitesse et une faible diminution de la pression de l'entrée à la sortie du bassin. Toutefois, à la différence du bassin anaérobie, le temps de séjour des effluents dans le bassin aérobie est d'environ 15 h.

III.3.1.2.2.2 Evolution de la DCO au cours du traitement aérobie

Afin de visualiser la variation de la DCO au cours du traitement aérobie, plusieurs simulations ont été effectuées. Les résultats obtenus sont présentés sur les figures 79, 80 et 81.

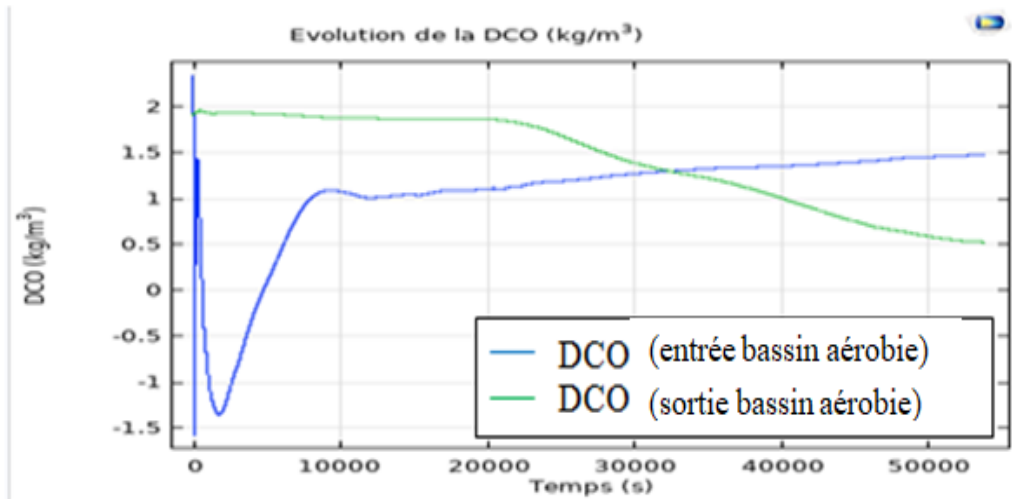


Figure 79 : Variation de la DCO au cours du traitement aérobie (DCO entrée = 2 kg/m³)

La figure 79 présente la variation de la DCO en fonction du temps à l'entrée et à la sortie du bassin aérobie. Un effluent qui entre dans le bassin aérobie avec une DCO initiale de 2000 mg/L soit 2 kg/m³, sort du bassin avec une DCO de 0,5 kg/m³ soit un rendement de $\tau = 75 \%$ au niveau du traitement aérobie.

La simulation présentée à la figure 80 est faite avec une DCO d'entrée de 1,6 kg/m³. La DCO obtenue à la sortie est 0,5 kg/m³. Un rendement de $\tau = 68,75 \%$ a été obtenu.

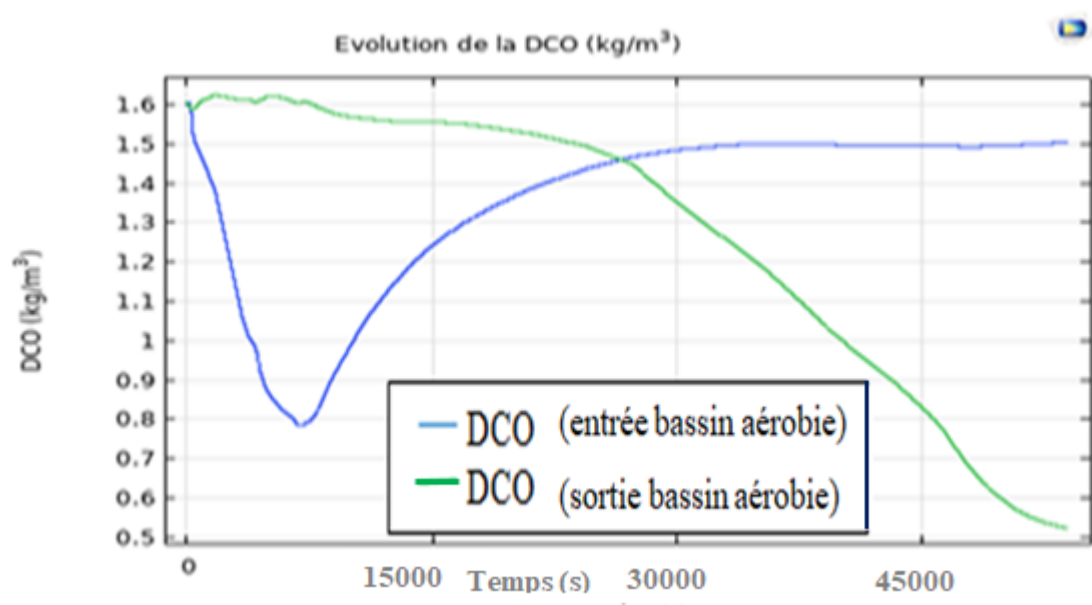


Figure 80 : Variation de la DCO au cours du traitement aérobie (DCO entrée = 1,6 kg/m³)

Pour cette simulation dont la DCO d'entrée est 2,1 kg/m³, l'effluent sort du bassin avec une DCO de 0,6 kg/m³ ; soit un rendement de $\tau = 71,2 \%$.

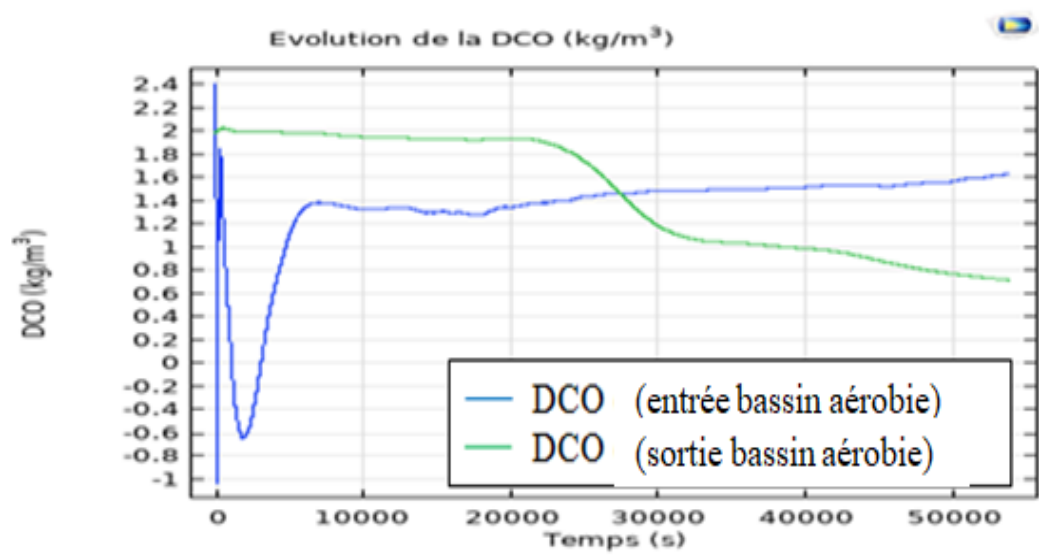


Figure 81: Variation de la DCO au cours du traitement aérobie (DCO entrée= 2.1 kg/m³)

Pour chaque valeur d'entrée, les rendements ont été calculés et résumés dans le tableau 28.

Tableau 28 : Récapitulatif des rendements calculés en fonction de la charge d'entrée

DCO (kg/m ³) d'entrée	DCO (kg/m ³) de sortie	Rendement τ_i (%)
2	0,5	75
1,6	0,5	68,75
2,1	0,6	71,2

Le rendement global du modèle calculé est $\tau_G = 71,65 \%$, soit $\tau_G = 71,7 \%$.

III.3.1.2.3 Evolution du taux d'azote au cours du traitement aérobie

La figure 82 montre l'évolution du taux d'azote en fonction du temps et en deux points du bassin (l'entrée et la sortie). L'entrée du bassin aérobie correspond à la sortie du bassin anaérobie.



Figure 82: Evolution du taux d'azote au cours du traitement (azote entrée = 0,1 kg/m³)

Il ressort de l'analyse de ces graphes qu'un effluent qui entre dans le bassin aérobie avec une teneur en azote dissous d'environ $0,1 \text{ kg/m}^3$ sort avec 220 kg/m^3 d'azote gazeux est généré. Cette quantité d'azote est dégagée dans l'atmosphère à la sortie du bassin aérobie.

III.3.1.2.2.4 Evolution du taux d'oxygène au cours du traitement aérobie

L'évolution de la quantité d'oxygène au cours du traitement est présentée sur la figure 83.

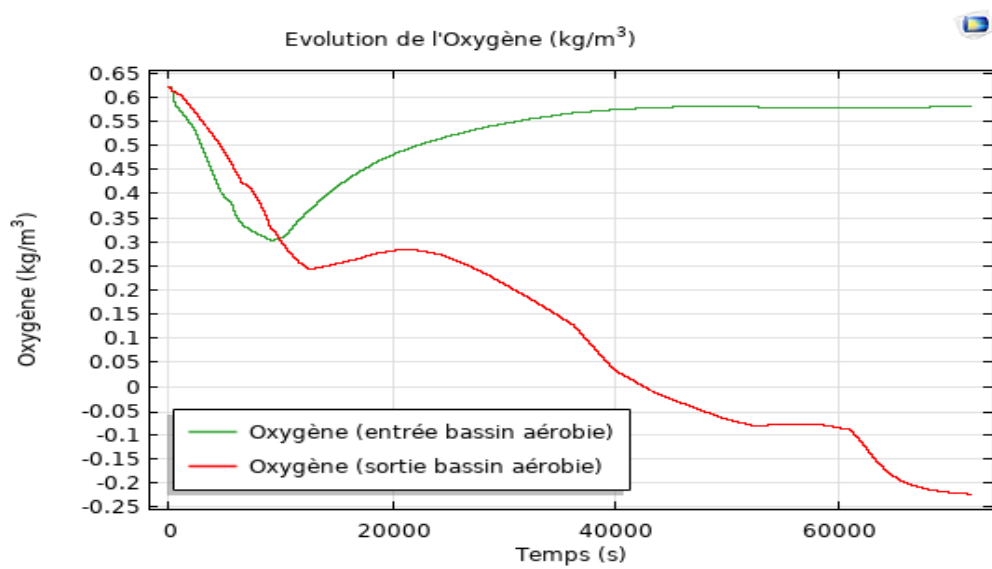


Figure 83 : Evolution de la quantité d'oxygène au cours du traitement aérobie

La quantité d'oxygène baisse de $0,65 \text{ kg/m}^3$ à l'entrée du bassin aérobie à $-0,25 \text{ kg/m}^3$ à la sortie.

III.3.1.2.2.5 Validation du modèle de traitement aérobie

Les valeurs de DCO des effluents de SANIA avant et après traitement aérobie ainsi que les rendements sont consignés dans le tableau 29.

Tableau 29: Quelques valeurs de DCO des effluents de SANIA-cie avant et après traitement et les rendements associés

Entrée du bassin aérobie	Sortie du bassin aérobie	
DCO (mg/L)	DCO (mg/L)	Rendement (%)
1605	270	83,2
1780	530	70,2
980	290	70,4

Le rendement réel obtenu sur le terrain est $\alpha = 74,6 \%$. Il est presque identique au rendement du modèle ($\tau_G = 71,7 \%$). Ces rendements permettent de calculer le coefficient de performance $\gamma = 96,1 \%$. Le modèle ainsi établi est jugé performant relativement à la DCO avec un coefficient de performance très proche de 100% .

III. 3.1.2.3 Bassin de décantation

III.3.1.2.3.1 Profil de séparation eau-boue

Le profil de sédimentation (séparation eau-boue) est présenté sur la figure 84.

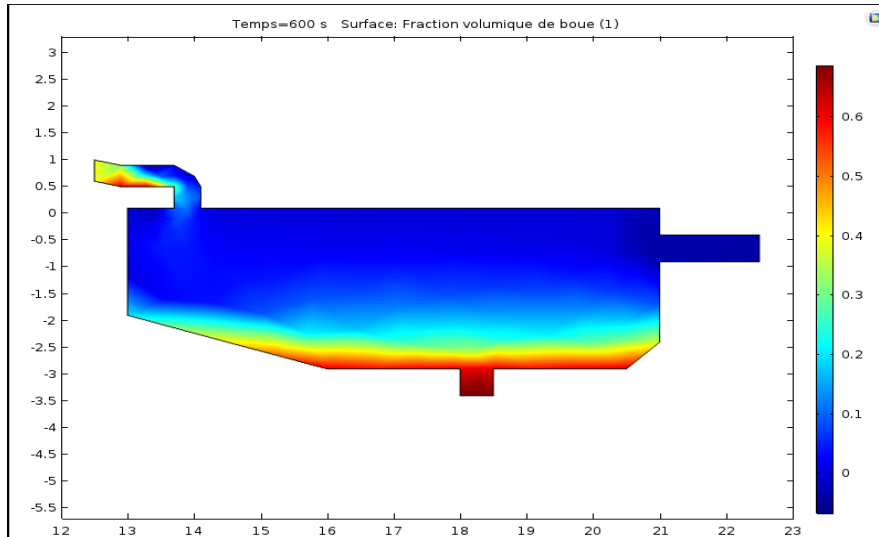


Figure 84 : Evolution de la fraction volumique de boue en 2D

Sous l’effet de la gravimétrie, les boues ou floes formés sédimentent puis se déposent au fond du bassin. Un suivi des fractions de boues des effluents à l’entrée du bassin de décantation a été effectué. Ce suivi a consisté à la détermination de la fraction volumique de boues de chaque effluent à son entrée dans le décanteur. Les résultats obtenus sont consignés dans le tableau 30.

Tableau 30 : Suivi des fractions de boues des effluents à l'entrée du décanteur

DCO (mg/L)	1605	1780	980	1990	1920	2170	1860	1500	2690
Fraction de boues (%)	33	63	43	36	34	32	31	42	44

Les fractions de boues des effluents traités dans cette station varient de 30 % à 65 %. La valeur moyenne de fraction de boues calculée à partir du tableau 20 est 39,77 % soit 40 % ou 0,4. Ainsi, le traitement d’un effluent dont la fraction volumique moyenne est de 0,4 à l’entrée du bassin génère une eau traitée de fraction quasi-nulle (Figure 84).

III.3.1.2.3.2 Evolution de la fraction volumique de boue dans le décanteur

La figure 85 présente l’évolution de la fraction de boue en fonction de la hauteur du bassin et en trois points différents : entrée de l’effluent, sortie de boue, sortie de l’effluent décanté. La

conduite de sortie de l'eau décantée est située à environ 3,5 m par rapport à la conduite de purge de boue. L'effluent d'entrée a une fraction volumique de boue de 0,4. Cependant, du point d'entrée à la surface du décanteur, cette fraction diminue jusqu'à 0,01. La fraction volumique de boue est 0,7 au lieu de purge et est quasi-nulle au niveau de la conduite de sortie de l'effluent décanté.

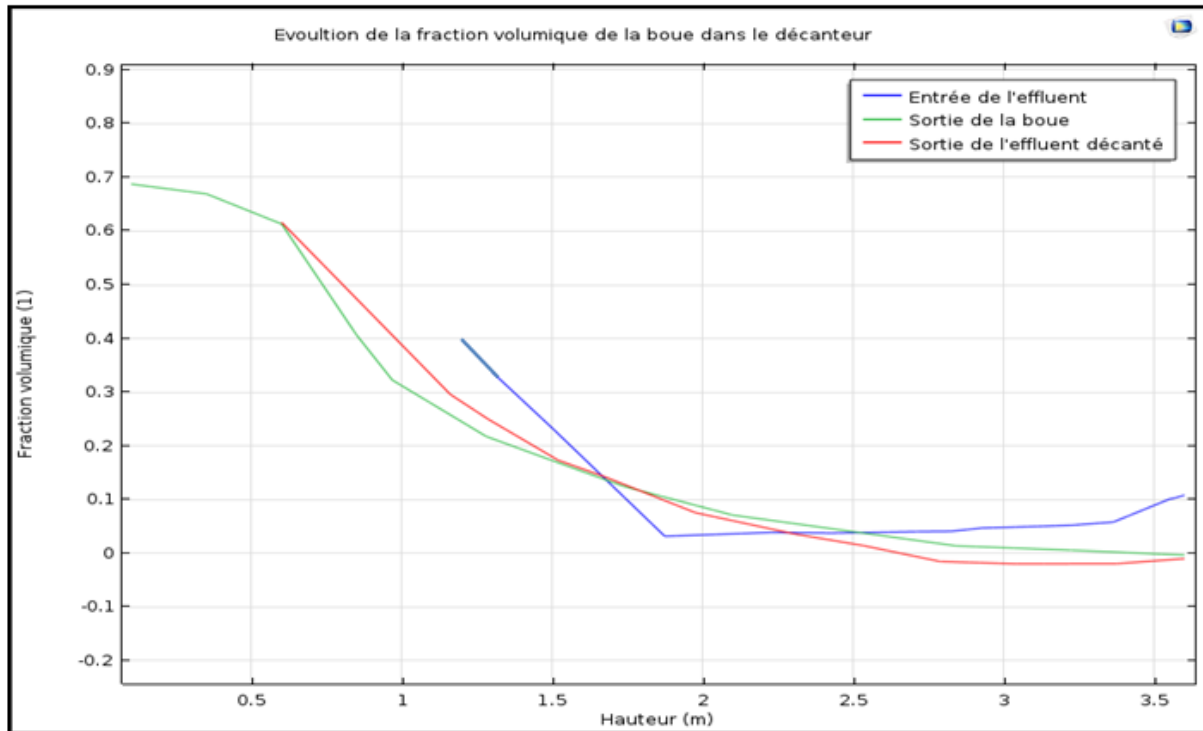


Figure 85 : Evolution de la fraction de boue dans le décanteur

III.3.2 Discussion

Le suivi de la quantité d'azote montre que le taux d'azote gazeux augmente à la sortie du bassin de traitement au fil du temps. Il y a certainement eu dénitrification (transformation des nitrates en azotes gazeux) des nitrates formés au cours de la dégradation biologique. Ce constat confirme les résultats de Magali (2002). Celui-ci conclut que l'azote organique se transforme dans les eaux usées en azote ammoniacal (NH_4^+). L'élimination de l'azote ammoniacal est, le plus souvent, obtenue grâce à des traitements biologiques. Assaf (2012) a abordé cette même idée de dénitrification. Il explique qu'une seconde phase, de dénitrification complète le processus. Ses résultats justifient ceux de Spérandio et al. (2007) lorsqu'ils concluent qu'en sortie du bassin anoxique, la simulation montre que tous les nitrates ont été consommés. Les nitrates, sous l'action de bactéries « dénitrifiantes », sont transformés en azote gazeux. Ce gaz s'échappe alors dans l'atmosphère. Le suivi de la DCO et de la quantité

d'oxygène dans la présente étude a montré que la quantité de matière organique diminue progressivement avec le temps, de même que le taux d'oxygène. Cela s'explique par le fait que l'oxygène est utilisé pour dégrader la matière organique. Cette conclusion est similaire à celle de Cael (2018) qui a montré que l'évolution des microorganismes dans le réacteur biologique est fortement influencée par les conditions opératoires comme le pH, la charge en matière organique et la température. De plus, la charge organique a directement influencé la production de boue. La présente étude a montré qu'il y a une légère augmentation de la vitesse à la sortie du bassin anaérobie et un dégagement d'environ $0,23 \text{ kg/m}^3$ d'azote gazeux. Cette variation de vitesse s'explique par la formation et l'accumulation de boue au fond du bassin. La quantité d'azote dégagée dans le bassin anaérobie s'explique par l'activité des microorganismes anaérobies. Le traitement anaérobie est d'autant plus efficace que lorsque la pollution azotée est importante dans l'effluent à traiter. Puis inversement, un effluent peu chargé en composés azotés biodégradables fournit un faible rendement. La présence d'oxygène dans le bassin aérobie stimule le développement de la biomasse épuratrice d'où la meilleure qualité du traitement dans le digesteur aérobie. En effet, lors des phases de réaction les bactéries vont utiliser l'oxygène disponible sous forme libre dans l'effluent pour dégrader la pollution carbonée. Ce résultat concorde avec celui de Crosv *et al.* (2010). Ils expliquent que : ce n'est que lors des phases d'arrêt de l'aération, une fois que les bactéries auront consommé tout l'oxygène (O_2) disponible sous forme libre, que celles-ci vont utiliser l'oxygène disponible sous forme liée dans les nitrates (NO_3) pour assurer leur activité et leur respiration. Elles vont en fait par ce moyen dégrader l'azote sous sa forme N-NO_3 en azote gazeux (N_2). Cette étude a également montré que le rendement d'élimination de la DCO du traitement aérobie est 71,7 % et celui du traitement anaérobie est 21,1 %. Il en résulte donc que les digesteurs aérobies offrent un meilleur traitement que ceux en milieu anaérobie. Ces résultats sont conformes à ceux obtenues par Zhang (2011). Celui-ci conclut que la concentration en substrat carboné est plus importante dans le bassin anoxie que dans le bassin aéré. En effet, la matière organique est dégradée en majeure partie en conditions aérobies. Le suivi du taux d'oxygène dans la présente étude a montré que la quantité d'oxygène baisse de $0,65 \text{ kg/m}^3$ à $-0,25 \text{ kg/m}^3$. Les valeurs négatives observées sont la preuve d'un manque d'oxygène dans le milieu réactionnel.

III.4 Modélisation du traitement biologique avec couplage des bassins

III.4.1 Résultats

III.4.1.1 Profil de vitesse et de pression

Les profils de vitesse et de pression sont présentés sur les figures 86 et 87. La figure 86 montre que l'écoulement de l'effluent se fait à vitesse constante (6×10^{-4} m/s) le long de la chaîne de traitement.

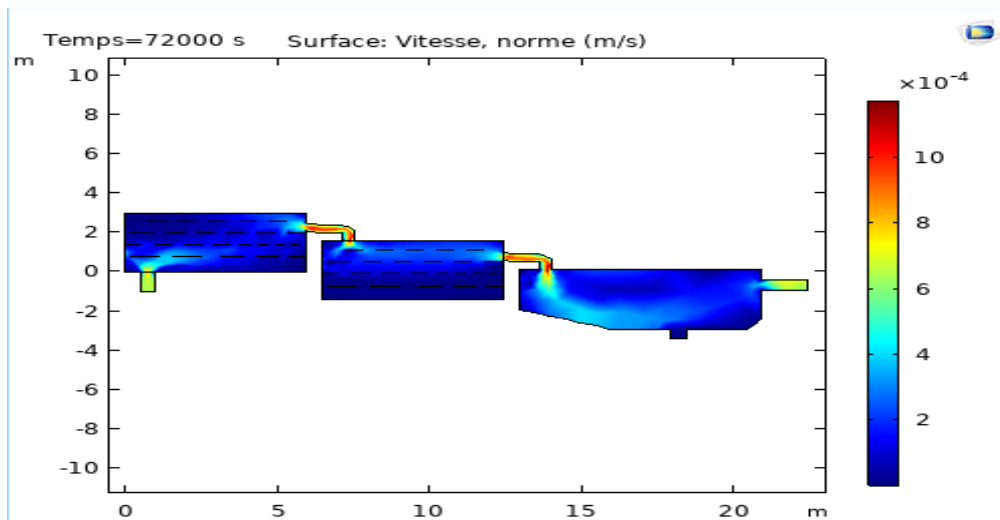


Figure 86 : Variation de la vitesse au cours du traitement

La variation de la pression au cours du traitement est visualisée sur la figure 87. Il ressort de l'analyse que la pression diminue progressivement de l'entrée jusqu'à la sortie de la chaîne de traitement biologique.

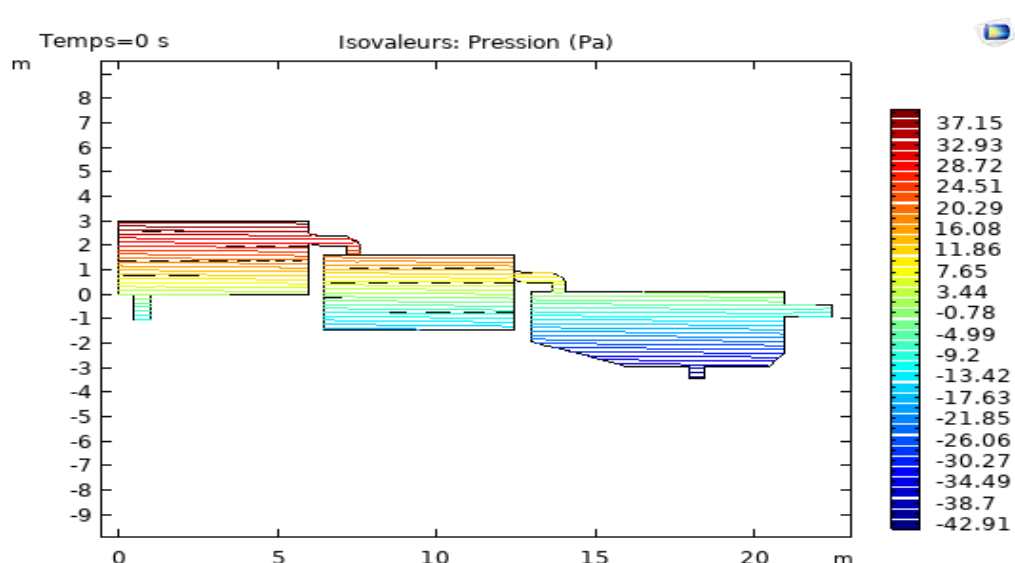


Figure 87 : Variation de la pression au cours du traitement

III.4.1.2 Fraction de boues

La variation de la fraction de boues en fin de traitement (décantation secondaire) est présentée par la figure 85. Les résultats ont été obtenus avec un effluent dont la fraction volumique de boue à l'entrée du système de traitement est 0,4. La fraction volumique de boue au lieu de purge est 0,7 et est quasi-nulle (environ 0,01) pour l'effluent décanté. Le rendement du modèle relativement à la quantité de boues dans ce cas est $\tau = 97,5 \%$.

III.4.1.3 Evolution de la DCO au cours du traitement biologique couplé

Plusieurs simulations ont été effectuées afin de suivre l'évolution de la DCO au cours du traitement biologique. Les résultats de trois (3) simulations effectuées sur l'évolution de la DCO sont présentés sur les figures 88, 89 et 90. Ces simulations ont été effectuées pour une durée de traitement d'environ 20 h (72 000 s) correspondant à la durée réelle du traitement biologique de l'usine. La figure 88 présente l'évolution de la DCO dans chaque bassin en fonction du temps. L'effluent à l'entrée du système de traitement biologique (entrée du bassin anaérobie) a une DCO de $2,4 \text{ kg/m}^3$. A la sortie du réacteur anaérobie, l'effluent a une DCO de $2,2 \text{ kg/m}^3$. Une faible diminution de la DCO à la sortie du réacteur anaérobie est enregistrée. Par ailleurs, la sortie du bassin anaérobie est directement connectée à l'entrée du bassin aérobie d'où la valeur $2,2 \text{ kg/m}^3$ pour la DCO d'entrée du réacteur aérobie. Après la digestion aérobie, la DCO de l'effluent diminue jusqu'à $0,18 \text{ kg/m}^3$. Ainsi, après son parcours dans toute la chaîne de traitement biologique, l'effluent dont la DCO à l'entrée du système est $2,4 \text{ kg/m}^3$ sort avec une DCO de $0,18 \text{ kg/m}^3$. Le rendement du modèle relativement à la demande chimique en oxygène (DCO) est alors $\tau = 92,5 \%$.

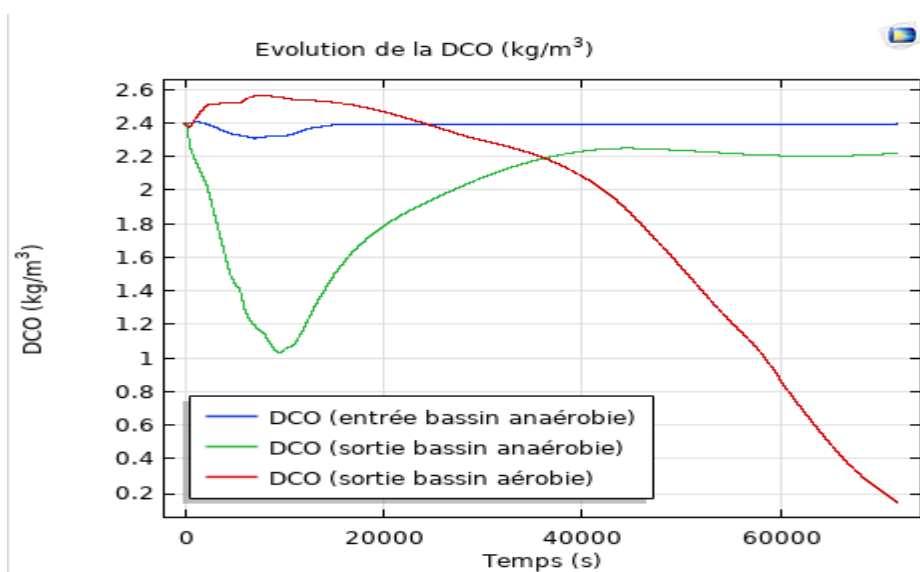


Figure 88 : Evolution de la DCO au cours du traitement (DCO entrée = $2,4 \text{ kg/m}^3$)

Pour la deuxième simulation (Figure 89), la DCO d'entrée est $2,9 \text{ kg/m}^3$ et la DCO de l'effluent sortant est $0,5 \text{ kg/m}^3$. Le rendement enregistré est de $\tau = \frac{2,9-0,5}{2,9} = 82,76 \%$.

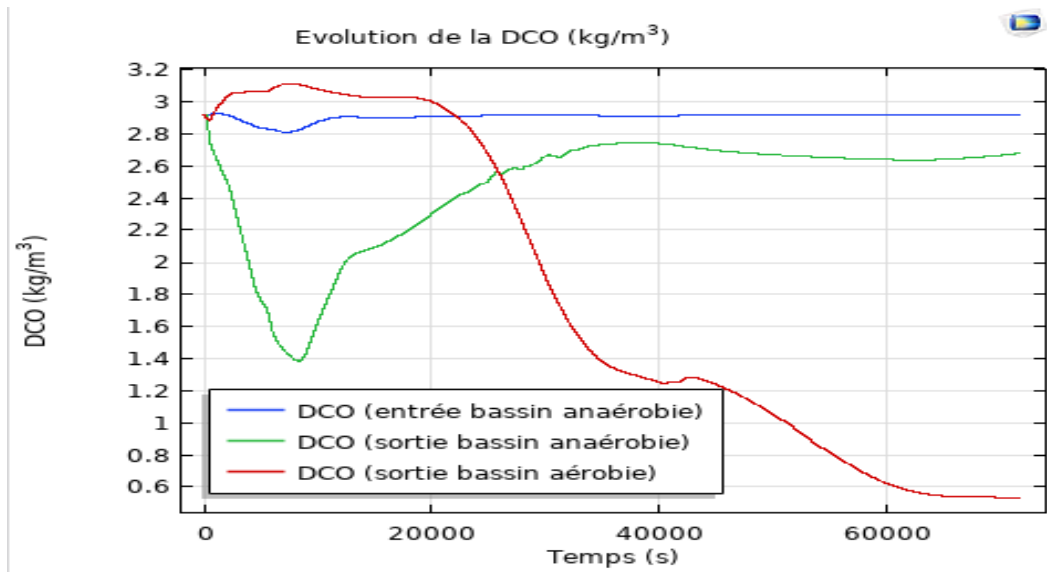


Figure 89 : Evolution de la DCO au cours du traitement (DCO entrée = $2,9 \text{ kg/m}^3$)

La simulation de la figure 90 a été faite avec une DCO d'entrée de 2 kg/m^3 . La DCO de l'effluent sortant est $0,2 \text{ kg/m}^3$; ce qui donne un rendement de $\tau = \frac{2-0,2}{2} = 90 \%$.

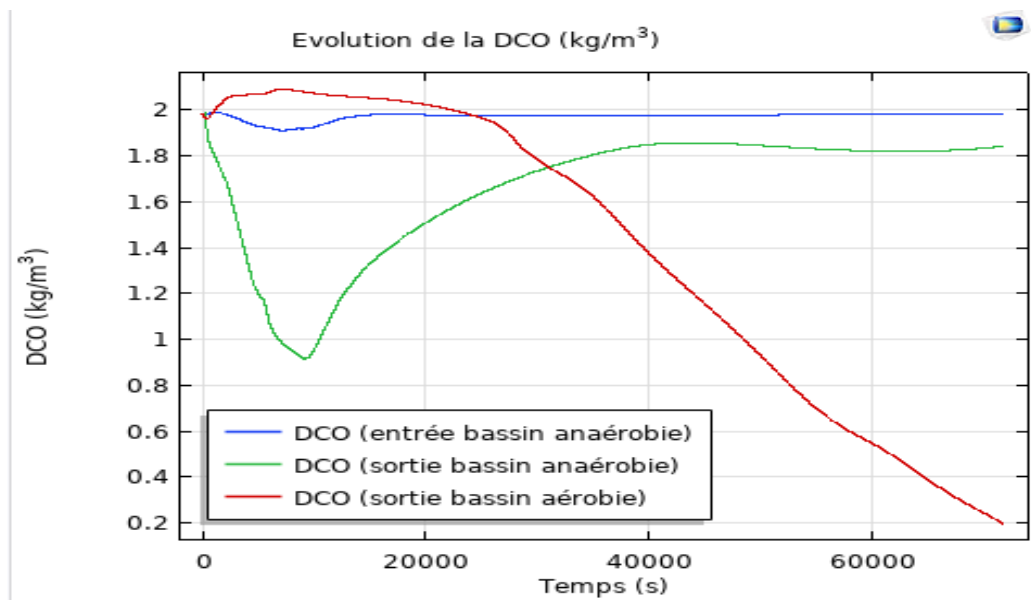


Figure 90 : Evolution de la DCO au cours du traitement (DCO entrée = 2 kg/m^3)

Pour chaque valeur d'entrée, les rendements ont été calculés et regroupés dans le tableau 31.

Tableau 31 : Récapitulatif des rendements calculés en fonction de la charge d'entrée

DCO (kg/m ³) d'entrée	DCO (kg/m ³) de sortie	Rendement τ (%)
2	0,2	90
2,4	0,18	92,5
2,9	0,5	82,76

Le rendement global du modèle ainsi calculé est : $\tau_G = 88,42 \%$

III.4.1.4 Evolution du taux d'azote au cours du traitement biologique couplé

La figure 91 présente l'évolution de l'azote total en trois points choisis respectivement à l'entrée du bassin anaérobie, à la sortie du bassin anaérobie et enfin à la sortie du bassin aérobie en fonction du temps. Un effluent dont la quantité d'azote gazeux à l'entrée du système de traitement est quasi nulle sort du réacteur anaérobie avec une quantité de 110 kg/m³ de diazote N₂ dégagé. Après son parcours dans toute la chaîne de traitement, l'effluent traité sort du bassin aérobie avec une teneur en azote gazeux de 220 kg/m³.

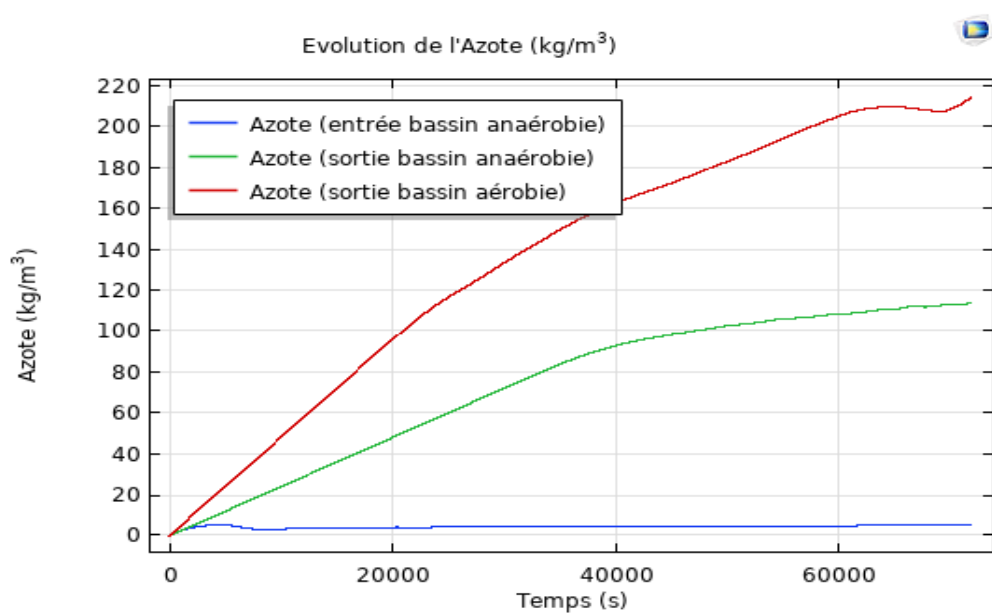


Figure 91 : Evolution de la quantité d'azote au cours du traitement biologique couplé (Azote entrée = 0,01 kg/m³)

III.4.1.5 Evolution du taux d'oxygène

La figure 92 présente l'évolution de la quantité totale d'oxygène consommée au cours du traitement biologique notamment dans le bassin aérobie.

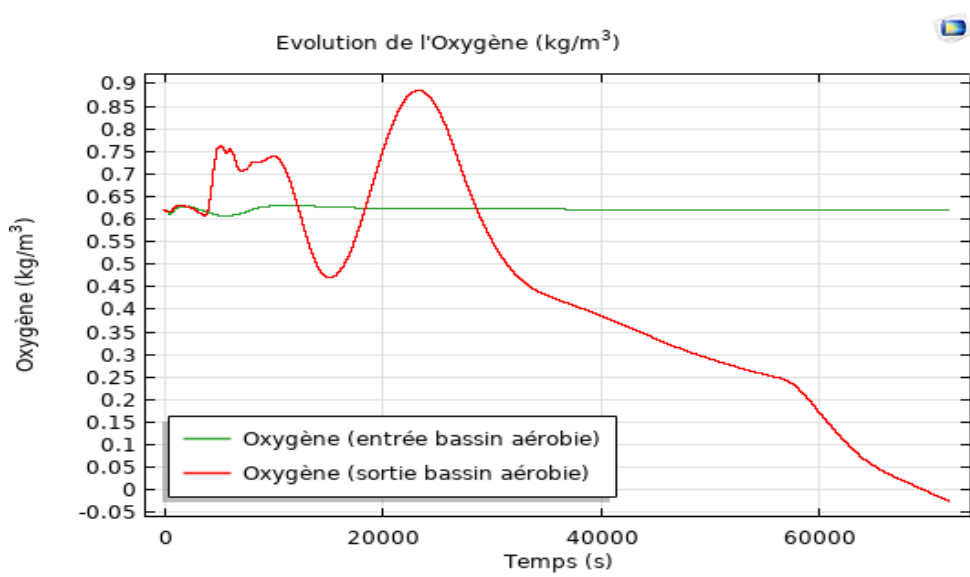


Figure 92 : Evolution de la quantité d'oxygène au cours du traitement

L'analyse de la figure 92 montre que la quantité d'oxygène dissous dans le bassin aérobie diminue progressivement jusqu'en fin de traitement passant de 0,65 kg/m³ à -0,05 kg/m³. Il y a eu consommation d'oxygène.

III.4.1.6 Validation du modèle couplé

✓ Demande chimique en oxygène (DCO)

Les valeurs de DCO des effluents de SANIA avant et après leurs traitements sont consignées dans les tableaux des annexes 4, 5, 6 et 7 dont un extrait est présenté dans le tableau 32.

Tableau 32 : Récapitulatif des rendements du terrain en fonction de la DCO

DCO d'entrée (mg/L)	DCO de sortie (mg/L)	Rendement α_i (%)
1985	185	90,68
2000	230	88,5
2920	240	91,78

A partir de ce tableau, le rendement réel obtenu sur le terrain est $\alpha = 90,32 \%$. Ce dernier est proche du rendement du modèle obtenu ($\tau_G = 88,42 \%$). Ces valeurs permettent de calculer le coefficient de performance γ du modèle établi qui est $\gamma = \frac{\tau_G}{\alpha}$, soit $\gamma = 97,90 \%$. Le modèle ainsi établi est jugé performant relativement à la DCO puisqu'il traduit bien le cas réel.

✓ Quantité de boues

Les quantités de boue des effluents de la station d'épuration avant et après leurs traitements sont consignées dans le tableau 33.

Tableau 33 : Quantités de boues des effluents de l'usine avant et après traitement

	Effluent à traiter	Effluent traité
Quantité de boues (mg/L)	2000 - 4000	≈50

La charge moyenne des effluents traités dans ladite usine est 3000 mg/L. L'effluent traité est rejeté avec une quantité de boues moyenne de 50 mg/L. On obtient donc un rendement de $\alpha = \frac{3000-50}{3000} = 98,33 \%$. Le rendement du modèle étant $\tau = 97,5 \%$ et celui du terrain $\alpha = 98,33 \%$, le coefficient de performance γ du modèle établi a été calculé. Les résultats du calcul ont donné $\gamma = 99,16 \%$.

Le coefficient de performance étant très proche de 1, il en résulte que le modèle établi est performant relativement à la quantité de boues.

✓ **Coefficient de performance global γ_G .**

Le coefficient de performance globale du modèle est $\gamma_G = \frac{99,16 \% + 97,90 \% + 98,73 \%}{3}$

$\gamma_G = 98,596 \%$, soit $\gamma_G \approx 98,60 \%$.

III.4.1.7 Etude de la sensibilité du modèle couplé

Pour un effluent dont la DCO d'entrée est de $1,13 \text{ kg/m}^3$ (1130 mg/L) qui entre dans la chaîne de traitement avec une vitesse de 0,0004 m/s, pour un temps de séjour de 20 h, une baisse de la DCO jusqu'à $0,63 \text{ kg/m}^3$ (630 mg/L) est observée à la sortie du système de traitement (Figure 93). Par ailleurs, Il se produit un dégagement de gaz azoté (N_2) d'environ 80 kg/m^3 à la sortie du bassin anaérobie et un dégagement d'environ 220 kg/m^3 à la sortie du bassin aérobie (à la sortie du système traitement) (Figure 94).

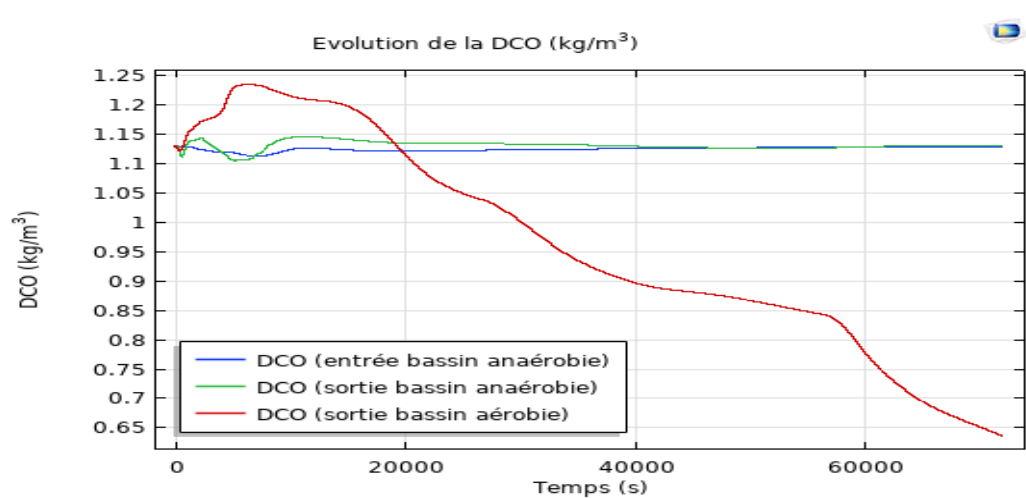


Figure 93 : Evolution de la DCO au cours du traitement pour $v = 0,0004 \text{ m/s}$ et un séjour de 20h.

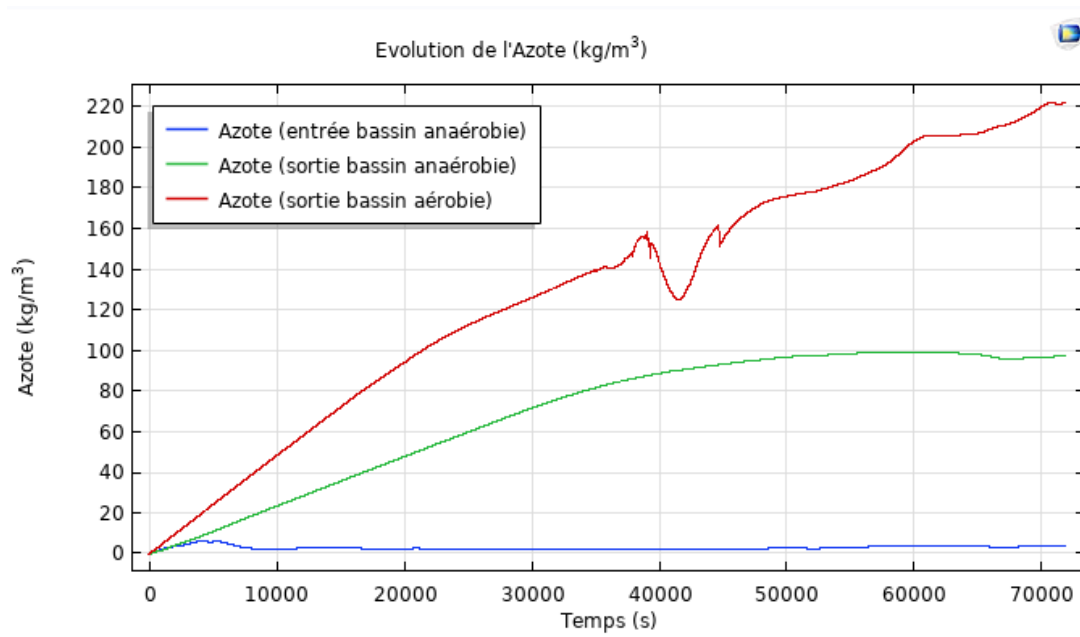


Figure 94 : Evolution du taux d'azote gazeux au cours du traitement pour $v = 0,0004$ m/s et un séjour de 20h

Pour un effluent dont la DCO d'entrée est de $2,2 \text{ kg/m}^3$ (2200 mg/L) qui entre dans la chaîne de traitement avec une vitesse de $0,0005 \text{ m/s}$ avec un temps de séjour de 20h, l'on observe à la sortie du système de traitement une baisse de la DCO jusqu'à $0,6 \text{ kg/m}^3$ soit 600 mg/L (Figure 95). Par ailleurs, il se produit un dégagement de gaz azote (N_2) d'environ 110 kg/m^3 à la sortie du bassin anaérobie (Figure 96). A la sortie du système traitement, le dégagement gazeux (N_2) a atteint environ 220 kg/m^3 (Figure 96).

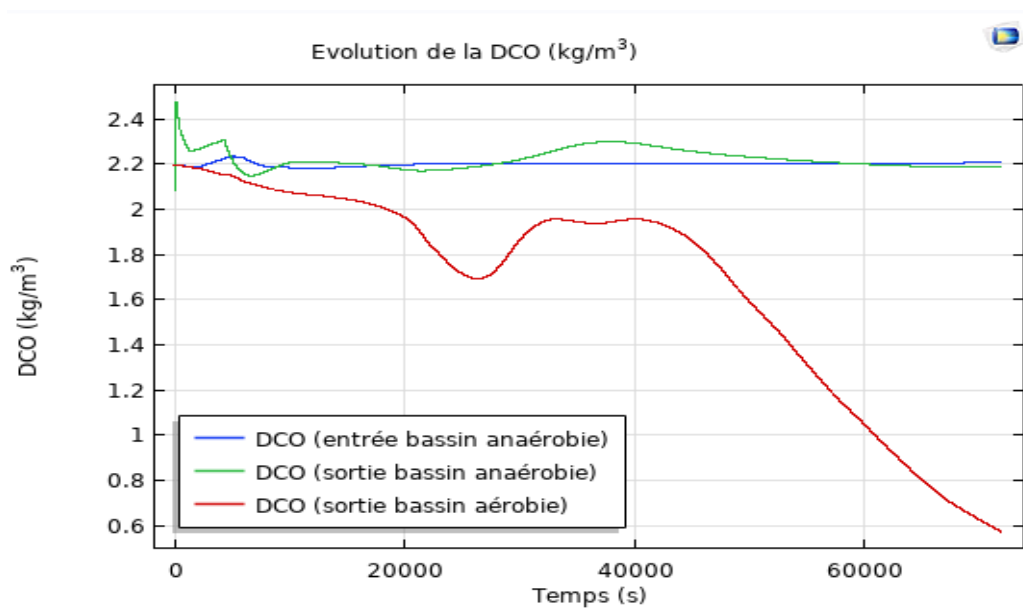


Figure 95 : Evolution de la DCO au cours du traitement pour $v = 0,0005$ m/s et un séjour de 20h.



Figure 96 : Evolution du taux d'azote gazeux au cours du traitement pour $v = 0,0005$ m/s et un séjour de 20h.

Les figures 97 et 98 donnent les résultats des simulations effectuées pour une vitesse d'entrée de 0,0003 m/s et une DCO entrant de 1,6 kg/m³.

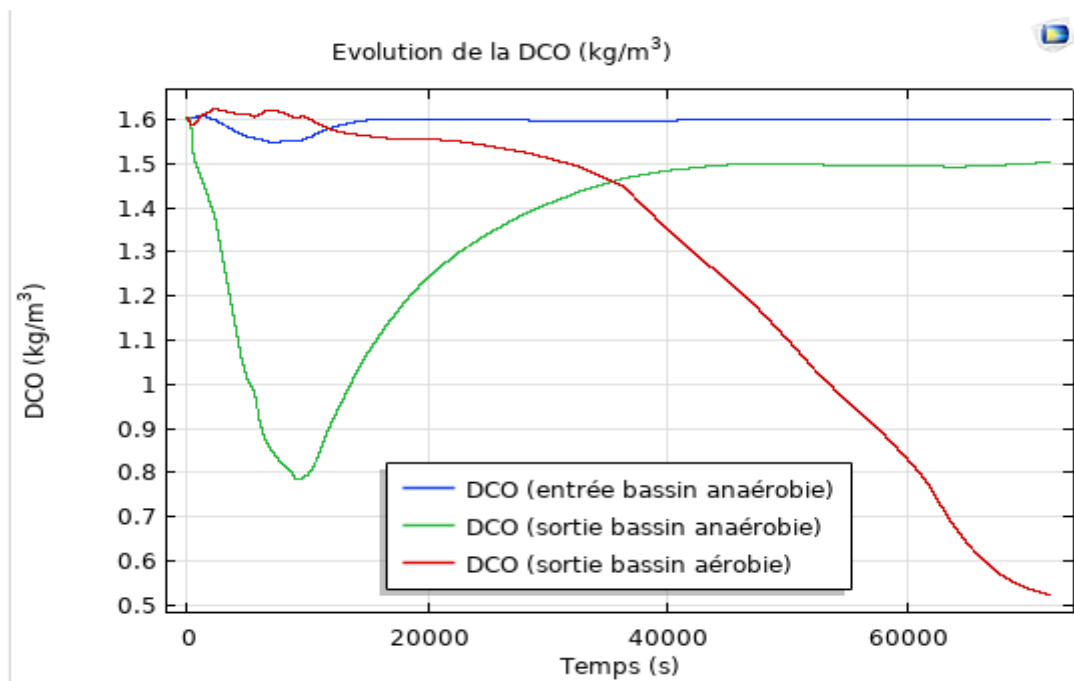


Figure 97 : Evolution de la DCO au cours du traitement pour $v = 0,0003$ m/s et un séjour de 20h.

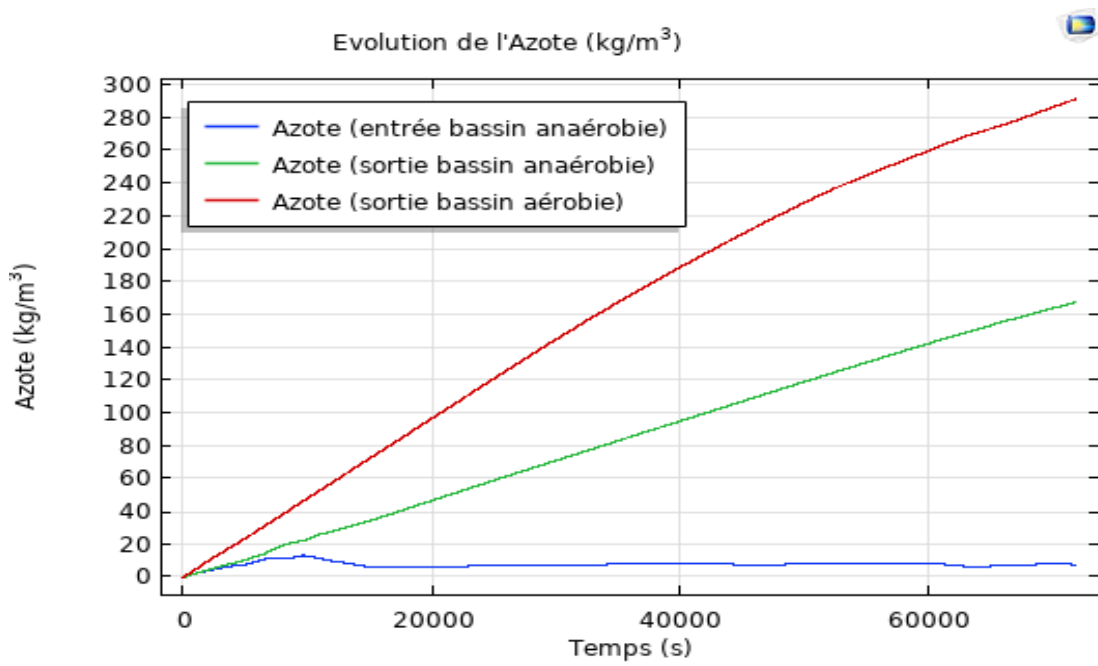


Figure 98 : Evolution du taux d'azote gazeux au cours du traitement pour $v = 0,0003$ m/s et un séjour de 20h.

La figure 97 montre qu'un effluent dont la DCO d'entrée est de $1,6 \text{ kg/m}^3$ sort du système de traitement avec une DCO de $0,5 \text{ kg/m}^3$. Une baisse de la DCO est enregistrée au cours du traitement. Par ailleurs, un dégagement d'azote (N_2) est révélé (Figure 98). Ce dégagement passe par une valeur de 160 kg/m^3 (sortie du bassin anaérobie) pour atteindre environ 290 kg/m^3 à la sortie du bassin aérobie (Figure 98).

III.4.2 Discussion

La présente étude a montré que la quantité d'oxygène dissous dans le bassin aérobie diminue passant de $0,65 \text{ kg/m}^3$ à $-0,05 \text{ kg/m}^3$. Il y a eu consommation d'oxygène. Cette consommation est plus avérée au niveau du bassin aérobie en raison de l'activité des microorganismes aérobies. Quant au bassin anaérobie, il est dépourvu d'oxygène donc la quantité d'oxygène dans ce bassin reste constante et quasi nulle. Lorsque l'activité des microorganismes aérobie est très intense, la quantité d'oxygène peut s'avérer insuffisante. Ce qui explique la chute du taux d'oxygène jusqu'à des valeurs négatives. L'effluent traité sort du bassin aérobie avec une teneur en azote gazeux de 220 kg/m^3 . Il ressort des simulations que la quantité d'azote gazeux augmente au fur et à mesure que le temps s'écoule. Il y a certainement eu dénitrification des nitrates formés au cours de la dégradation biologique. Ceci fait suite aux études de Bibes (2004). Il conclut que l'azote organique résiduel obtenu comprend l'azote inclus dans les matières en suspension (MES) entraînées, les « fines » rejetées avec l'eau épurée, et l'azote

organique soluble non ammonifiable ou azote organique soluble « réfractaire » ou encore soluble. Cette dernière fraction ne s'ammonifiera pas ou s'ammonifiera extrêmement lentement dans le milieu naturel. Le rendement d'élimination de la DCO du modèle obtenu dans cette étude est 88,42 % et celui obtenu sur le terrain est 90,32 %. Ces résultats sont voisins de ceux enregistrés par Sawadogo (2018). Il affirme que des rendements d'élimination de la DCO compris entre 93 et 96 % ont été obtenus suite au traitement en conditions aérobie et anaérobie. Par ailleurs, ces travaux ont révélé que le rendement du modèle obtenu relativement à la quantité de boues (97,5 %) est voisin de celui enregistré sur le terrain (98,33 %). Les légères différences constatées pourraient être dues aux hypothèses simplificatrices des modèles. Le coefficient de performance globale du modèle (98,60 %) très proche de 1, traduit que le modèle est bon et peut être utilisé pour les prédictions, le dimensionnement et la gestion future du système de traitement. Cette conclusion justifie les travaux de Daouda (2016) lorsqu'il a affirmé qu'une fois la phase de mise au point du modèle achevée, l'utilisateur dispose d'un outil correctement éprouvé et représentatif du site, qui va pouvoir être employé en prédictif. L'étude de la sensibilité du modèle couplé a permis de constater que, d'une manière générale, un effluent très chargé nécessite un temps de séjour plus long afin de permettre aux microorganismes de digérer les substrats biodégradables. Enfin, une vitesse d'écoulement faible augmente le temps de séjour de l'effluent dans le bassin. Spérandio *et al.* (2007) ont obtenu des résultats similaires. Ils ont rapporté qu'une pointe de débit diminue la concentration en biomasse active hétérotrophe dans les bassins. Il est probable que l'effet de la dilution soit plus important que la croissance. Par ailleurs, Khelifi (2018) poursuit cette argumentation en concluant qu'afin de maintenir la concentration, il faudrait prendre en compte la purge dans le modèle (et diminuer la quantité de boues extraites).

Conclusion partielle

Le modèle élaboré à SUCRIVOIRE est une régression polynomiale du second degré. Celui-ci a été validé avec un coefficient de détermination $R^2 = 70,8 \%$. La régression effectuée à SANIA est une régression linéaire simple obtenue avec un coefficient de détermination $R^2 = 0,9724$. Les coefficients de performance obtenus à partir du modèle multiphysique sont : $\gamma = 98,73 \%$ relativement à la décantation des matières en suspension (décantation primaire), $\gamma = 97,90 \%$ relativement à la demande chimique en oxygène (DCO) et $\gamma = 99,16 \%$ relativement à la quantité de boue produite à la sortie du traitement biologique (décantation

secondaire). Ceci a permis d'obtenir un coefficient de performance globale $\gamma_G = 98,60 \%$. Le modèle est donc bon et peut être utilisé pour les prédictions, le dimensionnement et la gestion future du système de traitement.

CONCLUSION GENERALE ET PERSPECTIVES

CONCLUSION GENERALE

Ce travail a fait l'objet de la conception et de la validation de plusieurs modèles numériques à l'échelle industrielle.

Ce manuscrit a présenté une modélisation des différents éléments qui constituent un système de traitement des eaux usées industrielles. Les premiers modèles élaborés sont essentiellement des modèles de régression (régression linéaire et régression polynomiale) et concernent les procédés de traitement physique et chimique des deux stations étudiées. Les deuxièmes modèles établis sont des modèles multiphysiques permettant de simuler les traitements physique et biologique des eaux usées. Ces derniers sont décrits par des équations de conservation de masse, les équations de diffusion, et les équations du modèle ASM (Model de boues activées), permettant ainsi de simuler le fonctionnement du système de traitement physique et biologique des effluents industriels sous le logiciel Comsol.

La première phase de cette étude a consisté à la caractérisation des effluents traités dans les stations de SANIA-cie et de SUCRIVOIRE Borotou-Koro. La seconde phase a consisté à l'optimisation du procédé de traitement physique et chimique des deux stations. L'optimisation a permis de mettre en place des modèles de régression de la dose optimale de coagulant en fonction des paramètres de l'eau brute. Le modèle élaboré à SUCRIVOIRE est une régression polynomiale du second degré :

$$\text{Dose de sulfate d'alumine} = -2360,735 + 635,597pH + 2,444Cond + 0,078Turb - 0,046Coul + 0,111MES - 43,471pH^2 - 18,778 \times 10^{-3}Cond^2 + 3,030 \times 10^{-4}Turb^2 + 0,515 \times 10^{-4}Coul^2 - 10,206 \times 10^{-4}MES^2.$$

Par ailleurs, le modèle établi à SANIA-cie est une régression linéaire simple de la concentration optimale de coagulant C en fonction du pH dont l'équation est : $C = 115,6pH - 805,21$. La troisième phase a été la modélisation multiphysique et les simulations numériques. Les premières simulations ont porté sur la décantation primaire (traitement primaire). Une deuxième série de simulations effectuées sur les digesteurs anaérobie, aérobie et le décanteur en bout de chaîne a permis de comparer l'efficacité des réacteurs anaérobies et aérobies. La comparaison des différents paramètres physiques et biologiques obtenus au cours de ces simulations a permis de retenir le réacteur aérobie comme réacteur le plus efficace.

La suite du travail a consisté au couplage des trois bassins ou réacteurs dont le bassin anaérobie, aérobie et le bassin de décantation secondaire. Ce couplage a permis de simuler toute la chaîne de traitement des eaux usées.

Une bonne concordance entre les résultats expérimentaux et les résultats simulés a permis une validation du modèle numérique optimisé de la chaîne de traitement physique, chimique et biologique des eaux usées industrielles. Le modèle numérique élaboré a l'avantage de s'adapter à toute chaîne de traitement biologique des eaux usées industrielles par boues activées dont les bassins ont les mêmes géométries que ceux de SANIA-cie. Cela est d'autant plus intéressant qu'il constitue un outil de prévision pour toutes les étapes de traitement des effluents par boues activées quelle que soient la charge et les caractéristiques des effluents à l'entrée de la chaîne de traitement.

De plus ce modèle multiphysique, contrairement aux modèles empiriques, permet la maîtrise de la demande chimique en oxygène, du taux d'azote, de la fraction de boue et de la vitesse de l'effluent en tout point de la chaîne de traitement permettant ainsi la gestion et l'utilisation efficaces des digesteurs et des bassins de traitement. Il permet au-delà de la détermination des solutions du système d'équations aux dérivées partielles établie, de visualiser à travers des vidéos de simulation, le comportement de la biomasse épuratrice, la sédimentation de la boue et la diffusion du gaz azoté au sein de l'effluent au cours du temps lors d'une opération de traitement physique et biologique (boue activée).

Le modèle conçu a permis de faire des simulations et la validation de plusieurs opérations de traitement avec des effluents de charges différentes. Les résultats des simulations ont donné un coefficient de performance de $\gamma = 98,73 \%$ relativement à la décantation des matières en suspension (décantation primaire), un coefficient de performance de $\gamma = 97,90 \%$ relativement à la demande chimique en oxygène (DCO), et un coefficient de performance de $\gamma = 99,16 \%$ relativement à la quantité de boue produite à la sortie du traitement biologique (décantation secondaire). Le coefficient de performance global du modèle couplé ou de la chaîne de traitement physique et biologique est $\gamma_G = 98,60 \%$.

PERSPECTIVES

Le suivi de l'élimination du phosphore n'a pas été intégré dans ce modèle du fait du manque d'informations et de données sur la quantité de phosphore contenue dans les effluents de l'usine de traitement. Par ailleurs, les modèles ASM n'intègrent pas les équations de l'élimination du phosphore par la biomasse épuratrice.

Ainsi, trouver les équations aux dérivées partielles, les paramètres stœchiométriques et cinétiques de l'élimination du phosphore et les intégrer dans ce modèle pourrait rendre cette étude plus complète et plus exhaustive.

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- Abouzlam M., (2014). Optimisation d'un procédé de traitement des eaux par ozonation catalytique. Thèse de doctorat, Université de Poitiers (France), 167p.
- Achak M., Ouazzani N., Yaacoubi A. et Mandi L., (2007). Caractérisation des margines issues d'une huilerie moderne et essais de leur traitement par coagulation-floculation par la chaux et le sulfate d'aluminium. *Journal of water Science*, 21(1) : 53-67.
- Adou C., Berté M., Yao ., (2017). Importance de la modélisation dans l'industrie chimique : cas pratique de la modélisation du traitement biologique des eaux usées. Rapport de projet interne, École Supérieure d'Industrie, Institut National Polytechnique Félix HOUPHOUËT-BOIGNY (Côte d'Ivoire), 52p.
- Ahoua A., (2007). Modélisation du séchage solaire sous serre des boues de stations d'épurations urbaines. Thèse de doctorat, Université Louis Pasteur-Strasbourg I (France), 185p.
- Akmel D., (2009). Séchage solaire des fèves de cacao : étude expérimentale et modélisation de la cinétique de séchage. Thèse de doctorat, Université d'Abobo-Adjamé (Côte d'Ivoire), 207p.
- Ansah S., Hamidou I., Yobouet G., (2016). Traitement Biologique des eaux usées. Rapport de projet interne, École Supérieure d'Industrie, Institut National Polytechnique Félix HOUPHOUËT-BOIGNY (Côte d'Ivoire), 19p.
- Ariban K., Diomande F., Kassi G., (2016). Simuler le traitement biologique des eaux usées. Rapport de projet interne, École Supérieure d'Industrie, Institut National Polytechnique Félix HOUPHOUËT-BOIGNY (Côte d'Ivoire), 24p.
- Arzate A., (2008). Procédés de séparation membranaire et leur application dans l'industrie alimentaire. Centre de recherche, de développement et de transfert technologique acéricole inc, ACER, 56p.
- Assaad E., (2006). Étude du processus de coagulation-floculation du système montmorillonite-chitosane dans l'élimination de métaux de transition. Thèse de doctorat, Université du Québec à Montréal (Canada), 182p.
- Assaf A., (2012). Réduction de modèle et commande prédictive d'une station d'épuration d'eaux usées. Thèse de doctorat, Institut National Polytechnique de Lorraine (France), 189p.
- Ayeche R. et Balaska A., (2010). Caractérisation et traitement par coagulation-floculation d'un effluent de laiterie. *Journal de la société Algérienne de Chimie*, 20(2) : 83-93.

- Bassompierre C., (2007). Procédé à boues activées pour le traitement d'effluents papetiers de la conception d'un pilote à la validation de modèles. Thèse de doctorat, Institut National Polytechnique de Grenoble (France), 198p.
- Baudot B., Perera P., (1991). Procédés extensifs d'épuration des eaux usées, Adaptés aux petites et moyennes collectivités (500 à 5000 eq-hab). Mise en œuvre de la directive du conseil n°91/271 du 21 mai 1991 relative au traitement des eaux urbaines résiduaires (France), 44p.
- Bechac J.C, Boutin P, Merciers et Nuer P. (2014). Traitement des eaux usées. Edition Eyrolles, 90p.
- Bekkioui N., (2009). Séchage solaire du bois: Modélisation simplifiée du séchage d'une pile de bois dans un séchoir solaire à parois vitrées. Thèse de doctorat, Université Mohammed v – agdal de Rabat (Maroc), 200p.
- Belounis A., (2016). Etude 3D d'un Procédé de Séparation Magnétique dans les Liquides en Ecoulement. Thèse de doctorat, Université des Frères Mentouri Constantine (Algérie), 117p.
- Bennamoun L., Belhamri A., (2003). Design and simulation of a solar dryer for agriculture products. *Journal of Food Engineering*, 59 : 259-266.
- Bensaid J., (2009). Contribution à la dépollution des eaux usées par électrocoagulations et par adsorption sur des hydroxydes d'aluminium. Thèse de doctorat d'état, Université Mohammed V - Agdal faculté des sciences Rabat (Maroc), 206p.
- Bernet N., (2014). Traitement biologique des eaux usées : Traitement du carbone. INRA-Laboratoire de Biotechnologie de l'Environnement, Narbonne (France), 25p.
- Bibes G., (2004). Modélisation de Procédés de Traitement des Eaux et Reconstruction de Grandeurs Physico-chimiques. Thèse de doctorat, Université de Poitiers (France), 242p.
- Blanchard C., (2000). Caractérisation de la mobilisation potentielle des polluants inorganiques dans les sols pollués. Thèse de doctorat, Institut National des Sciences Appliquées de Lyon (France), 301p.
- Boukerroucha A., (2011). Modélisation des stations d'épuration à boues activées cas de la station de Baraki (Alger). Thèse de doctorat, Ecole Supérieure d'Agronomie EL Harrach (Algérie), 194p.
- Brouzes P., (1973). Précis d'épuration biologique par boues activées. Technique et Documentation, Lavoisier, 210p.
- Cabana H., (2015). La coagulation, la floculation et l'agitation. GCI 720 - Conception : usine de traitement des eaux potables, 94p.

- Cael C., (2018). Compréhension des mécanismes de déstabilisation des substances dissoutes et colloïdales contenues dans les mélanges de pâte à papier recyclée et mécanique : proposition de solutions pour limiter le nombre de casses stickies. Thèse de doctorat, Université de Lorraine (France), 196p.
- Cardot C., (2010). Les traitements de l'eau. Procédés physico-chimiques et biologiques. Cours et problèmes résolus - Génie de l'environnement - Niveau B. Ellipses Edition Marketing S.A, 120p.
- Casellas M., (2002). Mise en œuvre, modélisation, optimisation et contrôle d'un procédé discontinu séquentiel (SBR). Thèse de doctorat, Université de Limoges (France), 200p.
- CEE., (1991). Directive Européenne du 21 mai 1991 (91/271/CEE) relative au traitement des eaux urbaines résiduaires. *Journal officiel des Communautés européennes*. L 135/40, 13p.
- Chudoba J., Ottava V., Madera V., (1973). Control of activated sludge filamentous bulking : effect of hydraulic regime or degree of mixing in aeration tank. *Water Research*, 7 : 1163-1182.
- Crosv A., Dreyer V., Messer P., Tephaine G., (2010). L'assainissement des effluents d'une filature. Etude technique ENSIL: Spécialité Eau & Environnement (France), 58p.
- Dagot C., Laurent J., (2014). Module d'enseignement ASTEP. Université Virtuelle Environnement Développement Durable (France), 151p.
- Daouda K., (2016). Conception optimisée d'un séchoir solaire. Thèse de doctorat, Université Félix HOUPHOUËT-BOIGNY (Côte d'Ivoire), 170p.
- Degrémont (1989). Memento technique de l'eau. Lavoisier Tech et Doc, 459p.
- Diaz N., (2000). Modélisation prédictive de la migration des anions par description de la microstructure de la roche : application à l'argilite du Callovo-Oxfordien. Thèse de doctorat, Université Pierre et Marie-Curie (France), 215p.
- Dolle B., (2003). Mise au point de procédés de traitement de lactosérums et d'effluents de fromagerie en fabrication fermière. Document technique, Institut d'élevage Saint Laurent Blangy (France), 24p.
- Dongo R., Niamke B., ADJE A., Britton G, Nama L, Anoh K., Adima A et Atta K., (2013). Impacts des effluents liquides industriels sur l'environnement urbain d'Abidjan (Côte D'Ivoire). *International Journal of Biological and Chemical Sciences*, 7(1) : 404-420.
- Duncan M., (1980). Sewage treatment in hot climates. Ed. Johnwiley and sons. *Internationale Revue der gesamten Hydrobiologie und Hydrographie*. 63(4) : 532-532.

- Dunia B et Jawad A., (2004). Élimination du phosphore, de l'ammonium et des nitrates par alternance de phases dans des réacteurs biologiques. - *Revue Francophone d'écologie Industrielle*, 35 : 28-32.
- Ezziane S., (2007). Traitement des eaux de rejets de l'unité CERAMITENES. Mémoire de Master, Université Hassiba Ben Bouali De Chlef (Algérie), 85p.
- Faiza M., (2009). Réutilisation des eaux résiduaires industrielles épurées comme eau d'appoint dans un circuit de refroidissement. Mémoire de Master, Université de SKIKDA (Algérie), 79p.
- Fanou B., Fagla Z., Gradeck M., Baravian C et Lebouche M., (2014). Étude expérimentale hydrodynamique des suspensions non-newtoniennes de particules dures sphériques en solution de carboxyméthylcellulose dans une conduite horizontale. *Afrique SCIENCE*, 10(2) : 289 - 310.
- Fekiri N., (2013). Transferts de chaleur dans des éléments micro et nano structurés: Simulation et expérimentation par thermographie infrarouge et microscopie SThM. Mémoire de fin d'étude, Université de Lorraine (France), 66p.
- Fournier E., (2008). Coagulation, Flocculation, Sédimentation & Filtration des eaux usées industrielles. McGill University & EPFL, 80p.
- Gagnon D., (2000). Nouvelle approche de traitement des eaux usées papetières. Thèse de doctorat, Université du Québec (Canada), 549p.
- Gaid A., Sibony J et Bigot B., (1993). Traitement des eaux usées urbaines. Techniques de l'Ingénieur, traité Construction (France), 30p.
- Gamrani N., Chabab M., (2012). Traitement des Eaux : Dimensionnement des Absorbants. Cours Ingénierie des Procédés, Ecole Nationale de l'industrie minérale de Rabat (Maroc), 8p.
- Gebbie P., (2001). Using Polyaluminium coagulants in water treatment. 64th Annual Industry Engineers and Operators' Conference, All Seasons International Hotel-Bendigo 5 and 6 September 2001 (Australie), pp. 39- 47.
- Gujer W., Henze M., Takashi M., Mark L., (1999). Activated sludge models ASM3. *Water Science and Technology*, 39(1): 183-193.
- Hadj B., (2013). Caractérisation de la taille des particules et de leur vitesse de chute en décantation primaire. Maîtrise en génie des eaux, Université de Laval (Canada), 249p.
- Hamouda M., (2015). Étude, conception et modélisation de la diffusion de la chaleur dans les tissus biologiques. Mémoire de Master, Université du Québec à trois-rivières (Canada), 100p.

- Hauduc H., (2011). Modèles bio cinétiques de boues activées de type ASM : analyse théorique et fonctionnelle, vers un jeu de paramètres par défaut. Thèse de doctorat, Université Laval (Québec), 241p.
- Hayet D., (2008). Les effluents industriels et leur traitement. *Management & Avenir*, 6(20) : 275-288.
- Heddam S., (2012). Contribution à la modélisation de la qualité des eaux. Thèse de doctorat, École Nationale Polytechnique d'Alger (Algerie), 210p.
- Henze M., Gujer W., Takashi M., Mark L., (2006). Activated sludge models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3. IWA Task Group on mathematical modeling for design and operation of biological waste water treatment, volume 5, 129p.
- Henze M., LeslieGrady C., Gujer W., Marais G., Matsuo T., (1987). A general model for single-sludge wastewater treatment systems. *Water Research*, 21(5) : 505- 515.
- Idrissi L., (2006). Nitrates et nitrites, polluants qui menacent la santé et l'environnement. *Les Technologies de Laboratoire*, 1 : 10-14.
- Jomaa W., (1991). Séchage de matériaux fortement déformables. Prise en compte de la vitesse de retrait. Thèse de doctorat, Université de Bordeaux I (France), 200p.
- Julio R., (2006). Déshydratation par effet de serre d'un produit emballé dans un film polymère perméable aux molécules d'eau : approche expérimentale et de modélisation. Thèse de doctorat, Ecole Nationale Supérieure d'Arts et Métiers Centre de Bordeaux (France), 151p.
- Kabata P., (2010). Traces elements in soils and plants, Zinc. *4th Edition, CRC Press*, 548p.
- Kam G., Ouattara A., Yao S., (2017). Traitement Biologique des eaux usées, Rapport de projet interne, École Supérieure d'Industrie, Institut National Polytechnique Félix HOUPHOUËT-BOIGNY (Côte d'Ivoire), 32p.
- Khannous L., Abid D., Gharsallah N., Keachou N. et Mihoubi B., (2011). Optimization of coagulation-flocculation process for pastas industry effluent using response surface methodology. *African Journal of Biotechnology*, 10(63) : 13823-13834.
- Khelifi S., (2018). Étude du comportement hydrodynamique de suspensions concentrées de particules d'hématite : sédimentation, comportement rhéologique et écoulement forcé dans une cellule inclinée. Thèse de doctorat, Université de Lorraine (France), 294p.
- Koné B., (2016). Optimisation du process de traitement des effluents de SANIAcie. Mémoire de fin d'étude, École Supérieure d'Industrie, Institut National Polytechnique Félix HOUPHOUËT-BOIGNY (Côte d'Ivoire), 94p.

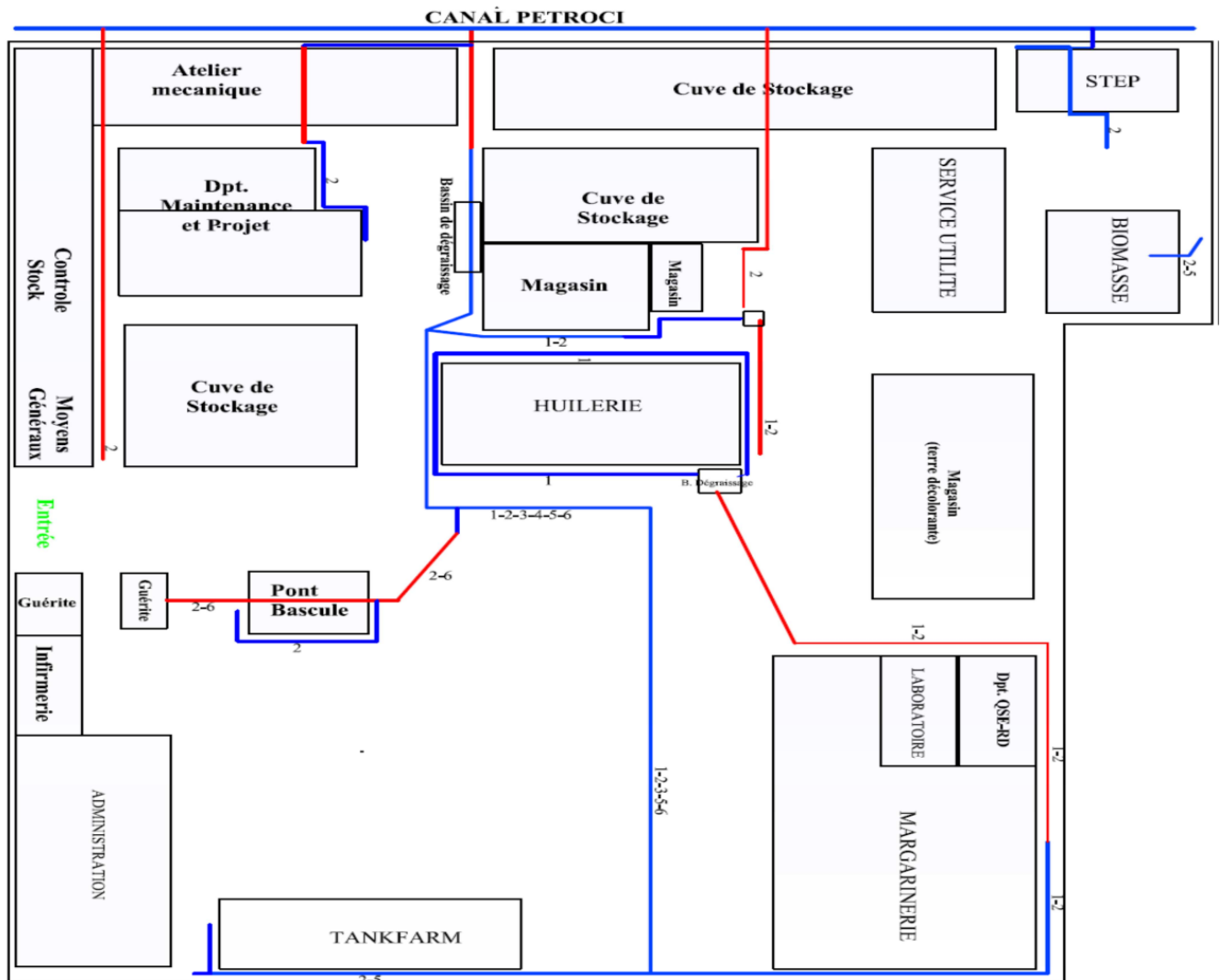
- Kouassi A., (2015). Optimisation du fonctionnement de l'unité de traitement des eaux et effluents de l'industrie SANIA. Mémoire de Master en Ingénierie de l'eau et de l'environnement, 2IE (Burkina Faso), 85p.
- Laffly D., (2006). Régression multiple : principes et exemples d'application. Cours, Université de Pau et des Pays de l'Adour, 33p.
- Lakhdari B., (2011). Effet de la coagulation-floculation sur la qualité des eaux épurées de la STEP de Ain El Houtz. Mémoire de Magister, Université Abou BekrBelkaid (Algérie), 106p.
- Leclerc L., Sachon G., Duchène P., (1994). Dysfonctionnements biologiques dans les stations d'épuration en boues activées. CEMAGREF, Pollutec Lyon (France), 86p.
- Lefevre F., (1988). Epuration des eaux usées urbaines par infiltration percolation, Etude expérimentale et définition de procédés. Thèse de doctorat, Université des Sciences et Techniques du Languedoc, Montpellier (France), 199p.
- Lemlikchi W., (2012). Élimination de la pollution des eaux industrielles par différents procédés d'oxydation et de co-précipitation. Thèse de doctorat, Université Mouloud Mammeri TiziOuzou (Algérie), 177p.
- Li D., Ganczarczyk J., (1990). Structure of activated sludge flocs. *Biotechnology and Bioengineering*, 35 : 57-65.
- Machkor M., (2013). Modélisation et optimisation du taux du sulfate d'aluminium dans la station de traitement des eaux de barrage BAB LOUTA par la méthodologie du plan surface de réponse. Mémoire de fin d'études, Université Sidi Mohammed Ben Abdellah (Maroc), 59p.
- Magali C., (2002). Mise en œuvre, modélisation, optimisation et contrôle d'un procédé discontinu séquentiel (SBR). Thèse de doctorat, Université de Limoges (France), 190p.
- Mandi L., Darley J., Baleux B., (1992). Essais d'épuration des eaux usées de Marrakech par la jacinthe d'eau (charge organique, bactérienne et parasitologique). *Revue des Sciences de l'Eau* : 313-333.
- Marcos L., (2001). Etude expérimentale et modélisation du transfert du zinc et du plomb dans des milieux sableux modèles. Thèse de doctorat, Laboratoire Central des Ponts et Chaussées (LCPC) de Nantes (France), 283p.
- Melouka M., (2014). Simulation de l'effet d'insertion de turbulateurs au sein d'un écoulement de fluide dans une conduite, du point de vue transfert de chaleur et perte de charge. Mémoire de master, Université Kasdi Merbah – Ouargla (Algérie), 59p.

- Metahri M., (2012). Elimination simultanée de la pollution azotée et phosphatée des eaux usées traitées par des procédés mixtes. Cas de la STEP Est de la ville de TIZI-OUZOU. Thèse de doctorat, Université Mouloud Mammeri De Tizi-Ouzou (Algérie), 172p.
- Metcalf E., (2002). Wastewater engineering: Treatment, disposal and reuse. 4th édition, McGraw-Hill, New York, USA, 164p.
- Moulin S., Rozen-Rechels D., Stankovic M., (2013). Traitement des eaux usées. Atelier l'eau Qualité vs Quantité, 6 février 2013, Paris (France), CERES-ERTI, 13p.
- New England Interstate Water Pollution Control Commission, (2005). Sequencing batch reactor design and operational considerations. Document technique, 27p.
- Nganhou J., Nganya T., (2003). Simulation numérique du comportement dynamique d'un système de séchage solaire de fèves de cacao au Cameroun. Laboratoire d'Energétique (LAEN) de Yaoundé (Cameroun), 46p.
- Nidhal B., (2012). Modélisation et simulation numérique de la dégradation photocatalytique d'un polluant modèle dans un microréacteur. Thèse de doctorat, Université de Lorraine (France), 169p.
- Obaidi O., (2010). Traitements physico-chimique et biologique des effluents industriels agroalimentaire (cas : CBGN). Mémoire de Master Sciences et Techniques, Université Sidi Mohammed Ben Abdellah (Maroc), 77p.
- Pailler C., (2016). Transport de particules neutres dans un milieu infini. Tutorat Santé Lyon Sud (France), 11p.
- Pipes W., (1967). Bulking of activated sludge. *Advances in Applied Microbiology*, 9 : 185-234
- Plisson S., Cantet J., (1999). Dénitrification par lit bactérien sur garnissage cloisonné. *L'Eau, l'Industrie les Nuisances*, 227 : 58.
- Racault Y., Seguret F., (2004). Eléments de conception et de dimensionnement des lits bactériens. Stage CNFPT, 18p.
- Roche N., (1989). Influence de l'hydrodynamique des bassins d'aération sur la décantabilité des boues activées. Thèse de doctorat, INPL Nancy (France), 197p.
- Roques H., (1990). Fondements théoriques du traitement biologique des eaux. Technique et Documentation, Lavoisier, 948 p.
- Routhier G., (2013). Étude et simulation des interactions entre particules dans un fluide magnéto rhéologique. Maîtrise en génie mécanique, Université de Laval (Canada), 150p.

- Sadowski., A (2002). Méthode de calcul d'une filière de traitement : Boues activées- très faible charge- nitrification et dénitrification-traitement du phosphore. Laboratoire SHU-ENGEES, 103p.
- Salim H., Abdelmalek B., Noureddine D., (2012). Modélisation de la dose de coagulant par les systèmes à base d'inférence floue (ANFIS) application à la station de traitement des eaux de Boudouaou. *Revue des Sciences de l'Eau*, 25 (1) : 1 - 20.
- Sawadogo B., (2018). Traitement des eaux usées industrielles par des procédés membranaires sous climat sahélien : cas des eaux usées de brasserie au Burkina Faso. Thèse de doctorat, Université de Montpellier (France), 196p.
- Slimane K., Hocine H., Hayat G., Lynda S., (2018). Évaluation des performances épuratoires d'un bassin de filtration des eaux usées - étude de cas. *Revue des Sciences de l'Eau*. 31(4) : 387–398.
- Spérandio M., Heran M., Gillot S.. (2007). Modélisation dynamique des procédé biologiques de traitement des eaux. *Techniques de l'Ingénieur* w6500(1) : 1-24.
- Stany G., (2014). Simulation numérique de suspensions frictionnelles application aux propergols solides. Thèse de Doctorat, Université de Nice-Sophia Antipolis (France), 243p.
- Tandia C., (2007). Contrôle et suivi de la qualité des eaux usées, protocole de détermination des paramètres physico-chimiques et bactériologiques. Centre régional pour l'eau potable et l'assainissement à faible coût centre collaborant de l'OMS, 52p.
- Tillé Y., (2011). Modèles de régression. Résumé du Cours (France), 31p.
- Tilley E., Lukas U., Lüthi C., Reymond P., Schertenleib R et Zurbrügg C., (2008). Compendium des systèmes et technologies d'assainissement. 2^e édition, IWA/Ewag, 180p.
- Torrijos M., Gsell B., Moletta R., Degenes P. (2004), High COD wastewater treatment in anaerobic SBR: treatment of effluent from a small farm goat's cheese dairy. *Water and Science Technology*, 50(10) : 259-267.
- Valiron F., (1989). Gestion des eaux : alimentation en eau-assainissement. Presses de l'école nationale des ponts et chaussées (France), 89p.
- Vaxelaire J., (1994). Étude et modélisation de l'aération des stations d'épuration des eaux usées urbaines par agitation mécanique de surface. Thèse de doctorat, Institut National Polytechnique de Lorraine (France), 193p.
- Zhang J., (2011). Procédé de traitement anaérobie des boues et de valorisation du biogaz. Thèse de doctorat, Institut National Polytechnique de Lorraine (France), 203p.

ANNEXES

Annexe 1: Réseau de collecte séparatif des eaux de procédés et pluviales de SANIA-cie



LEGENDE:
 Canal ouvert: — (blue line)
 Canal fermé: — (red line)
 1: Eau de Process
 2: Eau Pluviale
 3: Huile de Palme Brute
 4: Eau Purgée
 5: Eau de Vapeur
 6: Hydrocarbure

Annexe 2: La matrice des processus du modèle ASM1

Concentrations j		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	Cinétique de la réaction
i	Réaction ρ_i	S_I	S_S	X_I	X_S	X_{BH}	X_{BA}	X_P	S_O	S_{NO}	S_{NH}	S_{ND}	X_{ND}	S_{alk}	
1	Croissance aérobie des hétérotrophes		$-\frac{1}{Y_H}$			1			$-\frac{1-Y_H}{Y_H}$		$-i_{XB}$			$-\frac{i_{XB}}{14}$	$\hat{\mu}_H \cdot \frac{S_S}{K_S + S_S} \cdot \frac{S_O}{K_{OH} + S_O} \cdot X_{BH}$
2	Croissance hétérotrophe anoxique		$-\frac{1}{Y_H}$			1			$-\frac{1-Y_H}{2.86Y_H}$		$-i_{XB}$			$-\frac{1-Y_H}{14 \times 2.86Y_H} - \frac{i_{XB}}{14}$	$\hat{\mu}_H \cdot \frac{S_S}{K_S + S_S} \cdot \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O} \cdot \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \cdot \eta_g \cdot X_{BH}$
3	Croissance autotrophe aérobie						1		$-\frac{4.57-Y_A}{Y_A}$	$\frac{1}{Y_A}$	$-i_{XB} - \frac{1}{Y_A}$			$-\frac{i_{XB}}{14} - \frac{1}{7Y_A}$	$\hat{\rho}_A \cdot \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \cdot \frac{S_O}{K_{OA} + S_O} \cdot X_{BA}$
4	Mortalité des bactéries hétérotrophe				$1-f_P$	-1		f_P					$i_{XB} - f_P i_{XP}$		$b_H X_{BH}$
5	Mortalité des bactéries autotrophe				$1-f_P$		-1	f_P					$i_{XB} - f_P i_{XP}$		$b_A X_{BA}$
6	Ammonification										1	-1		$\frac{1}{14}$	$k_a \cdot S_{ND} \cdot X_{BH}$
7	Hydrolyse du carbone organique		1		-1										$k_h \frac{X_S/X_{BH}}{K_X + X_S/X_{BH}} \left[\left(\frac{S_O}{K_{OH} + S_O} \right) + \eta_h \left(\frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O} \right) \left(\frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \right] X_{BH}$
8	Hydrolyse de l'azote organique											1	-1		$\rho_7 (X_{ND}/X_S)$

Annexe 3: Valeurs par défaut des paramètres stoechiométriques (indépendants de la température) et des paramètres cinétiques du modèle ASM1 (d'après Henze *et al.*, 1987)

	Paramètre	Symbole	Valeur par défaut	Unité
Paramètres Stoechiométriques	Rendement cellulaire des autotrophes	Y_A	0.24	g DCO cellulaire formé/g N oxydé
	Rendement cellulaire des hétérotrophes	Y_H	0.67	g DCO cellulaire formé/g DCO oxydé
	Fraction de la biomasse produisant de la matière particulaire inerte	f_P	0.08	Sans dimension
	Teneur en azote de la biomasse	i_{XB}	0.086	g N/g DCO dans la biomasse
	Teneur en azote de la fraction endogène	i_{XP}	0.06	g N/g DCO dans la masse endogène
Paramètres Cinétiques	Taux de croissance maximal des hétérotrophes	μ_{Hmax}	3.0 (10 °C) 6.0 (20 °C)	1/j
	Constante de demi-saturation des hétérotrophes pour le substrat S_S	K_S	20 (10 °C) 20 (20 °C)	g DCO/m ³
	Constante de demi-saturation des hétérotrophes pour l'oxygène	K_{OH}	0.2 (10 °C) 0.2 (20 °C)	g O ₂ /m ³
	Constante de demi-saturation des hétérotrophes pour les nitrates	K_{NO}	0.5 (10 °C) 0.5 (20 °C)	g N-NO ₃ /m ³
	Taux de décroissance des hétérotrophes	b_H	0.20 (10 °C) 0.62 (20 °C)	1/j
	Facteur de correction pour la croissance des hétérotrophes en anoxie	η_g	0.8 (10 °C) 0.8 (20 °C)	Sans dimension
	Facteur de correction pour la vitesse d'hydrolyse en anoxie	η_h	0.4 (10 °C) 0.4 (20 °C)	Sans dimension
	Constante de vitesse d'hydrolyse en anoxie	k_h	1.0 (10 °C) 3.0 (20 °C)	g DCO lentement biodégradable/g DCO cellulaire.j
	Constante de demi-saturation des hétérotrophes pour l'hydrolyse de X_S	K_x	0.01 (10 °C) 0.03 (20 °C)	g DCO lentement biodégradable/g DCO cellulaire
	Taux de croissance maximal des autotrophes	μ_{Amax}	0.30 (10 °C) 0.80 (20 °C)	1/j
	Constante de demi-saturation des autotrophes pour l'ammoniaque	K_{NH}	1.0 (10 °C) 1.0 (20 °C)	g N-NH ₄ /m ³
	Constante de demi-saturation des autotrophes pour l'oxygène	K_{OA}	0.4 (10 °C) 0.4 (20 °C)	g O ₂ /m ³
	Constante de vitesse d'hydrolyse de S_{nd} (=ammonification) par les hétérotrophes	k_a	0.08 (10 °C) 0.08 (20 °C)	m ³ /g DCO.j
	Taux de décroissance des autotrophes	b_a	0.05 à 0.15 (20 °C)	1/j

Annexe 4 : Rapport de suivi du mois de Janvier 2018

ETP Running Daily Report															
Site	Collecting Tank			CAF1		CAF2		Anaréroic Tank		Clarifier	SBR1		SBR2		Remark
Date	PH	Flow (m ³ /d)	COD(mg/L)	PH	COD(mg/L)	PH	COD(mg/L)	PH	SV ₃₀ %	COD(mg/L)	COD(mg/L)	SV ₃₀ %	COD(mg/L)	SV ₃₀ %	
SPEC									1						
2018/1/1	5,67		3130						1			34	170	35	
2018/1/2	6,76		6580						1	140		34		35	
2018/1/3	6,76		6580	6,79	5760	6,53	1720	5,33	1	1920,00		34		35	
2018/1/4	5,59		2070						1			33		35	
2018/1/5	7,25		6740						1			33		34	
2018/1/6	6,96		5550						1			33	270	34	
2018/1/7	6,91		5120						1			33		34	
2018/1/8	6,81		3935						1	310		32		33	
2018/1/9	6,87		4420						1			32		31	
2018/1/10	6,33		3960	6,39	3000	6,37	637	6,21	1	2170,00		32		30	
2018/1/11	6,88		4145						1			31		30	
2018/1/12	6,14		5945						1			31	180	30	
2018/1/13	6,67		2580						1			31		30	
2018/1/14	6,76		1030						1	145		31		30	
2018/1/15	6,75		2595						1			31	225	30	
2018/1/16	6,63		2735						1	120		31		30	
2018/1/17	7,31		2800						1			31	160	30	
2018/1/18	7,13		7500	7,19	6940	6,86	4510	6,06	1	1400,00	80	31		30	
2018/1/19	7,02		4620						1			31		30	
2018/1/20	5,85		2235						1			31	285	30	
2018/1/21	5,56		5760						1	250		31		30	
2018/1/22	6,01		2015						1			31	140	30	
2018/1/23	5,85		2580						1			31		30	
2018/1/24	5,61		2650						1	70		31		30	
2018/1/25	5,71		5700						1			31	350	30	
2018/1/26	6,9		4110	6,70	3230	7,24	1740	5,73	1	1230,00	220	31		30	
2018/1/27	7,06		7490						1			31		30	
2018/1/28	7,36		7600						1			31	240	30	
2018/1/29	7,56		7520						1			31		30	
2018/1/30	7,51		9020						1			31		30	
2018/1/31	7,33		8618	7,32	8550	7,91	1180	6,39	1	980,00	150	31		30	

Note:check local Gov specs by Lab weekly.

Annexe 5 : Rapport de suivi du mois de Février 2018

ETP Running Daily Report															
Site	Collecting Tank			CAF1		CAF2		Anaréroic Tank		Clarifier	SBR1		SBR2		Remark
Date	PH	Flow (m ³ /d)	COD(mg/L)	PH	COD(mg/L)	PH	COD(mg/L)	PH	SV ₃₀ %	COD(mg/L)	COD(mg/L)	SV ₃₀ %	COD(mg/L)	SV ₃₀ %	
SPEC									1						
2018/2/1	7,92		11180						1			30		30	
2018/2/2	7,85		11100						1			30	240	30	
2018/2/3	7,33		11930						1			30		30	
2018/2/4	7,71		8760						1		150	30		30	
2018/2/5	7,45		4000						1			30	230	30	
2018/2/6	6,3		3050						0		140	30		31	
2018/2/7	6,52		4190	6,49	4350	6,52	1060	5,70	1	1860,00		30	170	31	
2018/2/8	7,04		6330						0		200	31		31	
2018/2/9	5,9		3280						1			31		31	
2018/2/10	5,83		3800						1			30	130	31	
2018/2/11	5,91		6480						1		108	31		31	
2018/2/12	6,4		3810						0			31	110	30	
2018/2/13	6,95		4130						0			31	100	30	
2018/2/14	6,18		8450						0			30	100	30	
2018/2/15	6,7		3545						1			30		31	
2018/2/16	6,46		3800						1		390	30	200	30	
2018/2/17	6,69		4375						0			30		30	
2018/2/18	6,62		3580						0			30		30	
2018/2/19	6,66		5390						0			30	220	30	
2018/2/20	6,52		3400						0			30		30	
2018/2/21	5,11		2890	5,13	2340	4,93	1390	6,30	0	2690,00		30		30	
2018/2/22	4,84		3930						0		530	30	250	30	
2018/2/23	5,7		2320						0			40		38	
2018/2/24	6,3		2740						0			42		34	
2018/2/25	6,9		2770						0			42		34	
2018/2/26	7,33		8610	7,32	8550	7,91	1130	6,62	0	980,00		43	290	34	
2018/2/27	6,29		5000						0					32	
2018/2/28	6,41		3250	6,58	2250	7,00	1230	6,52	0	1500,00				33	
Note:check local Gov specs by Lab weekly.															

Annexe 6 : Rapport de suivi du mois de Mars 2018

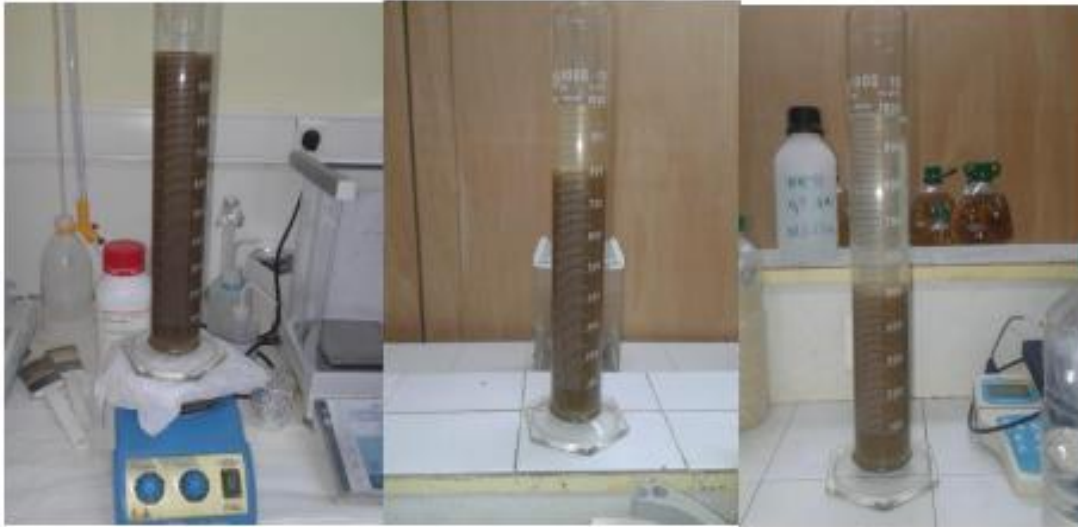
ETP Running Daily Report															
Site	Collecting Tank			CAF1		CAF2		Anarobic Tank		Clarifier	SBR1		SBR2		Remark
Date	PH	Flow (m ³ /d)	COD(mg/L)	PH	COD(mg/L)	PH	COD(mg/L)	PH	SV ₃₀ %	COD(mg/L)	COD(mg/L)	SV ₃₀ %	COD(mg/L)	SV ₃₀ %	
SPEC															
2018/3/1	6,69		3290						0			36	155	32	
2018/3/2	5,89		3140						0			36		32	
2018/3/3	6,22		2960						0			36	160	31	
2018/3/4	6,68		3570						1			35		31	
2018/3/5	7,07		3840						0			35	310	32	
2018/3/6	6,63		6490						0			35		32	
2018/3/7	6,76		6470						1			35	140	31	
2018/3/8	6,77		9860						1			34		32	
2018/3/9	6,69		5710						1			34		32	
2018/3/10	6,31		5930	6,90	5730	6,17	2000		1	1990,00		34	230	32	
2018/3/11	6,18		3760						0			34		32	
2018/3/12	6,26		3760						0			34	430	31	
2018/3/13	6,39		7350						0			33	360	31	
2018/3/14	6,06		3445						0		185	33		31	
2018/3/15	5,85		3725	6,03	3610	5,57	1985		0	1605,00		33		31	
2018/3/16	6,8		3520						0			33	270	31	
2018/3/17	9,17		5484						0		170	33		32	
2018/3/18	6,11		3236						0			33	140	32	
2018/3/19	6,13		3431						0		190	65		32	
2018/3/20	6,2		3120						0			65		33	
2018/3/21	6,6		3200						0			65	335	32	
2018/3/22	6,59		5735						1		55	65		31	
2018/3/23	7,19		6700						1			65		32	
2018/3/24	6,79		5500						1		365	65		32	
2018/3/25	6,44		4430						0			65	355	32	
2018/3/26	6,15		3990						0		360	65		32	
2018/3/27	4,714		2590						0			63		33	
2018/3/28	5,26		3510	5,26	2460	5,13	2140	6,49	1	1780,00		63	530	32	
2018/3/29	5,9		3000						1			62	240	32	
2018/3/30	5,93		3980	5,55		8,00			0			62	390	32	
2018/3/31	6,1		4920						0		200	60		32	

Note:check local Gov specs by Lab weekly.

Annexe 7 : Rapport de suivi du mois d'Avril 2018

ETP Running Daily Report															
Site	Collecting Tank			CAF1		CAF2		Anarérobic Tank		Clarifier	SBR1		SBR2		Remark
Date	PH	Flow (m³/d)	COD(mg/L)	PH	COD(mg/L)	PH	COD(mg/L)	PH	SV ₃₀ %	COD(mg/L)	COD(mg/L)	SV ₃₀ %	COD(mg/L)	SV ₃₀ %	
SPEC															
2018/4/1	6,11		5320												
2018/4/2	5,45		3500								100				
2018/4/3	5,88		7190												
2018/4/4	6,46		5030			9,73	2130				310				
2018/4/5	6,38		5330								360				
2018/4/6	5,84					7,37									
2018/4/7	5,76		3970			9,13	1520				140				
2018/4/8	5,72		2680												
2018/4/9	6,59		3710			6,54	1310								
2018/4/10	6,0		4160			9,15	1040				300				
2018/4/11	7,11		9040			8,17	1150								
2018/4/12	7,31		3920			11,57	1010				240				
2018/4/13	7,66		3440			11,93	980								
2018/4/14	7,46		3670			9,11					180				
2018/4/15	7,46		3670												
2018/4/16	4,41		2210			9,11	1370				180				
2018/4/17	6,15		5120			6,55	1870						200		
2018/4/18	6,76		5140			7,86	2920				140				
2018/4/19	6,67		8300			7,12	1180						210		
2018/4/20	7,11		2356			7,54	1910				130				
2018/4/21	5,79		3660			7,01	1470						260		
2018/4/22	5,49		6150			6,78	200				210				
2018/4/23															
2018/4/24															
2018/4/25															
2018/4/26															
2018/4/27															
2018/4/28															
2018/4/29															
2018/4/30															
Note:check local Gov specs by Lab weekly.															

Annexe 8: Essai de décantabilité de la boue activée contenant la biomasse épuratrice



Annexe 9: Normes de rejet en Côte d'Ivoire des eaux résiduaires traitées

	Paramètres	Arrêté ministériel	Valeurs SANIA
	pH	5,5 – 8,5	5,5- 8,5
	Température (°C)	40	≤ 40
	DCO (mg/L)	300-500	≤ 300
EFFLUENT	DBO ₅ (mg/L)	100-150	≤ 100
TRAITE	MES (mg/L)	50-150	≤ 50
	Phosphore total (mg/L)	15	≤ 15
	Huiles et graisses (mg/L)	10-30	≤ 30
	Débit effluent (m ³ /h)	6	

ARTICLES PUBLIES



Multiphysical Modeling of the Activated Sludge Wastewater Treatment Process

Konan Lopez KOUAME^{1*}, Nogbou Emmanuel ASSIDJO², Koné ARIBAN³

¹National Polytechnic Institute Félix Houphouët-Boigny, Polytechnic Doctoral School of Yamoussoukro, Laboratory of Industrial Processes, Synthesis, Environment and New Energies. BP 1083 Yamoussoukro, Côte d'Ivoire, (+225) 58211147

²Institut National Polytechnique Houphouët-Boigny, Department of Chemical and Agri-Food Engineering, Laboratory of Industrial Processes, Synthesis, Environment and New Energies, BP 1083 Yamoussoukro, Côte d'Ivoire, (+225) 07601835

³National Polytechnic Institute Félix Houphouët-Boigny, Higher School of Industry of Yamoussoukro (Ivory Coast). BP 1083 Yamoussoukro, Côte d'Ivoire, (+225) 47457509

* Corresponding author: kouamekonanlopez@gmail.com

Abstract This work was the subject of the design of a multiphysics model of wastewater treatment by activated sludge in anaerobic and aerobic environments. These treatments are described the diffusion equations, and the equations of the ASM model (activated sludge model), thus making it possible to simulate the operation of the treatment system using the Comsol software. The first phase consisted of the characterization of the effluents treated in the wastewater treatment plant of an oil mill in Côte d'Ivoire. The second phase was the modeling and numerical simulations of anaerobic and aerobic digesters. These simulations gave respectively the performance of $\tau_1 = 21.1\%$ and $\tau_2 = 71.7\%$ for the anaerobic and aerobic treatment. It appears that aerobic treatments are more effective than anaerobic treatments. The third phase consisted of the coupling of the three processes which are the anaerobic, aerobic and settling treatment. To validate the model, the effluent parameters were determined experimentally. These experimental values were used to design the model. In addition, the experimental values of the COD and the quantity of sludge were compared with those of the model in order to validate the results of the model. The experimental and simulated results are almost identical, hence the validation of the model with a coefficient of performance of $\gamma_G = 98.53\%$.

Keywords Biological treatment/ multiphysics modeling/ simulation/ aerobic/ anaerobic

1. Introduction

The first stations, which initially had to meet immediate needs for the collection and treatment of industrial wastewater, now have to face new problems [1,2]. In a context of continuous improvement and sustainable development, human activity seeks to optimize its constructions as much as possible, to manage its resources responsibly and to minimize its impact on the environment by reducing the pollution resulting from its activity. Wastewater treatment plants are not excluded from this approach [3]. The main techniques used in water treatment are of a physical, chemical, physico-chemical or biological nature [4-6]. However, due to the high biodegradability of effluents from food factories, biological treatments remain the most widely used [7]. These treatments are based on the use of microorganisms that degrade organic pollutant. These treatments are generally carried out in bioreactors with aerobic or anaerobic conditions [9-12]. In order to understand the behavior of microorganisms in anaerobic and aerobic environments and to compare the performance of these two types of treatment, a multiphysics simulation is necessary. It is in this context that we carried out this study



entitled: "Multiphysics modeling of the wastewater treatment process by activated sludge". This project to design a multiphysics model for the simulation of activated sludge treatment of wastewater will make it possible to monitor water quality control parameters such as COD, nitrogen and dissolved oxygen levels. This model will also make it possible to have a more in-depth knowledge of these processes, to always check the correct functioning of the treatment system set up in a wastewater treatment plant and to optimize it.

2. Materials and methods

2.1 Material

For the realization of this work, several materials were used. These include monitoring reports, data sheets, software, chemical reagents and equipment. This equipment makes it possible to perform analyzes of the various parameters sought. This is how the mixer (WARING PRODUCTS DIVISION) was used to homogenize the samples. The Sartorius balance was used for the weighing of chemical reagents. For the analyzes, the HACH DR 2800 spectrophotometer was used to determine the suspended solids and the turbidity. The pH meter for the hydrogen potential; Oxitop® (WTW) for BOD and the HACH DRB 200 spectrometer for COD. For the assays, conventional laboratory glassware was used. Thus, the characteristics of the effluents treated in the target station (SANIA-cie) are recorded in table 1:

Table 1: Average composition of wastewater from the SANIA treatment plant

ETP Running Daily Report															
Site	Collecting Tank			CAF1		CAF2		Anarérobic Tank		Clarifier	SBR1		SBR2		Remark
Date	PH	Flow (m ³ /d)	COD(mg/L)	PH	COD(mg/L)	PH	COD(mg/L)	PH	SV ₃₀ %	COD(mg/L)	COD(mg/L)	SV ₃₀ %	COD(mg/L)	SV ₃₀ %	
SPEC															
2018/3/1	6,69		3290						0			36	155	32	
2018/3/2	5,89		3140						0			36		32	
2018/3/3	6,22		2960						0			36	160	31	
2018/3/4	6,68		3570						1			35		31	
2018/3/5	7,07		3840						0			35	310	32	
2018/3/6	6,63		6490						0			35		32	
2018/3/7	6,76		6470						1			35	140	31	
2018/3/8	6,77		9860						1			34		32	
2018/3/9	6,69		5710						1			34		32	
2018/3/10	6,31		5930	6,90	5730	6,17	2000		1	1990,00		34	230	32	
2018/3/11	6,18		3760						0			34		32	
2018/3/12	6,26		3760						0			34	430	31	
2018/3/13	6,39		7350						0			33	360	31	
2018/3/14	6,06		3445						0		185	33		31	
2018/3/15	5,85		3725	6,03	3610	5,57	1985		0	1605,00		33		31	
2018/3/16	6,8		3520						0			33	270	31	
2018/3/17	9,17		5484						0		170	33		32	
2018/3/18	6,11		3236						0			33	140	32	
2018/3/19	6,13		3431						0		190	65		32	
2018/3/20	6,2		3120						0			65		33	
2018/3/21	6,6		3200						0			65	335	32	
2018/3/22	6,59		5735						1		55	65		31	
2018/3/23	7,19		6700						1			65		32	
2018/3/24	6,79		5500						1		365	65		32	
2018/3/25	6,44		4430						0			65	355	32	
2018/3/26	6,15		3990						0		360	65		32	
2018/3/27	4,714		2590						0			63		33	
2018/3/28	5,26		3510	5,26	2460	5,13	2140	6,49	1	1780,00		63	530	32	
2018/3/29	5,9		3000						1			62	240	32	
2018/3/30	5,93		3980	5,55		8,00			0			62	390	32	
2018/3/31	6,1		4920						0		200	60		32	

Note:check local Gov specs by Lab weekly.

In addition, Comsol multiphysics software was used for the simulation.

2.2. Phenomena to be modeled

This study consists first of all in modeling and then in simulating the sedimentation of particles suspended in water, the growth of biomass, the decomposition of biomass, the ammonification of organic nitrogen and the hydrolyses of particulate products [13].

The physics involved in the biological treatment of wastewater are:

- ✓ Laminar flow;
- ✓ Transport of diluted species;

2.3. Choice of model

The difficulty of this work lies in the fact that the COMSOL software used does not have a pre-established multiphysics system adapted to the phenomenon of biological treatment of water. We therefore need to find the equations that best describe the phenomena and reactions that take place during anaerobic and aerobic treatment of wastewater [14]. A bibliographic study carried out on empirical models describing activated sludge treatments revealed that, to date, the Activated Sludge Model (ASM) is the model that best describes the phenomena of biological treatment of wastewater, more specifically activated sludge treatment. The ASM models in general and in particular the ASM1 model provide the equations for phenomena such as carbon oxidation, nitrification and denitrification by quantifying the kinetics and stoichiometry of each reaction. The model has a total of: 13 state variables, 8 processes and 19 kinetic and stoichiometric parameters.

The main transformations translated into mathematical equations in our multiphysics model are:

- ✓ Aerobic growth of heterotrophic biomass
- ✓ Aerobic growth of autotrophic biomass;
- ✓ Mortality of heterotrophic and autotrophic biomasses
- ✓ Hydrolysis of particulate organic matter
- ✓ Ammonification of organic nitrogen:

The equations describing the digestion of the substrates are collated in Table 2.

Table 2: The equations for the degradation of organic matter in ASM1

Composante Processus	S _i	S _s	X _i	X _s	X _{B,H}	X _{B,A}	X _P	S _O	S _{NO}	S _{NH}	S _{ND}	X _{ND}	Cinétiques ρ _j [ML ⁻³ T ⁻¹]
Croissance aérobie des hétérotrophes		$-\frac{1}{Y_H}$			1			$-\frac{1 - Y_H}{Y_H}$		$-iX_B$			$k_H \frac{S_S}{S_S + K_S} X_{B,H}$
Croissance hétérotrophe anoxique		$-\frac{1}{Y_H}$			1			$-\frac{1 - Y_H}{2.26Y_H}$		$-iX_B$			$k_H \frac{S_S}{S_S + K_S} \frac{S_{NO}}{S_{NO} + K_{NO}} \eta_B X_{B,H}$
Croissance autotrophes						1		$-\frac{4.57 - Y_A}{Y_A}$	$-\frac{1}{Y_A}$	$-iX_B - \frac{1}{Y_H}$			$k_A \frac{S_S}{S_S + K_S} X_{B,A}$
Mortalités hétérotrophes				$(1 - f_p)$	-1		f_p					$iX_B - f_p iX_P$	$b_H X_{B,H}$
Mortalités autotrophes				$(1 - f_p)$		-1	f_p					$iX_B - f_p iX_P$	$b_A X_{B,A}$
Ammonification											-1		$k_d S_{ND} X_{B,H}$
Hydrolyse de la MOP		1		-1						1			$k_H \frac{X_C}{K_X + X_{B,H}} X_{B,H}$
Hydrolyse de l'azote organique											1	-1	$\rho_2 (X_{ND} / X_S)$

3. Results and Discussion

The parameters used in this simulation are: the speed of the effluent, the pressure, the COD, the rate of nitrogen and oxygen.

Several simulations have been carried out from different values. However, we will present some simulations and the results obtained then the interpretations and discussions of these results.

3.1. Variations in the speed and pressure of the basins

The speed and pressure variations of the anaerobic and aerobic basins are given by Figures 1 and 2.

Figure 1 presents a slight increase in the speed at the exit of the anaerobic basin. The speed varies from 0.6 m/s to 0.8 m/s. In the figure, there is a drop in pressure along the pelvis. This pressure drop is explained by the formation and settling of sludge due to the activity of the purifying biomass.

Figures 3 and 4 present the variations in speed and pressure along the processing chain.



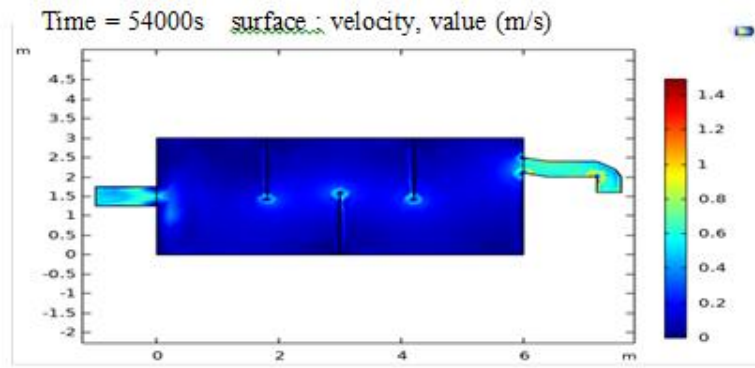


Figure 1: Variation of speed in the basin

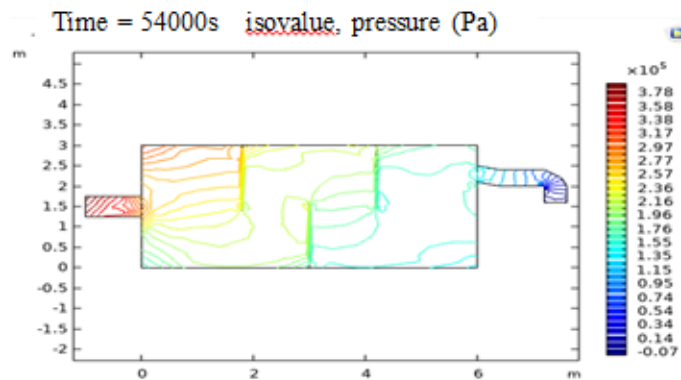


Figure 2: Pressure variation

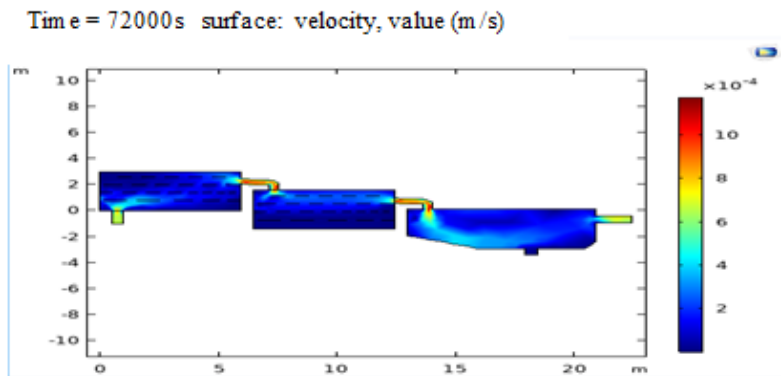


Figure 3: Variation of speed in the basin

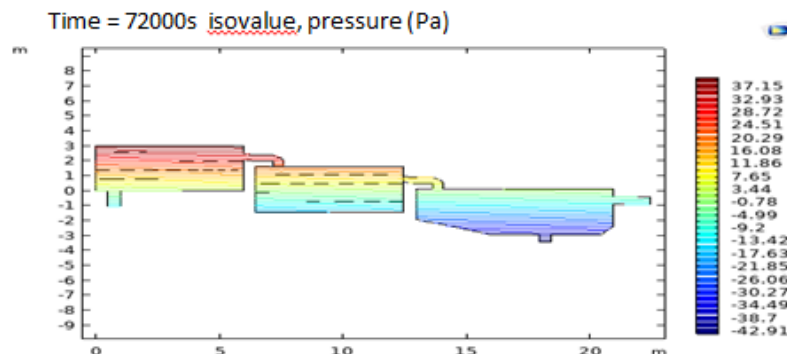


Figure 4: Pressure variation

The analysis of figure 3 shows that the flow of the effluent is at constant speed (6×10^{-4} m/s) along the treatment chain. In addition, there is a drop in pressure along the processing chain. This pressure drop is explained by the formation and settling of sludge due to the activity of the purifying biomass.



3.2. Evolution of COD during anaerobic treatment

Several simulations were carried out in order to visualize the variation of the COD as a function of time and during the anaerobic treatment. The results of the simulations carried out on the evolution of the COD are presented in Figures 5, 6 and 7. These simulations were carried out over a treatment period of 7 hours. This corresponds to the actual processing time of the plant. Indeed, the complete treatment takes place in 24 hours as indicated, however the anaerobic phase lasts 7 hours.

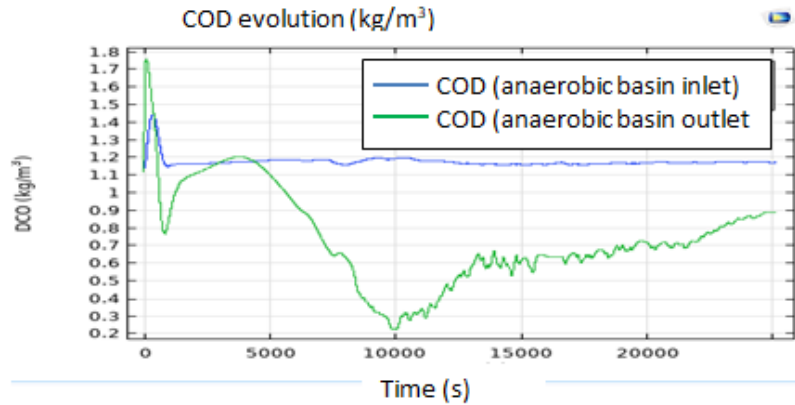


Figure 5: Evolution of COD during anaerobic treatment (COD input = 1.12 kg/m³)

The figure 5 highlights the variation of COD over time and at two points in the anaerobic pool (at the inlet and at the outlet). An effluent that enters the anaerobic basin with an initial COD of 1120 mg/L or 1.12 kg/m³, leaves the basin with a COD of 0.9 kg/m³.

The yield is $\tau = \frac{COD_{extracted}}{COD_{inlet}} = \frac{1.12-0.9}{1.12} = 19.6\%$ at the level of anaerobic treatment.

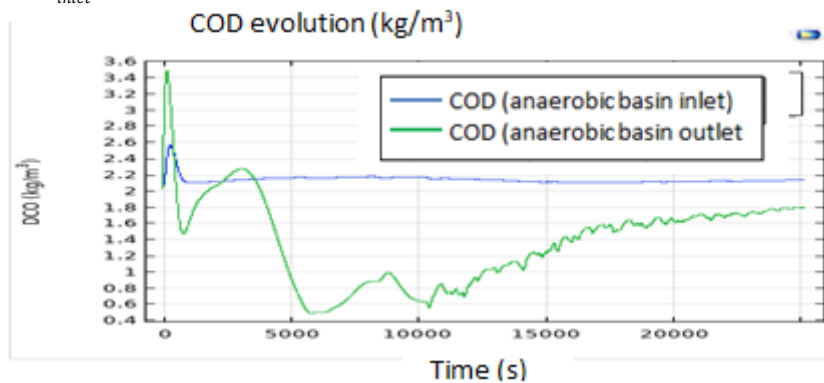


Figure 6: Variation of COD during anaerobic treatment (COD input = 2.1 kg/m³)

For this simulation, the input COD is 2.1 kg/m³ and the COD of the outgoing effluent is 1.8 kg/m³. Let a yield of $\tau = \frac{2.1-1.8}{2.1} = 14.3\%$.

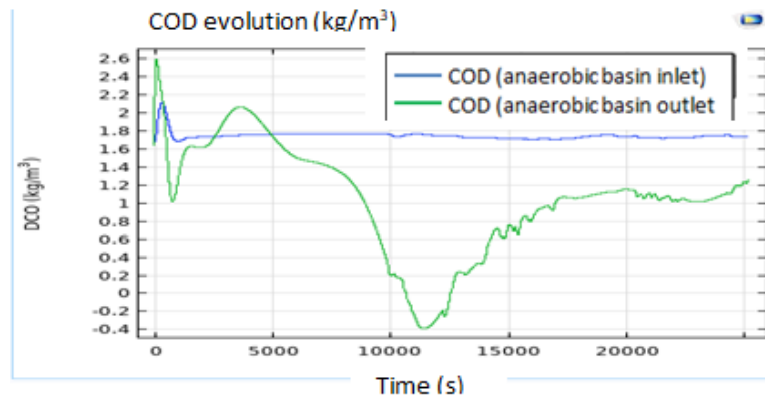


Figure 7: Evolution of COD during anaerobic treatment (COD input = 1.7 kg/m³)



For this simulation, the input COD is 1.7 kg/m³ and the COD of the outlet effluent is 1.2 kg/m³. Whence $\tau = \frac{1.7-1.2}{1.7} = 29.4\%$. For each input value, the returns were calculated and then grouped together in Table 3.

Table 3: Treatment performance according to the input load

Inlet COD (kg/m ³)	Outlet COD (kg/m ³)	Performance
1.12	0.9	19.6%
1.7	1.2	29.4%
2.1	1.8	14.3%

The overall efficiency of the anaerobic treatment is given by $\tau_1 = \frac{\sum \tau_i}{3}$. So the real yield of the land is $\tau_1 = 21.1\%$.

3.3. Evolution of the nitrogen rate during anaerobic treatment

Figure 8 shows the change in the nitrogen rate over time and at two points in the basin (at the inlet and at the outlet).

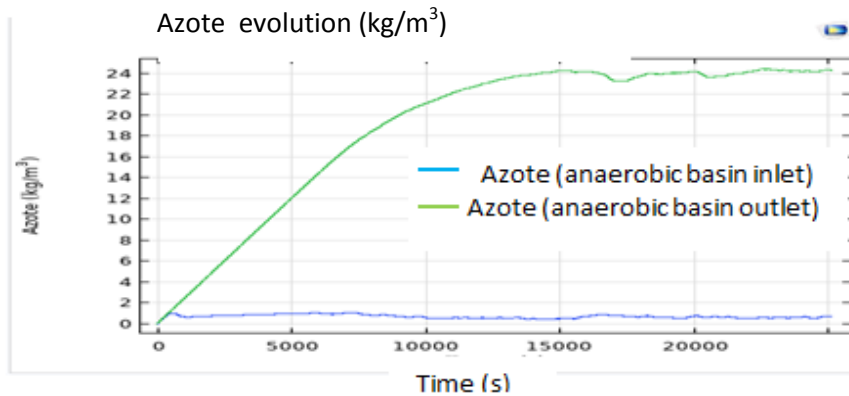


Figure 8: Variation in nitrogen content during anaerobic treatment

It emerges from the analysis of these graphs that an effluent which enters the anaerobic basin with an almost zero dissolved nitrogen content (0.1 kg/m³), following the activity of the anaerobic heterotrophic purifying biomass leading to the denitrification of the nitrate molecules contained in the effluent to be treated, approximately 24 kg/m³ of gaseous nitrogen is generated. This quantity of nitrogen is released at the outlet of the anaerobic basin in a basin called the degassing and clarification zone before starting the aerobic treatment.

3.4. Evolution of COD during aerobic treatment

Several simulations were carried out in order to visualize the variation of the COD as a function of time and during the anaerobic treatment. The results of the simulations carried out on the evolution of the COD are presented in figures 9, 10 and 11. These simulations were carried out for treatment duration of 15 hours. This corresponds to the actual processing time of the plant. Indeed, the complete treatment takes place in 24 hours as indicated [15]. However, the aerobic phase lasts about 15 hours.

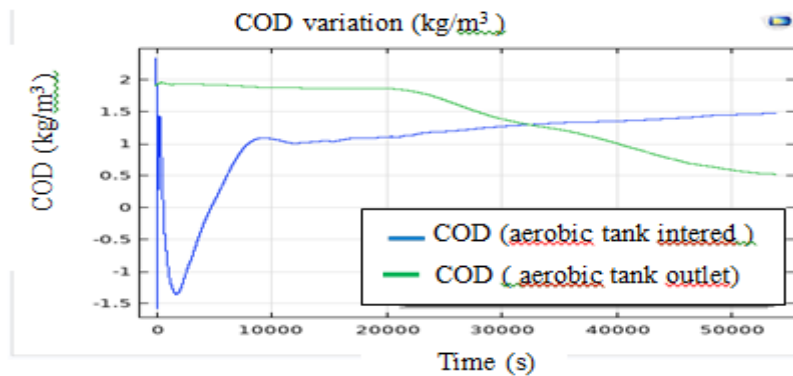


Figure 9: Evolution of COD during aerobic treatment (COD input = 2 kg/m³)

The figure 9 present highlights the variation in COD over time and at two points in the aerobic pool (at the inlet and at the outlet). In the Sania-cie treatment plant, the outlet of the anaerobic digester is directly connected to the inlet of the aerobic digester. Thus, the input COD of the aerobic treatment constitutes the output COD of the anaerobic basin. An effluent which enters the aerobic basin with an initial COD of 2000 mg/L, amounts to 2 kg/m³, leaves the basin with a COD of 0.5 kg/m³, amounts to $\tau = \frac{DCO_{extracted}}{DCO_{entered}} = \frac{2-0.5}{2} = 75 \%$ at the level of aerobic treatment

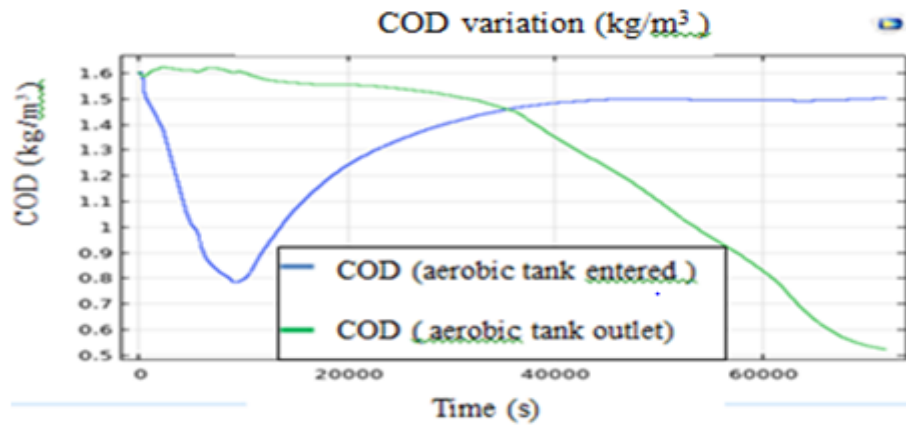


Figure 10: Evolution of COD during aerobic treatment (COD input = 1.6 kg/m³)

For this simulation, the input COD is 1.6 kg /m³ and the COD of the outlet effluent is 0.5 kg/m³. Whence a yield of $\tau = \frac{COD_{extracted}}{COD_{initial}} = \frac{1.6-0.5}{1.6} = 68.75 \%$.

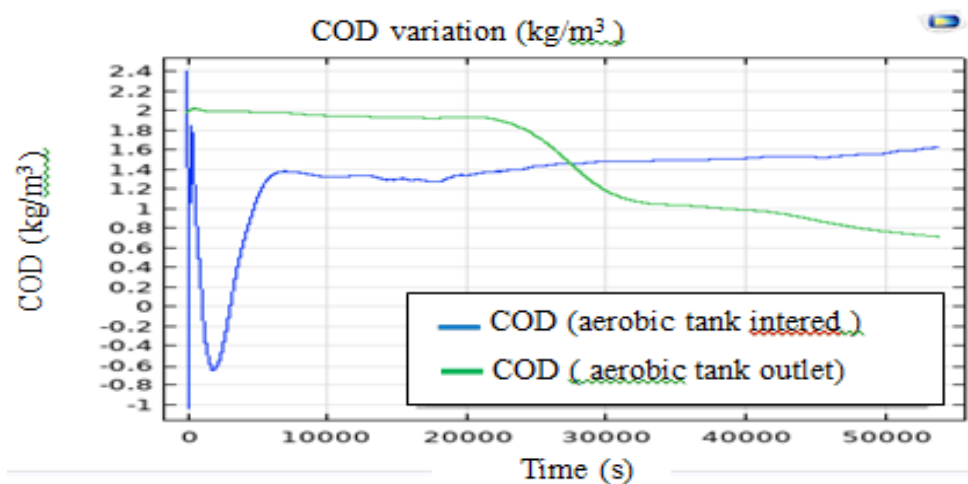


Figure 11: Evolution of COD during aerobic treatment (COD input = 2.1 kg/m³)

For this simulation, the input COD is 2.1 kg/m³ and the COD of the outgoing effluent is 0.6 kg/m³. Whence a performance of $\tau = \frac{COD_{extracted}}{COD_{initial}} = \frac{2.1-0.6}{2.1} = 71.2 \%$.

For each input value, the returns have been calculated and grouped in Table 4.

Table 4: Treatment performance according to the input load

Entered COD (kg/m ³)	Outlet COD (kg/m ³)	Efficiency
2	0.5	75%
1.6	0.5	68.75%
2.1	0.6	71.2%

The overall efficiency of the model is given by $\tau_G = \frac{\sum \tau_i}{3}$. Thus the efficiency of the model is $\tau_G = 71.65\%$ whether $\tau_G = 71.7\%$. In fact, in the absence of oxygen, the growth and proliferation of microorganisms is



slowed down, unlike the aerobic basin where the presence of oxygen stimulates and makes it possible to accelerate the development and proliferation of purifying biomass.

3.5. Evolution of the nitrogen rate during aerobic treatment

The figure 12 shows the evolution of the nitrogen rate as a function of time and at two points in the basin (the inlet and the outlet). The entrance to the aerobic pool corresponds to the exit from the anaerobic pool.

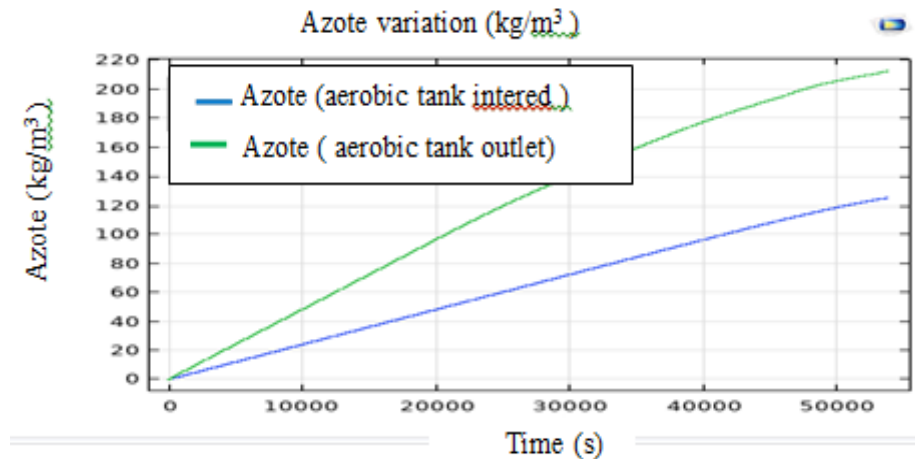


Figure 12: Variation in nitrogen content during aerobic treatment

It emerges from the analysis of these graphs that an effluent which enters the aerobic basin with an almost zero dissolved nitrogen content (0.1 kg/m^3), following the activity of the aerobic autotrophic purifying biomass, approximately 220 kg/m^3 of nitrogen gas is generated. This amount of nitrogen is released into the atmosphere as it leaves the aerobic pond.

Indeed, during the reaction phases the bacteria will use the oxygen available in free form in the effluent to degrade the carbonaceous pollution and the nitrogen which arrives in the NH_4 form and transform it into NO_3 . It is only during the phases of stopping the aeration, once the bacteria have consumed all the oxygen (O_2) available in free form, that they will use the oxygen available in bound form in the bacteria nitrates (NO_3) to ensure their activity and respiration. They will in fact by this means degrade nitrogen in its N-NO_3 form into gaseous nitrogen (N_2).

3.6. Evolution of the oxygen level during aerobic treatment

The variation of the amount of oxygen during treatment is shown in figure 13.

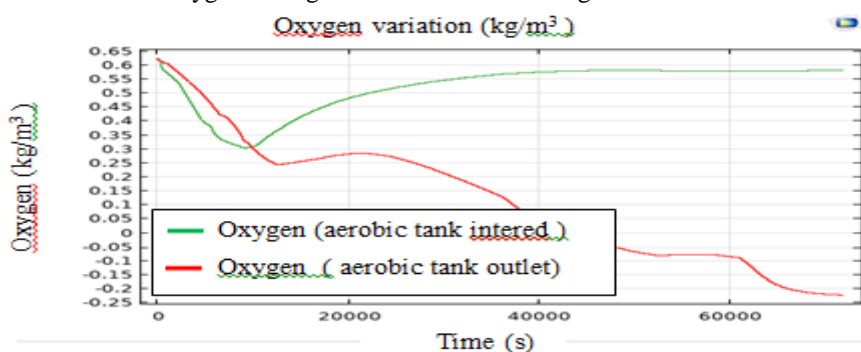


Figure 13: Evolution of the amount of oxygen during aerobic treatment

The amount of oxygen drops from 0.65 kg/m^3 to -0.25 kg/m^3 .

Indeed, microorganisms use the oxygen available in free form in the effluent to degrade carbon pollution according to the following reaction:

Mast. Organic + micro-organism + O_2 + N + P \longrightarrow micro-organism + CO_2 + H_2O + non-biodegradable solid residue



The negative values observed for the quantity of oxygen are evidence of a lack of oxygen in the reaction medium.

3.7 Evolution of the quantity of sludge

The variation in the fraction of sludge at the end of treatment (secondary settling) is presented in figure 14.

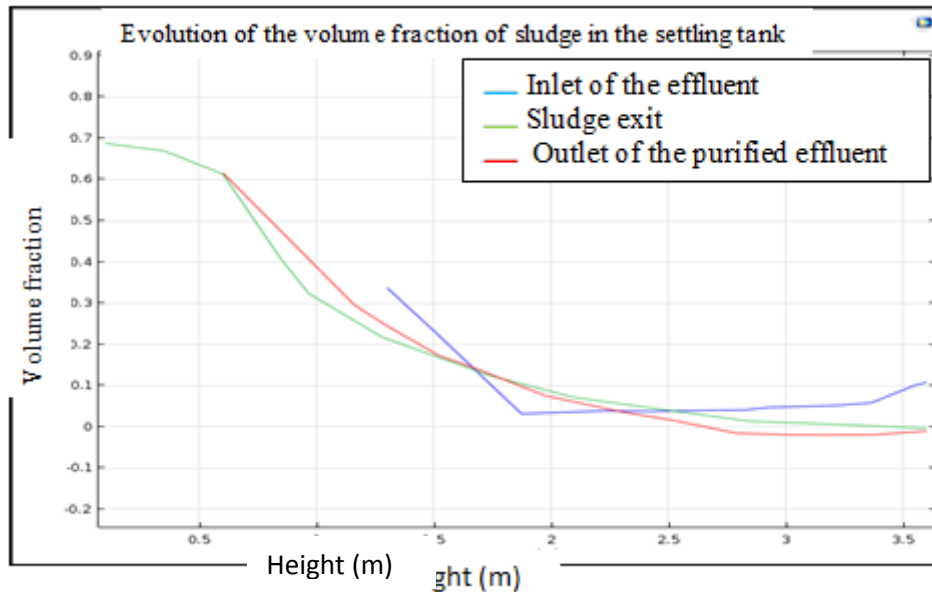


Figure 14: Evolution of the sludge fraction in the settling tank

The secondary settling takes place at the end of the treatment and makes it possible to visualize the volume fraction of sludge as a function of the height of the basin. This settling makes it possible to know the quantity of sludge contained in the treated effluent before it is released into the environment. The simulation visualized in Figure 4 was performed with an effluent whose volume fraction of sludge at the inlet of the treatment system is 0.4. The volume fraction of sludge is 0.7 instead of purging and is almost zero for the settled effluent (about 0.01). The yield of the model relative to the quantity of sludge is given below: $\tau = \frac{0.4-0.01}{0.4} = 97.5\%$.

3.8 Evolution of COD

Several simulations were carried out in order to follow the evolution of the COD during the biological treatment. The results of three (3) simulations carried out on the evolution of the COD are presented in Figures 15, 16 and 17. These simulations were carried out for treatment duration of 20 hours. This corresponds to the actual duration of the biological treatment of the plant.

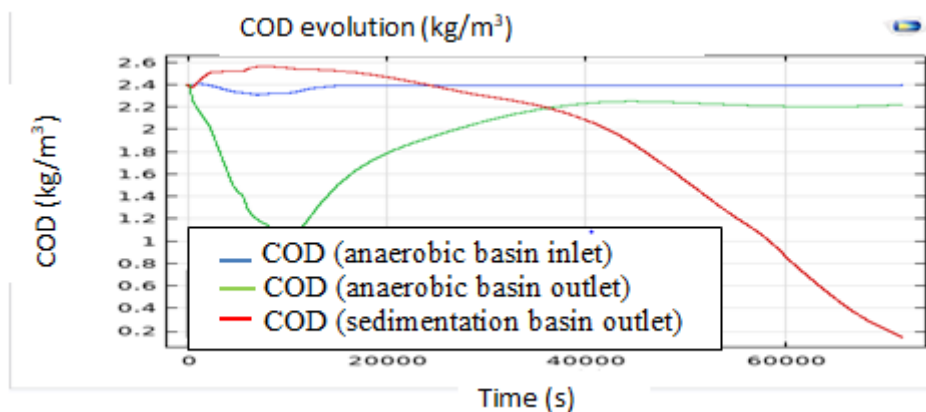


Figure 15: Evolution of the COD during the treatment (input COD = 2.4 kg/m³)



Figure 15 shows the change in COD in each basin as a function of time. This simulation was carried out for a residence time of 20 hours in accordance with the duration of the plant's biological treatment. The effluent at the entrance to the biological treatment system (entrance to the anaerobic pond) has a COD of 2.4 kg/m³. On leaving the anaerobic reactor, the effluent has a COD of 2.2 kg/m³. The activity of the purifying biomass is not intense in an anaerobic environment (absence of oxygen). This explains the small decrease in COD at the outlet of the anaerobic reactor. In addition, the outlet of the anaerobic basin is directly connected to the inlet of the aerobic basin, hence the value 2.2 kg/m³ for the COD entering the aerobic reactor. After aerobic digestion, the COD of the effluent decreases to 0.18 kg/m³. After passing through the entire biological treatment system, the inlet effluent with a COD of 2.4 kg/m³ exits with a COD of 0.18 kg/m³. The yield of the model relative to the chemical oxygen demand (COD) is given by the following relation $\tau = \frac{2.4-0.18}{2.4} = 92.5\%$.

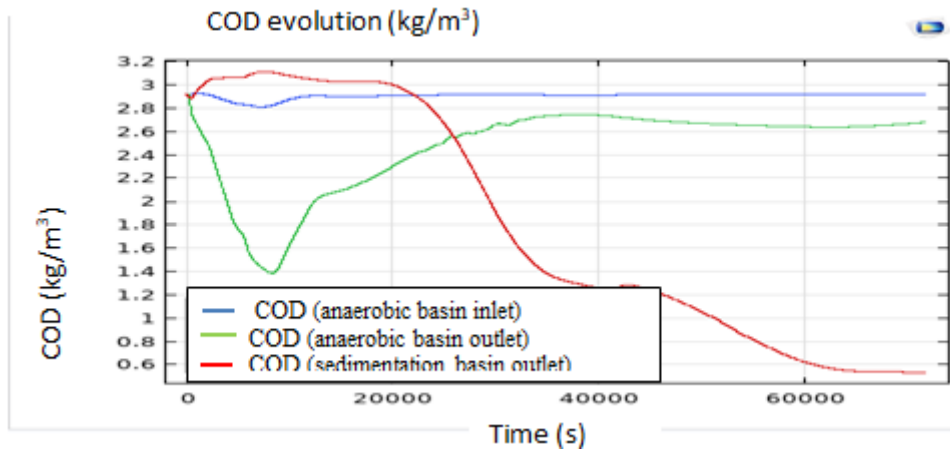


Figure 16: Change in COD during treatment (input COD = 2.9 kg/m³)

For this simulation (Figure 16), the input COD is 2.9 kg/m³ and the COD of the outgoing effluent is 0.5 kg/m³. Hence a yield of $\tau = \frac{2.9-0.5}{2.9} = 82.76\%$.

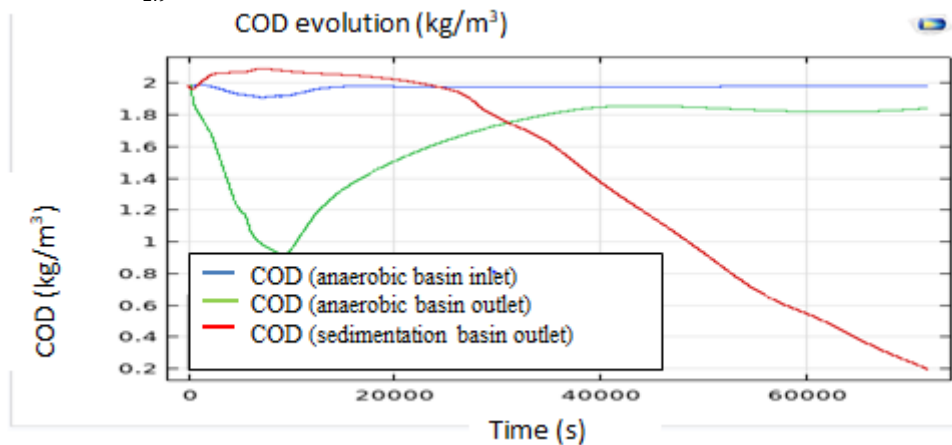


Figure 17: Evolution of COD during treatment (input COD = 2 kg/m³)

For this simulation (Figure 17), the input COD is 2 kg/m³ and the COD of the outgoing effluent is 0.2 kg/m³. That is, an efficiency of $= \frac{2-0.2}{2} = 90\%$. For each input value, the returns have been calculated and grouped in Table 5.

Table 5: Summary of the yields calculated according to the input load

Inlet COD (kg/m ³)	Outlet COD (kg/m ³)	performance
2.4	0.18	92.5%
2.9	0.5	82.76%
2	0.2	90 %

The overall efficiency of the model thus calculated is $\tau_G = 88.42\%$



3.9 Evolution of the nitrogen rate

The change in the amount of nitrogen during the biological treatment is shown in Figure 18:

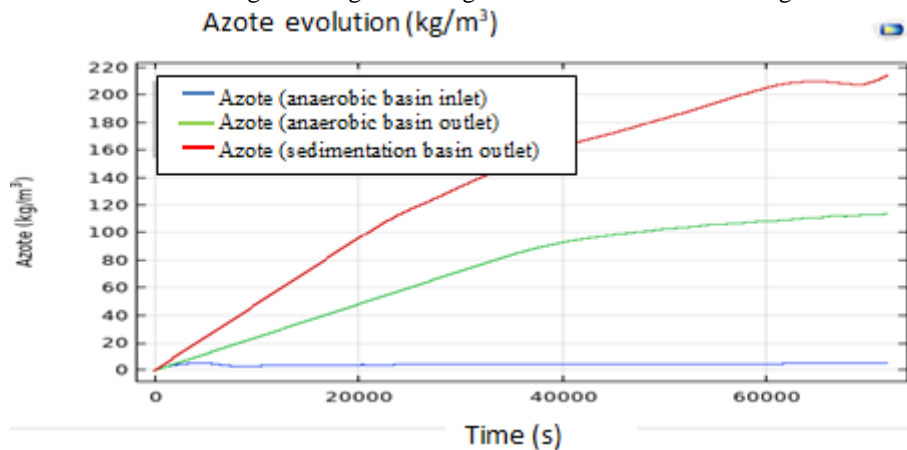


Figure 18: Evolution of the quantity of nitrogen during the treatment

Figure 18 shows the change in total nitrogen at three points chosen respectively at the entry of the anaerobic basin, at the exit of the anaerobic basin and finally at the exit of the aerobic basin as a function of time. An effluent in which the quantity of nitrogen gas entering the treatment system is almost zero leaves the anaerobic reactor with a quantity of 110 kg/m³ of nitrogen N₂ released. After passing through the entire treatment chain, the treated effluent leaves the aerobic basin with a gaseous nitrogen content of 220 kg/m³.

We notice that the amount of nitrogen gas increases as time passes. There has certainly been denitrification (transformation of nitrates into gaseous nitrogen) of nitrates formed during biological degradation. The residual organic nitrogen obtained comprises the nitrogen included in the suspended matter entrained, the “fines” discharged with the purified water, and the non-ammonifiable soluble organic nitrogen or soluble “refractory” or even soluble organic nitrogen. "Hard". This latter fraction will not ammonify or will ammonify extremely slowly in the natural environment.

3.10 Model validation

The validation of the model consists in comparing the values obtained by simulation with those measured in situ, by means of the coefficient of performance. This is made by the relation $\gamma = \frac{\tau}{\alpha} \times 100$ with τ the yield of the model and α : the yield of the land. This validation is done for each parameter (COD, fraction of sludge and nitrogen rate).

✓ **Chemical oxygen demand (COD).**

The COD values of SANIA effluents before and after their treatment are shown in Table 6.

Table 6: Summary of field yields according to COD

Inlet COD (mg/L)	Outlet COD (mg/L)	Efficiency (α_i)
2000	230	88.5%
1985	185	90.68 %
2920	240	91.78 %

The real yield obtained in the field is $\alpha = \frac{\sum \alpha_i}{3} = 90.32\%$. The yield of the model obtained ($\tau_G = 88.42\%$) is close to that obtained in the field which is $\alpha = 90.32\%$. This makes it possible to calculate the coefficient of performance γ of the model establishes. $\gamma = \frac{\tau_G}{\alpha} = \frac{88.42\%}{90.2\%} = 97.90\%$. The model thus established is considered to be efficient relative to the COD since it reflects the real case well.

✓ **Quantity of sludge**

The quantities of sludge from the wastewater treatment plant effluents before and after their treatment are shown in Table 7.



Table 7: Quantities of sludge from plant effluents before and after treatment

	Effluent to be treated	Treated effluent
Sludge quantities (mg/L)	2000 - 4000	≈50

The average load of effluents treated in said plant is 3000 mg/L. The treated effluent is discharged with an average quantity of sludge of 50 mg/L. We therefore obtain a yield of $\alpha = \frac{3000-50}{3000} = 98.33\%$. The yield of the model being $\tau = 97.5\%$ and that of the land $\alpha = 98.33\%$, the coefficient of performance γ of the model established was calculated. The results of the calculation gave $\gamma = \frac{97.5\%}{98.33\%} = 99.156\%$ or $\gamma = 99.16\%$. The model established is efficient in relation to the quantity of sludge.

✓ **Global coefficient of performance γ_G of the model.**

The overall coefficient of performance of the model γ_G is obtained from the arithmetic mean of the two (2) relative performance coefficients $\gamma_G = \frac{\sum_{k=1}^N \gamma_k}{N}$. Thus, the overall coefficient of performance of the model is $\gamma_G = \frac{99.16\%+97.90\%}{2} = 98.53\%$.

The overall coefficient of performance (98.53%) being very close to 1, the result is that the model established is efficient.

4. Discussion

This study has shown that several parameters (COD, nitrogen rate, quantity of oxygen, residence time, etc.) can be used to evaluate the effectiveness of biological treatments in anaerobic as well as aerobic environment. The treatment is as effective as when the residence time for the management of the substrates and the time to sediment almost all the suspensions is small [16]. A well carried out digestion leads to a good yield of the biological treatment process (activated sludge). To do this, the effluent entering the reactor must be in laminar flow. Thus [17] argued that the photo catalytic degradation of a pollutant in a reactor is greater at low flow rates. However, a slight increase in speed and pressure is observed at the exit of the basin. This is due to the formation and accumulation of mud at the bottom of the basin. The efficiency of the aerobic digester is much higher than that of an anaerobic digester. Indeed, the presence of oxygen stimulates and accelerates the development and proliferation of purifying biomass. This is not the case for anaerobic treatment. In fact, in the case of an anaerobic pond, as it is not oxygenated, the activity of anaerobic microorganisms depends on the nitrogenous organic matter load [18]. Anaerobic treatment is all the more effective than when nitrogen pollution is significant in the effluent to be treated. Then, conversely, an effluent with a low biodegradable nitrogen compound content provides a low yield. The reaction of organic matter assimilation by heterotrophic bacteria in the absence of dissolved oxygen and the presence of nitrates (NO_3) can be represented by the following reaction: Organic matter + bacteria \rightarrow New Bacteria + N_2 + H_2O + CO_2

This reaction is called "denitrification" because it results in the reduction of nitrates to molecular nitrogen (N_2), a gas which returns to the atmosphere. This transformation is also called dissimilative reduction [19, 20].

5. Conclusion

This work has been the subject of the modeling and simulation of effluent treatment by activated sludge in anaerobic and aerobic environments in order to compare the efficiencies of these two types of treatment. In this document, we have presented a model of the treatment of industrial wastewater by activated sludge, more precisely the anaerobic and aerobic treatments. These models are described as the diffusion equations, and the ASM (Activated Sludge Model) model equations, thus making it possible to simulate the operation of the treatment system using the Comsol software. The first phase of this study consisted of the characterization of the effluents treated in a target plant (Sania-cie). The second phase of this study was the modeling and numerical simulations of anaerobic and aerobic digesters. These simulations gave the following results: yield of anaerobic treatment $\tau_1 = 21.1\%$ and yield of aerobic treatment $\tau_2 = 71.7\%$. It therefore appears that aerobic treatments are more effective than anaerobic treatments. It appears that aerobic treatments are more effective than anaerobic treatments. The third phase consisted of the coupling of the three processes which are the anaerobic, aerobic and



settling treatment. To validate the model, the effluent parameters were determined experimentally. These experimental values were used to design the model. In addition, the experimental values of the COD and the quantity of sludge were compared with those of the model in order to validate the results of the model. The experimental and simulated results are almost identical, hence the validation of the model with a coefficient of performance of $\gamma_G = 98.53\%$.

References

- [1]. K.L. Kouamé et N.E. Assidjo. Simulation du traitement par boues activées des effluents industriels en milieu anaérobie : cas de Sania-cie en côte d'ivoire, *Rev. Ivoir. Sci. Technol.*, 35, 97 - 110 97 (2020).
- [2]. R. Ghezli, N. Belarif. Contribution à l'évaluation de la qualité des effluents industriels et déchets solides au niveau de l'entreprise nationale des industries de l'électroménager ENIEM de tiziouzou, Université Mouloud Mammeri. (2017).
- [3]. Zalaghi, F. Lamchouri, M. Merzouki. Traitement par le procédé SBR (Sequencing Batch Reactor) des lixiviats de la décharge publique non contrôlée de la ville de Taza (Maroc), *International journal of invention and applied studies* 23 (3), 299-309 (2018).
- [4]. Boukerroucha. Modélisation des stations d'épuration à boues activées cas de la station de Baraki (Alger). Thèse de l'Ecole Supérieure d'Agronomie EL HARRACH ALGER. (2011).
- [5]. J. Koné. Optimisation du process de traitement des effluents de SANIACie, mémoire de fin d'étude, École Supérieure d'Industrie, 94p (2015).
- [6]. E. Ghammat, T.Riffi., H. Zerrouk. A study of the performance of a sequential bioreactor plant for the treatment of dairy effluents, *LARHYSS journal*, 7-21 (2019).
- [7]. Gil-Pulido, E. Tarpey, E. Almeida, W. Finnegan. Evaluation of dairy processing wastewater biotreatment in an IASBR system: Aeration rate impact on performance and microbial ecology, *Biotechnology reports* 19, e00263 (2018).
- [8]. S. Heddami. Contribution à la modélisation de la qualité des eaux. Thèse de doctorat, École Nationale Polytechnique d'Alger, 210 P (2012).
- [9]. M. Benneouala, Y. Bareha, E. Mengelle, M. Bounouba. Hydrolysis of particulate settleable solids (PSS) in activated sludge is determined by the bacteria initially adsorbed in the sewage, *revue water research*, 400-409 (2017).
- [10]. Imen. Caractérisation de la taille des particules et de leur vitesse de chute en décantation primaire, *Maîtrise en génie des eaux*, Université de Laval, 249p. (2013).
- [11]. K. L. Kouamé, N. E. Assidjo. Simulation en régime temporel de la sédimentation de particules en suspension dans l'eau à Sania-cie (Abidjan-cote d'ivoire), *Revue Ivoirienne de Géographie des Savanes*, Numéro Spécial Janvier, 174-186(2019).
- [12]. M.Machkor. Modélisation et optimisation du taux du sulfate d'aluminium dans la station de traitement des eaux de barrage BAB LOUTA par la méthodologie du plan surface de réponse, *Mémoire de fin d'études*, Université Sidi Mohammed Ben Abdellah, 59p (2013).
- [13]. Nidhal. Modélisation et simulation numérique de la dégradation photocatalytique d'un polluant modèle dans un microréacteur. Thèse de doctorat, Université de Lorraine, 169p (2012).
- [14]. L. Amel. Amélioration des procédés de clarification des eaux de la station Hamadi-Kroma de Skikda. *Mémoire de Magister*, Université de Skikda Faculté des Sciences, Département des Sciences Fondamentales, Spécialité : Chimie ; Option : Pollutions Chimiques & Environnement, 120p (2009).
- [15]. S. Moulin. Traitement des eaux usées. Centre d'Enseignement et de Recherches sur l'Environnement et la Société Environmental Research and Teaching Institute (2013).
- [16]. Oumar et al. Utilisation des procédés électrochimiques et leurs combinaisons avec les procédés biologiques pour le traitement des lixiviats de sites d'enfouissement sanitaires, *Revue des sciences de l'eau/ Journal of water science* 29 (1), 63-89 (2016).
- [17]. V. Rocher, C. Join, S. Mottelet, J. Bernier. La production de nitrites lors de la dénitrification des eaux usées par biofiltration-stratégie de contrôle et de réduction des concentrations résiduelles, *Revue des sciences de l'eau/ Journal of water science* 31 (1), 5 61 (2018).



- [18]. Dan. " Evolution des paramètres biochimiques et physico-fonctionnels des baies de SolanumanguiviLam récoltées en Côte d'Ivoire au cours du mûrissement", Thèse unique, Université NanguiAbrogoua, Abidjan 188p (2015).
- [19]. H. Cabana. La coagulation, la floculation et l'agitation, GCI 720 -Conception: usine de traitement des eaux potables. 94p (2015).
- [20]. J. Vaxelaire.Étude et modélisation de l'aération des stations d'épuration des eaux usées urbaines par agitation mécanique de surface, Thèse de Doctorat à l'Institut National Polytechnique de Lorraine, 193p (1994).



Optimisation du procédé de traitement physicochimique des effluents d'une huilerie de Côte d'Ivoire

Konan Lopez KOUAME^{1*} et Nogbou Emmanuel ASSIDJO²

¹ Institut National Polytechnique Félix Houphouët-Boigny, Ecole Doctorale Polytechnique de Yamoussoukro, Laboratoire de Procédés Industriels, de Synthèse, de l'Environnement et des Energies Nouvelles (LAPISEN), BP 1083 Yamoussoukro, Côte d'Ivoire

² Institut National Polytechnique Houphouët-Boigny, Département de Génie Chimique et Agro-alimentaire, Laboratoire de Procédés Industriels, de Synthèse, de l'Environnement et des Energies Nouvelles (LAPISEN), BP 1083 Yamoussoukro, Côte d'Ivoire

* Correspondance, courriel : kouamekonanlopez@gmail.com

Résumé

L'objectif de cette étude est d'optimiser le système de traitement physico-chimique des effluents d'une huilerie de Côte d'Ivoire. Après avoir caractérisé les effluents bruts, des analyses ont été effectuées sur différents échantillons puis des essais de coagulation-floculation ont été enfin réalisés afin de déterminer les conditions optimales. Les résultats montrent que les concentrations volumiques optimales de coagulant (polychlorure d'aluminium) sont : 200, 350, 400 et 500 ml/L pour des pH variant respectivement de 8,7 -8,9 ; 9,7 ; 10,4 et 11,4. Ces études effectuées sur la concentration de coagulant en liaison avec le pH ont permis de proposer un modèle mathématique permettant de prévoir la concentration de coagulant à utiliser connaissant le pH de l'effluent à traiter avec un coefficient de corrélation $R^2 = 0,9796$. Pour le polyacrylamide (floculant), les différents essais ont permis de montrer que ; pour des valeurs de pH compris entre 8 et 8,9 la dose optimale de floculant est 10 mg/L. Par contre, lorsque le pH est compris entre 9 et 11,4, la dose optimale de floculant est 30 mg/L. Cette étude montre que ; si les plages optimales de réactifs chimiques proposées sont correctement appliquées, elles contribueraient à réaliser un gain annuel de 1.347.988,8 FCFA.

Mots-clés : *optimisation, traitement physico-chimique, coagulant, floculant, effluent.*

Abstract

Optimization of the physico-chemical treatment process of effluents from a Côte d'Ivoire oil mill

The objective of this study is to optimize the physico-chemical treatment system for effluents from an oil mill in Côte d'Ivoire. After having characterized the raw effluents, analyzes were carried out on various samples and then coagulation-flocculation tests were finally carried out in order to determine the optimal conditions. The results show that the optimum volume concentrations of coagulant (polyaluminum chloride) are: 200, 350, 400 and 500 ml/L for pH varying respectively from 8.7-8.9; 9.7; 10.4 and 11.4. These studies carried out on the concentration of coagulant in connection with the pH allowed proposing a mathematical model that permits to predict the concentration of coagulant to be used, knowing the pH of the effluent to be treated with a

correlation coefficient $R^2 = 0.9796$. For polyacrylamide (flocculant), the different tests have shown that; for pH values ranging between 8 and 8.9 the optimal dose of flocculant is 10 mg/L. On the other hand, when the pH is ranging between 9 and 11.4, the optimal dose of flocculant is 30 mg/L. Moreover, this study has shown that; if the optimal ranges of proposed chemical reagents and the recommendations made are correctly applied, they would contribute to achieving an annual gain of 1,347,988.8 FCFA.

Keywords : *optimization, physico-chemical treatment, coagulant, flocculant, effluent.*

1. Introduction

L'industrialisation du monde à entrainer l'éclosion de plusieurs industries de toutes catégories. Cependant, les unités industrielles dans leur fonctionnement utilisent beaucoup d'eau dans le processus de transformation mais aussi pour le nettoyage des installations et des outils après la production [1, 2]. Ces eaux industrielles résiduaires ou usées sont rejetées parfois dans le réceptacle naturel sans traitement préalable [3]. L'impact sur l'environnement des effluents industriels est aujourd'hui une réalité manifeste et une menace sérieuse pour les eaux de surface et des nappes souterraines [4, 5]. Avec les législations [6] sur les déchets et la ressource en eau qui se renforcent partout dans le monde, les industriels sont appelés à diminuer l'impact de leurs activités sur l'environnement. Ils se doivent donc de traiter leurs effluents avant de les rejeter dans l'environnement [7, 8]. Les principales techniques mises en œuvre en traitement des eaux sont de nature physique, chimique et/ou biologique [9, 10]. De nombreuses études [11 - 14] ont été effectuées afin d'optimiser les procédés de traitement physico-chimique notamment la dose optimale de coagulant et le pH optimal. S'inscrivant dans cette dynamique, la société nous a sollicités afin de mener une étude sur le thème: « Optimisation du procédé de traitement physico-chimique des effluents d'une huilerie ». Ce travail, s'inscrit dans le cadre d'un développement réel des performances d'exploitation de la station d'épuration des eaux usées et dans une politique de développement durable. L'objectif de cette étude est d'optimiser le système de traitement physico-chimique des effluents de la Société. Nous allons proposer des plages optimales de réactifs chimiques afin d'augmenter la capacité de traitement de ladite usine et de réduire l'impact ses rejets sur l'environnement.

2. Matériel et méthodes

2-1. Matériel

Plusieurs matériels ont été utilisés dans la réalisation de cette étude. Ce sont entre autre les rapports de suivi, les fiches techniques, des logiciels, des réactifs chimiques et appareillages. Ces équipements permettent d'effectuer des analyses des différents paramètres recherchés. Ainsi le mixeur a permis d'obtenir des échantillons homogènes. La balance Sartorius pour la pesée des réactifs chimique. Pour les analyses, le spectrophotomètre HACH DR 2800 permet de déterminer, les MES, la turbidité et le chlore total. Le pH-mètre pour le potentiel en hydrogène; L'oxitop® (WTW) pour la DBO et le spectromètre HACH DRB 200 pour la DCO. Pour les dosages, la verrerie classique de laboratoire a été utilisée.

2-2. Détermination des doses optimales de coagulant et de flocculant

2-2-1. Préparation des solutions

2-2-1-1. Solution de coagulant

Pour préparer la solution de coagulant, 10 g de polychlorure d'aluminium sont pesés à l'aide de la balance Sartorius et sont introduits dans une fiole jaugée de 1L auxquels sont ajoutés 250 mL d'eau distillée. Le

mélange obtenu est agité jusqu'à la dissolution totale du polychlorure d'aluminium puis la solution est complétée jusqu'au trait de jauge par ajout d'eau distillée afin d'ajuster le volume total de 1 litre.

2-2-1-2. Solution de flocculant

La solution de flocculant est préparée suivant le même mode opératoire que précédemment, mais avec une concentration de 1 g/L. Ainsi, 1 g de polyacrylamide sont pesés et introduits dans une fiole jaugée de 1L auxquels sont ajoutés 250 mL d'eau distillée. Le mélange est agité jusqu'à dissolution totale du flocculant puis ajusté à un volume total de 1 litre par ajout d'eau distillée. La solution ainsi obtenue est enfin rendue homogène.

2-2-2. Coagulation-floculation

2-2-2-1. Évaluation de la dose optimale du coagulant

Plusieurs essais ont été effectués afin de déterminer la dose optimale de coagulant. En effet, un (1) L d'effluent brut a été prélevé à l'aide d'une éprouvette graduée puis renversé équitablement dans dix (10) béchers numérotés 1 à 10 en raison de 100mL par bécher. A l'aide d'une éprouvette graduée, des quantités croissantes (0- 10 - 20 - 25 - 30 - 35 - 40 - 50 - 60 - 70) ml de coagulant initialement préparé sont respectivement ajoutées dans chaque bécher selon la numérotation établi. Chaque mélange est ensuite agité rapidement pendant 2 à 3 minutes. Après agitation, les solutions sont laissés pour décantation pendant 30 min [14] puis les analyses sont réalisées afin d'évaluer l'efficacité des différentes doses du coagulant.

2-2-2-2. Évaluation de dose optimale du flocculant

Avec les quantités des coagulants ayant permis dans les essais précédents d'obtenir le meilleure taux d'abattement de la turbidité, de MES et le meilleur pH; la même procédure est renouvelé en ajoutant cette fois après l'étape de coagulation des doses croissantes de polyacrylamide employé comme flocculant. Pour ce faire, à l'aide d'une éprouvette graduée de 10 et 20 mL des doses croissantes (0- 5- 10- 15-20- 25- 30- 35- 40) ml de la solution mère du polyacrylamide sont prélevés et introduits dans chaque bécher. Ensuite, le mélange est agité lentement pendant 5 min. Après agitation, les solutions sont laissées pour décantation pendant 30 min puis les analyses sont réalisées.

3. Résultats

3-1. Détermination des paramètres de pollution des effluents

Pour les essais de détermination des plages optimales de réactifs cinq (5) échantillons a été prélevés sur les effluents bruts de la station de traitement à la fréquence d'un échantillon par semaine. Pour chaque échantillon, les valeurs du pH, de la turbidité et des matières en suspension (MES) sont mesurées. Les résultats obtenus sont présentées dans le *Tableau 1*.

Tableau 1 : Caractéristiques des effluents utilisés pour les essais de coagulation et floculation

N° Echantillon Paramètres	1	2	3	4	5	Moyenne
pH	8,7	10,4	9,70	8,9	11,4	9,82
MES (mg/L)	2108	3142	4070	2720	1776	2763,2
Turbidité (mg/L)	1060	1848	2642	1778	1044	1674,4

3-2. Détermination de la dose optimale du coagulant

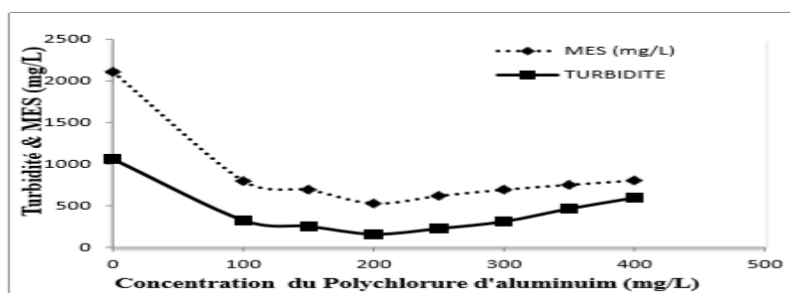
3-2-1. Premier échantillonnage

Le prélèvement effectué dont les caractéristiques sont les suivantes : teneur en MES de 2108 mg/L, turbidité de 1060 mg/L, pH de 8,7. Une première série de test est effectuée. Cet échantillonnage est traité avec le coagulant à des concentrations allant de 0 à 400 mg/L et pour chaque dose, différents paramètres sont mesurés et sont consignés dans le **Tableau 2**.

Tableau 2 : Effet du coagulant sur le pH, l'élimination de la turbidité et des MES

Concentration de coagulant (mg/L)	0	100	150	200	250	300	350	400
pH	8,7	7,7	7,5	7,3	7,1	6,9	6,8	6,6
MES (mg/L)	2108	797	692	527	618	693	751	803
Turbidité (mg/L)	1060	324	253	158	226	310	464	595

Les courbes de variation des paramètres mesurés sont présentées par la **Figure 1**.

**Figure 1 : Variation de la turbidité et des MES en fonction de la dose du coagulant**

Le pH, les MES et la turbidité de l'échantillon brut ont été mesurés. Pour cet échantillon l'addition de 100 mg/L du coagulant a provoqué la diminution de la valeur de la turbidité de 1060 à 324 mg/L et celle de MES de 2108 à 797 mg/L et avec l'augmentation de la concentration du coagulant ces valeurs continuent de diminuer. A une concentration de 150 mg/L de coagulant, nous avons remarqué que la valeur de turbidité a atteint 253 mg/L et celle des MES est de 692 mg/L. Ces valeurs continuent de baisser légèrement même pour 200 mg/L de coagulant. Au-delà de 200 mg/L on a remarqué l'augmentation des valeurs des paramètres mesurés. En effet, les meilleurs taux de réduction des MES et de la turbidité s'obtiennent lorsque la dose de coagulant apportée est 200mg/L. Il ressort donc que 200mg/L est la concentration optimale du coagulant.

3-2-2. Deuxième échantillonnage

Les caractéristiques de l'échantillon prélevé sont: teneur en MES égale à 3142 mg/L, turbidité de 1848 mg/L, pH de 10,4. Une deuxième série d'essais est effectuée pour approcher la concentration optimale de

Polychlorure d'aluminium. Cet échantillon est traité avec le coagulant avec des concentrations croissantes de 0 à 700 mg/L soit de 0 à 700 ppm et pour chaque dose, différents paramètres sont mesurés et consignés dans le **Tableau 3**.

Tableau 3 : Effet du coagulant sur le pH, sur l'élimination de la turbidité et de MES

coagulant (mg/L)	0	100	150	200	250	300	350	400	500	600	700
pH	10,4	9,9	9,7	9,3	8,9	8,7	8,1	7,9	7,8	7,6	7,4
MES (mg/L)	3142	2676	2130	1528	1351	1056	984	707	908	1044	1132
Turbidité (mg/L)	1848	1522	1366	935	855	667	586	419	577	753	960

Les courbes de variations de la turbidité et des MES tracées sont présentées par la **Figure 2**.

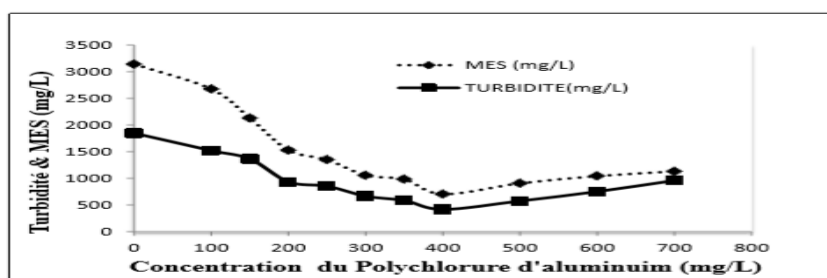


Figure 2 : Variation de la turbidité et des MES en fonction de la dose du coagulant

Le pH du second échantillonnage est de 10,4. Pour cet échantillon, l'addition de 100 mg/L du coagulant a provoqué la diminution de la valeur des matières en suspension (MES) de 3142 mg/L à 2676 mg/L et celle de turbidité de 1848 à 1522 mg/L. Une diminution continue de ces valeurs a été constatée suite à l'augmentation de la concentration du coagulant. Avec une concentration de 350 mg/L de coagulant, les valeurs de MES et de la turbidité ont atteint respectivement 984 mg/L et 586 mg/L puis ont baissées continuellement jusqu'à 400 mg/L de coagulant. Au-delà de 400 mg/L, une augmentation des valeurs des paramètres mesurés a été observée. Cette nouvelle augmentation des valeurs des MES et de la turbidité s'explique par la destruction des floccs préalablement formés. La surdose en coagulant a en effet provoquée le relargage des particules colloïdales. La valeur 400 mg/L a donc été identifiée comme concentration optimale du coagulant pour cet échantillonnage.

3-2-3. Troisième échantillonnage

Le prélèvement effectué est un échantillonnage dont les caractéristiques moyennes sont les suivantes : teneur en MES égale à 4070 mg/L, turbidité de 2642 mg/L, pH de 9,7. Afin de déterminer la concentration optimale de coagulant pour le troisième échantillonnage, le volume d'échantillon prélevé a été reparti dans onze (11) béchers numérotés 1 à 11. Des doses croissantes de coagulants (0 à 700 mg/L) sont respectivement ajoutées aux 11 béchers à l'aide d'une éprouvette graduée. Après un temps de réaction, certains paramètres de contrôle qualité sont mesurés pour chaque bécher. Les résultats obtenus sont consignés dans le **Tableau 4**.

Tableau 4 : Effet du coagulant sur le pH, l'élimination de la turbidité et MES

Coagulant (mg/L)	0	100	150	200	250	300	350	400	500	600	700
pH	9,7	9,5	9,1	8,9	8,8	8,5	8,1	7,7	7,5	7,3	7,2
MES (mg/L)	4070	3245	2532	1880	1521	1206	868	1145	1322	1464	1632
Turbidité (mg/L)	2642	1743	1664	1508	1368	1137	959	1072	1117	1284	1542

Les courbes de variations des MES et de la turbidité sont présentés par la **Figure 3**.

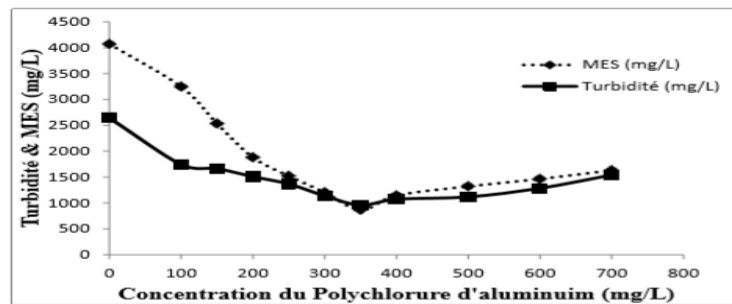


Figure 3 : Variation de la turbidité et des MES en fonction de la dose du coagulant

Pour le troisième échantillonnage, le pH, les MES et la turbidité de l'échantillon brut ont été mesurés. Pour cet échantillon, l'addition de 100 mg/L du coagulant a provoqué la diminution de la valeur de la turbidité de 2642 à 1743 mg/L et celle de MES de 4070 à 3242mg/L et avec l'augmentation de la concentration du coagulant ces valeurs ont continuées à diminuer. Cette diminution des valeurs de MES et de la turbidité est fortement accrue. Pour 350 mg/L de coagulant ajouté, la valeur de la turbidité baisse jusqu'atteindre 1137 mg/L et celle de MES passe de 3242mg/L à 1206 mg/L. Au-delà de 350 mg/L, ces paramètres augmentent à nouveau pour atteindre 1632 mg/L pour les MES et 1542mg/L pour la turbidité. Cette valeur (350 mg/L) est donc la concentration optimale pour cet échantillonnage.

3-2-4. Quatrième échantillonnage

Les caractéristiques moyennes de ce quatrième échantillonnage sont les suivantes : teneur en MES égale à 2720 mg/L, turbidité de 1778 mg/L, pH de 8,9. Le mode opératoire suivi est identique à celui des échantillons précédents et pour chaque dose, différents paramètres sont mesurés. Les résultats des mesures sont consignés dans le **Tableau 5**.

Tableau 5 : Effet du coagulant sur le pH, sur l'élimination de la turbidité et MES

Coagulant (mg/L)	0	100	150	200	250	300	350	400	500	600	700
pH	8,9	8,3	8,1	7,9	7,6	7,5	7,1	6,9	6,7	7,3	7,2
MES (mg/L)	2720	1885	1426	870	962	1086	1208	1417	1548	1664	1732
Turbidité (mg/L)	1778	1324	948	654	782	937	1174	1332	1425	1586	1642

Les résultats du **Tableau 5** ont permis de tracer les courbes de variation présentées à la **Figure 4**.

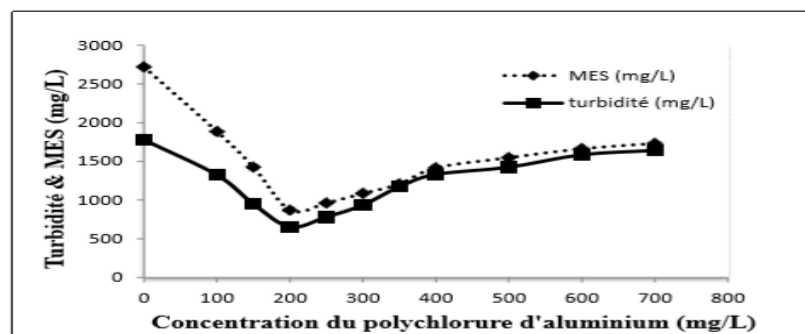


Figure 4 : Variation de la turbidité et des MES en fonction de la dose du coagulant

Le quatrième échantillonnage dont le pH est de 8,9; l'addition de 100 mg/L du coagulant a provoqué la diminution de la valeur de MES de 2720 mg/L à 1885 mg/L et celle de la turbidité de 1778 à 1324 mg/L. Avec l'augmentation de la concentration du coagulant ces valeurs continuent à diminuer. Pour une concentration de 200 mg/L de coagulant, il a été constaté que la valeur de MES a atteint 870 mg/L et celle de la turbidité est de 654 mg/L. Au-delà de cette concentration, une augmentation progressive des valeurs de MES et de la turbidité est observée. Il ressort donc que cette valeur (200 mg/L) est la concentration optimale de coagulant pour ce cinquième échantillonnage.

3-2-5. Cinquième échantillonnage

Le prélèvement effectué est un échantillonnage un effluent issu du bassin de SIFMA dont les caractéristiques moyennes sont les suivantes : teneur en MES égale à 1776 mg/L, turbidité de 1044 mg/L, pH de 11,4. On procède de la même façon et pour chaque dose. Les résultats des mesures sont mentionnés dans le **Tableau 6**.

Tableau 6 : Effet du coagulant sur le pH, l'élimination de la turbidité et de MES

Coagulant (mg/L)	0	100	150	200	250	300	350	400	500	600	700
pH	11,4	11,8	11,5	11,4	11,1	10,7	10,5	10,3	9,9	7,3	7,2
MES (mg/L)	1776	1420	1275	1070	962	810	785	510	162	166	183
Turbidité (mg/L)	1044	917	832	729	612	486	342	272	81	97	129

Les courbes illustrant les variations de la turbidité et de MES en fonction de la dose du coagulant sont présentées par la **Figure 5**.

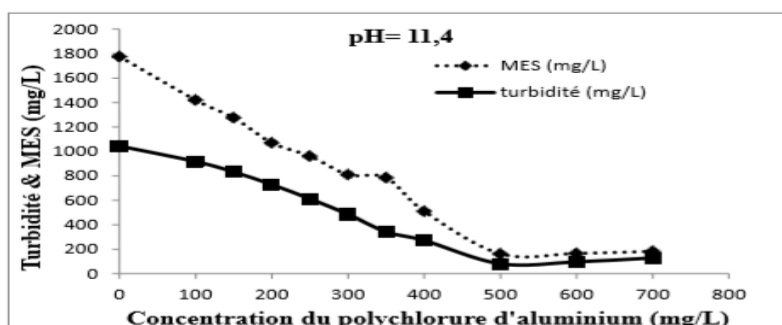


Figure 5 : Variation de la turbidité et de MES en fonction de la dose du coagulant

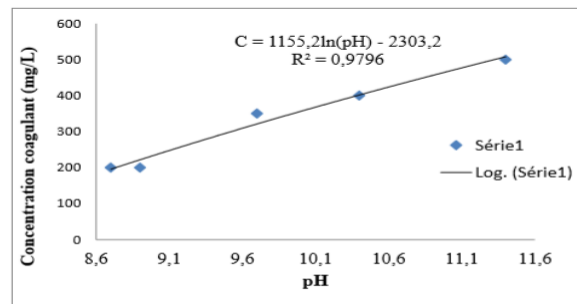
Le cinquième échantillonnage réalisé a un pH de 11,4; l'addition de 100 mg/L du coagulant a provoqué la diminution de la valeur de MES de 1776 mg/L à 1420 mg/L et celle de la turbidité de 1044 à 917 mg/L. Une diminution progressive de ces valeurs est observée suite à l'augmentation de la concentration du coagulant. Cependant pour un traitement atteignant une concentration de 500 mg/L, il a été remarqué que la valeur de MES a atteint 162 mg/L et celle de la turbidité a atteint 81 mg/L. Au-delà de cette concentration, une augmentation progressive des valeurs de MES et de la turbidité est observée. En effet, au-delà de 500 mg/L, les floccs formés se disloquent. Ainsi, tout ajout de coagulant supérieur à 500 mg/L constitue une surdose pour cet échantillon. Il ressort donc que cette valeur (500 mg/L) est la concentration optimale de coagulant pour ce cinquième échantillonnage.

3-3. Modélisation du pH en fonction de la concentration

A l'issue de ces cinq échantillonnages, les valeurs optimales de la dose de coagulant ont été enregistrées puis regroupées dans le **Tableau 7**. Ensuite, une modélisation a été effectuée à partir des valeurs optimales de coagulants trouvées afin d'établir une correspondance entre le pH et la concentration optimale de coagulant pour une utilisation prévisionnelle. Les résultats de cette modélisation sont présentés par la **Figure 6**.

Tableau 7 : Récapitulatif de la concentration optimale du coagulant en fonction du pH

pH	8,7	10,4	9,7	8,9	11,4
Dose de coagulant (ml/L)	200	400	350	200	500
Taux d'abattement des MES (%)	75,00	77,50	78,67	68,01	90,88
Taux d'abattement de la turbidité (%)	85,10	77,33	63,70	63,22	92,24

**Figure 6 : Évolution de la concentration optimale du PAC en fonction du pH des effluents**

La modélisation de la concentration du coagulant en fonction du pH donne un coefficient de corrélation $R^2 = 0,9796$ proche de 1, le modèle est donc bon et peut être utilisé pour prévoir la dose de coagulant connaissant le pH. Par ailleurs, la relation mathématique permettant de relier la concentration de coagulant au pH est la suivante : $C = 1155,2 \ln(pH) - 2303,2$. Dans cette relation, C désigne la concentration optimale de coagulant à ajouter et pH , le pH de l'effluent brut à traiter.

3-4. Détermination de la concentration optimale du floculant

Le floculant utilisé pour ces différents essais est le polyacrylamide, un polymère non ionique utilisé comme aide coagulant et qui favorise l'agglomération et la formation des floccs.

3-4-1. Échantillons ayant un pH entre 8 et 8,9

Pour une concentration optimale de polychlorure d'aluminium (200 mg/L) correspondante à un degré de clarification maximale, on a étudié l'évolution du degré de clarification en fonction de la dose du floculant non ionique. Ces effluents sont traités par le floculant avec des concentrations allant de 0 à 40 mg/L soit de 0 à 40 ppm et pour chaque dose, différents paramètres sont mesurés. Les résultats obtenus sont consignés dans le **Tableau 8**.

Tableau 8 : Effet du polyacrylamide sur l'élimination de la turbidité et de MES pour les échantillonnages 1 et 4

	C (mg/L)	0	10	15	20	25	30	35	40
E ₁	MES (mg/L)	527	107	79	49	42	31	38	46
	Taux de réduction MES (%)	75	94	96,3	97,7	98	98,5	98,2	97,8
	Turbidité (mg/L)	158	65	36	23	19	15	23	13
	Taux de réduction turbidité (%)	85,1	93,9	96,6	97,8	98,2	98,6	97,8	98,8
	C (mg/L)	0	10	15	20	25	30	35	40
E ₄	MES (mg/L)	654	202	157	107	88	72	65	76
	Taux de réduction MES (%)	63,2	88,6	91,2	94,9	95	96,9	96,3	97
	Turbidité (mg/L)	870	252	183	137	129	121	117	109
	Taux de réduction turbidité (%)	68,0	90,7	93,3	95	95,3	95,6	95,7	96,0

Les courbes montrant l'effet du floculant sur l'élimination de la turbidité et de MES sont établies à partir des résultats du **Tableau 8** et sont présentées par la **Figure 7**.

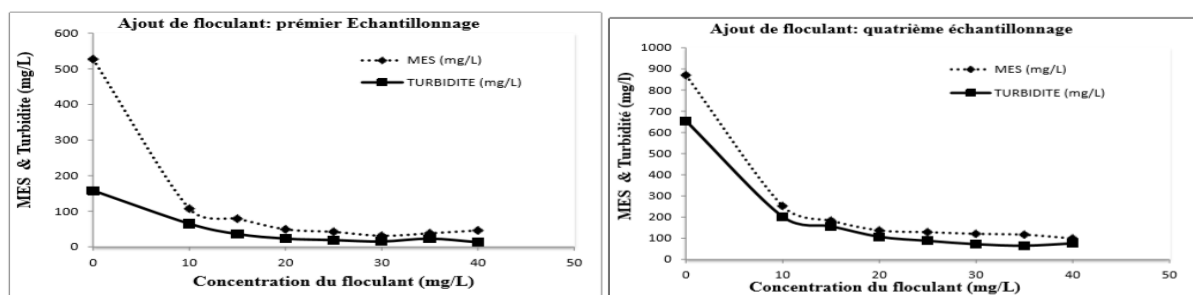


Figure 7 : Effet du floculant sur l'élimination de la turbidité et de MES

D'après les résultats, il ressort que pour des pH compris entre 8 à 8,9, l'ajout de floculant rend l'élimination de la turbidité et de MES optimale à la dose de 10 mg/L. En effet, au-delà de 10mg/L, les valeurs des MES et de la turbidité continuent de baisser cependant, cette baisse reste insignifiante par rapport à la quantité de floculant utilisée. La dose (10 mg/L) constitue donc la dose optimale de floculant pour un effluent de pH compris entre 8 et 8,9.

3-4-2. Échantillons ayant un pH compris entre 9 à 10,5

Pour des pH compris entre 9 et 10,5 ; la concentration optimale de polychlorure d'aluminium correspondante à un degré de clarification maximale est 400 mg/L. L'évolution du degré de clarification de cet échantillon a été étudié en fonction de la dose du floculant non ionique. Ces effluents ont été traités par le floculant avec des concentrations allant de 0 à 50 mg/L et pour chaque dose, différents paramètres ont été mesurés. Les résultats figurent dans le **Tableau 9**.

Tableau 9 : Effet du floculant sur l'élimination de la turbidité et de MES

E2	Concentration (mg/L)	0	10	15	20	25	30	35	40	50
	MES (mg/L)		707	369	284	223	172	129	92	71
Turbidité (mg/L)		419	307	236	164	108	94	88	74	52

Les courbes illustrant les variations de MES et de la turbidité en fonction de la concentration de floculant obtenues sont représentées par la **Figure 8**.

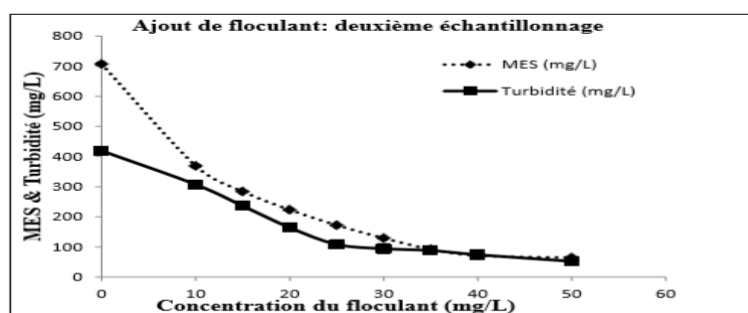
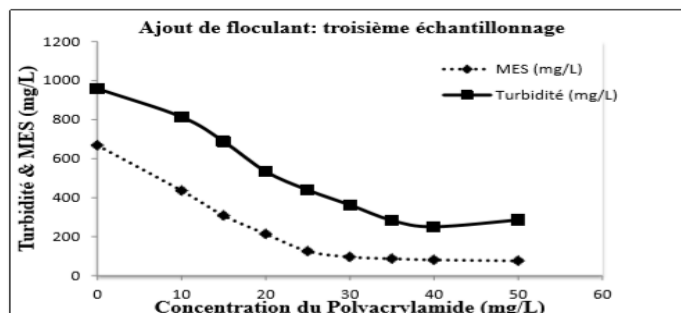


Figure 8 : Effet du floculant sur l'élimination de la turbidité et de MES

Les résultats du troisième échantillonnage sont mentionnés dans le **Tableau 10** et les courbes de variation obtenues sont représentées par la **Figure 9**.

Tableau 10 : Effet du floculant sur l'élimination de la turbidité et de MES

Concentration (mg/L)	0	10	15	20	25	30	35	40	50
MES (mg/L)	868	436	308	214	125	96	87	81	76
Turbidité (mg/L)	959	384	297	209	133	121	104	96	87

**Figure 9 : Effet du floculant sur l'élimination de la turbidité et MES**

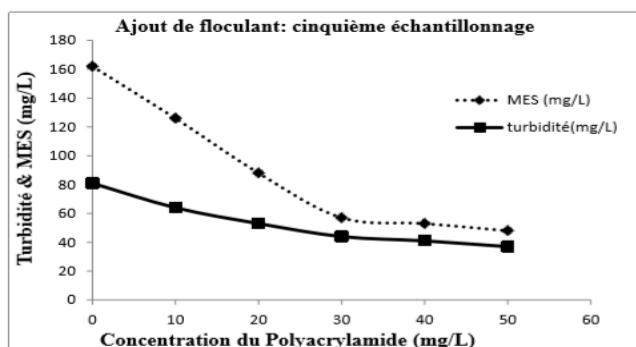
D'après les résultats, on remarque l'agglomération des colloïdes déstabilisés après la coagulation est plus efficace et la dose optimale correspondante est de 30 mg/L. Au-delà de 30 mg/L, la baisse des valeurs des MES et de la turbidité se poursuit toutefois cette diminution reste très faible par rapport à l'effet que la quantité de floculant apportée est sensé produire. La concentration 30 mg/L constitue donc la dose optimale de floculant pour ces échantillons dont le pH est compris entre 9 à 10,5.

3-4-3. Cinquième échantillonnage

Pour une concentration optimale de polychlorure d'aluminium (500 mg/L) correspondante à un degré de clarification maximale, on a étudié l'évolution du degré de clarification en fonction de la dose du floculant non ionique. Les résultats sont consignés dans le **Tableau 11**, les courbes établies sont illustrées par la **Figure 10**.

Tableau 11 : Effet du floculant sur l'élimination de la turbidité et de MES

Concentration (mg/L)	0	10	20	30	40	50
MES (mg/L)	162	126	88	57	53	48
Turbidité (mg/L)	81	64	53	44	41	37

**Figure 10 : Effet du floculant sur l'élimination de la Turbidité et MES**

Pour cet échantillon, on remarque que l'agglomération des colloïdes déstabilisés après la coagulation est plus efficace et la dose optimale correspondante à ce type d'effluents est de 30 mg/L. Au-delà de cette concentration on observe un faible abattement des valeurs de MES et celle de la turbidité.

3-4-4. Analyse des résultats d'ajout du floculant

Tableau 12 : Récapitulatif de la concentration optimale du floculant

N° des essais	Essai 1	Essai 2	Essai 3	Essai 4	Essai 5
pH	8,7	10,4	9,7	8,9	11,4
Concentration optimal de floculant	10	30	30	10	30

Pour des pH compris entre 8 à 8,9, l'ajout de floculant rend l'élimination de la turbidité et la MES plus efficace à la dose de 10 mg/L. Par contre, lorsque le pH varie entre 9 et 11,5 l'agglomération des colloïdes déstabilisés est plus efficace à la dose de 30 mg/L.

4. Discussion

4-1. Validation des résultats obtenus

Le modèle établi permettant de relier la concentration de coagulant au pH a un coefficient de corrélation $R^2 = 0,9796$. Ce coefficient de corrélation R^2 étant très proche de 1, il en résulte que le modèle est très performant et appréciable [15]. Ce modèle ($R^2 = 0,9796$) explique parfaitement le phénomène étudié et permet de prévoir les doses optimales de réactifs à utiliser connaissant le pH donc d'optimiser les procédés de traitement de Sania-cie et de réduire l'impact de leurs rejets sur l'environnement [16]. Nos travaux ont aussi révélés que les concentrations optimales de floculant sont de 10 mg/L pour des pH compris entre 8 et 8,9 et 30 mg/L pour des pH est compris entre 9 et 11,5. Certaines études [17] effectuées sur la coagulation des matières en suspension dans l'eau ont montré que la concentration optimale de coagulant est de 12 mg/L lorsque le pH est environ 8. Le taux d'abattement en MES obtenu dans notre étude est 78,01 %. En effet, environ 78 % des matières en suspension sont éliminés lorsque les doses de coagulant et de floculant sont celles que nous avons obtenues et recommandées ce qui facilite l'étape suivante qui est le traitement biologique.

4-2. Optimisation de la consommation de réactifs chimique

Des essais de réduction de la dose de coagulant et de floculant ont été menés de façon progressive en fonction des caractéristiques des effluents admis à la station d'épuration. Il ressort que, pour un effluent de pH compris entre 8,7 et 8,9, une concentration de 200 g/m³ de polychlorure d'aluminium et 10 g/m³ de polyacrylamide, permet d'obtenir un rendement meilleur. Pour un effluent dont le pH est compris entre 9 et 10,5, l'utilisation de 400 g/m³ de polychlorure d'aluminium et 30 g/m³ de polyacrylamide, fournit une eau assez convenable en sortie de l'étape de coagulation-floculation. L'exploitant a donc tout l'intérêt à ne travailler qu'à des concentrations comprise entre 200 à 400 g/m³ pour le polychlorure d'aluminium et 10 à 30 g/m³ pour le polyacrylamide. Cela permettra avec une capacité de traitement actuelle de 80 m³ de consommer en moyenne 32 kg/jour de polychlorure d'aluminium et 3 kg/jour de polyacrylamide.

4-3. Gain sur la consommation en réactifs

La mise en œuvre des différentes recommandations pour les plages de réactifs devrait permettre de faire une économie minimale de 0,03 kg/m³ sur la consommation de réactifs de polychlorure d'aluminium et une économie minimale de 16 g/m³ sur la consommation du polyacrylamide par rapport à la consommation de l'année. Pour une capacité de traitement journalier fixée à 80 m³ on détermine le gain annuel en réactif à partir de la relation suivante :

Gain = prix unitaire du kg de réactif*capacité annuelle*économie réactif/m³ [18].

4-3-1. Gain en polychlorure d'aluminium

$$\text{Gain} = 382 \times 80 \times 365 \times 0,03 = 334,632 \text{ FCFA}$$

On enregistre donc un gain annuel de 334 632 FCFA lié à la réduction du coagulant.

4-3-2. Gain en polyacrylamide

$$\text{Gain} = 2169 \times 80 \times 365 \times 0,016 = 1\,013\,356,8 \text{ FCFA.}$$

On enregistre donc un gain annuel de 1 013 356,8 FCFA lié à la réduction du floculant. En conclusion, on enregistrera un gain moyen annuel de 1 347 988,8 FCFA lié à la gestion optimale de la consommation de réactifs chimiques.

5. Conclusion

Cette étude permet d'optimiser le système de traitement physico-chimique des effluents d'une huilerie de Côte d'Ivoire. Plus précisément, il s'agit de proposer des plages optimales d'utilisation des réactifs chimiques afin d'augmenter la capacité de traitement de l'usine. Les expériences réalisées ont montrées que les concentrations optimales de coagulant et de floculant dépendent du pH de l'effluent brut. Ainsi, pour des valeurs de pH de 8,7 - 8,9; 9,7; 10,4 et 11,4, les concentrations optimales de coagulant trouvées sont respectivement : 200, 350, 400 et 500 ml/L. Ces études effectuées sur la concentration de coagulant en liaison avec le pH ont permis de proposer un modèle mathématique permettant de prévoir la concentration de coagulant à utiliser connaissant le pH de l'effluent à traiter avec un coefficient de corrélation $R^2 = 0,9796$. Pour le polyacrylamide (floculant), les différents essais ont permis de montrer que ; pour des valeurs de pH compris entre 8 et 8,9 la dose optimale de floculant est 10 mg/L. Par contre, lorsque le pH est compris entre 9 et 11,4, la dose optimale de floculant est 30 mg/L. Enfin, si les plages optimales de réactifs chimiques proposées sont correctement appliquées, elles contribueraient à réaliser un gain moyen annuel de 1 347 988,8 FCFA lié à la gestion optimale de la consommation de réactifs chimiques.

Références

- [1] - R. AYECHÉ et A. BALASKA, Caractérisation et traitement par coagulation-floculation d'un effluent de laiterie, *Journal de la société Algérienne de Chimie*, Vol. 20 (2) (2010) 83 - 93
- [2] - L. HECINI et S. ACHOUR, Incidence of Calcic, Sulfates and Phosphates salts on the coagulation-floculation of organic compounds by Aluminium sulfate, *International journal of Engineering Research in Afric*, Vol. 34 (2018) 59 - 69
- [3] - L. KOUAME et E. ASSIDJO, Simulation en régime temporel de la sédimentation de particules en suspension dans l'eau à Sania-cie (Abidjan-cote d'ivoire), *Revue Ivoirienne de Géographie des Savanes*, (2019) 2521 - 2125
- [4] - S. HEDDAM, A. BERMAD, N. DECHEMI, Modélisation de la dose de coagulant par les systèmes à base d'inférence floue (ANFIS). Application à la station de traitement des eaux de BOUDOUAOU (Algérie), *Revue des sciences de l'eau*, Vol. 25 (1) (2012) 1 - 19
- [5] - A. ABID, A. ZOUHRI et M. SENNOUNE, Etude comparative entre le traitement physico-chimique des rejets textile par un bio floculant et le traitement au niveau d'une station de prétraitement au sein d'une unité industrielle de textile, *Revue des énergies Renouvelables*, Vol. 21, N°2 (2018) 165 - 171
- [6] - J. G. CALVERT and J. N. PITTS, " *Photochemistry*", Ed. John Wiley, New York, (1966)

- [7] - V. ROCHER, C. JOIN, J. BERNIER, la production de nitrites lors de la dénitrification des eaux usées par biofiltration-stratégie de contrôle et de réduction des concentrations résiduelles, *Revue des sciences de l'eau/Journal of water science*, 31 (1) 5 (2018) 61 - 73
- [8] - H. LINDA and A. SAMIA, coagulation-floculation au sulfate d'aluminium de composés organique phénolique et effet de sels de calcium et de magnésium, *Revue des sciences de l'eau*, Vol. 27, Issue 3 (2014) 271 - 280
- [9] - J. C. KOUAME and L. COULIBALY, *Rev. Ivoir. Sci. Technol.*, 02 (2001) 155 - 162
- [10] - A. ZALAGHI, F. LAMCHOURI, M. MERZOUKI, Traitement par le procédé SBR (Sequencing Batch Reactor) des lixiviats de la décharge publique non contrôlée de la ville de Taza (Maroc), *International journal of invention and applied studies*, 23 (3) (2018) 299 - 309
- [11] - D. OUMAR, P. DROGUI, R. DUBE, G. BUELNA, Utilisation des procédés électrochimiques et leurs combinaisons avec les procédés biologiques pour le traitement des lixiviats de sites d'enfouissement sanitaires, *Revue des sciences de l'eau / Journal of water science*, 29 (1) (2016) 63 - 89
- [12] - C. CARDOT, Les traitements de l'eau. Procédés physico-chimiques et biologiques. Ellipses Edition Marketing S.A, (1999)
- [13] - M. BENNEOUALA, Y. BAREHA, E. MENGELLE, M. BOUNOUBA, Hydrolysis of particulate settleable solids (PSS) in activated sludge is determined by the bacteria initially adsorbed in the sewage, *revue water research*, (2017) 400 - 409
- [14] - N. BOUCHAHM, L. HECINI et W. KHERIFI, Adoucissement des eaux souterraines de la région orientale du Sahara septentrional algérien : cas de la région de Biskra, *Revue des sciences de l'eau*, Vol. 29 (1) (2016) 37 - 48
- [15] - L. KOUAME et E. ASSIDJO, Simulation du traitement par boues activées des effluents industriels en milieu anaérobie : cas de Sania-cie en côte d'ivoire, *Rev. Ivoir. Sci. Technol.*, 35 (2020) 97 - 110 97
- [16] - B. SEYHI, P. DROGUIL, G. BUELNA, J. BLAIS, M. HERAN, Etat actuel des procédés de bioréacteur à membrane pour le traitement et la réutilisation des eaux usées industrielles et urbaines, *Revue des sciences de l'eau*, Vol. 24 (3) (2011) 283 - 310 p.
- [17] - D. JULIANA, M. REGINA, M. TERESINHA, Performance of different coagulants in the coagulation/flocculation process of textile wastewater, *Journal of cleaner production*, 208 (2019) 656 - 665
- [18] - V. GARCIA, C. VIALLE, P. GALLIEN et C. ALBASI, Etude de la performance du milieu filtrant constitué d'une sur une couche de grignons d'olives dans le traitement des eaux usées domestiques : du pilote à l'écologie, *Revue des sciences de l'eau*, Vol. 32 (1) (2019) 1 - 10 p.



Journal Homepage: - www.journalijar.com

INTERNATIONAL JOURNAL OF ADVANCED RESEARCH (IJAR)

Article DOI: 10.21474/IJAR01/12321

DOI URL: <http://dx.doi.org/10.21474/IJAR01/12321>



RESEARCH ARTICLE

OPTIMIZATION OF THE DRINKING WATER TREATMENT PROCESS OF A SUGAR PLANT STATION IN CÔTE D'IVOIRE

Konan Lopez Kouame¹, Nogbou Emmanuel Assidjo² and André Koné Ariban³

1. National Polytechnic Institute Félix Houphouët-Boigny, Polytechnic Doctoral School of Yamoussoukro, Laboratory of Industrial Processes, Synthesis, Environment and New Energies. BP 1083 Yamoussoukro, Côte d'Ivoire.
2. Institut National Polytechnique Houphouët-Boigny, Department of Chemical and Agribusiness Engineering, Laboratory of Industrial Processes, Synthesis, Environment and New Energies (LAPISEN), BP 1083 Yamoussoukro, Côte d'Ivoire.
3. National Polytechnic Institute Félix Houphouët-Boigny, Higher School of Industry (ESI) of Yamoussoukro. BP 1083.

Manuscript Info

Manuscript History

Received: 10 November 2020

Final Accepted: 12 December 2020

Published: January 2021

Key words:-

Coagulation, flocculation, Coagulant, Alumina sulphate, Dosage

Abstract

This article presents an optimization of the drinking water treatment process at the SUCRIVOIRE treatment station. The objective is to optimize the coagulation and flocculation process (fundamental process of the treatment of said plant) by determining the optimal dosages of the products injected and then proposes a program for calculating the optimal dose of coagulant in order to automatically determine the optimal dose of the latter according to the raw water quality. This contribution has the advantage of saving the user from any calculations; the latter simply enters the characteristics of the raw effluent using the physical interface of the program in order to obtain the optimum corresponding coagulant concentration. For the determination of the optimal coagulant doses, we performed Jar-Test flocculation tests in the laboratory over a period of three months. The results made it possible to set up a polynomial regression model of the optimal dose of alumina sulfate as a function of the raw water parameters. A program for calculating the optimal dose of coagulant was carried out on Visual Basic. The optimal doses of coagulant obtained vary from 25, 35, 40 and 45 mg/l depending on the characteristics of the raw effluent. The model obtained is: $Dose\ of\ SA = -2360,735 + 635,597pH + 2,444Cond + 0,078Turb - 0,046Coul + 0,111MES - 43,471pH^2 - 18,778 \times 10^{-3}Cond^2 + 3,030 \times 10^{-4}Turb^2 + 0,515 \times 10^{-4}Coul^2 - 10,206 \times 10^{-4}MES^2$. Finally, verification tests were carried out using this model on the process. The results obtained meet the WHO drinkability standards for all parameters for a settling time of two hours.

Copy Right, IJAR, 2021,. All rights reserved.

Introduction:-

Water withdrawn from the natural environment is generally not usable directly for human consumption because elements related to human activity can be entrained there (Lounnas, 2009). The quality of surface water (often

Corresponding Author:- Konan Lopez Kouame¹

Address:- National Polytechnic Institute Félix Houphouët-Boigny, Polytechnic Doctoral School of Yamoussoukro, Laboratory of Industrial Processes, Synthesis, Environment and New Energies. BP 1083 Yamoussoukro, Côte d'Ivoire.

polluted and therefore very variable) can only be treated on a case-by-case basis by treatments appropriate to its nature and degree of pollution (Kouamé and Assidjo, 2020). Indeed, the quality of treated water (drinking water) depends on the process implemented to treat surface water (Boukerroucha, 2011). It is with this in mind that we have been asked to optimize the drinking water treatment process at the Borotou-koro station so as to obtain good quality drinking water. The drinking water treatment process at the docking station essentially consists of the processes of coagulation-flocculation, filtration and disinfection. However, the basic process of treatment is coagulation-flocculation. In order to increase the treatment capacity of the existing works of the station and to guarantee good quality drinking water, we were asked to optimize the treatment process of the said station. The main objective is to determine the conditions and the appropriate treatments for the optimal removal of organic and mineral constituents from these waters.

Methods:-

Preparation of solutions:

A stock solution of 10 g/l is prepared periodically by dissolving alumina sulfate $[Al_2(SO_4)_3, 18H_2O]$ in distilled water. This solution allows the addition of small quantities for the desired doses of coagulant.

A 1g/l stock solution is prepared periodically by dissolving NALCO 71661 in distilled water.

"Jar-Test" coagulation-flocculation test:

The Jar-test tests were carried out on a flocculator with 6 stirrers with a speed of rotation between 0 and 300 rev/min. This device makes it possible to simultaneously agitate the liquid contained in a series of beakers each filled with 1000 ml of water. During our study, raw water and coagulant are subjected to rapid stirring at 150 rpm for 3 min. The speed is then reduced to 40 rpm (speed of formation of the flakes and their rate of enlargement) for a period of 12 min. After decanting for 10 min (a phase during which the destabilized floc is driven to the bottom of the beakers), the supernatant water is filtered into 250 ml beakers, to then be analyzed, in order to determine its physicochemical parameters.

Results and discussion:-

Characterization of the station's make-up water:

In order to highlight the problems encountered by the treatment station, we have characterized the make-up water of the station over different seasons. Table 1 shows the results of the analyzes carried out.

Table 1:- Results of water analyzes by the station over different periods.

Dates	Parameters	Station results			WHO standards drinkability
		Raw water	Filtered water	Potable water	
05/03/17 (dry season during the campaign)	pH	7,63	7,66	7,69	6,5 - 8,5
	Conductivity ($\mu S/cm$)	87,99	86,65	93,93	50-500
	Turbidity (FTU)	2	0	1	≤ 5
	Color (mg/l pt)	29	5	0	≤ 15
	MES (mg/l TSS)	2	0		Trace
	TH ($^{\circ}f$)	3,2	3,1		≤ 5
	Silica	18,0			
	Chlorine (mg/l)			0,52	0,1-0,6
10/06/17 (rainy season during campaign)	pH	7,14	6,81	6,82	6,5 - 8,5
	Conductivity ($\mu S/cm$)	62,46	67,97	68,26	50-500
	Turbidity (FTU)	32	28	27	≤ 5
	Color (mg/l pt)	296	254	257	≤ 15
	MES (mg/l TSS)	20	15		Trace
	TH ($^{\circ}f$)	2,2	2		≤ 5
	Silica	20			
	Chlorine (mg/l)			0,32	0,1-0,6
	pH	7,08	6,32	6,71	6,5 - 8,5
	Conductivity ($\mu S/cm$)	50,89	61,03	61,56	50-500

01/07/17 (rainy season during the inter- campaign)	Turbidity (FTU)	43	3	2	≤ 5
	Color (mg/l pt)	495	64	41	≤ 15
	MES (mg/l TSS)	66	8		Trace
	TH ($^{\circ}$ f)	2,5	1,9		≤ 5
	Silica				
	Chlorine (mg/l)			0,45	0,1-0,6

In view of the results of this table, we observe a poor quality of the water treated by the station during the rainy seasons. This much worse treatment during the campaign could be explained by a bad dosage of coagulant and also by the fact that during the campaign, the factory has a high demand for water. Indeed, given that the station does not have a settling tank, the water does not have the necessary time to settle in the raw water receiving tank which serves as a settling tank, hence the poor quality of the water. However, in the inter-season, given the end of the company's activity, the quality of treatment is better even in the rainy season. During the dry season, the quality of the treated water meets the WHO drinking standards for most of the parameters. This is because the quality of the raw water itself is better. So a very small treatment gives the water the desired drinking qualities.

Evolution of water parameters as a function of the coagulant dose:

The Jar-Test was performed on raw station water, which we flocculated with alumina sulfate. After decanting, we took a certain quantity

of water after filtration, which we analyzed. The results obtained are presented in figure.

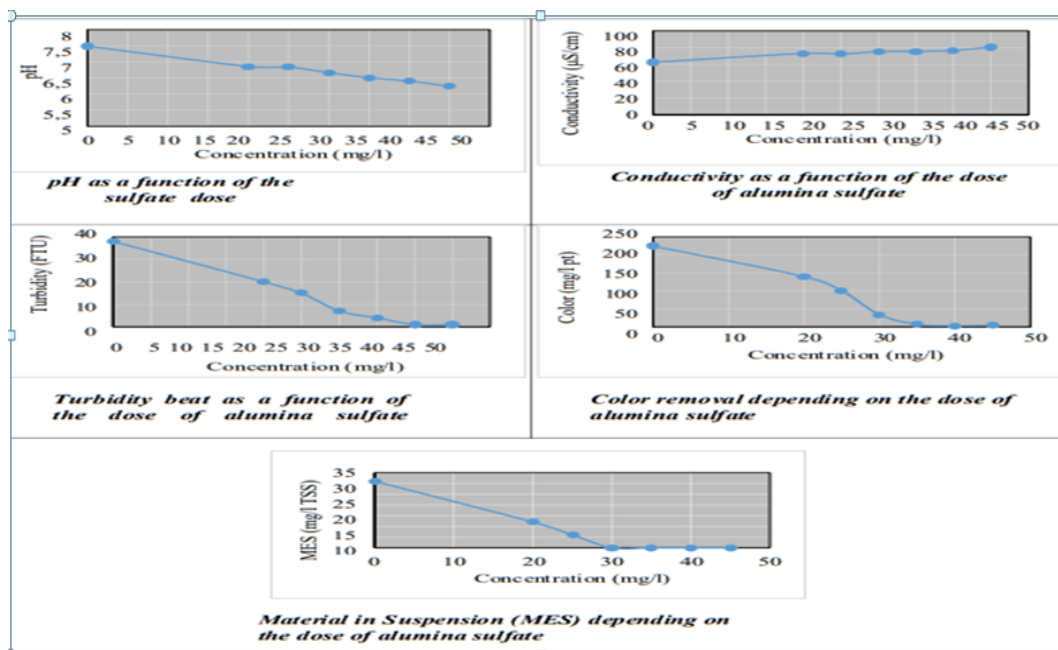


Figure 2:- Evolution of drinking water parameters according to the dose of alumina sulphate.

From the results of Jar-Test carried out, we notice that the pH decreases with increasing dose of alumina sulfate. On the other hand, the conductivity increases and the pH decreases due to the fact that when using alumina sulfate, each Al_3^+ needs to change to the $Al(OH)_3$, $3OH^-$ state from the bicarbonates and from the water itself even H^+ protons are released. From the curves, it can be seen that turbidity, color and SS decrease with increasing alumina sulfate until the optimal dose of 40 mg/l is reached. After this dose, an inverse coagulation effect occurs for the color and turbidity parameters (decoagulation).

Influence of raw water on the optimal dose of coagulant:

Jar-Test tests were carried out on raw water samples during the period from May to June 2017 to determine the influence of raw water on the optimal dose of coagulant. The results obtained are presented in table 2.

Table 2:- The influence of the quality of the raw water on the optimal dose of coagulant.

Sample	AS dose (mg/l)	Water quality parameters				
		pH	Conductivity ($\mu\text{S/cm}$)	Turbidity (FTU)	Color (mg/lpt)	Suspended matter (MES) (mg/l TSS)
1 (10/05/17)	00(Raw water)	7,40	67,73	14,00	160,00	9,00
	10,00	6,99	74,01	9,00	136,00	8,00
	20,00	6,81	76,89	11,00	139,00	6,00
	25,00	6,77	79,27	5,00	87,00	2,00
	30,00	6,60	81,20	1,00	20,00	0,00
	35,00	6,47	82,12	0,00	0,00	0,00
	40,00	6,35	84,02	5,00	0,00	0,00
2 (12/06/17)	00(Raw water)	7,51	63,17	113,00	624,00	111,00
	30,00	6,58	77,44	47,00	256,00	46,00
	35,00	6,45	78,41	10,00	41,00	8,00
	40,00	6,33	80,62	6,00	10,00	3,00
	45,00	6,18	81,88	5,00	8,00	2,00
	50,00	6,05	84,73	4,00	5,00	0,00
	55,00	5,90	88,14	11,00	36,00	6,00
3 (23/06/17)	00(Raw water)	7,35	39,27	168,00	964,00	186,00
	30,00	6,02	57,02	4,00	114,00	14,00
	35,00	5,90	58,42	0,00	24,00	2,00
	40,00	5,60	61,98	0,00	11,00	1,00
	45,00	5,25	67,41	0,00	18,00	0,00
	50,00	4,96	73,27	0,00	13,00	0,00
	55,00	4,84	75,87	0,00	15,00	0,00
4 (30/06/17)	00(Raw water)	6,78	57,63	45,00	486,00	71,00
	20,00	6,30	69,50	5,00	127,00	14,00
	25,00	6,04	69,45	0,00	8,00	0,00
	30,00	5,87	71,28	0,00	3,00	0,00
	35,00	5,53	74,55	0,00	7,00	0,00
	40,00	5,34	85,54	0,00	10,00	0,00
	45,00	4,93	87,82	0,00	14,00	0,00

The table shows the results obtained for each sample and the variation in the optimal dose of alumina sulfate depending on the quality of the raw water. We note for all samples that:

1. The optimal doses of alumina sulfate vary depending on the quality of the raw water. By comparing different samples, we notice that the optimum dose of coagulant varies according to the quality parameters (especially the turbidity) and also according to the nature of the colloids.
2. The raw water from the Borotou-Koro station is more or less loaded with organic matter. The coagulation-flocculation process with the use of alumina sulfate coagulant achieves a good efficiency of turbidity and color removal. However, it has a negative effect on the pH of the treated water.

Influence of the flocculant on coagulation-flocculation:-

A flocculant is a polymer (i.e. a long molecule formed by the repetition of a basic unit) which traps the agglomerated colloidal materials and thus forms large flakes which settle by sedimentation and can be more easily stopped by filters. The flocculants used in surface clariflocculation are acrylamide-acrylic copolymers with an ionic character. During our study, we used a mineral flocculant supplied by the company NALCO with the name NALCO 71661 in order to form larger flocs to allow rapid settling. To study the effect of the flocculant on improving the

quality of surface water by coagulation-flocculation, we performed flocculation tests. During these tests, we maintained in the beakers the optimal dose of coagulant (35mg/l) determined beforehand, to which increasing doses of flocculant are added. Table 3 shows the results obtained for the search for the optimal dose of alumina sulfate according to the Jar-Test.

Table 3:- Jar-Test test for determining the optimal dose of alumina sulfate.

Parameters	Raw water	Injected dose of alumina sulfate (mg/l)					
		20	30	35	40	45	50
pH	7,56	6,63	6,59	6,50	6,39	6,26	6,14
Conductivity ($\mu\text{S/cm}$)	66,49	76,31	78,69	80,13	84,34	83,74	84,36
Turbidity (FTU)	26	18	13	3	4	6	7
Color (mg/l pt)	291	236	161	44	47	48	50
Suspended matter (MES) (mg/l TSS)	26	14	7	0	3	3	4
YieldColor removal (%)	0,00	18,90	44,67	84,88	83,85	83,51	82,82
YieldTurbidity removal (%)	0,00	30,77	50,00	88,46	84,62	76,92	73,08

From the results of coagulation-flocculation on surface water with increasing doses of alumina sulphate, we find that the removal efficiency increases up to the optimal dose of 35 mg/l. After this dose, decoagulation occurs. It is noted that a better efficiency of turbidity removal (88.46%) is obtained, but it remains insufficient for the removal of color (84.88%) according to the standard required for the color (15 mg/l). To improve this yield, we used the NALCO 71661 flocculant. The results obtained with the flocculant are shown in table 4.

Table 4:- Results obtained after adding the flocculant.

Parameters	water brute	Injected dose of Flocculant (mg/l)						
		00	0,125	0,25	0,50	0,75	1,00	1,25
pH	7,56	6,50	6,35	6,45	6,54	6,56	6,61	6,60
Conductivity ($\mu\text{S/cm}$)	66,49	80,13	80,30	81,35	91,60	93,84	93,30	113,2
Turbidity (FTU)	26	3	2,00	2,00	2,00	1,00	1,00	2,00
Color (mg/l pt)	291	44	36,00	32,00	31,00	24,00	12,00	16,00
Suspended matter (MES) (mg/l TSS)	26	0	3,00	4,00	6,00	1,00	0,00	1,00
YieldColor removal (%)	0,00	84,88	87,63	89,00	89,35	91,75	95,88	94,50
YieldTurbidity removal (%)	0,00	88,46	92,31	92,31	92,31	96,15	96,15	92,31

From the results obtained with the flocculant, we find that the color removal efficiency increases with increasing the dose of flocculant up to the dose of 1 mg/l, and then we have a resumption of the color. The flocs formed with the addition of the flocculant are large and settle very quickly (piston settling), unlike the use of alumina sulfate alone (diffuse settling). The optimum concentration of flocculant is 1 mg/L, thus improving the turbidity (96.15%) and color (95.88%) removal yields.

Mathematical modeling of the optimal dose of alumina sulfate:

Model data results:

The results of the analyzes of the test jar on the raw water of the station obtained over the three (3) months are presented in table 5.

Table 5:-Three-month jar test data at the docking station.

Test date	Raw water parameters					Dose AS(g/m ³) of
	pH	Cond (μ S/cm)	Turb(FTU)	Color (mg/l pt)	MES (mg/l TSS)	
08/05/2017	7,54	67,43	9,00	128,00	46,00	40,00
09/05/2017	7,49	67,86	14,00	177,00	16,00	35,00
10/05/2017	7,40	67,73	14,00	160,00	9,00	35,00
11/05/2017	7,54	69,93	18,00	182,00	13,00	35,00
12/05/2017	7,38	67,27	14,00	212,00	17,00	35,00
15/05/2017	7,44	63,52	21,00	226,00	22,00	40,00
16/05/2017	7,45	66,11	18,00	212,00	16,00	40,00
17/05/2017	7,40	66,87	16,00	216,00	19,00	40,00
18/05/2017	7,45	68,62	20,00	221,00	22,00	35,00
19/05/2017	7,56	66,49	26,00	291,00	26,00	35,00
22/05/2017	7,40	57,63	73,00	408,00	72,00	40,00
23/05/2017	7,37	56,94	76,00	423,00	80,00	40,00
24/05/2017	7,30	54,62	65,00	465,00	64,00	40,00
26/05/2017	7,36	48,04	75,00	528,00	73,00	35,00
29/05/2017	7,28	51,76	68,00	468,00	66,00	40,00
30/05/2017	7,26	51,67	74,00	474,00	70,00	40,00
31/05/2017	7,31	54,36	90,00	555,00	83,00	40,00
01/06/2017	7,37	54,00	76,00	492,00	67,00	40,00
02/06/2017	7,39	54,00	71,00	447,00	59,00	40,00
06/06/2017	7,46	59,74	40,00	261,00	29,00	40,00
07/06/2017	7,55	59,61	43,00	270,00	34,00	40,00
08/06/2017	7,47	58,80	42,00	274,00	31,00	35,00
12/06/2017	7,54	59,09	60,00	342,00	55,00	35,00
13/06/2017	7,49	62,65	38,00	225,00	31,00	35,00
14/06/2017	7,53	61,78	30,00	274,00	45,00	35,00
15/06/2017	7,51	63,17	113,00	624,00	111,00	45,00
16/06/2017	7,52	66,84	53,00	254,00	38,00	40,00
19/06/2017	7,39	66,45	42,00	362,00	56,00	40,00
20/06/2017	7,50	65,68	31,00	264,00	36,00	40,00
21/06/2017	7,44	66,08	37,00	338,00	54,00	40,00
23/06/2017	7,35	39,27	168,00	964,00	186,00	40,00
27/06/2017	7,08	55,42	26,00	300,00	38,00	35,00
28/06/2017	7,27	46,44	68,00	531,00	83,00	35,00
29/06/2017	7,30	47,49	65,00	552,00	77,00	35,00
30/06/2017	6,78	57,63	45,00	486,00	71,00	25,00
03/07/2017	7,25	56,79	38,00	390,00	59,00	35,00
04/07/2017	7,32	53,30	32,00	368,00	64,00	35,00
05/07/2017	7,31	74,32	37,00	452,00	65,00	35,00
06/07/2017	7,36	48,15	62,00	576,00	95,00	35,00
07/07/2017	7,29	49,30	39,00	495,00	76,00	35,00
10/07/2017	7,44	53,06	30,00	330,00	50,00	35,00
11/07/2017	7,42	56,15	31,00	400,00	62,00	35,00
12/07/2017	7,52	55,14	14,00	312,00	45,00	30,00
14/07/2017	7,47	56,50	16,00	328,00	45,00	35,00
17/07/2017	7,42	52,24	73,00	654,00	124,00	35,00
18/07/2017	7,36	50,89	48,00	498,00	96,00	35,00
19/07/2017	7,30	53,54	43,00	428,00	68,00	35,00
20/07/2017	7,42	54,54	41,00	348,00	60,00	35,00
21/07/2017	7,41	54,41	27,00	348,00	54,00	35,00
24/07/2017	7,42	52,68	24,00	344,00	51,00	30,00

25/07/2017	7,52	53,54	21,00	316,00	49,00	35,00
26/07/2017	7,41	53,93	29,00	308,00	48,00	35,00
27/07/2017	7,40	51,60	33,00	370,00	52,00	35,00
28/07/2017	7,50	52,82	26,00	322,00	44,00	35,00

From these results, we modeled the optimal dose of alumina sulfate according to the raw water parameters. Several regression models (multiple linear regression and degree 2 polynomial regression) were performed using Xlstat software in order to choose the best one. The results of the different models are shown in table 6.

Table 6:- Results of the different regression models on Xlstat.

<i>Regression</i>	<i>Model</i>	<i>Coefficient of determination</i>
Linear multiple	$Y = pr_0 + \sum_{i=1}^k pr_i X_i$	$R^2 = 51,2\%$
Nonlinear (polynomial of degree 2)	$Y = pr_0 + \sum_{i=1}^k pr_i X_i + \sum_{i=1}^k pr_{k+i} X_i^2$	$R^2 = 70,8\%$

Y: model response (optimal dose of SA); Pri: model coefficients or parameters;

Xi: model variables (respectively pH, conductivity, turbidity, color and SS);

From these results, we note that the nonlinear regression gives us the best coefficient of determination (70.8%), therefore the best model.

Results and interpretation of nonlinear regression:

The first table of results table 7 provides simple statistics on the selected data. It also corresponds to the scope of the model. The second table table 8 gives the model's adjustment coefficients, including the R^2 (coefficient of determination) which gives an idea of the percentage of variability of the dependent variable, explained by the explanatory variables. The closer this coefficient is to 1, the better the model. The sum of the squares of the residuals (SCE) is the criterion used by Xlstat to fit the model.

Table 7:- Descriptive statistics.

Variable	Observations	Minimum	Maximum	Average	Standard deviation
Dose of AS	54	25,000	45,000	36,574	3,340
pH	54	6,780	7,560	7,396	0,128
Cond	54	39,270	74,320	57,850	7,283
Turb	54	9,000	168,000	44,500	28,735
Color	54	128,000	964,000	373,944	149,055
MES	54	9,000	186,000	55,963	30,663

Table 8:- Adjustment coefficients.

Observations	54,000
DDL	43,000
R^2	0,708
SCE	172,763
MCE	4,018
RMCE	2,004

DDL: Degree of freedom of the model; R^2 : Coefficient of determination of the model; SCE: Sum of the squares of the errors (or residuals) of the model; MCE: Mean of the squares of the errors (or residuals) of the model; RMCE: Root of the mean of the squares of the model errors (or residuals).

In our case, 70.8% of the variability is explained by the five variables, which is a good result.

Table 9 provides details of the model coefficients after adjustment.

Table 9:- Model coefficients.

Parameters	Coefficients	Standard error
------------	--------------	----------------

constant	-2360,7353229	472,3083566
pH	635,5976267	127,1670902
Cond	2,4443765	1,0168549
Turb	0,0782910	0,0533247
Coul	-0,0461640	0,0248788
MES	0,1113887	0,0673656
pH ²	-43,4717785	8,7932290
Cond ²	-0,0187780	0,0084018
Turb ²	0,0003030	0,0004564
Coul ²	0,0000515	0,0000369
MES ²	-0,0010206	0,0005969

We see from the results of Table 9 that the pH coefficient is higher than the other coefficients. This high value means that the pH variable has a significant effect on the optimal dose of alumina sulfate. The model equation is: $Dose\ of\ SA = -2360,735 + 635,597pH + 2,444Cond + 0,078Turb - 0,046Coul + 0,111MES - 43,471pH^2 - 18,778 \times 10^{-3}Cond^2 + 3,030 \times 10^{-4}Turb^2 + 0,515 \times 10^{-4}Coul^2 - 10,206 \times 10^{-4}MES^2$.

Residue analysis:

Residue analysis was performed with Xlstat. The experimental results are compared to the model predictions. The residue is the difference between these two values. Figure 3 shows the graphical representation of the residuals as a function of the optimal dose of SA predicted by the model.

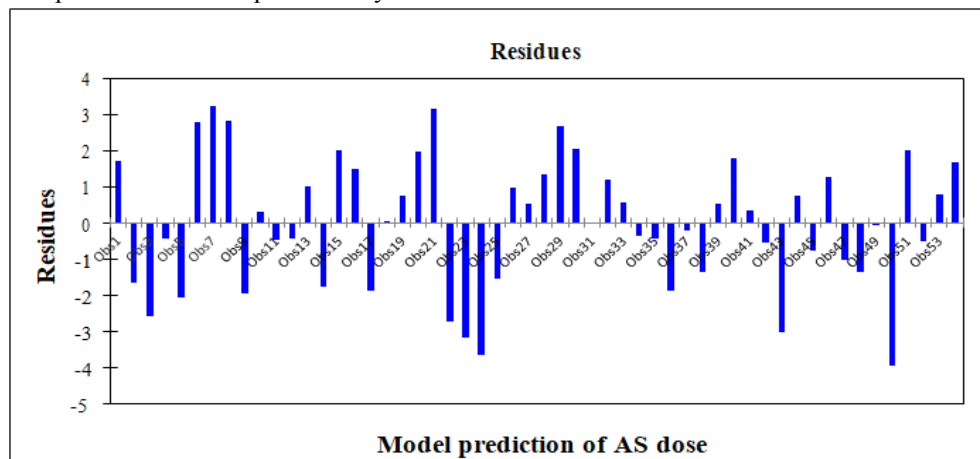


Figure 3:- Residues as a function of the optimal dose of AS predicted by the model.

It is observed that the residues are distributed randomly according to the optimal dose of AS, hence the lack of correlation between these two values.

Residue Normality Test: Anderson-Darling Test:

Analysis of the Anderson-Darling test for normality performed from Xlstat provided the results summarized in table 10.

Table 10:- Anderson-Darling test (Residues).

Variable	Observations	Minimum	Maximum	average	Standard deviation
Residues	54	-3,954	3,240	0,000	1,805
A ²	0,255				
p-value	0,717				
Alpha	0,05				

Interpretation of the test: Null hypothesis (H_0): the variable from which the sample comes follows a normal distribution. Alternative hypothesis (H_a): the variable from which the sample comes does not follow a normal distribution. Since the calculated p-value is greater than the threshold significance level $\alpha = 0.05$, the null hypothesis H_0 cannot be rejected.

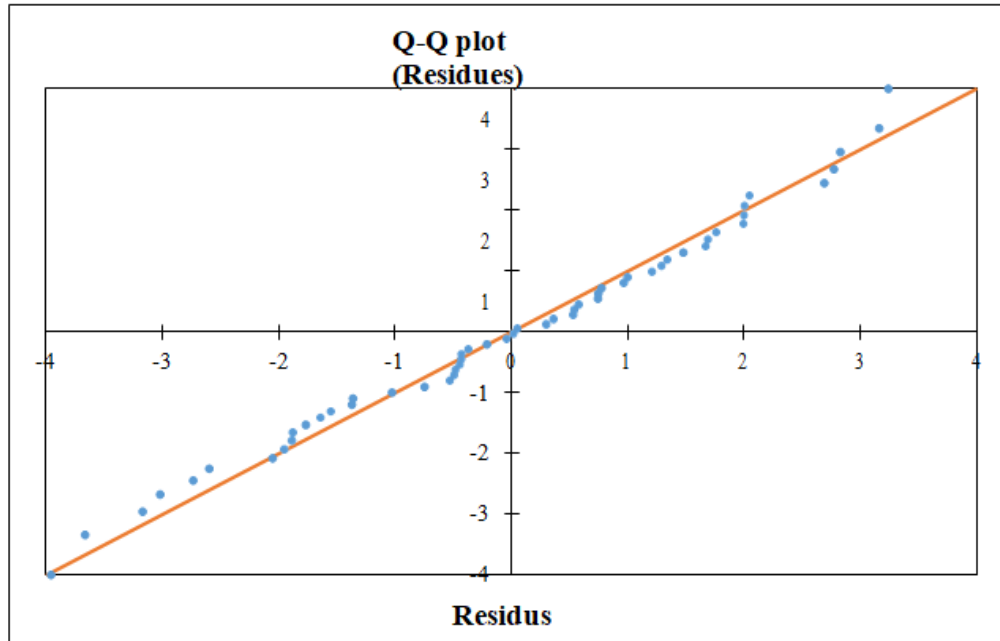


Figure 4:-Residue Normality Test of the Optimal Dose of AS.

The Q-Q plot makes it possible to compare the distribution function of the sample (on the x-axis) with that which a normal distribution of the same mean and same variance (on the y-axis) would have. In the case of a sample resulting from a normal distribution, one should observe an almost perfect alignment with the first bisector of the plane. Otherwise deviations must be observed. In our case, all the points representing the residuals are almost aligned. Therefore, the residuals are distributed according to a normal distribution, confirming Anderson Darling's test of normality.

Design of a program for calculating the optimal dose of alumina sulfate:

The design of the program for calculating the optimal dose of alumina sulfate essentially consists of two parts, which are:

1. Entering the values of the raw water parameters and
2. The calculation of the optimal dose which is carried out using the model obtained previously.

Indeed, we have created in the program a part where we can enter the analytical parameters of the raw water (pH, conductivity, turbidity, color, and suspended matter). Then a part for calculating the optimal dose of alumina sulfate. This calculation is carried out using the Calculate button of the program. Finally, we have the Restart and Exit buttons, which are respectively used to reset the program to perform another calculation or to quit (close) the program.

The result of the calculation is automatically displayed below the program if no error is made. Otherwise, an error message is automatically displayed notifying the executor that it has made an error in entering the raw water parameters. The interface of the calculation program is shown in figure 5.

The screenshot shows a software window titled 'Form1' with the following content:

- Title: **PROGRAM FOR CALCULATING THE OPTIMAL DOSE OF ALUMINA SULPHATE SA**
- Text: **Please enter raw water parameters**
- Logo: **SUCRIVOIRE**
- Input fields:
 - pH
 - Conductivity ($\mu\text{S/cm}$)
 - Turbidity (FTU)
 - Color (mg/l pt)
 - Suspended Matter (MES) (mg/l TSS)
- Buttons:
 - Calculate
 - Restart
 - Quit

Figure 5:- Interface of the program for calculating the optimal sulphate dose.

Verification of the model on the process (station):

From the model and the program for calculating the optimal dose of coagulant, we have for each quality of raw water, the optimal dose of coagulant that would be needed to have good quality drinking water. Indeed, when we have a raw water quality, we analyze it in order to determine its parameters (pH, turbidity, color, conductivity and suspended matter). After determining the parameters, the calculation program gives us the optimal coagulant dose for the treatment. Thus, with this optimum value, a calculation of the dosing flow rate of the pump is carried out according to the discharge flow rate of the raw water arriving at the station and the preparation concentration of the alumina sulfate, according to the formula: $Q_p = (Q_e \times T)/C$. Q_p = flow rate of the metering pump (l/h); Q_e = raw water discharge rate (m^3/h); T = Optimal coagulant treatment rate (g/m^3); C = preparation concentration of alumina sulfate (g/l). Knowing the maximum flow rate of the metering pump (100% open), we determine the opening of the pump necessary to obtain the Q_p flow rate. The results obtained on the process are presented in table 11.

Table 11:- Model verification test results on the process.

Date	Location	Dose of AS	Water quality parameters					settling time
			pH	Cond	Turb	Color	MES	
10/08/2017	Raw water		7,44	58,23	18	244	34	
	Labo (Jar-Test)	35 g/m^3	6,30	78,38	0	6	2	10 min
	Station		6,54	67,90	0	7	3	24 h
18/08/2017	Raw water		7,35	60,53	14	193	23	
	Labo (Jar-Test)	35 g/m^3	6,31	79,84	0	5	3	10 min
	Station		6,68	66,26	0	8	4	24 h
23/08/2017	Raw water		7,35	50,32	20	310	42	

	Labo (Jar-Test)	35 g/m ³	6,2 5	71,2 6	0	8	1	10 mi n
	Station		6,6 5	64,3 7	7	32	8	2 h
25/08/2017		Raw water	7,4 0	54,6 1	92	681	130	
	Labo (Jar-Test)	40 g/m ³	6,2 0	74,9 8	0	6	5	10 mi n
	Station		6,6 5	66,6 7	10	45	1 2	2 h

In view of the results of this table, we see good elimination of turbidity, color and suspended matter from raw water at the laboratory level. This therefore corresponds to an optimal dosage of coagulant (alumina sulfate). However, at the station level we observe a good elimination of these same parameters when we have a settling time of 24 hours. But for two hours (2 h) of settling, the results obtained for these parameters do not meet the standards of potability required. This poor removal efficiency could be explained by the fact that the flocs formed during coagulation are not of sufficient size, given the poor agitation of the water during the injection. To overcome this floc size problem, we used a flocculant, which made it possible to form larger flocs. Therefore to allow a faster settling of these. The results obtained with the addition of the flocculant are shown in table 12.

Table 12:- Results of the verification test by adding flocculant to the process.

Date	Location	Dose of AS	Dose Flocculant	Water quality parameters					settling time
				pH	Cond	Turb	Color	ME S	
19/09/2017		Raw water		7,4 5	56,2 4	60	584	86	
	Labo (Jar-Test)	40 g/m ³	1 g/m ³	6,4 2	78,6 4	2	8	0	02 min
	Station			6,7 8	72,5 1	4	14	2	2 h
21/09/2017		Raw water		7,3 7	54,4 2	25	312	32	
	Labo (Jar-Test)	35 g/m ³	0,5 g/m ³	6,4 7	80,2 5	1	5	0	02 min
	Station			6,8 2	66,4 5	3	12	2	2 h

The use of the flocculant allowed us to correct the settling time problem. Indeed, the results obtained at the level of the laboratory as well as those of the station for a settling time of two hours respect for most of the parameters the standards of drinkability.

Discussion:-

Our work revealed that the nonlinear regression gives the best coefficient of determination ($R^2 = 70.8\%$), it follows that the model is very efficient and appreciable. This result is close to that of (Machkor, 2013) who established a second degree polynomial model, developed for the prediction of the dose of coagulant used during the clarification phase in the BAB LOUTA water treatment station with a coefficient of determination (R^2) of the order of 0.8, he concludes that the model found perfectly explains the phenomenon studied. This model ($R^2 = 70.8\%$) better explains the phenomenon studied and makes it possible to predict the optimal coagulant doses to be used according to the parameters of the raw water to be treated, therefore to optimize the treatment processes of said station. Contrary to the work carried out by (Kouamé and Assidjo, 2020), the multiple linear regression carried out in our study reveals insufficiencies to be used as a mathematical model of description of the dose of coagulant according to the parameters of the raw water to be treated with a $R^2 = 51.2\%$. In addition, our study showed that the residues are distributed randomly according to the optimal dose of AS hence the lack of correlation between these two values

which is in accordance with the study by (Heddami et al 2012). The elimination efficiency increases up to the optimum dose of 35 mg/l. After this dose, decoagulation occurs. This result is similar to that of (Lounnas, 2009) concluding that the elimination yield increases up to the optimal dose (70 mg/l). After this dose, the opposite effect of alumina sulfate occurs (decoagulation) it is noted that a better efficiency of turbidity removal (88.46%) is obtained. The determination of the coefficients of the model showed that the coefficient of the pH has a higher value than the other coefficients. This high value means that the pH variable has a significant effect on the optimal dose of alumina sulfate. This is in line with the results obtained by (Medjram et al, 2008) affirming that indeed, the addition of an alkaline substance leads to the formation of aluminum hydroxide thanks to the increase in pH resulting in mechanism coagulation.

Conclusion:-

The objective of this work was to improve the quality of natural water intended for human consumption at the SUCRIVOIRE Borotou-Koro drinking station by optimizing the clarification. In this work we have studied more particularly the elimination of turbidity and color (organic matter) which represent a main problem of the station. Therefore, we first determined the optimal doses of coagulant (alumina sulphate) needed to eliminate these parameters as much as possible while respecting the standards of drinkability. Then taking into account the limits of the station, we used a flocculation adjuvant to allow rapid settling of the flocs formed. Finally, given that the optimal dose of coagulant varies with the characteristics of the raw water, we have therefore found a mathematical relationship linking this dose to the different characteristics of the raw water: $Dose\ of\ SA = -2360,735 + 635,597pH + 2,444Cond + 0,078Turb - 0,046Coul + 0,111MES - 43,471pH^2 - 18,778 \times 10^{-3}Cond^2 + 3,030 \times 10^{-4}Turb^2 + 0,515 \times 10^{-4}Coul^2 - 10,206 \times 10^{-4}MES^2$.

Subsequently, an automatic calculation program for this optimal dose was carried out.

References:-

1. ARID H., AMZIL K., (2012). Optimisation de la filtration sur sable pour le traitement des eaux potables à la compagnie minière GUEMASSA, Marrakech, pages 23 à 25
2. Boukerroucha A., (2011). Modélisation des stations d'épuration à boues activées cas de la station de Baraki (Alger). Thèse de l'Ecole Supérieure d'Agronomie EL HARRACH ALGER
3. GHAMMAT A., TEMSAMANI K., RIFFI M., HASSANI ZER Z., (2019). A study of the performance of a sequential bioreactor plant for the treatment of dairy effluents, LARHYSS journal P-ISSN 1112- 3680/E- ISSN 2602-7828, 7-21.
4. Ghezli R., Belarif N., (2017). Contribution à l'évaluation de la qualité des effluents industriels et déchets solides au niveau de l'entreprise nationale des industries de l'électroménager ENIEM de tiziouzou, Université Mouloud Mammeri.
5. Gil-Pulido B., Tarpey E., Almeida E., Finnegan W., (2018). Evaluation of dairy processing wastewater biotreatment in an IASBR system: Aeration rate impact on performance and microbial ecology, Biotechnology reports 19, e00263,
6. Heddami S., (2012). Contribution à la modélisation de la qualité des eaux. Thèse de doctorat, École Nationale Polytechnique d'Alger, 210 P.
7. Imen B., (2013). Caractérisation de la taille des particules et de leur vitesse de chute en décantation primaire, Maîtrise en génie des eaux, Université de Laval, 249p.
8. Kouamé K. L., Assidjo N. E., (2020). Simulation du traitement par boues activées des effluents industriels en milieu anaérobie : cas de Sania-cie en côte d'ivoire, Rev. Ivoir. Sci. Technol., 35, 97 - 110 97
9. Kouamé K. L., Assidjo N. E., (2020). Optimisation du procédé de traitement physicochimique des effluents d'une huilerie de Côte d'Ivoire, Afrique SCIENCE 17(2) (2020) 54 - 66.
10. Kouamé K. L., Assidjo N. E., (2019). Simulation en régime temporel de la sédimentation de particules en suspension dans l'eau à Sania-cie (Abidjan-cote d'ivoire), Revue Ivoirienne de Géographie des Savanes, Numéro Spécial Janvier, 174-186.
11. Leclerc L. A., Sachon G., Duchène P., (1994). Dysfonctionnements biologiques dans les stations d'épuration en boues activées. Colloque CEMAGREF, Pollutec Lyon, 21 octobre, 86 p.
12. Lounnas A., (2009). Amélioration des procédés de clarification des eaux de la station hamadi-kroma de skikda, Algérie, 120 P

13. Machkor M., (2013). Modélisation et optimisation du taux du sulfate d'aluminium dans la station de traitement des eaux de barrage BAB LOUTA par la méthodologie du plan surface de réponse, Mémoire de fin d'études, Université Sidi Mohammed Ben Abdellah, 59p.
14. Mandi L., Darley J., Baleux B., (1992). Essais d'épuration des eaux usées de Marrakech par la jacinthe d'eau (charge organique, bactérienne et parasitologique). Revue des Science de l'Eau, P. 313-333.
15. MEGHZILI B., MARSZA Z., MEDJRAM S., (2008). Optimisation des étapes de clarification de la station de traitement de l'eau potable de la ville de skikda. Revue Sciences & Technologie A – N°27 Volume-B, Juin. (2008), pp. 71-78
16. Oumar D et al., (2016). Utilisation des procédés électrochimiques et leurs combinaisons avec les procédés biologiques pour le traitement des lixiviats de sites d'enfouissement sanitaires, Revue des sciences de l'eau/ Journal of water science 29 (1), 63-89.
17. Rocher V., Join C., Mottelet S., Bernier J., (2018). La production de nitrites lors de la dénitrification des eaux usées par biofiltration-stratégie de contrôle et de réduction des concentrations résiduelles, Revue des sciences de l'eau/Journal of water science 31 (1), 5 61-73.
18. Vaxelaire J., (1994). Étude et modélisation de l'aération des stations d'épuration des eaux usées urbaines par agitation mécanique de surface, Thèse de Doctorat à l'Institut National Polytechnique de Lorraine, 193p.
19. Zalaghi A., Lamchouri F., Merzouki M., (2018). Traitement par le procédé SBR (Sequencing Batch Reactor) des lixiviats de la décharge publique non contrôlée de la ville de Taza (Maroc), International journal of invention and Applied studies 23 (3), 299-309.