INSTITUT INTERNATIONAL D'INGENIERIE DE L'EAU

ET DE L'ENVIRONNEMENT

ECOLE DOCTORALE SCIENCES ET TECHNOLOGIES DE L'EAU, DE L'ENERGIE, ET DE L'ENVIRONNEMENT

THESE

Pour obtenir le grade de

DOCTEUR DE L'INSTITUT 2iE

Spécialité : **Eau**

Présentée et soutenue publiquement

Par Abdoul Wahab NOUHOU MOUSSA

Le 29 juillet 2024

Réf :2iE/2024-04

TRAITEMENT D'EAUX USEES D'INDUSTRIE SUCRIERE PAR PROCEDES MEMBRANAIRES AU BURKINA FASO

JURY

M. Courfia DIAWARA	Professeur Titulaire	Université Assane Seck, Sénégal	Président
M. Inoussa ZONGO	Directeur de Recherches	IRSAT/CNRST, Burkina Faso	Rapporteur
M. Nicolas BERNET	Directeur de Recherches	INRAE, Narbonne, France	Rapporteur
M. Mohamed TAKY	Professeur	Université Ibn Tofail, Kénitra, Maroc	Examinateur
M. Marc HERAN	Professeur des Universités	Université de Montpellier, France	Examinateur
M. Yacouba KONATE	Maître de Conférences (CAMES)	Institut 2iE, Burkina Faso	Directeur de thèse

Laboratoire Eaux Hydro-Systèmes et Agriculture (LEHSA)

Résumé :

La production de sucre et d'alcool à partir de la canne à sucre entraîne une consommation importante d'eau, dont plus de la moitié est rejetée sous forme d'eaux usées, souvent associées à divers sous-produits. Les déversements non traités de ces eaux usées peuvent entraîner des conséquences néfastes sur l'environnement, soulignant ainsi l'importance cruciale du traitement et de la réutilisation des effluents. Le bioréacteur à membrane anaérobie est considéré comme une option technologique pour traiter les effluents présentant des charges organiques très élevées, tandis que la pollution inorganique peut être éliminée par un système de coagulation-floculation ou par la nanofiltration/osmose inverse. Dans cette étude, un pilote de bioréacteur à membrane anaérobie a été utilisé pour éliminer la matière organique des eaux usées d'une industrie sucrière du Burkina Faso et sa conversion en biogaz, favorisée par les conditions climatiques sahéliennes. L'élimination de la couleur, des éléments récalcitrants et de la pollution inorganique a été faite par le couplage de la coagulation floculation avec le sulfate d'alumine et le *Moringa Olefeira* suivi d'une filtration sur des membranes de nanofiltration et osmose inverse. Pour le cas du *Moringa Olefeira,* les huiles dans les graines ont été extraites à l'aide d'hexane et d'éthanol. Une variation de l'âge des boues (SRT) de 40 jours à l'infini a été étudiée afin de suivre l'effet des conditions opératoires sur les performances épuratoires du bioréacteur à membrane anaérobie. Avec une charge moyenne à l'entrée de 22 gDCO/L/j, le bioréacteur à membrane anaérobie a présenté une évolution des matières en suspension jusqu'à 32 g/l avec la SRT infinie, comparée à 16 g/l avec la SRT de 40 jours. En ce qui concerne l'élimination de la DCO, le bioréacteur à membrane anaérobie a atteint des taux d'abattement supérieurs à 98%. Le colmatage de la membrane s'est accéléré jusqu'à 5,2 bars avec la SRT infinie, favorisant ainsi une production de méthane de 0,32 L CH_4/gDCO éliminée, comparée à la SRT de 40 jours qui a enregistré respectivement 2,1 bars et 0,21 L CH_4/gDCO éliminée pour la pression transmembranaire (PTM) et le CH_4. Pour l'affinage du traitement et l'élimination de la couleur, le couplage du système de coagulation-floculation avec les membranes de nanofiltration et d'osmose inverse a permis d'abattre à la fois la matière organique et inorganique. L'utilisation du sulfate d'alumine s'est montrée plus performante à des concentrations de pollutions élevées, tandis que le *Moringa Olefeira* extrait à l'hexane a permis d'atteindre des taux d'abattement supérieurs à 70% pour les métaux lourds.

Des rendements épuratoires de plus de 90% ont été obtenus après filtration sur la membrane d'osmose inverse, tandis que la membrane de nanofiltration a montré des taux de rétention de 90% pour la couleur, mais moins de 50% pour les ions monovalents. L'effluent traité à la sortie de la nanofiltration et de l'osmose inverse respecte les normes de rejet du Burkina Faso, avec une qualité supérieure permettant même une réutilisation directe dans l'industrie. La modélisation de la digestion anaérobie pendant la phase de filtration a montré un coefficient de détermination (R^2) d'environ 97%, avec une bonne prédiction du colmatage par formation de gâteau et un colmatage interne de la membrane par les produits microbiens solubles avec une fraction fixée sur la membrane de C_{PMS} de 0,01. Pour la mise à l'échelle de la station de traitement des eaux usées de l'industrie sucrière, un investissement d'environ 2,8 milliards est nécessaire, soit 156 FCFA/m^3 d'eau usée traitée et des coûts d'exploitation de 0,24 FCFA/m^3 d'eau usée traitée avec un retour sur investissement de 10 ans. Ces coûts sont significativement réduits par la récupération du biogaz produit et sa conversion en énergie. La préservation des ressources en eau et l'empreinte environnementale liée aux traitements de ces eaux usées doivent constituer une motivation déterminante pour l'installation de la station de traitement malgré les coûts d'investissement conséquents.

Mots clés : Bioréacteur à membrane anaérobie, Coagulation-floculation, Eaux usées industrielles, Industries sucrières, Nanofiltration, Osmose inverse.

Abstract:

The production of sugar and alcohol from sugarcane involves significant water consumption, of which more than half is discharged as wastewater, often associated with various byproducts. Untreated discharge of this wastewater can have detrimental effects on the environment, underscoring the crucial importance of treatment and effluent reuse. The anaerobic membrane bioreactor is regarded as a technological solution for treating effluents with extremely high organic loads, while inorganic pollution can be eliminated through a coagulation-flocculation system or nanofiltration/reverse osmosis. In this study a pilot-scale of anaerobic membrane bioreactor was used to reduce organic matter wastewater from a sugar industry in Burkina Faso and to convert it into biogas, facilitated by the Sahelian climatic conditions. Color removal, refractory elements, and inorganic pollution were achieved by coupling coagulation-flocculation with aluminum sulfate and *Moringa Olefeira*, followed by filtration through nanofiltration and reverse osmosis membranes. To promote optimal coagulation, oils in Moringa seeds were extracted using hexane and ethanol. Solids Retention Time (SRT) variations from 40 days to infinity were studied to monitor the effect of operational conditions on the purifying performance of the anaerobic membrane bioreactor. With an average input load of 22 gCOD/L/d, the anaerobic membrane bioreactor exhibited an evolution of suspended solids up to 32 g/L during infinite SRT, compared to 16 g/L during a 40-day SRT. Regarding COD removal, the anaerobic membrane bioreactor achieved removal rates exceeding 98%. Membrane fouling accelerated up to 5.2 bars with infinite SRT, thereby favoring increased methane production of 0.32 L CH_4/gCOD removed, compared to a 40-day SRT recording 2.1 bars and 0.21 L CH_4/gCOD removed for Transmembrane Pression and methane, respectively. For refining treatment and color removal, coupling the coagulation-flocculation system with nanofiltration and reverse osmosis membranes allowed simultaneous removal of organic and inorganic matter. The use of aluminum sulfate proved more effective than Moringa for elevated pollutant concentrations, while Moringa extracted with hexane achieved removal rates exceeding 70% for heavy metals. Removal rates of over 90% were obtained after filtration on the reverse osmosis membrane, while the nanofiltration membrane exhibited retention rates of 90% for color but less than 50% for monovalent ions. The effluents from nanofiltration and reverse osmosis met discharge standards in Burkina Faso, with superior quality enabling direct reuse in the industry.

Modeling anaerobic digestion during the filtration phase demonstrated a coefficient of determination (R^2) of approximately 97%, accurately predicting membrane fouling by cake formation and internal fouling by soluble microbial products, with a fraction fixed on the membrane of C_{SMP} 0.01. For the scale-up of the wastewater treatment plant at the sugar cane industry, an investment of approximately 2.8 billion is required, with investment costs of 156 FCFA/m^3 of treated water and operating costs of 0.24 FCA/m^3 of treated water with a return on investment of 10 years. These costs are significantly reduced by recovering the produced biogas and converting it into energy. The establishment of the treatment plant should be driven by the preservation of water resources and the environmental impact associated with wastewater treatment, even considering the substantial investment costs.

Key words: Anaerobic membrane bioreactor, Coagulation-flocculation, Industrial wastewater, Nanofiltration, Reverse osmosis, Sugar industries.

DEDICACES

À toute ma famille

REMERCIEMENTS

Je tiens à exprimer ma profonde gratitude à :

L'Office allemand d'échanges universitaires (DAAD), au projet Centres d'Excellence Africains de la Banque Mondiale (CEA-BM) pour leur soutien financier, leur appui crucial pour la réalisation de ce travail. À l'institut 2iE pour son accueil chaleureux, l'environnement de recherche stimulant et les ressources mises à ma disposition ont été essentiels à la réalisation de mon projet de thèse.

À Dr Yacouba KONATE, Maître de Conférences CAMES et enseignant-chercheur à l'Institut 2iE, je tiens à vous exprimer mes sincères remerciements et ma gratitude pour avoir dirigé cette thèse. Votre guidance et votre expertise ont été inestimables tout au long de ces années. Grâce à vos précieux conseils, j'ai eu l'opportunité unique d'apprendre et de progresser sous la tutelle d'un éminent chercheur. Votre rigueur académique et votre dévouement à la recherche m'ont profondément inspiré et ont grandement contribué à l'avancement de ce travail. Soyez assuré de ma reconnaissance sincère et de mon profond respect.

À Dr Boukary SAWADOGO, Maître Assistant CAMES et enseignant-chercheur à l'Institut 2iE, Je désire vous exprimer toute ma reconnaissance pour votre encadrement, votre disponibilité et surtout votre implication dans mes travaux de recherche. À vos côtés, j'ai appris la rigueur et la patience, qualités essentielles que vous incarnez parfaitement. Votre soutien constant et vos conseils avisés ont été des atouts précieux pour mener à bien ce travail. Je vous suis sincèrement reconnaissant pour tout ce que vous m'avez apporté au cours de ces années.

Aux membres du jury, Je vous remercie d'avoir accepté d'évaluer mon travail de thèse. Un merci particulier au Professeur Courfia Kéba DIAWARA pour avoir présidé le jury de soutenance de cette thèse et les conseils prodigués. Ma gratitude va également au Docteur Inoussa ZONGO Directeur de Recherches et au Docteur Nicolas BERNET Directeur de Recherches pour nous avoir fait l'honneur d'être les rapporteurs de cette thèse et pour avoir jugé mon travail. Enfin, merci au Professeur Marc HERAN et au Professeur Mohamed TAKY pour l'honneur qu'ils m'ont fait en acceptant de participer à ce jury et d'examiner mon travail.

Je remercie Docteur Sayon dit Sadio SIDIBE, Docteur Babacar LEYE et Aymen CHABAN pour leur aide combien importante.

À la SN SOSUCO, l'industrie avec laquelle les recherches ont été menées, je remercie le Directeur Général et ses collaborateurs pour votre accueil chaleureux lors de nos différentes visites et pour votre disponibilité à faciliter nos activités de recherche, permettant ainsi les divers prélèvements et l'accès aux données. À la compagnie de transport RAHIMO, je vous suis reconnaissant pour votre engagement à transporter les échantillons trois fois par semaine pendant plus de 550 jours. À Faso biogaz, merci pour la fourniture de la biomasse ayant servi d'inoculum pour le bioréacteur à membrane. Au SENEXEL pour l'analyse des échantillons.

Aux techniciens du laboratoire LEHSA, Monsieur Noël TINDOURE et Monsieur Moustapha OUÉDRAOGO, ainsi qu'aux doctorants de l'institut 2iE, en particulier ceux du laboratoire LEHSA, pour leur soutien et leur motivation. Une pensée spéciale aux stagiaires qui m'ont accompagné pendant mes travaux : Brony, Chayma, et Rachid.

À tous les membres de ma famille, amis et aussi à tous ceux qui ont contribué à la réalisation de ce travail.

Production scientifique

Publications

[1] **Nouhou Moussa, A.W**.; Sawadogo, B.; Konate, Y.; Sidibe, S.d.S.; Heran, M. Critical State of the Art of Sugarcane Industry Wastewater Treatment Technologies and Perspectives for Sustainability. Membranes **2023**, 13, 709. https://doi.org/10.3390/membranes13080709

[2] **Nouhou Moussa, A.W**.; Sawadogo, B.; Konate, Y.; Thianhoun, B.; Sidibe, S.d.S.; Heran, M. Influence of Solid Retention Time on Membrane Fouling and Biogas Recovery in Anerobic Membrane Bioreactor Treating Sugarcane Industry Wastewater in Sahelian Climate. Membranes 2023, 13, 710. https://doi.org/10.3390/membranes13080710

[3] **Nouhou Moussa, A.W**.; Sawadogo, B.; Konate, Y.; Tiendrebeogo, C.; Sidibe, S.d.S.; Heran, M. Integrated coagulation-flocculation with nanofiltration and reverse osmosis membrane for treating sugar cane industry effluent . (En révision)

[4] **Nouhou Moussa, A.W**.; Sawadogo, B.; Konate, Y.; Chaben, Aymen.; Sidibe, S.d.S.; Heran, M. Modeling Membrane Bioreactor Fouling and Kinetics for Sugarcane Industry Wastewater Treatment using the AM2b Model. (En rédaction)

Communications et Awards:

[1] Membrane Bioreactor Coupled with Nanofiltration Applied to the Treatment of Beverage Industry Wastewater under Soudano-Sahelian Climatic Conditions.
Best Poster award: AMSIC-3 Conference Dakar/Senegal November, 2021. Wahab, A.; Sawadogo, B.; Konaté, Y.; Lesage, G.; Heran, M.; Zaviska, F.; Karambiri, H. Anaerobic

[2] Assessment of water resources in Burkina faso, challenges, and prospects. **RESCIF MINI-SYPOSIUM**: UC Louvain/Belgium 2022, Wahab, A.; Sawadogo, B.; Konaté, Y.;

[3] Influence of Solid Retention Time on Membrane Fouling and Biogas Recovery in Anerobic Membrane Bioreactor Treating Sugarcane Industry Wastewater in Sahelian Climate

1st SITAHO, Ouagadougou November 2021, Nouhou Moussa, A.W.; Sawadogo, B.; Konate, Y.; Thianhoun, B.; Sidibe, S.d.S.; Heran, M.

[4] Anaerobic Membrane Bioreactor Coupled with Nanofiltration Applied to the Treatment of Beverage Industry Wastewater under Soudano-Sahelian Climatic Conditions. **5th JSTEA,** Ouagadougou October 2020**:** Scientific and Technical Exhibition for Water and Sanitation. Wahab, A.; Sawadogo, B.; Konaté, Y.; Lesage, G.; Heran, M.; Zaviska, F.; Karambiri, H.

Table des matières :

INTRODUCTION GÉNÉRALE..... 1

Chapitre I : Synthèse bibliographique..... 7

1.1 Les caractéristiques des eaux usées d'industries de canne à sucre..... 8

1.1.1 Les paramètres organoleptiques..... 9

1.1.2 Les paramètres physico-chimiques..... 10

1.2 Les différentes technologies d'épurations des effluents d'industries de canne..... 15

1.2.1 Les procédés biologiques..... 16

1.2.1.1 Filtres anaérobies ou Anaerobic Filters (AF)..... 17

1.2.1.2 Lit de boues anaérobies à écoulement ascendant ou Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB)..... 18

1.2.1.3 Lit de boues granulaires expansé ou Expanded Granular Sludge Bed (EGSB). 19

1.2.1.4 Réacteurs anaérobies discontinus séquentiels ou Anaerobic Sequencing Batch Reactors (ASBR)..... 19

1.2.1.5 Réacteur anaérobie à lit fluidisé ou Anaeroic fluidized bed reactor (AFBR). 20

1.2.2 Les systèmes de traitement physico-chimiques..... 22

1.2.2.1 La coagulation floculation..... 22

1.2.2.2 Les procédés d'oxydation avancés..... 26

1.2.3 Les procédés membranaires..... 27

1.2.3.1 La nanofiltration NF..... 28

1.2.3.2 L'osmose inverse OI..... 30

1.2.3.3 Le bioréacteur à membrane..... 32

1.2.3.3.1 La configuration des bioréacteurs à membrane..... 36

1.2.3.3.2 Les conditions opératoires du BRM..... 37

1.3 Les mécanismes de la digestion anaérobie..... 40

1.3.1 Modélisation des systèmes complexes..... 43

1.3.2 Développement d'un modèle pour les bioprocédés 44
1.3.3 Modèle de la digestion anaérobie 45
1.3.3.1 Modèle cinétique pour les réactions enzymatiques : 45
1.3.3.2 Modèle du méthaniseur ou réacteur en continu (chemostat). 46
Chapitre II : matériel et méthodes. 50
1.1 Présentation de la zone d'étude. 51
1.1.1 Contexte spécifique de l'étude. 51
1.1.2 État des lieux de la gestion des eaux usées de l'unité industrielle. 53
1.2 Dispositif et Protocol expérimental. 55
1.2.1 Le pilote du bioréacteur à membrane (BRM). 55
1.2.2 Le Pilote de Nanofiltration/Osmose inverse. 56
1.2.3 Le soxhlet 59
1.2.4 Le pilote de jar test 61
1.3 Protocoles expérimentaux 63
1.3.1 Clarification des échantillons. 63
1.3.1.1 Choix du coagulant. 63
1.3.1.2 Extraction des huiles. 64
1.3.1.3 Préparation des solutions de coagulants. 65
1.3.2 Méthode de filtration des échantillons sur les membranes de nanofiltration/Osmose Inverse. 65
1.4 Conditions opératoires : 66
1.4.1 Conditions opératoires pour le bioréacteur à membrane. 66
1.4.2 Conditions opératoires pour le Jar test. 68
1.4.2.1 Préparation de l'essai. 68
1.4.3 Conditions opératoires pour la Nanofiltration/Osmose inverse. 69
1.5 Techniques analytiques utilisées. 70
1.5.1 Prélèvement et échantillonnage. 70

1.5.2 Les paramètres physiques. 70

1.5.3 Les paramètres chimiques. 72

1.5.4 Les métaux lourds. 73

Chapitre III : Traitement des eaux usées d'industrie sucrière par bioréacteur à membrane anaérobie. 75

1.1 Caractérisation des eaux usées de la SN-SOSUCO. 76

1.2 Acclimatation et évolution de la biomasse. 82

1.3 Efficacité du traitement. 84

1.4 Qualité de l'eau. 86

1.5 Production de biogaz. 88

1.6 Investigation de la biomasse 92

1.7 Colmatage et performances de filtration de la membrane. 94

Chapitre IV : Traitement des eaux usées d'industrie sucrière par Jar test et Nanofiltration/Osmose Inverse. 97

1.1 Caractéristiques des effluents à la sortie du Bioréacteur à membrane. 98

1.2 Performances des opérations de jar tests 99

1.2.1 Effets des coagulants sur les paramètres physico-chimiques. 101

1.2.1.1 Coagulation-floculation avec la poudre de graines de *Moringa Olefeira* entières avec les coques. 101

1.2.1.2 Coagulation-floculation avec la poudre de graines de *Moringa Oleifera* entières sans les coques. 102

1.2.1.3 Coagulation-floculation avec la poudre de graines de *Moringa Oleifera* sans les coques déshuilées à l'éthanol. 104

1.2.1.4 Coagulation-floculation avec la poudre de graines de *Moringa Oleifera* sans les coques déshuilées à l'hexane. 105

1.2.1.5 Coagulation-floculation au sulfate d'aluminium. 106

1.2.2 Effets des coagulants sur la rétention des ions. 107

1.2.3 Effets des coagulants sur la rétention des métaux lourds. 109

1.3 Performances de l'osmose inverse et de la nanofiltration après les opérations de jar test. 113

1.3.1 Performances de la membrane de nanofiltration. 114

1.3.2 Performnaces de la membrane d'osmose inverse. 117

1.4 Le choix technologique de la membrane filtration entre la NF et l'OI. 121

Chapitre V Modélisation du système de bioréacteur à membrane anaérobie. 125

1.5 Le modèle AM2 de digestion anaérobie à deux étapes 126

1.5.1 Présentation et Description du modèle AM2. 126

1.5.2 Intégration des modèles biologiques aux modèles de colmatage (AM2b)..... 127

1.6 Le choix des équations du modèle AM2b. 127

1.6.1 La dynamique de la modélisation biologique : 127

1.6.2 Dynamique de modification de la surface membranaire..... 130

1.6.3 Dynamique du modèle lors de la filtration sur la membrane : 132

1.7 Calibration du modèle AM2b aux données expérimentales du AnBRM: 134

1.8 Simulation du modèle AM2b : 135

Chapitre VI : Évaluation technique et économique de la mise à l'échelle d'une station de traitement des eaux usées par bioréacteur à membrane anaérobie couplé à la nanofiltration.143

1.1 Gestion des eaux usées à la SN SOSUCO..... 144

1.2 Configuration technique du système de traitement des eaux usées par bioréacteur à membrane couplé à la Nanofiltration : 145

1.2.1 Dimensionnement du bioréacteur à membrane Anaérobie 145

1.2.1.1 Dimensionnement du bioréacteur : 145

1.2.1.2 Dimensionnement des membranes pour le AnBRM 149

1.2.2 Dimensionnement des membranes de NF. 152

1.3 Évaluation des coûts d'investissement et d'exploitation du système de bioréacteur à membrane couplé à la nanofiltration à SN SOSUCO..... 155

1.4 Calcul de retour sur investissement..... 159

1.5 Avantages et limites de l'installation de la nouvelle station de traitement : 163

Conclusion générale 165

Liste des figures :

Figure 1: Schéma simplifié d'une industrie de canne. 9
Figure 2: Illustration du principe de l'osmose inverse 30
Figure 3:Stations d'Osmose Inverse par domaines d'activités 31
Figure 4: Configuration des bioréacteurs à membranes Membrane a) et b) MBR Immergé, c) MBR externe 37
Figure 5: Carte de localisation de la zone d'étude. 52
Figure 6: représentation schématique des exutoires des eaux usées de la SN SOSUCO..... 54
Figure 7: Schéma du bioréacteur à membrane 56
Figure 8: Dispositif d'extraction d'huile au soxhlet..... 61
Figure 9: pilot du jar test floculateur 62
Figure 10: Pilote de Nanofiltration/Osmose inverse en plein fonctionnement. 58
Figure 11: les différents points de prélèvements des eaux usées au niveau de la SN SOSUCO 77
Figure 12: Évolution des concentrations de MES et MVS durant la période des expérimentations. 83
Figure 13: Élimination de la DCO dans le AnBRM 86
Figure 14: Removal of physicochemical parameters in the AnBRM. 88
Figure 15: Charge organique et production de CH_4 dans le réacteur. 91
Figure 16: Observation de la densité des microorganismes avec le microscope épifluorescence (×40 grossissements). (a) Stress des microorganismes dans le réacteur ; (b) observation jour 1 (c) ; observation jour 30 ; (d) observation jour 62. 93
Figure 17: Mesures de l'absorbance et de la production du biogaz avec le spectrophotomètre DR3900 94
Figure 18: Évolution de la pression transmembranaire. 95
Figure 19: Huiles extraites de la poudre de graines de moringa avec de l'hexane et de l'éthanol. 100
Figure 20: extraction des huiles des grains du Moringa Olefeira 101
Figure 21: Coagulation-floculation avec la poudre de graines de Moringa entières avec coques. 102
Figure 22: Coagulation-floculation avec la poudre de graines de moringa entières sans coques. 103

Figure 23: Coagulation-floculation avec la poudre de graines de moringa déshuilées à l'éthanol 105
Figure 24: Coagulation-floculation avec la poudre de graines de Moringa déshuilées à l'hexane. 106
Figure 25: Coagulation-floculation au sulfate d'alumine. 107
Figure 26: Rétention des ions lors des opérations de CF 109
Figure 27: Élimination des métaux lourds lors de la coagulation-floculation 110
Figure 28: Elimination des ions lors de la NF/OI. 120
Figure 29: Elimination des métaux lourds lors de la filtration sur NF/OI. 121
Figure 30: représentation du principe de la modélisation 130
Figure 31: représentation de la station de bioréacteur à membrane couplé à la nanofiltration 155
Figure 32: répartition des charges du système de traitement 157

Liste des tableaux :

Tableau 1:caractéristiques des eaux usées d'industries de canne. 14
Tableau 2: Comparaison entre les membranes à base d'acétate de cellulose et ceux à base de polyamide..... 28
Tableau 3: Quelques applications dans le domaine industriel de la nanofiltration 29
Tableau 4: Quelques domaines d'applications industrielles de membranes d'osmose inverse 31
Tableau 5: Membranes bioréacteurs performances 35
Tableau 6: Caractéristiques des membranes du pilote. 59
Tableau 7: Méthodes d'analyses 74
Tableau 8: caractéristiques des eaux usées de la SN SOSUCO 77
Tableau 9 : Conditions opératoires..... 90
Tableau 10: Tendance globale..... 91
Tableau 11: Performance globale..... 92
Tableau 12: Caractéristiques des effluents à la sortie du BRM. 99
Tableau 13: Performances de la CF sur le traitement d'eaux usées d'industrie de canne issue d'un AnBRM. 112
Tableau 14: Performances du traitement par nanofiltration. 116
Tableau 15: Performances du traitement par osmose inverse. 119
Tableau 16: Performances NF et OI pour la rétention des ETM. 107
Tableau 17: Comparaison entre NF et OI. 121
Tableau 18: performances des membranes de NF/OI après le AnBRM 123
Tableau 19: températures optimales de croissance des bactéries..... 42
Tableau 20: les différents débits d'eaux usées aux exutoires de la SN SOSUCO..... 144
Tableau 21: paramètres de dimensionnement d'un bioréacteur 145
Tableau 22: caractéristiques de la membrane Polymem MF 100L 149
Tableau 23: Paramètres opératoires du bioréacteur à membrane..... 151
Tableau 24: caractéristiques de la membrane Polymem NE 2540-70 152
Tableau 25: paramètres opératoires de la membrane de Nanofiltration..... 154
Tableau 26: coûts économiques du système de traitement des eaux usées 156
Tableau 27: consommation énergétique du système de traitement des eaux usées 159

Glossaire des notations

α:	Fraction de la biomasse qui sort du bioréacteur
β :	Fraction des SMP non retenue qui sort du bioréacteur
μ(S1) :	Taux de croissance spécifique de X1 par rapport S1
μ2(S2)	Taux de croissance spécifique de X2 par rapport S2
μ(S)	Taux de croissance spécifique de X1 par rapport SMP
ΔP:	Pression transmembranaire
À:	Surface de la membrane
ADM1:	Le modèle de digestion anaérobie N°1
AGV :	Acides Gras Volatiles
AMOCO:	Projet Advanced MOnitoring and COntrol System for anaerobic processes
AM2	Modèle Acidogénèse, Méthanogénèse 2 étapes
AM2b :	Modèle AM2 avec la dynamique des SMP
AnBM :	Bioréacteur à membranes anaérobie
APHA :	American Public Health Association
b1 :	Rendement de dégradation de SMP par X1
b2 :	Rendement de production de S2 par X1 à partir de SMP
b3 :	Rendement de production de SMP par X1 à partir de S1
b4 :	Rendement de production de SMP par X2 à partir de S2
CA,i :	Concentration du soluté i dans l'alimentation
CE :	Conductivité électrique
Cm :	Charge massique
Cv :	Charge volumique
DBO_5 :	Demande biologique en oxygène
DCO :	Demande chimique en oxygène
EB :	Eau brute
EPS :	Substances polymériques extracellulaires
EUR :	Eaux usées réelles
HRT :	Temps de rétention hydraulique
Jw :	Flux d'eau à travers la membrane
k1 :	Coefficient de dégradation de S1 par X1
k2 :	Coefficient de production de S2 par X1 à partir de S1
k3 :	Coefficient de dégradation de S2 par X2

k4 : Coefficient de production de CO2 par X1 à partir de S1

k5 : Coefficient de production de CO2 par X2 à partir de S2

k6 : Coefficient de production de CH4 par X2 à partir de S2

Kd : Taux de décès de la biomasse

LMH : Unité de flux volumique : L/m2/h (Litre par mètre carré et par heure)

Lp : Perméabilité hydraulique

MES : Matière en suspension

MF : Microfiltration

MO : Matière organique

MVS : Matière volatile sèche

NF : Nanofiltration

OI : Osmose inverse

OMS : Organisation Mondiale de la Santé

ONEA : Office national de l'eau et de l'assainissement (Burkina Faso)

Pa : Pression d'alimentation

PA : Polyamide

PES : Polyéthersulfone

pH : Potentiel hydrogène

Pp : Pression du perméat

PP : Polypropylène

Pr : Pression du retentât

PS : Polysulfone

PTM : Pression transmembranaire

PVC : Polychlorure de vinyle

PVDF : Polyfluorure de vinylidène

Prl : Pression de rétrolavage

QA : Débit d'alimentation

Qp : Débit du perméat

Qr : Débit du retentât

Qw : Débit de purge de boues

Ri : Taux de rétention du soluté i

ROI : Retour sur investissement

S : Concentration des SMP

S1 : Concentration de la Matière organique

S2 : Concentration des AGV

S1in : Concentration de S1 à l'entrée

S2in : Concentration de S2 à l'entrée

Se : Concentration de la DCO à l'entrée

SMP : Produits microbiens solubles

SRT : Temps de rétention solide

Ssi : Concentration du substrat organique soluble

Tb : Temps de séjour des boues

TDS : Solides totaux dissouts

Trl : Temps de rétrolavage

TRI : Temps de retour sur investissement

UF : Ultrafiltration

X : Concentration de la biomasse dans le réacteur

X1 : Concentration des bactéries acidogénèses

X2 : Concentration des bactéries méthanogénèses

Y : Rendement de production de boue

YH : Taux de conversion apparent de la biomasse

Yobs : Taux de conversion observé

INTRODUCTION GÉNÉRALE

Depuis le quatrième siècle, la canne à sucre serait cultivée en Inde [1]. Cependant sa contrée d'origine est la Nouvelle-Guinée. Avec une production annuelle d'environ 2 milliards de tonnes, la canne à sucre est l'une des plantes les plus cultivées au monde. En effet près de 80% de la production mondiale de sucre provient de la canne à sucre [2]. Pour obtenir ce sucre, diverses méthodes sont employées. Parmi elles, il y a l'extraction par pressage et diffusion, où le jus extrait est soumis à une pression et à une chauffe pour éliminer les impuretés. On compte également l'hydrolyse enzymatique et la fermentation, qui consistent respectivement à convertir l'amidon en sucre et à fermenter les glucides en alcool [3]. Avec un taux d'employabilité et une valeur économique élevés, la filière de l'industrie sucrière fait grimper les tensions entre durabilité et économie avec un fort impact sur l'environnement [4–6]. Très longtemps restée artisanale et familiale la décomposition efficiente des composantes cellulaires d'une plante à sucre en éléments de base industrielle apparait avec la révolution industrielle [7,8]. Cette transformation industrielle s'est développée au début du XIX siècle et a suivi une évolution conséquente grâce à son automatisation. Les sous-produits de la transformation de la canne comme l'éthanol et les biocarburants ont révolutionné l'expérimentation de nouvelles cultures de la canne. Ceci amène les industriels à ajouter des filières de distilleries à leur chaine de transformation, car environ 90% des industries sucrières produisent du sucre et de l'éthanol [9,10], d'où le nom d'industrie de canne au lieu d'industrie de sucre ou encore de coproduits au lieu de sous-produits [11,12].

Les méthodes développées pour l'amélioration des différents processus ne doivent pas seulement prendre en compte l'utilisation de la matière première et de l'énergie, mais doivent également intégrer une efficacité accrue dans la consommation d'eau. La canne à sucre est une culture qui nécessite beaucoup d'eau et un fort ensoleillement. Pour satisfaire tous ses besoins en eau dans les différents processus, mais aussi pour l'irrigation de la canne, d'énormes quantités d'eau sont prélevées. Il faut plus de 14000 m^3 d'eau pour irriguer un hectare de canne par an.

Dans une usine de production de sucre, on trouve comme sous-produit la mélasse et la bagasse, mais la production d'éthanol entraîne d'autres sous-produits comme la vinasse et la blanquette. Qu'elle soit artisanale ou industrielle, la production d'éthanol à partir de la canne génère des sous-produits difficilement valorisables. Le développement des industries sucrières à travers le monde a des conséquences directes sur l'environnement avec des grands volumes d'eau prélevés et dont plus la moitié est rejetée comme eaux usées sans aucun traitement adéquat [13].

L’un des défis majeurs d’épuration d’eau usée est le traitement des effluents d’industries de canne au vu de leur complexité et de leur charge polluante élevée.

Ces polluants sont d’ordre physique, chimique et organique. Il existe entre autres les matières organiques, les matières en suspensions, les résidus des produits chimiques utilisés au cours du processus de transformation ou de manutention du système. Ainsi pour le nettoyage périodique des cuves il est utilisé de l’hydroxyde de sodium (NaOH) et du carbonate de sodium (Na_2CO_3), ces solutions alcalines sont souvent neutralisées par de l’acide chlorhydrique (HCL). De l’hydroxyde de calcium ($Ca(OH)_2$) et de l’acide orthophosphorique (H_3PO_4) sont aussi utilisés pour augmenter le pH et clarifier le jus de sucre [14]. Respectivement pour faire baisser le pH et ajuster la couleur il est injecté des bulles de dioxyde de carbone (CO_2) et de dioxyde de soufre (SO_2) dans le jus de sucre. L’utilisation de ces produits qu’elle soit contrôlée ou non concourts a augmenté la quantité de pollution chimique et organique, ce qui rend les effluents sucriers très chargés [15]. Le traitement des eaux usées issues des industries de transformation de la canne à sucre est une préoccupation majeure en raison de la complexité de ces eaux usées. Plusieurs systèmes d'épuration sont disponibles pour traiter ces effluents, mais le choix du processus approprié doit être soigneusement examiné en fonction des caractéristiques spécifiques des eaux à traiter.

L'un des principaux défis dans le traitement des eaux usées de l'industrie de la canne à sucre réside dans le fait que ces eaux sont extrêmement polluées [16]. Elles contiennent une variété de contaminants, y compris des matières organiques provenant du processus de transformation de la canne, des polluants minéraux et des composés colorés [17]. La décomposition naturelle de ces contaminants dans les systèmes de traitement biologique peut être insuffisante pour garantir un impact environnemental nul ou positif.

D'un autre côté, les systèmes de traitement physico-chimiques peuvent être efficaces pour éliminer certains contaminants, mais ils sont souvent coûteux à mettre en œuvre, en particulier en ce qui concerne le traitement des sous-produits générés. De plus, ils ne sont pas toujours adaptés aux eaux usées de l'industrie de la canne à sucre en raison de la complexité de ces effluents.

La filtration membranaire à pores étroits est une option de traitement qui a suscité un intérêt croissant en raison de sa capacité à produire un effluent de haute qualité. Cependant, cette méthode exige des caractéristiques spécifiques de l'eau à traiter. Dans le cas des eaux usées de l'industrie de la canne à sucre, le risque de colmatage rapide de la membrane est élevé en raison

de la forte concentration de matières organiques et de particules présentes dans les eaux usées[18,19].

Parmi les solutions possibles, l'utilisation de coagulants naturels et chimiques mérite une attention particulière. Les coagulants peuvent favoriser l'agrégation des particules présentes dans les eaux usées, facilitant ainsi leur élimination par décantation ou filtration [20]. Cependant, le choix du coagulant approprié doit tenir compte des caractéristiques spécifiques des eaux usées de l'industrie de la canne à sucre.

Ainsi, il est impératif de rechercher des systèmes de traitement efficaces qui puissent répondre aux besoins spécifiques de l'industrie de la canne à sucre. Cela implique de réduire la couleur, la matière organique et les polluants minéraux présents dans les eaux usées pour minimiser leur impact environnemental.

D'après Silva et al et Sawadogo et al ; [21,22], l'utilisation d'un bioréacteur à membrane (BRM) est appropriée pour réduire la matière organique, les matières en suspension et les colloïdes dans les effluents industriels. Cependant, leurs limites résident dans la rétention des ions et de la coloration, d'où la nécessité d'un traitement complémentaire. Ainsi, l'utilisation d'un système de coagulation-floculation ou d'une membrane de Nanofiltration/Osmose inverse semble appropriée [23]. D'une part, la coagulation-floculation améliore l'efficacité des traitements ultérieurs en éliminant les particules et les contaminants, préparant ainsi l'eau pour les étapes de traitement ultérieures telles que la filtration ou la désinfection [24]. D'autre part, l'utilisation d'une membrane poreuse de nanofiltration ou d'osmose inverse permettra de retenir les ions et la couleur. De nombreux chercheurs ont conclu sur l'efficacité des membranes de nanofiltration et d'osmose inverse pour la rétention des ions et la réutilisation des eaux ([25–27]

De plus, la mise en œuvre de systèmes de traitement combinant des méthodes biologiques, physico-chimiques et membranaires pourrait être une approche prometteuse pour obtenir une efficacité optimale dans l'élimination des contaminants présents dans les eaux usées de l'industrie de la canne à sucre. Ces systèmes intégrés pourraient permettre une réduction significative de la pollution tout en minimisant les coûts opérationnels. De plus, les conditions climatiques sahéliennes, marquées par des températures élevées, favorisent une activité microbienne accrue, ce qui pourrait stimuler une production de biogaz optimale.

L'objectif principal de cette étude est d'analyser les performances des procédés membranaires dans le traitement des effluents industriels de la canne à sucre, notamment dans les conditions climatiques sahéliennes. Il s'agira spécifiquement de :

- Étudier l'effet des conditions opératoires sur les performances d'un Bioréacteur à Membrane Anaérobie (AnBRM) lors d'un traitement d'effluents d'industrie de canne à sucre.
- Évaluer l'efficacité du couplage d'un système de coagulation-floculation avec une membrane de Nanofiltration/Osmose Inverse (NF/OI) pour l'affinage du traitement.
- Développer un modèle permettant de prédire les performances d'un Bioréacteur à Membrane Anaérobie (AnBRM) traitant les effluents d'industrie de canne à sucre en fonction des caractéristiques des eaux brutes, des conditions opératoires et des facteurs du milieu.
- Proposer un modèle économique et technique permettant d'évaluer les retours sur investissement.

Ce manuscrit se divise en six sections distinctes. Le premier chapitre se consacre à une revue de la littérature portant sur les différents systèmes de traitement des eaux usées pour les installations industrielles en général, et plus spécifiquement pour l'industrie de la canne à sucre. Les récents résultats sur les performances des technologies membranaires ont été recensés et discutés. Dans le deuxième chapitre, nous exposons les appareils expérimentaux utilisés pour produire les données, les méthodologies employées pour caractériser les échantillons, ainsi que les protocoles expérimentaux mis en œuvre. Le troisième chapitre est réservé à l'analyse des résultats des essais portant sur le traitement des eaux usées issues de l'industrie de la canne à sucre et de la production d'éthanol à l'aide d'un bioréacteur à membrane anaérobie. Les tendances observées pour chaque condition opérationnelle ont été discutées dans ce chapitre, tout en mettant en lumière les principaux facteurs déterminants dans les performances d'un bioréacteur anaérobie. Dans le quatrième chapitre, sont présentés les résultats des essais de jar test effectués avec un coagulant naturel et un coagulant chimique, suivis d'opérations de filtration sur une membrane de nanofiltration et d'osmose inverse. Le cinquième chapitre propose un modèle mathématique visant à anticiper l'efficacité du traitement en fonction des paramètres du milieu et des conditions de fonctionnement. L'ensemble des résultats obtenus dans les chapitres précédents a conduit à la proposition d'un modèle économique qui intègre les considérations sociales et environnementales à prendre en compte lors de la mise à l'échelle industrielle des résultats expérimentaux, résumé dans un sixième chapitre. Enfin, une

conclusion générale est présentée, suivie de possibles perspectives futures découlant des travaux réalisés dans ce manuscrit.

Un examen exhaustif des diverses technologies de traitement des eaux usées des secteurs des industries de canne à sucre, à travers une revue approfondie de la littérature, englobant des procédés tels que la clarification, l'adsorption, la précipitation, la filtration, la décantation, les méthodes biologiques (telles que les boues activées, le lagunage, etc.) et la désinfection, permettra d'analyser leur efficacité, leurs limitations intrinsèques, et de proposer des solutions durables pour répondre aux objectifs du développement durable.

Chapitre I : Synthèse bibliographique

Cette partie rassemble et résume des connaissances, méthodes et technologies pertinentes disponibles dans la littérature concernant les caractéristiques des eaux usées d'industrie de canne et les principaux systèmes d'épuration qui leur sont appliqués. Une telle synthèse vise à fournir un aperçu complet des pratiques de traitement des eaux usées des industries de la canne à sucre, en mettant en évidence les méthodes les plus efficaces, les défis spécifiques et les tendances actuelles.

1.1 Les caractéristiques des eaux usées d'industries de canne à sucre.

La transformation de la canne à sucre est un processus extrêmement complexe qui engendre d'importantes quantités d'eaux usées. Ces eaux usées contiennent des matières organiques et minérales provenant des opérations de traitement, de manipulation et de transformation de la canne à sucre. Elles résultent du refroidissement, du chauffage, de l'extraction, ainsi que des réactions des sous-produits issus du lavage et du contrôle d'autres sous-produits spécifiques rejetés. Les quantités et la qualité de ces eaux usées varient considérablement. Au fur et à mesure qu'elles traversent les chambres et les cuves depuis l'extraction jusqu'à la cristallisation du sucre, elles accumulent de manière significative des polluants organiques et divers contaminants [28]. La grande proportion d'eau présente dans les rejets des industries de la canne à sucre est principalement due au processus de lavage de la canne, représentant environ 75 % du volume total des eaux usées rejetées. Ce volume d'eau est ensuite complété par les eaux de lavage des cuves et chargé en résidus issus du processus de transformation [14]. Le processus de défibrage et de broyage, visant à extraire le jus de la canne à sucre, génère la bagasse en tant que résidu, principalement composée de fibres, représentant environ 30 % du poids de la canne. La bagasse est utilisée comme combustible pour la production d'énergie. Après une étape de décantation pour la clarification, d'autres résidus sont récupérés et peuvent être valorisés en agriculture sous forme d'amendement organique.

En utilisant des centrifugeuses, le jus de canne est cristallisé, et le sous-produit de cette séparation est la mélasse, représentant environ 3 % du volume de canne. La mélasse est employée dans la fabrication d'éthanol grâce à un processus de fermentation et de déshydratation, ce qui engendre également un autre sous-produit, la vinasse.

Le dernier sous-produit issu des industries de la canne est la blanquette, résultant du nettoyage de l'éthanol. Il convient de noter que la blanquette est souvent mélangée à la vinasse. La figure 1 présente le processus de transformation de la canne à sucre.

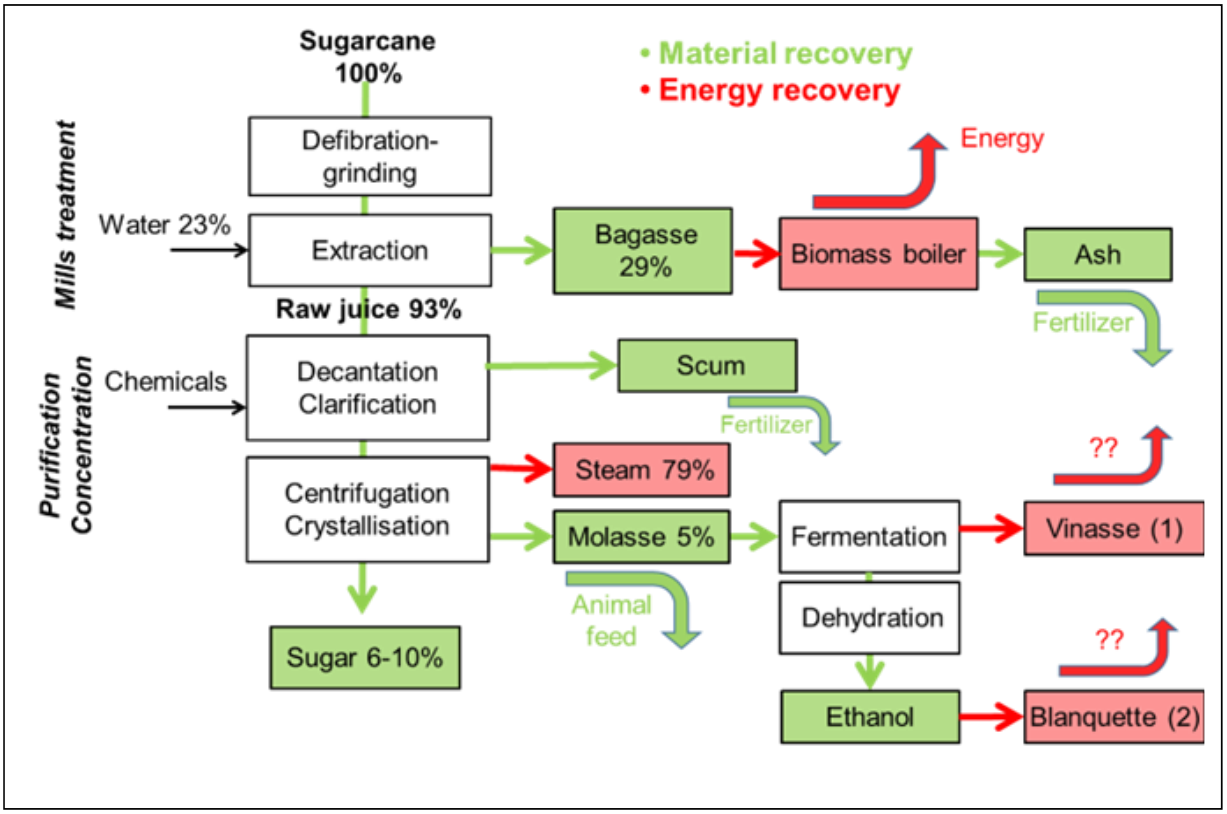


Figure 1: Schéma simplifié d'une industrie de canne.

D'autres polluants physico-chimiques ou biologiques s'ajoutent aux paramètres d'épuration des effluents d'industries de canne. Parmi les paramètres physico-chimiques, nous avons les paramètres organoleptiques.

1.1.1 Les paramètres organoleptiques.

L'odeur est fréquemment la principale raison pour laquelle les eaux usées sont refusées en vue d'une réutilisation. Dans les effluents des industries de la canne à sucre, il se produit une décomposition naturelle en l'absence d'oxygène, ce qui libère des gaz souvent très désagréables tels que le dioxyde de carbone (CO_2), l'ammoniac (NH_3) et le sulfure d'hydrogène (H_2S). Ce dernier est le plus notoire en raison de son odeur forte, similaire à celle d'un œuf pourri. Il est incolore, inflammable et toxique en cas d'inhalation prolongée [29,30]. Dans les eaux usées, ces odeurs sont accentuées par d'autres composés volatils tels que l'indole, le Skatole ou encore les mercaptans. Podar et Sahu [31] au cours de leurs recherches ont conclu que le sulfure d'hydrogène est soluble dans l'eau même si cette solubilité est partielle selon Suarez et al [32].

Le sulfure d'hydrogène est obtenu après réduction du sulfate en sulfure qui se combine avec l'hydrogène.

Le sulfate lui-même libéré après dégradation des protéines en conditions anaérobie. La principale cause des émissions de gaz et odeurs dans les eaux usées serait la variation saisonnière de la température [33]. Les odeurs dans les eaux usées d'industries de canne sont jugées inacceptables lors des études menées par Kaur et Singh and Khair et al [34,35].

Comme le sulfure d'hydrogène, le sulfure ferreux est responsable de la couleur noire des eaux usées. En l'absence de fer la couleur peut avoir une autre teinte [31]. La couleur est utilisée comme indicateur de l'âge des eaux usées ou de leur degré de décomposition. Une eau usée âgée de moins de 6 heures a une couleur marron clair, mais au-delà de ce laps de temps et après une décomposition mineure, la couleur tend à virer au gris clair ou moyen. Cette coloration brunâtre des effluents des industries de la canne à sucre peut être attribuée à divers facteurs tels que la formation de caramel, qui est le résultat du chauffage du sucre à haute température, l'hydrolyse des acides, la présence de composés phénoliques et de mélanoidines [36]. En condition anaérobie et à une décomposition bactérienne majeure, la couleur devient gris foncé ou noire [37]. La couleur des eaux usées des industries de la canne à sucre peut résulter de divers facteurs, tels que la présence d'acides humiques ou fulviques, ainsi que l'utilisation de colorants chimiques au cours des différentes étapes de transformation de la canne. Dans ce dernier cas, la couleur de l'eau reflétera celle du colorant utilisé. Il est important de noter que la couleur d'une eau usée peut avoir un impact direct sur la photosynthèse, un processus vital pour la vie aquatique. En effet, une couleur excessive peut inhiber cette activité, ce qui peut avoir des conséquences néfastes sur l'environnement aquatique. Sahu et al [38] ont rapportés que la couleur des effluents d'industries de canne est jaune foncé. En utilisant un Aged refuse filled bioreactor, Li et al [39] a réussi à éliminer environ 90% de la couleur dans les eaux usées d'industrie de canne. D'autres technologies, comme le thermal-électrocoagulation ont été utilisés pour l'abattement de la couleur par Sahu et al [28] sur les eaux usées d'industries de canne avec une diminution de la couleur de 99,7% pour le thermal.

1.1.2 Les paramètres physico-chimiques.

Un paramètre physique crucial des eaux usées provenant de l'industrie de la canne à sucre est la turbidité, qui est étroitement liée à la concentration de matières en suspension ou soluble dans l'eau. Cette turbidité peut avoir un impact sur la photosynthèse et donc inhiber la vie aquatique.

La pollution minérale présente dans les effluents industriels est principalement composée de magnésium, de sodium, de soufre, d'azote et de phosphore. Ces éléments peuvent se présenter sous forme dissoute ou être adsorbés par les matières en suspension. Parmi eux, l'azote et le phosphore sont particulièrement notables, car leur rejet dans l'environnement sans traitement peut entraîner un phénomène d'eutrophisation. Cependant Prata et al [40] ont affirmé que la concentration de l'azote et du phosphore dans les effluents d'industries de canne est faible. En ce qui concerne le soufre, à l'origine, il n'est pas considéré comme une source de pollution. L'oxygène contenu dans la molécule du sulfate (SO_4) est en réalité utilisé dans un processus d'autoépuration des effluents. Toutefois, il est important de souligner que la concentration en sulfate dans les effluents des industries de la canne à sucre est fréquemment élevée. Le sulfate peut réagir en se combinant avec le dihydrogène pour former du sulfure d'hydrogène, qui émet une odeur d'œuf pourri très désagréable et peut présenter des risques pour la santé [41]. Les divers produits chimiques employés lors de la manipulation des cuves contribuent à faire des effluents industriels des déversements riches en sodium. Lorsque ce sodium est rejeté dans l'environnement, il a un impact néfaste sur les sols en les dégradant, ce qui entrave toute possibilité de culture [42].

Outre les substances dissoutes, les effluents des industries de la canne à sucre contiennent des gaz dissous dont la concentration dépend de la température et de l'atmosphère environnante. Ces gaz donnent des indications sur les réactions potentielles dans les effluents, qu'elles soient d'origine biologique ou chimique. Par exemple, la présence d'oxygène dissous est essentielle pour la respiration des animaux aquatiques tels que les poissons. Sa diminution peut être liée à un processus d'autoépuration des effluents.

Les matières en suspension sont des particules solides insolubles dans les effluents. Parmi celles-ci, nous trouvons notamment les matières volatiles solides, qui correspondent à la fraction biologiquement dégradable pouvant être éliminée par des processus biologiques, ainsi que la fraction inorganique, nécessitant des méthodes physiques ou chimiques pour être éliminée des effluents de l'industrie de la canne à sucre.

En plus des matières en suspension, il y a également les matières solubles qui se dissolvent dans les effluents. Il s'agit de la composante de la pollution la plus difficile à éliminer, car elle ne peut pas être détectée à l'œil nu.

Les rejets des industries de la canne à sucre dans les rivières sont en grande partie responsables de la turbidité des eaux, ce qui crée un déséquilibre dans la concentration d'oxygène en raison de la perturbation de l'activité photosynthétique [43]

La force d'une eau usée est évaluée en fonction de sa charge organique, qui représente la quantité de matière organique contenue dans l'effluent. Cela donne également une indication sur le degré de pollution de ces eaux usées. La matière organique peut être décomposée soit biologiquement, les microorganismes absorbent des composés organiques polluants, qui contiennent du carbone, en tant que source de nourriture, soit chimiquement, à l'aide de réactifs chimiques pour éliminer la partie inorganique.

Ainsi, la matière organique présente dans les effluents des industries de la canne à sucre peut être caractérisée en utilisant différents paramètres, dont la Demande Biochimique en Oxygène sur 5 jours (DBO_5) et la Demande Chimique en Oxygène (DCO). La DBO_5 mesure la quantité d'oxygène consommée lors de l'oxydation de la partie biologiquement dégradable de la matière organique sur une période de cinq jours à une température de 20°C. En revanche, la DCO évalue la quantité d'oxygène consommée par les oxydants chimiques utilisés pour oxyder la matière organique, y compris la fraction non biologique.

Les effluents des industries de la canne à sucre sont souvent considérés comme ayant une charge organique élevée par de nombreux chercheurs. Cette charge organique peut varier considérablement en fonction des saisons et des périodes de manipulation de la matière première [15,38,44].

La température des eaux usées d'industries de canne varie entre 20 et 60° [15]. La température à la sortie des distilleries peut atteindre jusqu'à 80°C, et elle est étroitement liée à l'efficacité du traitement des effluents. Pour un traitement biologique, les microorganismes responsables de la dégradation de la matière organique sont classés en trois catégories en fonction des températures qu'ils peuvent tolérer : les microorganismes psychrophiles, mésophiles et thermophiles.

Il est également important de noter que, avant d'être rejetées dans l'environnement, les eaux usées doivent être maintenues à une certaine température pour éviter de perturber la vie aquatique. Cela s'applique également aux traitements physiques ou chimiques, car une variation de température peut provoquer des réactions chimiques ou altérer d'autres paramètres physiques de l'eau, tels que le pH. Ce dernier indique le degré d'acidité ou d'alcalinité des effluents, ainsi que leur caractère corrosif ou incrustant.

Les valeurs de pH sont comprises entre 0 et 7 pour des effluents acides et de 7 à 14 pour des effluents basiques. Les effluents des distilleries ont un pH acide en raison des produits chimiques utilisés pour favoriser le développement des levures, tandis que les effluents des sucreries ont un pH supérieur à 7 [45].

Pour réguler le pH, les industries de la canne à sucre utilisent un bassin tampon où les eaux usées de la sucrerie et celles de la distillerie sont mélangées afin de neutraliser le pH. Comme la température, le pH a également un impact direct sur le développement des microorganismes lors d'un traitement biologique. Une valeur d'environ 7 est recherchée pour les effluents des industries de la canne à sucre, car elle favorise une vie microbienne et aquatique stable. En effet, les industries de la canne à sucre étant des complexes industriels assez autonomes, avec des services de maintenance intégrés, il est fréquent que des huiles et des eaux de lavage des sols et des véhicules se mêlent aux effluents. Cela rend la caractérisation et l'élimination de ces substances encore plus complexes et difficiles à gérer [14]. Leurs quantités ne sont pas négligeables, car elles sont souvent responsables de l’encrassement des pompes dans les stations d’épuration. Le tableau 1 répertorie les différentes caractéristiques des eaux usées des industries de canne.

Tableau 1: Caractéristiques des eaux usées d'industries de canne.

Paramètres	Production de sucre	Distillerie Vinasse + Blanquette	References
Odeur	**-**	**inacceptable**	[34,35]
Couleur (pt-Co)	**-**	**12 - 17000**	[28,46]
Temperature (°C)	**29,3 – 44,3**	**46.3 – 66.3**	[15]
pH	**6,7 – 8,4**	**3,9 – 4,9**	[15,47]
Conductivité (µm/cm)	**540,3 – 925,9**	**3910 – 50500**	[48]
DBO_5 (mg/l)	**654,6 – 1968,5**	**5000 – 60000**	[47,49,50]
DCO (mg/l)	**1100,3 – 2148,9**	**16000 – 190000**	[13,51,52]
Chlorure (mg/l)	**30,5 – 866,6**	**600,6 – 7475,7**	[53]
DureteTotale	**356,2 – 2493,1**	**3100,3 – 4477,2**	[54,55]
Calcium (mg/l)	**365,4 – 468,0**	**288,5 – 3389,8**	[47,56]
Magnesium (mg/l)	**214,8 – 341,0**	**100,3 – 1828,1**	[15,55]
Sodium (mg/l)	**-**	**4 - 118**	[46,49]
Potassium (mg/l)	**0,6 – 2**	**3000**	[52,54]
Matières Sèches (mg/l)	**2452,3 – 3050,6**	**12876,9 – 150300,9**	[15,53]
Matières Volatiles sèches (mg/l)	**1480,2 – 1915,1**	**13000,0 – 88265,1**	[57]
Matières en Suspensions (mg/l)	**220,3–790,7**	**2900,1–150000,0**	[48,58]
Nitrates (mg/l)	**0,4 – 0,9**	**2,40 – 32,9**	[52]
Azote organique (mg/l)	**24,3 – 36,4**	**75,2 – 400,7**	[15]
Azote ammoniacal (mg/l)	**0,0 – 4,2**	**10,9 – 18,1**	[47,52]
Azote total (mg/l)	**11,1 – 40,6**	**85,8 – 1355,3**	[15,47]
Phosphate (mg/l)	**1,2 – 9,6**	**1,2 – 108**	[54,59]
Phosphore total (mg/l)	**1 - 19**	**60 - 250**	[54,59]
Sulfate (mg/l)	**21,5 – 51,7**	**300,0 – 6050,5**	[48,54]
Huiles et graisses (mg/l)	**88,7 – 134,4**	**30,3 – 202,1**	[52]

Pour éliminer cette pollution organique et chimique, plusieurs méthodes de traitement sont utilisées à travers le monde en fonction des réalités ou des moyens techniques et financiers.

1.2 Les différentes technologies d'épurations des effluents d'industries de canne.

Les principaux pays producteurs de canne à sucre, tels que le Brésil et l'Inde, ont tenté, depuis la fin des années 1950, de traiter les effluents industriels issus de cette industrie, bien que les méthodes utilisées n'aient pas toujours été efficaces. Cependant, en raison de leur forte teneur en nutriments, les effluents des industries de la canne à sucre peuvent parfois être directement utilisés pour l'irrigation. Cette pratique est connue sous le nom de fertirrigation [60]. La récupération de biocompost après la transformation des effluents liquides en fumier organique valorisable en agriculture offre la possibilité de substituer les engrais chimiques par des engrais biologiques. Avec une humidité d'environ 93 %, les effluents des industries de la canne à sucre sont idéaux pour le biocompostage, étant donné que l'humidité est l'un des paramètres essentiels de ce processus. Cependant, il est important de noter que la grande quantité d'effluents générée par l'industrie de la canne à sucre rend le biocompostage plus complexe, avec un processus pouvant s'étendre sur une période pouvant aller jusqu'à deux semaines. Effectivement, ces méthodes de traitement des effluents d'industries de la canne à sucre ne sont pas sans conséquence sur l'environnement. Les effluents de ces industries contiennent des polluants qui peuvent avoir un impact néfaste sur le sol et l'écosystème environnant, notamment en raison de la présence de produits chimiques et de matières organiques potentiellement nuisibles [34,61]. Cependant Christofoletti et al [60] ont observé qu'en dessous de 300m^3/ha de vinasse et 4Kg/m^3 de potassium le sol n'est pas impacté par l'utilisation des effluents de canne pour la fertirrigation. Certaines plantes plus précisément la famille des champignons utilisent la vinasse comme source de nutriments pour leur croissance [62]. Une autre méthode traditionnelle consiste à évaporer les effluents par incinération. Cette approche permet de réduire les quantités d'eaux usées, et les sous-produits résultants sont utilisés comme alimentation pour le bétail. Cependant, sa principale limitation réside dans sa consommation énergétique, car elle nécessite l'utilisation de chaudières pour l'évaporation et la récupération du condensat. Malgré les effets négatifs sur l'environnement, ces méthodes traditionnelles sont encore couramment employées dans de nombreux pays en l'absence de réglementations contraignantes [63].

Outre ces méthodes traditionnelles, diverses autres techniques sont mises en œuvre pour le traitement des effluents des industries de la canne à sucre. Parmi ces approches, les traitements

biologiques sont particulièrement répandus, car ils ne requièrent pas l'ajout de produits chimiques et se déroulent de manière naturelle.

1.2.1 Les procédés biologiques.

Il existe deux types de procédés de traitement biologique des effluents d'industries de la canne à sucre : les procédés biologiques aérobies et les procédés biologiques anaérobies. Les procédés aérobies sont recommandés pour une dégradation biologique plus rapide et complète des polluants [64]. Cependant, leurs limites résident dans leur aptitude à traiter des effluents à charges élevées, à savoir des effluents présentant une concentration de DCO supérieure à 1000 mg/l [65]. Pour le traitement des effluents de l'industrie de la canne à sucre, la plupart des études ont été réalisées en conditions anaérobies, c'est-à-dire en l'absence d'oxygène, en raison de la forte teneur en matière organique de ces effluents. En condition anaérobie, la dégradation de la matière organique génère des gaz tels que le CH_4 et le CO_2, ainsi que d'autres gaz, car l'accepteur d'hydrogène libéré pendant la dégradation peut être autre que le dioxygène. Bien que la digestion anaérobie ne soit pas encore complètement maîtrisée, les réactions qui s'y produisent sont bien comprises. Du processus d'hydrolyse à la méthanogenèse, en passant par l'acidogenèse et l'acétogenèse, les lipides, les protéines et les polysaccharides sont transformés en acides aminés solubles, en sucres et en acides gras, ainsi nous avons :

Hydrolyse : Cette étape est initiée par des bactéries anaérobies strictes ou des bactéries facultatives aérotolérantes. Ces microorganismes solubilisent les macromolécules complexes grâce à l'action d'enzymes extracellulaires. Les composés particulaires doivent être décomposés en monomères pour être transportés à travers la membrane cellulaire et servir de source d'énergie pour le métabolisme. Cette observation a été soulignée par Pascale et al., and Wang et al. [66,67].

Acidogenèse : Au cours de cette phase, des acides de faible poids moléculaire (AGV) sont produits à partir des monomères, qui serviront de substrat aux microorganismes fermentateurs. Cette étape, caractérisée par la production de CO_2 et de H_2, a été étudiée notamment par Myint et al., and Wang et al. [68,69]. Les bactéries strictement anaérobies peuvent se joindre aux bactéries anaérobies facultatives pour la dégradation des monomères au cours de cette phase. Les flores acetogènes et méthanogènes peuvent être générés par une accumulation de composés intermédiaires lors d'une surcharge organique.

Acetogenèse : Trois groupes de bactéries participent à la réduction des AGV, des sucres, de l'alcool, etc., en acétate, hydrogène et CO_2. Il s'agit des acetogenes syntrophes, des bactéries

fermentatives acetogènes et des acetogènes hydrogetrophes. Une inhibition totale peut survenir avec l'ajout d'inhibiteurs spécifiques de la methanogenèse dans des cocultures syntrophes, comme mentionné par Lohani et Havukainen and Liu et al. [70,71]

Méthanogenèse : Contrairement aux autres étapes, cette phase n'implique que des bactéries anaérobies strictes pour transformer le CO_2, H_2, l'acétate, etc. C'est la dernière étape du processus de méthanisation. Le H_2/CO_2 est réduit par toutes les bactéries méthanogènes, mais une compétition pour l'utilisation du substrat peut être observée entre les bactéries [72]

Plusieurs systèmes de traitement biologique anaérobie ont été développés pour le traitement des effluents de l'industrie de la canne à sucre.

Les réacteurs à haut débit, comme leur nom l'indique, permettent de traiter de grands volumes d'effluents contenant des charges organiques élevées. Il est important de noter que ces réacteurs représentent une évolution par rapport aux systèmes de traitement biologique classiques, tels que la digestion biologique. La digestion de la matière organique s'effectue grâce à une boue épuratrice dans un digesteur, qui peut être assimilé à une fosse septique ou à une fosse d'Imhoff, par exemple [73].

1.2.1.1 Filtres anaérobies ou Anaerobic Filters (AF).

Il s'agit d'un réacteur biologique utilisant un lit fixe de biomasse pour la dégradation de la matière organique. L'effluent est traité au contact du filtre, qui a pour fonction de retenir les particules solides. Ce type de réacteur est généralement utilisé en post-traitement en raison de ses avantages technico-économiques [74]. Ce système se compose de deux parties distinctes. La première partie équivaut à une fosse septique, tandis que la deuxième partie est constituée de filtres.

Cette dernière est subdivisée en plusieurs chambres équipées de matériaux filtrants tels que les cendres, des pièces spécialement conçues en plastique, du gravier ou encore de la pierre concassée. Il est possible de substituer ces matériaux par des ressources locales afin de réduire les coûts [75,76]. La forme du matériau filtrant revêt une grande importance, car l'efficacité du traitement en dépend directement. En effet, le diamètre du matériau filtrant varie généralement de 12 à 55 mm, offrant ainsi une superficie de surface comprise entre 90 et 300 mètres carré[s] par mètre cube de volume du réacteur. Cette configuration vise à permettre un temps de contact suffisamment long entre la pollution organique et le lit filtrant. Le système peut être alimenté par un flux descendant ou ascendant, mais idéalement, le flux ascendant est recommandé pour

éviter le lessivage de la biomasse active. Le régime d'écoulement est étroitement lié au temps de rétention hydraulique, qui constitue le paramètre le plus crucial dans le traitement des effluents de l'industrie de la canne à sucre par un système de filtre anaérobie. Un abattement de la DCO d'environ 66% est obtenu par Bodik et al [77] en utilisant un filtre anaérobie pour traiter des eaux usées. L'azote peut être éliminé sous forme d'azote total jusqu'à 15% [78]. En utilisant la même technologie, mais cette fois-ci sur des effluents d'industries de canne Fito et al [59] ont eu un abattement de la DCO de 65% à une concentration de 10g/l et une HRT de 10 jours. Cabrera-Diaz et al [79] en traitant des effluents d'industries de canne ont montré dans leur étude que les filtres anaérobies peuvent permettre un abattement de la DCO d'environ 75% à une HRT de 5 jours et une production de méthane de 0.315 LCH_4/gDCO. Cependant Ils sont sensibles aux variations de charge et aux substances toxiques, ce qui peut affecter leur performance. Le colmatage du filtre par le biofilm et les matières solides nécessite une maintenance régulière[80]. Le démarrage est long et les besoins en température peuvent poser des défis. De plus, la gestion des boues produites reste une contrainte, et la complexité du design et de l'opération doit être soigneusement gérée[81]. L'effluent traité nécessite souvent un traitement supplémentaire pour atteindre les normes de qualité requises.

1.2.1.2 Lit de boues anaérobies à écoulement ascendant ou Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB).

Il s'agit de l'un des réacteurs les plus couramment utilisés pour le traitement des effluents de l'industrie de la canne à sucre. Dans ce système, la boue épuratrice se présente sous forme de granulés, ce qui favorise une excellente décantation. Le flux entre dans le réacteur de manière ascendante et verticale, jouant ainsi un rôle de recirculation [82]. Toutes ces caractéristiques confèrent au réacteur UASB un avantage en termes de coût d'investissement par rapport à d'autres types de réacteurs. En fonctionnement anaérobie le réacteur UASB permet aussi la récupération de biogaz. Fuess et al ; Mohana et al ; Rajeswari et al [53,73,83] que dans le cas d'eaux usées fortement chargées en matière organique, telles que les effluents de l'industrie de la canne à sucre, le réacteur UASB n'est pas recommandé, car il ne permet pas une dégradation efficace de la matière organique.

Tandis que d'autres chercheurs comme Lettinga et al [84] ont montré que des eaux usées industrielles chargées jusqu'à 25Kg DCO/m^3/j peuvent être traité par un UASB avec des taux d'abattements intéressants à un temps de rétention hydraulique allant de 3 à 8h. À des températures thermophiles allant de 45 à 65°, un abattement moyen d'environ 50% a été obtenu

par Contreras-Contreras et al [85] en utilisant un réacteur UASB pour traiter des eaux usées d'industries de canne pour l'élimination du polyphénol. Les eaux usées des industries de la canne à sucre étant fortement chargées, avec une charge organique dépassant les 20g DCO/l/j, le taux d'abattement de la DCO reste inférieur à 75 % lors d'un traitement par UASB [86–88]. À un taux de matière sèche de 358.24 de MS kg/j Arthur et al [89] dans leur études sur le traitement des eaux usées municipales ont eu une production de biogaz d'environ 611 Nm^3/j. Cependant, sa limite réside dans le processus d'acclimatation relativement long, qui nécessite une quantité de boue considérable ainsi qu'une HRT prolongée. Les UASB fonctionnent également mieux à des températures élevées, posant des défis dans les climats plus froids [90].

1.2.1.3 Lit de boues granulaires expansé ou Expanded Granular Sludge Bed (EGSB).

Le réacteur EGSB est une version élargie du UASB capable de gérer des charges plus élevées. La principale distinction entre l'EGSB et le UASB réside dans sa capacité à séparer de manière plus efficace la biomasse, l'effluent et le biogaz produit, grâce à un contact amélioré entre les boues granulaires et les eaux usées [91]. La production de carboxylates peut être améliorée lors de la fermentation anaérobie de la vinasse dans un réacteur EGSB en ajustant certains paramètres tels que le temps de rétention hydraulique (HRT) ou la concentration du substrat [92]. Lors d'un traitement, anaérobie avec un EGSB Vaquerizo et al [51] ont eu un abattement de 76% de la DCO à une température de 26°C et une production de méthane de 4,2CH_4/L/J avec une concentration en DCO de 70470mg/l. À une charge organique de 12,6gDCO/L/j, Mohana et al [53] ont appliqué des effluents d'industries de canne à une EGSB avec un taux d'abattement d'environ 80% à une HRT de 2 jours et une température de 20°C. D'autres études similaires ont donnés des taux d'abattement de 68 et 76% favorisés par une importante conversion de la matière organique en méthane [93,94]. Les réacteurs EGSB sont également limités par leur sensibilité aux variations de charge hydraulique et organique, ce qui peut affecter leur performance. Le développement et le maintien des granulés de boue peuvent être complexes et nécessitent une attention particulière [95]. Ils peuvent être sensibles aux toxines, affectant la stabilité du processus

1.2.1.4 Réacteurs anaérobies discontinus séquentiels ou Anaerobic Sequencing Batch Reactors (ASBR).

Cette technologie se distingue des traitements biologiques conventionnels mentionnés précédemment par sa flexibilité à l'égard des différents types d'effluents. Elle fonctionne selon un système par bâches, ce qui signifie que l'alimentation en effluents présente des charges

organiques très variables, facilitant ainsi une dégradation efficace de la matière organique. De plus, une bonne décantation de la matière organique est favorisée par une faible charge organique d'alimentation en fin de cycle [96].

Parallèlement, le fonctionnement cyclique des ASBR comprenant les phases d'alimentation, de réaction, de décantation et de décharge, est maintenu grâce à une forte charge d'alimentation en début du cycle. Ce système permet également la récupération de biogaz [97]. Après l'alimentation, une agitation légère est réalisée pour assurer le contact entre l'effluent et la boue épuratrice. Cette agitation légère facilite la décantation et la production de biogaz résultant de la dégradation des effluents par les bactéries présentes dans la boue épuratrice. Ce réacteur permet de séparer le temps de rétention hydraulique (HRT) et le temps de séjour des solides (SRT) [98]. Son utilisation pour les effluents d'industries de canne n'est pas très développée [99,100]. Néanmoins Sara et al [101] ont utilisé cette technologie pour traiter des effluents d'industries de canne avec des abattements de la DCO allant de 81 à 91% avec une charge à l'entrée de 0,25gDCO/l/j. En ajoutant une boucle de recirculation au ASBR, les taux d'abattements de la DCO et de l'ammonium peuvent être supérieurs au système d'ASBR conventionnel. En traitant, des effluents d'industrie de canne Kee et al [102] ont eu respectivement 52 et 31% pour la DCO et l'ammonium avec le ASBR modifié contre 31 et 17% pour le ASBR conventionnel. Les réacteurs ASBR présentent plusieurs limites. Leur gestion complexe des cycles de remplissage, de réaction, de décantation et de vidange rend leur exploitation difficile. Le temps de cycle est long, limitant la capacité de traitement [103,104]. De plus, l'effluent traité peut encore contenir des matières organiques et des nutriments, nécessitant souvent un traitement supplémentaire.

1.2.1.5 Réacteur anaérobie à lit fluidisé ou Anaeroic fluidized bed reactor (AFBR).

La pollution organique est traitée en utilisant un support de croissance fixe. La biomasse épuratrice est fixée sur un matériau de faible diamètre, tel que du charbon actif ou du sable fin. Dans ce réacteur, l'écoulement peut se faire soit en flux ascendant soit en flux descendant. Pour obtenir un meilleur traitement et favoriser la croissance bactérienne, le flux ascendant est recommandé pour l'élimination de la pollution organique [53,105]. Ce courant de flux ascendant permet de maintenir le mélange du lit bactérien et de l'effluent dans un état fluidisé grâce aux forces de traînée, ce qui empêche le lessivage de la biomasse. En plus de prévenir le colmatage, l'un des principaux avantages d'un système de réacteur à lit fluidisé anaérobie pour le traitement des eaux usées de l'industrie de la canne à sucre est le maintien de la biomasse

épuratrice sur le lit fixe grâce au courant du flux [106]. C'est un système qui permet en plus de la dégradation de la matière organique, la récupération de biogaz soit du CH_4 ou de l'hydrogène [107,108]. À une température de 30°C et une HRT de 24h Siqueira et al [109] lors de leur étude, ont atteint une réduction de la DCO d'environ 51 % en utilisant un réacteur à lit fluidisé anaérobie pour traiter les effluents de l'industrie de la canne à sucre. Dans un système de traitement des effluents de l'industrie de la canne à sucre avec un réacteur à lit fluidisé anaérobie, une diminution du temps de rétention hydraulique entraînera une meilleure production de méthane, atteignant des taux pouvant aller jusqu'à 0,3 L de CH_4 par gramme de DCO par litre par jour. De même, à des températures thermophiles (55°C), le taux de réduction de la DCO peut atteindre 71 % à une charge organique d'environ 24 g de DCO par litre par jour. [108]. Cependant, certaines limitations persistent dans leur application. Leur conception et exploitation complexes nécessitent un design sophistiqué et une attention minutieuse pour éviter le colmatage et maintenir les particules en suspension, ce qui requiert une consommation d'énergie importante [110]. Ils sont sensibles aux variations rapides de charge organique et hydraulique, ainsi qu'aux substances toxiques dans les eaux usées [111].

Les boues activées et le lagunage à macrophytes sont également utilisés pour le traitement des eaux usées de l'industrie de la canne à sucre, avec des taux de réduction de la pollution intéressants. La DCO et la DBO_5 peuvent être éliminées à plus de 90 % en utilisant un système de boues activées pour le traitement des eaux usées de l'industrie de la canne à sucre [112]. Des études menées par [113] sur le traitement des eaux usées de distillerie à l'aide de filtres plantés d'Echinochloa pyramidalis ont produit des résultats prometteurs. En effet, les taux d'élimination suivants ont été obtenus : 80 % pour la conductivité, 90 % pour la couleur, 79 % pour les MES, 60 % pour la DCO, 90 % pour la DBO_5, 79 % pour la teneur en azote total et 50 % pour la teneur en phosphore total. La rétention des polluants inorganiques, tels que les ions et les colorants, ainsi que l'occupation d'espace, reste la principale limite des systèmes de boues activées et des lagunes à macrophytes.

Les rejets d'effluents de l'industrie de la canne à sucre après un traitement biologique ne respectent souvent pas les normes de rejet, ce qui représente un potentiel danger pour l'environnement. C'est pourquoi il est nécessaire de mettre en place un traitement supplémentaire. Les procédés de traitement physico-chimiques semblent appropriés pour éliminer principalement la pollution minérale dans les eaux usées de l'industrie de la canne à sucre. Cependant, leurs inconvénients résident dans les coûts élevés du traitement, auxquels s'ajoutent les coûts supplémentaires liés au traitement des sous-produits [114]

1.2.2 Les systèmes de traitement physico-chimiques.

Les eaux usées de l'industrie de la canne à sucre contiennent diverses particules en raison du lavage et broyage de la canne, ce qui entraîne une concentration élevée de matières en suspension dans les effluents. La coagulation-floculation permet alors d'éliminer les matières en suspension.

1.2.2.1 La coagulation floculation.

C'est l'un des systèmes de traitement physico-chimique les plus répandus et les plus utilisés pour le traitement des eaux usées industrielles [20,115]. La coagulation-floculation est un processus qui facilite l'élimination des matières en suspension et des colloïdes en les regroupant sous forme de flocs, qui sont ensuite séparés à l'aide de systèmes de décantation, de flottation et/ou de filtration [116]. l'objectif de ce procédé est d'agglomérer les particules fines et les colloïdes en des particules plus grandes afin de réduire la turbidité, la matière organique, ainsi que d'autres polluants inorganiques solubles [117].

Trois mécanismes interviennent au cours de la coagulation-floculation :

- L'hydrolyse correspondant à la réaction chimique provoquée par l'ajout du coagulant dans l'eau.
- La coagulation, quant à elle, comprend deux étapes : d'abord, la déstabilisation des suspensions colloïdales, puis l'agrégation des particules en petits amas ou flocons, sous agitation et sous l'influence du mouvement brownien.
- Enfin, la floculation péricinétique désigne le processus de grossissement et d'uniformisation des flocons sous l'effet d'un brassage modéré.

Le pH, la température, le temps et/ou la vitesse d'agitation sont des paramètres qui peuvent influencer le processus de coagulation. Les coagulants les plus couramment utilisés dans le traitement des effluents de l'industrie de la canne à sucre sont des polymères chimiques, des sels d'aluminium, ainsi que des coagulants naturels.

A. Les différents types de coagulants.

Dans le cadre de ce processus, les coagulants ajoutés présentent une diversité de caractéristiques, car ils peuvent être classés en deux grandes catégories distinctes : organiques ou minéraux. Ces deux types de substances jouent un rôle essentiel dans le traitement de l'eau. Les coagulants organiques sont des produits chimiques dérivés de composés organiques tels

que les polymères. Ils ont la capacité d'agir en favorisant la formation de flocons à partir des particules en suspension dans le liquide. Les polymères organiques sont souvent utilisés pour agréger les particules de manière efficace, facilitant ainsi leur élimination ultérieure par décantation ou filtration. Les coagulants organiques sont particulièrement adaptés aux eaux contenant des particules fines ou colloïdales.

En revanche, les coagulants minéraux sont généralement des sels métalliques, tels que le sulfate d'aluminium, le chlorure ferrique ou le sulfate ferreux. Ces produits chimiques réagissent avec les impuretés présentes dans l'eau en formant des précipités insolubles. Ces précipités attirent et agrègent les particules en suspension, facilitant ainsi leur séparation de l'eau. Les coagulants minéraux sont couramment utilisés dans le traitement de l'eau potable et des eaux usées industrielles.

B. Les coagulants minéraux.

Selon Freitas et al., Matilainen et al and Sher et al [118–120], les sels coagulants les plus utilisés sont : le sulfate d'alumine (Al_2 $(SO_4)_3$), le sulfate de fer (III) (Fe_2 $(SO_4)_3$), le chlorure d'aluminium ($AlCl_3$), et le chlorure ferrique ($FeCl_3$). Garika et al [98], dans leur étude portant sur l'efficacité des coagulants naturels dans le traitement des effluents de l'industrie sucrière, ont obtenu des résultats satisfaisants en utilisant quatre types de coagulants : l'alun, le chlorure ferrique, le sagou et la chitine. Ces coagulants ont été appliqués dans des opérations de coagulation-floculation sur des eaux usées issues de l'industrie sucrière. Les taux d'abattement maximaux suivants, correspondant à l'utilisation du chlorure ferrique suivi par les coagulants naturels, ont été observés : 99,28 % pour la couleur, 60,39 % pour la conductivité électrique, 97,67 % pour la turbidité, 69,23 % pour le chlorure, et 60,42 % pour les solides totaux. Selon de nombreux chercheurs, le sulfate d'aluminium est largement considéré comme le coagulant le mieux adapté pour le processus de coagulation-floculation. Cette conclusion est motivée par les avantages du sulfate d'alumine par rapport au chlorure ferrique, bien que les deux coagulants soient efficaces. L'eau qui a été traitée au chlorure ferrique affiche une teinte plus intense que celle traitée au sulfate d'alumine. Cette coloration accrue est due aux résidus de fer présents, lesquels donnent une nuance jaune ou brune à l'eau, ce qui peut constituer un danger pour la santé. De plus, le sulfate d'aluminium est plus disponible sur le marché et moins coûteux, ce qui facilite son acquisition. Contrairement au chlorure ferrique, le sulfate d'alumine agit à la fois comme coagulant et floculant.

Cependant, L'utilisation de sels comme coagulants n'est pas dénuée de conséquences. Leur utilisation est considérée comme inappropriée en raison de préoccupations sanitaires et économiques. Ils pourraient être la cause de plusieurs maladies comme l'Alzheimer [121,122]

C. Les coagulants naturels ou organiques.

Les coagulants et floculants naturels font l'objet de nombreuses recherches depuis plusieurs années. Avec une surface spécifique relativement faible, c'est-à-dire inférieure à 2 m^2 g^{-1}, l'utilisation de la bagasse de canne comme coagulant pour le traitement des eaux usées connaît une croissance significative, offrant des résultats très prometteurs [123,124]. Le charbon actif présente une surface spécifique exceptionnellement élevée, ce qui en fait un choix de premier ordre en tant que coagulant. En effet, les polluants sont capturés dans les pores du charbon actif, ces pores étant créés par le chauffage d'un matériau à très haute température en l'absence d'oxygène [125,126].

Ces coagulants naturels sont aussi efficaces que les coagulants chimiques [55]. De plus, Achacha et al. [127] ont constaté au cours de leur étude sur l'utilisation de la poudre de noyaux de caroube (Ceratonia siliqua) comme bio-coagulant pour le traitement de l'eau potable, que des bio-coagulants tels que le chitosane, le cactus, les tanins, l'Aloe Vera, le *Moringa oleifera* et les châtaignes ont montré des résultats prometteurs et fiables en ce qui concerne la réduction de la turbidité, des éléments potentiellement toxiques et des agents pathogènes dans l'eau. Selon la même étude, Le *Moringa oleifera* s'est avéré être le coagulant naturel le plus efficace découvert jusqu'à présent, avec le potentiel de remplacer le sulfate d'aluminium, qui reste le coagulant le plus couramment utilisé pour le traitement de l'eau dans le monde entier. En effet, les graines de *Moringa oleifera* peuvent permettre d'atteindre des réductions allant jusqu'à 99 % en ce qui concerne les matières colloïdales. De plus, une seule graine est suffisante pour purifier un litre d'eau légèrement contaminée, tandis que deux graines sont nécessaires pour traiter un litre d'eau très polluée [128]. Aguilar et al. [129] ont réussi à éliminer plus de 98 % du phosphate total et des orthophosphates, ainsi qu'à réduire la concentration d'azote albuminique de 73,9 % à 88,77 % dans les eaux usées d'abattoir. Dans l'étude menée par Saki et al. [130] des taux d'abattement maximums ont été obtenus pour l'élimination des métaux lourds dans les eaux usées de l'industrie textile traitée par coagulation-floculation : 38,49 % pour le Cd, 78,88 % pour le Pb, 61,88 % pour le Ni, 60,63 % pour le Cr, 81,76 % pour l'As et 47,01 % pour le Se.

La turbidité peut aussi être éliminée jusqu'à 98% avec les grains de *Moringa Oleifera* comme coagulant pour le traitement des eaux. Lors de l'application des grains de moringa comme coagulant dans le traitement des eaux usées de distilleries, Prasad et al. [131] ont réussi à éliminer la couleur d'environ 50%. Les études de Garika et al. [55] ont permis de conclure sur l'efficacité comparative des coagulants naturels par rapport aux coagulants chimiques à une concentration de 0.25g/l avec un abattement de 99.2% de la couleur pour le traitement des effluents d'industries sucrières.

D. Le Moringa Oleifera.

Le *Moringa oleifera* est une plante appartenant à la famille des Moringaceae, originaire d'Afrique et d'Asie. Cet arbre peut atteindre une hauteur d'environ dix mètres et présente une écorce généralement grise ou chamois pâle, qui peut être lisse ou parfois légèrement rugueuse [132]. Le Moringa est largement reconnu pour son utilisation dans la purification de l'eau, notamment pour nettoyer les eaux de rivières troubles. Il est également utilisé pour clarifier le miel et le jus de canne. De plus, la poudre de graines de *Moringa oleifera* est employée dans le traitement des eaux usées, permettant ainsi de les rendre potables et aptes à diverses utilisations [133].

Les graines de *Moringa oleifera* peuvent être réduites en poudre, et leur extrait aqueux peut être employé pour décontaminer l'eau. Dans les pays en développement, cette approche présente une alternative efficace aux coagulants chimiques conventionnels comme le sulfate d'aluminium, offrant ainsi une solution économique et respectueuse de l'environnement pour le traitement de l'eau.

Selon Foidl et al. [128], l'utilisation efficace des graines de Moringa Oleifera ne nécessite pas de compétences spécialisées en manipulation. Cependant, il est important de noter que ces graines sont constituées d'environ 42 % d'huile, avec environ 13 % d'acides gras saturés et 82 % d'acides gras insaturés [134]. Pour cette raison, dans certaines études, les chercheurs ont opté pour l'extraction préalable de l'huile des graines avant d'utiliser le tourteau. Par exemple, les travaux de Santana et al. [135] sur l'évaluation du processus de coagulation/floculation de l'eau en utilisant le *Moringa oleifera* comme coagulant naturel, ont choisi cette approche.

L'extraction de l'huile peut être réalisée mécaniquement, à l'aide d'une presse, ou chimiquement, en utilisant un solvant en contact avec la poudre de graines pour extraire l'huile. Une fois le tourteau obtenu, la prochaine étape consiste à extraire le composant actif, qui sera utilisé comme solution coagulante. Cette opération vise à récupérer les substances actives hydrosolubles

présentes dans le tourteau de graines en les dissolvant dans une solution aqueuse. L'extraction du principe actif peut se faire soit à l'aide d'eau distillée, soit avec une solution saline (NaCl, KCl, etc.). Il est toutefois important de souligner que l'utilisation d'une solution saline donne des résultats meilleurs. En effet, des auteurs tels qu'Okuda et al. [136] dans leur étude portant sur l'isolation et caractérisation du coagulant extrait de la graine de *Moringa oleifera* par solution saline, ont découvert que la capacité de coagulation de l'extrait de *Moringa oleifera* avec une solution de NaCl était 7,4 fois plus élevée que celle de l'extrait obtenu avec de l'eau distillée pour l'élimination de la kaolinite en suspension. De même, Abidin et al. [137] ont mené une étude d'optimisation d'une méthode d'extraction de l'agent coagulant actif des graines de Jatropha curcas pour une utilisation dans l'élimination de la turbidité, au cours de laquelle ils ont testé trois solvants (eau distillée, chlorure de sodium NaCl et hydroxyde de sodium NaOH) et ont obtenu les meilleurs résultats avec le chlorure de sodium.

1.2.2.2 Les procédés d'oxydation avancés.

La dégradation de la pollution s'effectue grâce à la formation d'espèces chimiques réactives appelées radicaux OH°. Ces radicaux sont générés lors de la première étape d'oxydation, que ce soit par l'ozone, le peroxyde d'hydrogène ou encore sous l'effet de rayonnements ultraviolets. La deuxième étape consiste à utiliser ces radicaux libres pour réagir avec la pollution, ce qui permet son élimination [138,139]. En phase homogène il existe H_2O_2/F^{2+} et H_2O_2/O_3. En phase hétérogène et/ou homogène ils sont appelés photocatalytiques ainsi que H_2O_2/UV, O_3/UV et F^{2+} / H_2O_2/UV, TiO_2/UV. Deux autres procédés d'oxydation avancés sont l'électrochimique et la sonochimique [140]. Une dégradation de la couleur et de la DCO respectivement de 88% et de 85% a été obtenu par Apollo et al. [141] en utilisant les UV photodegradation pour traiter des effluents de distillerie à une concentration en DCO de 5g/l. L'electrofenton quant à elle est plus efficace pour l'élimination de la couleur avec des valeurs pouvant atteindre 90%, mais ces valeurs sont moyennes pour l'abattement de la DCO soit environ 40% [142]. Ces méthodes de traitement chimique des effluents d'industrie de la canne présentent certaines limitations, notamment liées aux inhibiteurs de radicaux. Ce sont des composés qui réagissent avec les radicaux OH° sans toutefois produire le radical superoxyde.

Un autre procédé chimique utilisé pour le traitement des effluents de l'industrie de la canne est l'échangeur d'ions. Il est similaire à une chromatographie ionique dans la mesure où il permet de retenir les ions en fonction de leur charge sur un support stationnaire [143]. Son avantage par rapport aux autres méthodes est sa capacité à dégrader la couleur et la pollution inorganique,

néanmoins à charge élevée son efficacité est réduite [144]. Pattakamol Samboot et al. [145] ont obtenu des taux d'abattements de la couleur à plus 90% en appliquant une résine échangeuse d'ions d'amberlite et magnétiques dans le traitement des effluents d'industries de canne.

L'adsorption est un procédé de traitement des effluents de l'industrie de la canne qui présente divers avantages. Il est à noter que l'adsorption est généralement moins coûteuse que la plupart des procédés physico-chimiques, car les matériaux utilisés pour l'adsorption sont facilement accessibles. De plus, ces matériaux adsorbants et les sous-produits générés n'ont généralement pas d'effets nocifs une fois rejetés dans l'environnement [146]. La pollution peut être réduite de 40% dans les eaux usées d'industrie de canne avec le charbon actif comme adsorbant [59].

Les procédés d'oxydation avancés (POA) sont efficaces pour dégrader divers contaminants organiques dans les eaux usées, mais présentent quelques limites. Ils nécessitent des réactifs chimiques coûteux et des équipements sophistiqués, entraînant des coûts d'exploitation élevés et une consommation énergétique importante [147]. Les POA peuvent générer des sous-produits toxiques et demandent une surveillance rigoureuse des conditions de réaction, ce qui rend leur mise en œuvre complexe. Ils sont sensibles aux variations de la qualité de l'eau et peuvent ne pas dégrader complètement certains contaminants, nécessitant des traitements complémentaires [148,149].

D'autres systèmes avancés à savoir les procédés membranaires sont aussi utilisés pour traiter les effluents d'industries de canne.

1.2.3 Les procédés membranaires.

Lorsque l'effluent à traiter passe à travers une barrière, différents composants de l'eau tels que les polluants chimiques, les matières solides, les colloïdes et les molécules sont retenus en fonction de la force appliquée et des caractéristiques de la barrière.

Dans le contexte du traitement des effluents de l'industrie de la canne, deux procédés membranaires couramment utilisés sont la microfiltration et l'ultrafiltration. Ces procédés reposent principalement sur le principe de la séparation par tamisage, où la taille des pores varie de 0,1 à 5 nm pour la microfiltration et de 1 à 100 nm pour l'ultrafiltration. La séparation des matières solides, des colloïdes, y compris les protéines et les grosses molécules, en ultrafiltration est réalisée sous l'application d'une pression transmembranaire de 1 à 10 bars.

Quant à la nanofiltration, elle permet la rétention des sels ionisés multivalents tels que le sodium, le calcium, les sulfates, le magnésium, ainsi que des composés organiques non ionisés

ayant une masse molaire supérieure à 250 g/mol. Cette séparation repose sur trois principes fondamentaux : un rejet électrostatique, une solubilité-diffusion et un tamisage à travers des micropores [150].

1.2.3.1 La nanofiltration NF.

Les membranes de nanofiltration ont la capacité de retenir des molécules dont le poids moléculaire se situe généralement dans la plage de 200 à 1000 Daltons. Elles possèdent des pores dont la taille varie de 0,5 à 10 nm, et le processus de filtration peut être réalisé sous une pression allant jusqu'à 30 bars, en fonction des besoins spécifiques du traitement [150,151]. Cependant sa limite réside dans sa capacité à séparer les composés soluble de très petites tailles [152]. Les premières membranes de nanofiltration ont été produites en utilisant de l'acétate de cellulose, tandis que la génération plus récente de membranes de nanofiltration est fabriquée à partir de composites à fine couche de polyamide [153] .Une comparaison est donnée dans le tableau 2 entre les différentes couches des membranes de nanofiltration [153]

Tableau 2: Analyse comparative des membranes en acétate de cellulose et en polyamide.

	Acétate de cellulose	**Couche mince de polyamide**
Résistance aux oxydants forts	Plus résistant	Moins résistant
Perméabilité	Plus faible	Plus élevé
Pression de fonctionnement	Plus basse	Plus élevée

La nanofiltration est préconisée comme traitement secondaire en raison des propriétés des membranes qui y sont employées. Ce sont des technologies coûteûses et énergivores, ce qui ne facilite pas leurs applications. Néanmoins des études ont été menées sur les effluents de canne. Une combinaison C-MF-NF (coagulation microfiltration et nanofiltration) a été utilisée pour traiter la vinasse par Lebron et al. [49]. Le taux d'abattement de la DCO, la couleur, et les ions dépasse les 90%. En remplaçant la membrane de microfiltration par une membrane de nanofiltration. Silva et al. [50] ont utilisé le même système intégré ultrafiltration-nanofiltration

(UF-NF), mais cette fois-ci avec et sans pré coagulation pour traiter la vinasse. Les résultats concluent que l'utilisation d'un coagulant en prétraitement influence l'abattement de la DCO et de la couleur.

La nanofiltration se positionne comme une technologie intermédiaire entre l'osmose inverse et l'ultrafiltration. L'osmose inverse est l'un des procédés membranaires les plus célèbres, principalement utilisés pour le dessalement de l'eau de mer. Les membranes d'osmose inverse ont des pores dont la taille est inférieure à 0,5 nm, ce qui nécessite l'application d'une pression membranaire considérable, pouvant atteindre jusqu'à 100 bars, pour retenir les solutés tels que les sels et les acides aminés dont le poids moléculaire est inférieur à 1000 Daltons [140,141].

La nanofiltration est largement employée dans le domaine industriel, et quelques-unes de ses applications industrielles sont répertoriées dans le tableau 3.

Tableau 3: Quelques applications dans le domaine industriel des membranes de nanofiltration

Domaine	Opérations	Auteurs
Agroalimentaire	• Amélioration des Propriétés des Produits, • Démucilagination des Jus • Traitement des Effluents	[17,154]
Pharmacie	• Fractionnement des Protéines • Élimination des Virus • Recyclage des Solvants	[155]
Pétrochimie	• Élimination de la paraffine de l'huile, • Élimination du soufre des essences et neutralisation de l'acidité du pétrole brut, • Récupération de solvants pour la fabrication de lubrifiants	[156,157]
Chimie fine	• Séparation des produits résultants de réactions catalysées par des catalyseurs homogènes.	[158,159]

En utilisant des membranes de nanofiltration pour le traitement des effluents de vinasse Diaz-Reinoso et al. [160] ont atteint les taux d'élimination suivants pour le carbone total, les phénoliques totaux et la DCO : 85,8 %, 85,1 % et 91,8 %, respectivement.

La nanofiltration se positionne comme une technologie intermédiaire entre l'osmose inverse et l'ultrafiltration. L'osmose inverse est l'un des procédés membranaires les plus célèbres, principalement utilisés pour le dessalement de l'eau de mer. Les membranes d'osmose inverse ont des pores dont la taille est inférieure à 0,5 nm, ce qui nécessite l'application d'une pression membranaire considérable, pouvant atteindre jusqu'à 100 bars, pour retenir les solutés tels que les sels et les acides aminés dont le poids moléculaire est inférieur à 1000 Daltons [161,162].

1.2.3.2 L'osmose inverse OI.

L'osmose inverse est un processus de purification de l'eau qui repose sur la pression pour forcer l'eau à travers une membrane semi-perméable très fine afin de séparer les contaminants de l'eau. Contrairement à l'osmose naturelle, où l'eau pure traverse la membrane pour diluer une solution plus concentrée, l'osmose inverse fait le chemin inverse : elle force l'eau à partir d'une solution concentrée vers une solution moins concentrée [163]. La figure 2 donne un aperçu du système d'osmose.

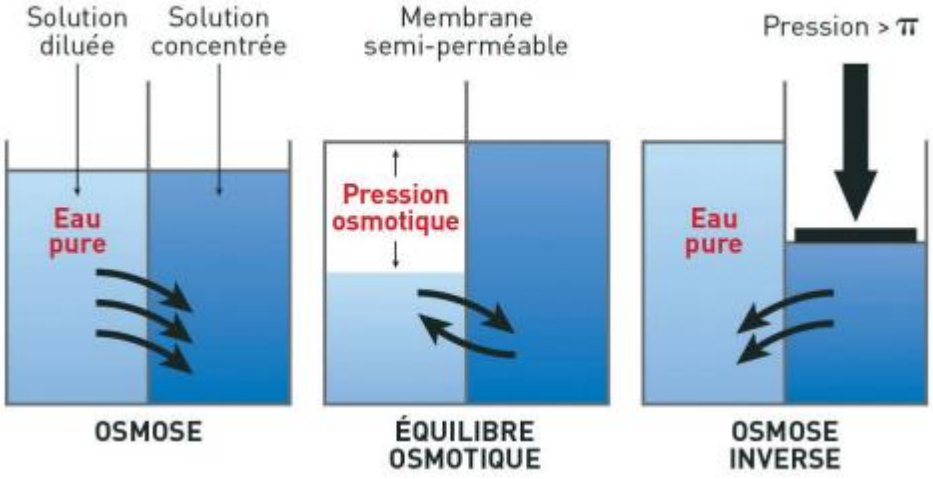


Figure 2: Illustration du principe de l'osmose inverse

L'osmose inverse, tout comme la nanofiltration, est un procédé de filtration membranaire basé sur une différence de pression. Les pressions utilisées pour cette technologie peuvent atteindre 100 bars. Le dessalement des eaux de mer reste la première application d'osmose inverse et les membranes qui sont utilisées sont des membranes denses.

Une répartition des filières de traitement des stations d'osmose inverse est donnée par la figure 3 : inspiré de [164]:

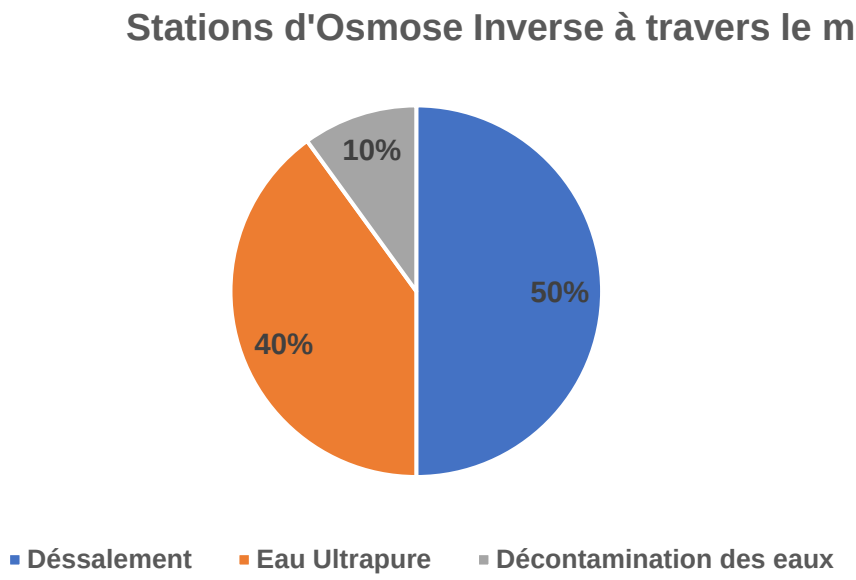


Figure 3:Stations d'Osmose Inverse par domaines d'activités à travers le monde

Une synthèse de l'utilisation des membranes d'osmose inverse est donnée par le tableau 4

Tableau 4: Domaines d'applications industriels des membranes d'osmose inverse

Domaine	**Opérations**	**Auteurs**
Production d'eau	• Élimination du sel des eaux de mer et des eaux saumâtres. • Production d'eau pure destinée à être utilisée dans les chaudières.	[165]
Agroalimentaire	• Concentration de jus de fruits • Extraction de composants de légumes.	[166]
Traitement d'effluents pharmaceutiques	• Purification des eaux	[167]

D’autres technologies membranaires encore très intéressantes existent, mais leur application aux effluents d’industries de canne n’est pas vulgarisée, ce sont l’électrodialyse, distillation, évaporation membranaire et la pervaporation.

Les membranes utilisées pour la séparation lors d’un traitement d’effluents d’industries de canne par procédé membranaire peuvent être classées en deux catégories. Il existe les membranes organiques et inorganiques. Pour la fabrication des membranes organiques il est utilisé des polymères comme le propylène (PP), le polyfluorure de vinilydène (PVDF), le polyetheresulfone (PES), polysulfone (PS), polyamide (PA), ou encore l’acétate de cellulose (CA). Il faut noter que les membranes inorganiques offrent plus d’avantages en ce qui concerne la résistance aux produits chimiques et la température comparativement aux membranes organiques. Néanmoins cette dernière catégorie demeure plus accessible à cause de leurs coûts sur le marché [168].

Le côté biologique, c’est-à-dire naturel, des systèmes de traitement biologique n’est pas suffisant pour garantir un impact zéro ou positif sur l’environnement. Quant aux systèmes de traitement physico-chimiques, les coûts supplémentaires du traitement des sous-produits générés limitent leur utilisation. La filtration sur une membrane poreuse pour sa part permet d’avoir des effluents de très bonne qualité, mais l’eau à traiter doit avoir une certaine caractéristique.

Les effluents d’industries de canne étant des eaux usées très chargées en pollution diverse avec un risque élevé de colmatage rapide de la membrane, il apparait donc nécessaire de chercher des systèmes de traitement qui seront efficaces pour l’abattement de la couleur, de la matière organique et notamment des polluants minéraux.

1.2.3.3 Le bioréacteur à membrane.

Il s’agit d’un équilibre entre un système de traitement biologique et physique. Ce système est appelé le bioréacteur à membrane. C’est un procédé membranaire combinant un réacteur biologique pour l’abattement de la matière organique et d’un filtre membranaire pour la rétention des matières inorganiques et des polluants les plus résistants. La sélectivité de la membrane est remarquable, car elle retient le polluant, quel que soit leur degré de floculation. Les premières applications du bioréacteur à membrane ont été conduites aux états unis par l’institut polytechnique de renesselaer de troy et dorr oliver inc. Milford, connecticut. Malgré le développement de la technologie en 1960, c’est seulement en 1990 qu’elle commence à être utilisée pour le traitement des eaux usées industrielles [169,170]. Depuis lors plusieurs études

ont été menées sur différents types d'effluents avec des résultats très souvent intéressants. L'expansion figurante du bioréacteur à membrane pour le traitement des effluents industriels est liée aux multiples avantages qu'il offre par rapport aux autres systèmes de traitement.

Parmi ces avantages il y'a la capacité simultanée du bioréacteur à traiter l'eau grâce au réacteur biologique, mais aussi sa clarification par la partie membranaire. La charge organique dans les effluents d'industries de canne étant très variable, le bioréacteur à membrane permet d'assurer un traitement en continu sans perturbation des performances épuratoires du système. La production de boue ainsi que l'espace d'implémentation qui sont des problèmes majeurs dans les systèmes de traitement conventionnels sont réduits par un traitement avec un bioréacteur à membrane [171–173]. En plus d'une valorisation en agriculture, les eaux usées traitées par un bioréacteur à membrane peuvent être utilisées dans le circuit de fabrication tout ceci grâce à la forte sélectivité de la barrière membranaire. Il faut aussi noter que le l'âge des boues et le temps de rétention hydraulique souvent confondue sont séparés lors d'un traitement par bioréacteur à membrane favorisant ainsi le développement de la biomasse [174]. Le temps de rétention hydraulique est assez long lors d'un traitement biologique, cependant dans un bioréacteur à membrane il peut être raccourci, permettant ainsi l'épuration de grands volumes d'effluents. Néanmoins quelques limites existent dans le fonctionnement du bioréacteur. Il y'a entre autres les coûts de fonctionnement élevés avec un suivi régulier, il faut ajouter à cela le colmatage de la membrane. Bien qu'il puisse être maitrisé grâce au rétrolavage, il demeure cependant le problème majeur lors d'un fonctionnement anaérobie d'un bioréacteur à membrane [169,175]. Les coûts de fonctionnement sont encore plus importants quand le bioréacteur est à boucle externe.

Pour pallier aux coûts de fonctionnement importants lors de la mise en route d'un bioréacteur à membrane, certains chercheurs préconisent un traitement en absence d'oxygène. Le bioréacteur en fonctionnement anaérobie permet la récupération du biogaz qui peut être valorisé en énergie permettant ainsi de faire des calculs de retour sur investissement. En anaérobiose le bioréacteur à membrane supporte des charges organiques assez élevées par rapport au bioréacteur à membrane aérobie. Les effluents des industries de canne sont très chargés en matière organique, le traitement de ces dernières avec un bioréacteur à membrane anaérobie permettra la récupération d'importantes quantités de biogaz valorisable en énergie [176]. À une charge organique de DCO allant de 2,5 à 6kgDCO/m^3/j, une production de biogaz d'environ 6,4 Nm^3 de CH_4 par m^3 de vinasse traitée a été obtenue par Santos et al [56] lors d'un traitement de la vinasse par un bioréacteur à membrane.

Contrairement au bioréacteur anaérobie, le bioréacteur à membrane aérobie (BMA) utilise de l'oxygène pour favoriser la croissance de microorganismes aérobies qui décomposent les contaminants organiques dans les eaux usées.

Pour ce faire, de l'air ou de l'oxygène est injecté dans le réacteur pour maintenir des conditions aérobies favorables à ces microorganismes. Le fonctionnement optimal du bioréacteur à membrane aérobie nécessite une surveillance continue des paramètres tels que la concentration en oxygène dissous, le pH, la turbidité et la biomasse microbiologique. Des ajustements peuvent être nécessaires pour maintenir des conditions optimales pour les microorganismes aérobies. Dans le réacteur, la composition spécifique des eaux usées à traiter pourrait favoriser l'émergence et le développement d'une communauté microbienne spécialisée[177]. Lors du traitement de la vinasse Moreira et al [178]ont utilisé un bioréacteur à membrane aérobie, ils ont obtenu un abattement de la DCO d’environ 80% avec une concentration initiale allant de 30 à 85g/l.

Le tableau 5 donne les performances du bioréacteur appliqué à différents types d’effluents d’industries sucrières et agroalimentaires.

Tableau 5: Performances des bioréacteurs à membranes.

Réacteurs	**Eaux usées**	**DCO (mg/l)**	**T°C**	**HRT**	**Rétention DCO (%)**	**LCH_4/gDCO**	**Références**
AnBRM	Industrie de canne	13147	22	2.58	97.5	-	[179]
AnBRM	Industrie de canne	46000	37	14	92	0.37	[180]
BRM	Industrie de canne	35200	4	7	40	-	[181]
BRM	Industrie de canne	17677	22	3.6	85	-	[54]
AnBRM	Industrie de canne	16706	25	3.1	97	>0.32	[56]
AnBRM	Synthetics	4000	35	2	92	0.6	[182]
AnBRM	Déchets alimentaires	26000	22	13	86	0.3	[183]
AnBRM	Industrie laitière	102346	55	2.5	98.8	0.31	[184]
AnBRM	Eaux usées porcines.	7400	37	27	86	0.4	[185]
AnBRM	Industrie agroalimentaire	20900	36	25	98	0.15	[186]
AnBRM	Fastfood	17500	40	4.3	97	0.4	[187]
BRM	Brasserie	1710	-	-	87	-	[188]
AnBRM	Brasserie	15500	35	3.5	99	0.11	[22]
AnBRM	Déchets alimentaires	73670	-	30	99	0.51	[189]

En effet selon qu'il soit anaérobie ou aérobie, le bioréacteur peut être configuré de trois façons différentes.

1.2.3.3.1 La configuration des bioréacteurs à membrane.

Depuis son développement le bioréacteur était à boucle externe, c'est-à-dire que la membrane est installée à l'extérieur du réacteur biologique dans une cartouche appelée module membranaire [190]. Le colmatage est maitrisé ici par une circulation à grande vitesse de la biomasse ou par des lavages chimiques au cas échéant. L'un des avantages majeurs des bioréacteurs à membrane (BRM) à boucle externe est qu'ils permettent de traiter des effluents à charges élevées à des vitesses allant de 0.5 à 4m/s à des températures et pH élevés pouvant aller jusqu'à 55°C et 10 respectivement [191]. Néanmoins certains chercheurs indiquent que la configuration du bioréacteur à boucle externe n'est pas indiquée dans le traitement des effluents à charges élevées [192]. À charges élevées les taux de cisaillement et les coûts de fonctionnement sont assez élevés [193]. Pour assurer un débit de filtration adéquat, la filtration tangentielle est indiquée pour cette configuration. Dans le système de boucle externe, la recirculation est nécessaire, ce qui entraîne une consommation d'énergie supplémentaire due au fonctionnement de la pompe de recirculation. De plus, avec la cartouche située à l'extérieur du réacteur, cela nécessite un espace supplémentaire par rapport à la configuration immergée. Les différentes configurations des bioréacteurs à membrane sont représentées sur la figure 4.

Les membranes utilisées ici sont des membranes planes ou tubulaires. Pour réduire les coûts de fonctionnement, une autre configuration est développée, il s'agit du bioréacteur à membrane immergé. La membrane est immergée dans la biomasse épuratrice avec des modules planes ou en fibres creuses [191]. Comparativement au bioréacteur à membrane (BRM) à boucle externe, le bioréacteur à membrane (BRM) immergé a connu un succès commercial remarquable. Gander et al., and Shin et al., [174,194] ont observé que le colmatage est mieux maitrisé dans un bioréacteur à membrane (BRM) immergé, car c'est une configuration indiquée dans le traitement des effluents peu chargés. Ainsi une filtration frontale peut être appliquée avec des flux de perméat assez réduit.

Les membranes utilisées dans les bioréacteurs à membranes sont organiques ou inorganiques. Les premiers sont moins coûteux, mais moins résistants par rapport au second. Les membranes inorganiques les plus utilisées sont en céramiques. Les membranes en métal connaissent une ascension fulgurante pour leur meilleure résistance au colmatage et aux températures élevées [195,196]. Afin de maximiser la contrainte de cisaillement et réduire le colmatage, une fusion entre un bioréacteur à membrane (BRM) à boucle externe et immergée est née. Il s'agit du bioréacteur à membrane (BRM) immergé à l'externe. La membrane est installée à l'extérieur

du réacteur dans une cuve. Un autre avantage de cette configuration est qu'elle permet un lavage chimique assez simple [197].

Tous ces paramètres sont très importants dans le dimensionnement du bioréacteur à membrane. Néanmoins son opération nécessite des conditions biologiques et physiques intimement liées à son efficacité.

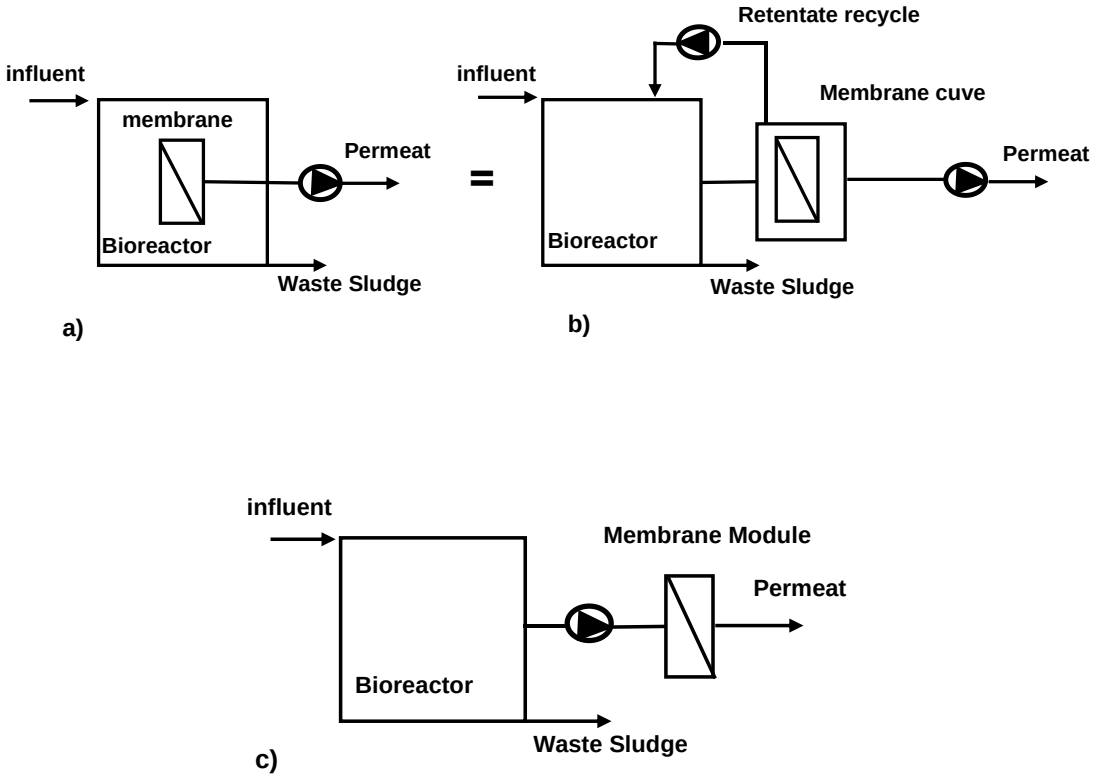


Figure 4: Configuration des bioréacteurs à membranes Membrane a) et b) MBR Immergé, c) MBR externe

1.2.3.3.2 Les conditions opératoires du BRM.

Parmi les paramètres de fonctionnement d'un bioréacteur à membrane, on compte, le flux du perméat, le pH, la température le temps de rétention hydraulique, l'âge des boues et le colmatage.

Le pH est un paramètre très important, car il a une influence sur la dégradation des polluants dans le réacteur. Le pH conditionne également le comportement des composés et de la biomasse épuratrice. Les bioréacteurs à membranes sont conçus pour un fonctionnement optimal à pH neutre. Des taux d'abattement de la DCO moyens autour de 40% ont été obtenus par Sawadogo

et al [22] lors du traitement des eaux usées de brasseries par bioréacteur à membrane anaérobie pendant la période d'acclimatation à un pH autour de 10.

Néanmoins les effluents industriels ont souvent des pH extrêmes. Les eaux usées d'industries de canne ne dérogent pas à constat. Pour neutraliser le pH dans les bioréacteurs à membrane, divers produits chimiques sont utilisés. Lors de son étude sur des effluents d'industries de canne Fito et al. [47] ont utilisé de l'acide chlorhydrique (HCL) et de l'hydroxyde de sodium (NaOH) pour neutraliser le pH afin de favoriser la dégradation de la pollution. À température thermophile dans un USAB, Harada et al. [87] ont utilisé une solution de bicarbonate de sodium ($NaHCO_3$) à 5g/l pour neutraliser le pH dans les effluents d'industries de canne. D'autres industries de canne utilisent de la chaux pour neutraliser le pH.

En ce qui concerne la température elle a un effet direct sur l'activité biologique dans un bioréacteur à membrane. L'efficacité épuratoire du bioréacteur à membrane diminue avec une baisse de la température entrainant une diminution de l'abattement de la DCO [198]. En effet la température dans les bioréacteurs à membrane diffère selon leur configuration. Une température ambiante autour de 20 à 30°C est indiquée pour les bioréacteurs à membrane aérobie. Par contre la température doit atteindre 30°C dans un bioréacteur à membrane anaérobie afin de favoriser l'activité biologique et la production de biogaz [171]. La température joue un rôle important dans un traitement des eaux usées de canne pour l'élimination des polyphénols dans un réacteur anaérobie [85]. Des taux d'abattement de la matière organique supérieurs à 90% peuvent être obtenus dans un bioréacteur à membrane anaérobie lors d'un traitement d'industrie de canne à température mésophile [199].

Une des conditions opératoires les plus importantes est le colmatage de la membrane [200]. Le colmatage fait intervenir deux phénomènes qui sont l'adsorsion et la polarisation. En cas d'interaction physico-chimique entre la surface de la membrane et les solutés, un lavage chimique est obligatoire, on parle ici de colmatage par absorption. Le colmatage par polarisation consiste quant à elle à la formation d'une deuxième couche entrainant un flux de diffusion de la membrane vers le soluté [201]. Un retrolavage est suffisant pour éliminer la couche barrière. Lors d'une filtration sur une membrane poreuse, il est exercé une pression appelée pression transmembranaire (PTM). Le colmatage est intimement lié à la pression transmembranaire et au flux de filtration. Cette pression est fixée et peut varier en fonction du gradient de pression ou en fonction du flux du perméat [202]. Elle est fonction de la nature de la membrane. Une accumulation de composés solubles, de macromolécules ou encore de

microorganismes à la surface de la membrane peut entraîner une augmentation horizontale de la PTM sans réduction importante du flux de filtration [203].

Lors d'un traitement d'effluents d'industrie de canne, la pression transmembranaire peut aller jusqu'à 4bars en raison des fortes charges organiques et inorganiques. Cette pression membranaire est donnée par l'équation suivante avec Pa (pression d'alimentation), Pc (pression du concentrat) et Pp (pression du perméat) :

$$PTM = \frac{Pa + Pc}{2} - Pp$$

En effet le colmatage et la PTM sont intimement liés au flux du perméat qui n'est rien d'autre que le débit de l'effluent à traiter par rapport à la surface membranaire filtrante avec Qp (débit du perméat et A (surface filtrante):

$$JW = \frac{Qp}{A}$$

Le colmatage de la membrane devient important à une PTM de 0.5 bar avec une membrane de microfiltration pour le traitement des eaux usées de canne par un bioréacteur à membrane anaérobie. Il convient alors de procéder à un nettoyage de la membrane qui peut être physique ou chimique [54]. Plus la charge organique est importante plus facilement la membrane est colmatée [204].

À côté de toutes ces conditions opératoires, il existe le temps de séjour hydraulique (HRT) et l'âge des boues (SRT) qui régissent la durée du traitement. Ils constituent les paramètres biologiques dans le fonctionnement d'un bioréacteur à membrane. Le temps de séjour hydraulique est le temps que met une goutte d'eau de son entrée dans le bioréacteur à membrane jusqu'à sa sortie. Sehyi et al [205] définis la HRT comme le temps dont dispose les microorganismes pour dégrader la pollution. Le temps de séjour hydraulique est fonction de la configuration de la membrane et de la charge organique de l'effluent. Elle est relativement faible dans un bioréacteur à membrane aérobie. Dans une configuration anaérobie, la HRT est plus importante, car elle peut aller jusqu'à 30 jours [171,206,207]. La HRT est toujours fixée selon l'efficacité du traitement escompté. Elle est le rapport du volume du réacteur sur le volume de l'effluent :

$$HRT = \frac{Vreacteur}{Qeffluent}$$

La HRT aussi est intimement liée au colmatage. Le traitement des eaux usées de canne dans un bioréacteur à membrane anaérobie avec réduction de la HRT entraîne une augmentation des matières volatiles en suspensions, mais aussi des substances polymériques extracellulaires et de la masse moyenne des produits microbiens solubles. Tout ceci concourt à augmenter le colmatage [56].

Dans un bioréacteur à membrane (BRM) la dégradation de la pollution est assurée par une biomasse épuratrice. Cette biomasse peut être caractérisée et quantifiée, pour s'assurer de ne pas être en déficit d'oxygène. Il faut alors procéder à une purge périodique de cette biomasse. Le rapport du volume du réacteur par rapport au volume de boue purgé correspond à la SRT. Cette purge des boues permettra à la biomasse épuratrice de se renouveler. C'est l'âge des boues en ce sens qu'elle correspond au temps de dégradation de certaines composées appelées particulaires.

Cirja et al., and Delgado et al. [208,209] ont conclus que la SRT est fonction de la concentration de la biomasse épuratrice. En traitant des eaux usées de brasserie par un bioréacteur à membrane à une concentration de MES de 9 g/l et une SRT de 60 jours Sawadogo et al. [200] ont eu des taux d'abattement de la DCO supérieure à 90%.

$$SRT = \frac{Vréacteur}{Qpurge\ de\ boue}$$

Dans un bioréacteur à membrane en utilisant comme biomasse épuratrice des microalgues, une diminution de la HRT entraîne une augmentation de la biomasse [210].

Le choix de ces conditions opératoires est crucial pour le suivi du traitement dans un bioréacteur à membrane, quelle que soit sa configuration.

Bien que les bioréacteurs à membrane offrent des avantages significatifs pour le traitement des eaux usées, une compréhension approfondie des processus biologiques sous-jacents est essentielle. En ce sens, la modélisation de la digestion anaérobie joue un rôle crucial dans l'optimisation de ces systèmes.

1.3 Les mécanismes de la digestion anaérobie

L'énergie générée par le métabolisme énergétique cellulaire peut découler de réactions chimiques ou de la photosynthèse. Au cours de ce métabolisme, plusieurs réactions d'oxydoréduction se succèdent. Les réactions chimiques, propres aux organismes chimiotrophes, se manifestent sous forme de fermentation ou de respiration, selon l'accepteur

final d'électrons. La fermentation intervient lorsque celui-ci est un composé organique, tandis que la respiration se produit avec un composé minéral oxygéné (nitrates, sulfate, carbonates).
Malgré une compréhension progressive du processus, le phénomène et les organismes responsables de la fermentation sont longtemps restés mal compris. Ce n'est qu'aux alentours des années 1857-1876 que Pasteur a affirmé le rôle essentiel des levures dans la fermentation de l'alcool et du lait. D'autres chercheurs ont ensuite découvert que la fermentation de la matière organique produisait du méthane.
La fermentation méthanogène de la matière organique est un processus naturel où l'accepteur final d'électrons est le biométhane. En l'absence d'oxygène, les gaz résultant de la dégradation de la matière organique sont principalement le CH_4 et le CO_2. Ce n'est qu'à partir des années 1930 que la mise en évidence des bactéries anaérobies responsables de la dégradation de la matière organique et les premières équations explicatives de ce phénomène ont été réalisées.

La digestion anaérobie se déroule en plusieurs étapes impliquant des consortiums microbiens spécifiques. Il est important de souligner que d'autres organismes tels que les levures, les champignons et les protozoaires peuvent également jouer un rôle lors de la dégradation de la matière organique et la production de biogaz [211].
En 1968, Andrew, profitant des avancées en microbiologie, présente une représentation de la méthanogenèse couvrant l'ensemble du processus de fermentation. Hill et Barth [212], ainsi que Boone et Bryant, [213] ont ensuite ajouté l'étape d'hydrolyse à celle de l'acidogenèse, cette dernière ayant été intégrée par Graef et Andrews.
D’autres facteurs très importants peuvent affecter la méthanogenèse, il s’agit de la température, le pH, les nutriments ou encore les inhibiteurs.

La température et pH :

La loi d'Arrhénius régit la dépendance des taux de croissance des microorganismes en fonction de la température. La température influe sur l'activité enzymatique des microorganismes. De plus, le rendement épuratoire de la production de méthane s'améliore également à des températures optimales [214].

Ces différentes plages de températures sont consignées dans le tableau 6 inspiré de IWA Task Group for Mathematical Modelling of Anaerobic Digestion Processes, 2002.

Tableau 6: Températures optimales de croissance des bactéries

Températures	Bactéries dominantes	Températures optimales de croissance
4-20°C	Les psychrophiles	15
0-45°C	Les sub-mésophiles et mésophiles	37
55-70°C	Les thermophiles	60

Un pH autour de la neutralité, entre 6,7 et 7,3, est préconisé pour assurer une digestion anaérobie efficace, comme indiquée par Sawadogo et al [22]. Une accumulation d'acides gras volatils peut entraîner une diminution du pH. Le pH exerce également un effet direct sur l'activité enzymatique au cours de la digestion anaérobie, car une plage de pH inférieure à 4 ou supérieure à 9 peut entraver l'activité bactérienne. Il convient de noter que, à des valeurs de pH acides ou basiques, l'activité bactérienne et la production de biogaz sont ralenties, mais pas complètement stoppées. En fonction des plages de pH optimales pour leur croissance, on distingue les acidophiles ($1 < pH < 5,5$), les neutrophiles ($5,5 < pH < 8$) et les alcalophiles ($8,5 < pH < 11,5$). Pour leur bonne croissance, les microorganismes responsables de digestion anaérobie ont besoin de certains composés.

Les nutriments :
L'équilibre entre le carbone, l'hydrogène, l'oxygène, l'azote, le phosphore et le soufre est perturbé en raison de la quantité élevée de carbone présente dans la matière vivante. Cette charge organique est généralement représentée par la Demande chimique en Oxygène (DCO). À l'exception des microorganismes méthanogènes, capables de synthétiser leurs composants cellulaires uniquement à partir d'un milieu inorganique, les autres espèces ont besoin de sels minéraux et de vitamines pour la synthèse de leurs composants cellulaires.

Divers composés peuvent entraver ou perturber le bon déroulement de la digestion anaérobie.

Les composés toxiques ou inhibiteurs

Ils représentent souvent des perturbateurs majeurs de la digestion anaérobie. Ces éléments ont la capacité de ralentir, voire d'interrompre le processus, en induisant des variations dans des facteurs environnementaux tels que le pH ou la température. Ils ne sont pas nécessairement introduits par l'effluent, car ils sont souvent produits au cours du processus lui-même. Par exemple, une accumulation d'acides gras volatils peut entraîner une baisse du pH, tandis que le

sulfure d'hydrogène peut avoir un effet négatif sur la vie microbienne. De plus, les réactions d'acetogenèse peuvent être inhibées par la présence d'hydrogène à une forte pression partielle.

En ce qui concerne la surveillance en ligne des procédés, la digestion anaérobie à deux étapes est fréquemment utilisée. Il est cependant pertinent de souligner que ces études ne se sont pas étendues de manière exhaustive, se concentrant plutôt principalement sur des aspects particuliers du modèle.

1.3.1 Modélisation des systèmes complexes

Un modèle mathématique se présente comme une représentation abstraite et structurée d'un système réel ou d'un phénomène, créée à l'aide de concepts mathématiques. Son objectif est de capturer les relations et les comportements fondamentaux du système, facilitant ainsi l'analyse, les prédictions et les simulations. Cette représentation simplifiée, appelée "modèle", est formulée mathématiquement à travers des équations qui décrivent de manière schématique un système dynamique. Ce système transforme des entrées (u) en sorties (y) au moyen d'un ensemble d'équations différentielles.
Pour les modèles d'espaces d'état, les composées et la biomasse sont regroupées dans un vecteur d'état x entre l'entrée et la sortie. Les variables évoluent à une vitesse t qui dépend des entrées (u). La sortie (y) est également fonction de l'état des entrées, décrit par les équations suivantes

$$\dot{x}(t) = f(x, t, u, \theta), \qquad avec\ x(t = 0) = xo$$
$$y(t) = h(x, t, u, \theta)$$

Équation 0.1

où :

f : fonction de transition d'état,

h : fonction d'observation,

θ : vecteur des paramètres

Les modèles de systèmes peuvent être classifiés en trois catégories principales : les modèles boîtes blanches, les modèles boîtes noires et les modèles boîtes grises. Un modèle boîte blanche,

également appelé modèle transparent, expose la structure interne détaillée du système étudié, décrivant explicitement ses composants, relations et mécanismes à l'aide d'équations ou d'algorithmes mathématiques. À l'opposé, un modèle boîte noire représente le système de manière opaque, se concentrant sur la caractérisation des entrées et des sorties sans révéler la complexité interne du processus.

Entre ces deux extrêmes, le modèle boîte gris offre un compromis en incorporant certains éléments de transparence tout en préservant une certaine opacité. Il peut, par exemple, détailler partiellement la structure interne du système, tout en maintenant une certaine simplification pour des raisons de praticité. La principale différence entre ces trois approches réside donc dans le niveau de détail exposé sur la structure interne du système, allant de la transparence totale à l'opacité complète, avec le modèle boîte grise comme une solution intermédiaire équilibrée.

1.3.2 Développement d'un modèle pour les bioprocédés

Le développement d'un modèle mathématique des bioprocédés implique la création d'une représentation abstraite et structurée des processus biologiques impliqués dans la production ou la transformation de produits biotechnologiques. Cela nécessite la formulation du problème en identifiant les variables clés, les interactions et les mécanismes sous-jacents. Dans cette démarche, il est crucial de définir clairement les objectifs du modèle, que ce soit pour comprendre le comportement du système, optimiser les conditions de production, ou prédire les performances à différentes échelles. La formulation du problème englobe également la sélection des équations mathématiques appropriées pour décrire les relations entre les variables, en prenant en compte les caractéristiques spécifiques du bioprocédé considéré. Ce processus de modélisation vise à fournir un outil analytique et prédictif, permettant ainsi une meilleure compréhension et une optimisation des processus biotechnologiques.

Suite à l'étape d'identification, les phases de calibration et de validation s'avèrent être deux étapes significatives.

La calibration et la validation d'un modèle de bioprocédés représentent des étapes essentielles dans le processus de développement. Une fois le modèle mathématique établi, la calibration intervient pour ajuster les paramètres du modèle afin de correspondre au mieux aux données expérimentales disponibles. Cela implique souvent l'utilisation d'algorithmes d'optimisation

pour minimiser les écarts entre les prédictions du modèle et les observations réelles. La validation, quant à elle, vérifie la capacité du modèle à généraliser au-delà des données utilisées pour la calibration. Elle implique souvent l'utilisation de jeux de données indépendants pour tester la robustesse et la fiabilité du modèle. La qualité de la calibration et de la validation détermine la crédibilité du modèle dans sa capacité à prédire le comportement du bioprocédé dans des conditions différentes de celles utilisées pendant le développement.

Ces étapes sont cruciales pour garantir que le modèle offre une représentation précise et applicable du système biologique étudié, renforçant ainsi la confiance dans son utilisation pour la conception et l'optimisation des bioprocédés.

1.3.3 Modèle de la digestion anaérobie

1.3.3.1 Modèle cinétique pour les réactions enzymatiques :

Les modèles de croissance de la population bactérienne sont inspirés de deux équations du modèle cinétique. Les enzymes peuvent jouer le rôle de catalyseurs grâce à des réactions complexes avec leur substrat. La vitesse de cette réaction peut être exprimée à l'aide d'une équation mathématique. Cette fonction, notée v, varie en fonction de la concentration du substrat (s).

$$v = \mathrm{Vm}\frac{\mathrm{S}}{Ks + S}$$

Équation 0.2

Lorsque la vitesse de réaction atteint la moitié de sa valeur maximale, la concentration du substrat est définie comme Ks, tandis que la vitesse maximale de la réaction est notée Vm.
En cas d'inhibition de la réaction due à un excès de substrat, la constante d'inhibition appelée Ki fut introduite.

$$v = \mathrm{Vm}\frac{\mathrm{S}}{Ks + S + \frac{S}{Ki}^{2}}$$

Équation 0.3

1.3.3.2 Modèle du méthaniseur ou réacteur en continu (chemostat).

Monod a établi une fonction à deux paramètres, μm et Ks, au sein d'un bilan de masse. Dans cette équation, Ks représente l'affinité des microorganismes pour le substrat, tandis que μm correspond à la vitesse maximale de croissance. Cette formulation lie le substrat limitant (S) à la croissance des bactéries (μ). À travers cette approche, Monod a fourni une contribution significative à la compréhension des interactions entre les microorganismes et leur environnement.

$$\mu(S) = \mu m \frac{S}{Ks + S}$$

Équation 0.4

En multipliant le taux de croissance (μ) par le produit de la biomasse vivante, on obtient la vitesse de croissance de la population microbienne.

$$\frac{dx}{dt} = \mu x$$

Équation 0.5

Les enzymes jouent un rôle crucial dans la dégradation du substrat, ce qui a conduit Monod en 1950 à établir une corrélation entre le modèle du chemostat au méthaniseur et le modèle cinétique enzymatique quelques années plus tard.

$$\frac{ds}{dt} = Dx + \mu(S)x$$

$$\frac{ds}{dt} = D(Sin - S) + \frac{\mu(s)}{Y}x$$

$$\mu(s) = \mu m \frac{S}{Ks + S}$$

Équation 0.6

Monod décrit l'évolution de deux grandeurs à savoir la concentration (densité) de biomasse x et le substrat limitant qu'il considère respectivement comme source et puits. Ce premier modèle de chemostrat a été développé dans un bioréacteur en continu.

Où

y : le rendement de la conversion du substrat en biomasse

Sin : la concentration du substrat organique dans l'alimentation du chemostrat

D : le taux de dilution ou le rapport du débit d'alimentation (Qin) et le volume du réacteur Vt D= Qin/Vt.

Grâce au taux de dilution, un taux de croissance peut être imposé

$$\mathrm{D} = \mu(\mathrm{s})$$

Au-delà d'un seuil spécifique de taux de dilution, le temps de séjour dans le bioréacteur devient inférieur au taux de croissance, conduisant ainsi à un lessivage, c'est-à-dire à l'absence d'accumulation de la biomasse dans le réacteur. À ce stade, deux points d'équilibre localement stable émergent, liés à l'instabilité de la digestion anaérobie

$$\frac{\mathrm{ds}}{dt} = -\mathrm{D}x + \mu(\mathrm{s})x$$

$$\frac{\mathrm{ds}}{dt} = \mathrm{D}(\mathrm{So} - \mathrm{S}) + \frac{\mu(s)}{Y}x$$

$$\mu(\mathrm{s}) = \mu\mathrm{m}\frac{\mathrm{S}}{Ks + S + \frac{S^2}{Ki}}$$

Équation 0.7

La formulation d'un modèle mathématique repose essentiellement sur le choix des réactions à représenter. Pour ce faire, il est nécessaire de traduire l'évolution des variables en équations. Étant donné que les cinétiques bactériennes ne suivent pas des lois universelles, il est crucial d'appliquer certains principes fondamentaux tels que la conservation de la matière ou l'électroneutralité dans le contexte des bioprocédés. En améliorant le modèle de digestion anaérobie, plusieurs autres paramètres ou étapes ont été intégrés, comprenant notamment des inhibiteurs tels que les acides gras volatils (AGV) et les composés sulfatés. De plus, les étapes du processus ont été détaillées de manière plus approfondie, mettant en lumière des phases spécifiques de la digestion anaérobie, telles que l'acidogenèse. Il convient de noter que cette sophistication du modèle permet une compréhension plus nuancée des interactions complexes au sein de la digestion anaérobie, en prenant en compte des facteurs inhibiteurs spécifiques et en analysant de manière plus détaillée les différentes étapes du processus.

En 2002, ces avancées ont conduit au développement d'un modèle générique appelé ADM1 par le Groupe de travail IWA dédié à la modélisation mathématique des processus de digestion anaérobie. L'objectif était d'établir une plateforme commune de travail. Bien que ce modèle se distingue par sa complexité et son exhaustivité, comprenant un nombre substantiel d'équations (26) et de paramètres (80), ses limites se manifestent dans la maîtrise des analyses mathématiques qui lui sont associées.

La simplification en deux populations bactériennes, à savoir les acidogènes et les méthanogènes, a donné lieu à une facilitation du contrôle et de la calibration du modèle ADM1. Ce nouveau modèle de bioprocédés a été désigné sous le nom d'AM2 par Bernard et al. [215].

Conclusion partielle :

En s'appuyant sur la revue de la littérature, il est possible de classifier les méthodes de traitement des eaux usées provenant des industries de la canne en deux catégories principales : les procédés biologiques et les procédés physico-chimiques. Les procédés biologiques impliquent l'utilisation d'organismes vivants tels que des micro-organismes (comme les bactéries, les levures et les champignons) ou des cellules pour réaliser des réactions chimiques visant à produire des substances, à dégrader des composés ou à effectuer diverses transformations. Ces procédés ont montré leur efficacité dans la réduction des fractions organiques de la pollution, bien qu'ils aient des limitations en ce qui concerne la pollution minérale. Ils peuvent être mis en œuvre en conditions aérobies ou anaérobies, avec une préférence pour cette dernière en raison de sa flexibilité en fonction des charges d'alimentation et de la possibilité de récupération de biogaz.

Quant aux procédés physico-chimiques, ils représentent des méthodes et des techniques utilisées pour altérer ou séparer les substances en exploitant les propriétés physiques et chimiques de la matière. Ce chapitre met en évidence leurs avantages dans le traitement de la pollution inorganique présente dans les eaux usées. Cependant, la littérature souligne la nécessité d'un traitement secondaire des sous-produits lors de l'utilisation de procédés physico-chimiques pour le traitement des eaux usées industrielles.

L'examen de la littérature met en évidence l'efficacité des procédés membranaires dans le traitement des eaux usées provenant de l'industrie de la canne. Plusieurs études rapportent des taux d'élimination significatifs pour la pollution organique et inorganique. Cependant, il convient de noter que le colmatage des membranes reste un défi lors de leur utilisation. Il est

également important de souligner que la littérature ne fournit que peu de données sur l'impact de certains paramètres, tels que l’âge des boues, sur l'efficacité du traitement.

L'adoption d'un procédé membranaire hybride, tel qu'un bioréacteur à membrane, s'est avérée très prometteuse en raison du réacteur biologique intégré qui favorise la dégradation des charges élevées de pollution organique présentes dans les eaux usées industrielles de la canne. Pour éliminer la pollution soluble ou difficilement dégradable, un couplage entre les procédés biologiques et membranaires, comme la nanofiltration ou l'osmose inverse, a été mis en évidence par plusieurs études.

Chapitre II : matériel et méthodes.

Cette partie fait référence à l'ensemble des démarches, des procédures, des techniques, et des méthodes qui sont utilisées pour mener à bien les différentes expérimentations. C'est un élément essentiel d'une étude, car elle décrit comment les données seront collectées, analysées, et interprétées, ainsi que les étapes spécifiques qui seront suivies pour répondre aux questions de recherche.

1.1 Présentation de la zone d’étude.

Elle comprend une présentation des caractéristiques géographiques, de la localisation précise et de l'étendue de la zone. Des informations contextuelles sur la région géographique et la zone spécifique qui a fait l'objet de cette étude avec identification des enjeux majeurs sont aussi présentées.

1.1.1 Contexte spécifique de l’étude.

Dans le cadre de cette étude, nous entreprendrons une analyse approfondie des dynamiques complexes d'une zone spécifiquement choisie afin de mettre en lumière ses caractéristiques distinctives et les conséquences qui en découlent. Les expérimentations reposent sur l'utilisation des eaux usées de la société SN-SOSUCO, une entreprise opérant dans le domaine agroalimentaire, se spécialisant dans la production de sucre., située dans le département de Bérégadougou, une subdivision administrative de la province de la Comoé, dans la région des Cascades du Burkina Faso. À une distance d'environ 15 km de Banfora, et à environ 435 km de la capitale Ouagadougou, comme indiqué dans la figure 5 avec des coordonnées de 10°44'40" Nord et 4°43'35" Ouest, la SN-SOSUCO exploite une superficie de 10 000 hectares. Son principal objectif est la production et la vente de sucre, notamment de sucre granulé blond et raffiné. Grâce à une unité de production de distillerie, l'entreprise commercialise également de l'éthanol et s'engage dans la recherche de nouvelles cultures ainsi que dans l'exploitation de sous-produits du sucre, tels que l'alcool pharmaceutique.

Seulement 4 210 hectares de terres sont exploités sur la superficie totale en raison de la difficulté du relief. Cette production est rendue possible grâce à l'exploitation de trois barrages environnants. De l’est à l'ouest, il y a le barrage de Toussiana d'une capacité de 6 millions de mètres cubes, le barrage de Moussodougou d'une capacité de 30 millions de mètres cubes, et une capacité de 6 millions de mètres cubes pour le barrage de Lobi. La localisation précise de la zone d’étude est illustrée dans la figure 5.

La production annuelle de sucre s'élève à une quantité approximative de 35 000 tonnes. Pour parvenir à cette production, d’énormes quantités d’eau sont utilisées pour chaque tonne de canne à sucre transformée. Cependant, il est essentiel de noter qu'environ la moitié de cette quantité d'eau, soit près de 75%, est rejetée sous forme d'eaux usées. Par conséquent, cela se traduit par le rejet annuel de plus de 1,5 million de mètres cubes d'eaux usées au niveau de la SN-SOSUCO.

Une fois arrivée à maturité, la canne à sucre est récoltée, puis brûlée sur place en champ pour éliminer les feuilles encombrantes. Ensuite, la canne brûlée est transportée vers l'usine où elle subit un premier traitement consistant à laver les tiges dépouillées à grande eau afin de se débarrasser des résidus de combustion. Le processus de production de sucre repose sur une série d'étapes complexes, notamment la récolte, le broyage et la transformation de la canne à sucre en sucre brut. Chaque étape nécessite une quantité considérable d'eau pour faciliter la séparation des composants de la canne à sucre et la purification du sucre produit. Cependant, l'eau utilisée dans ces processus devient contaminée par divers résidus et impuretés, ce qui la qualifie comme eau usée.

Le rejet quotidien de plus 5000 mètres cubes d'eaux usées représente un défi environnemental majeur pour l'usine de traitement de la SN-SOSUCO. Ces eaux usées contiennent diverses substances indésirables, notamment des résidus de canne à sucre, des produits chimiques de traitement et des matières organiques, ce qui nécessite un traitement spécifique pour réduire leur impact environnemental.

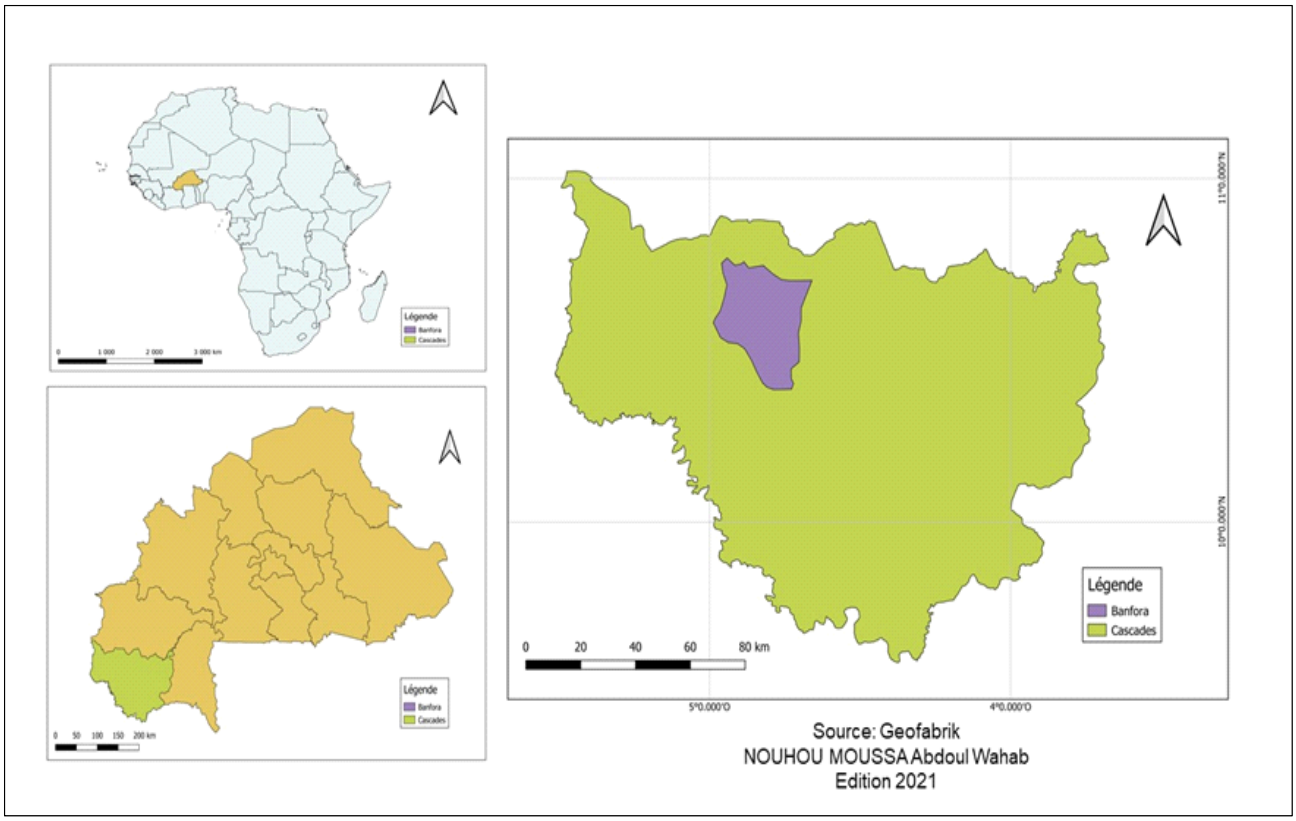


Figure 5: Carte de localisation de la zone d'étude.

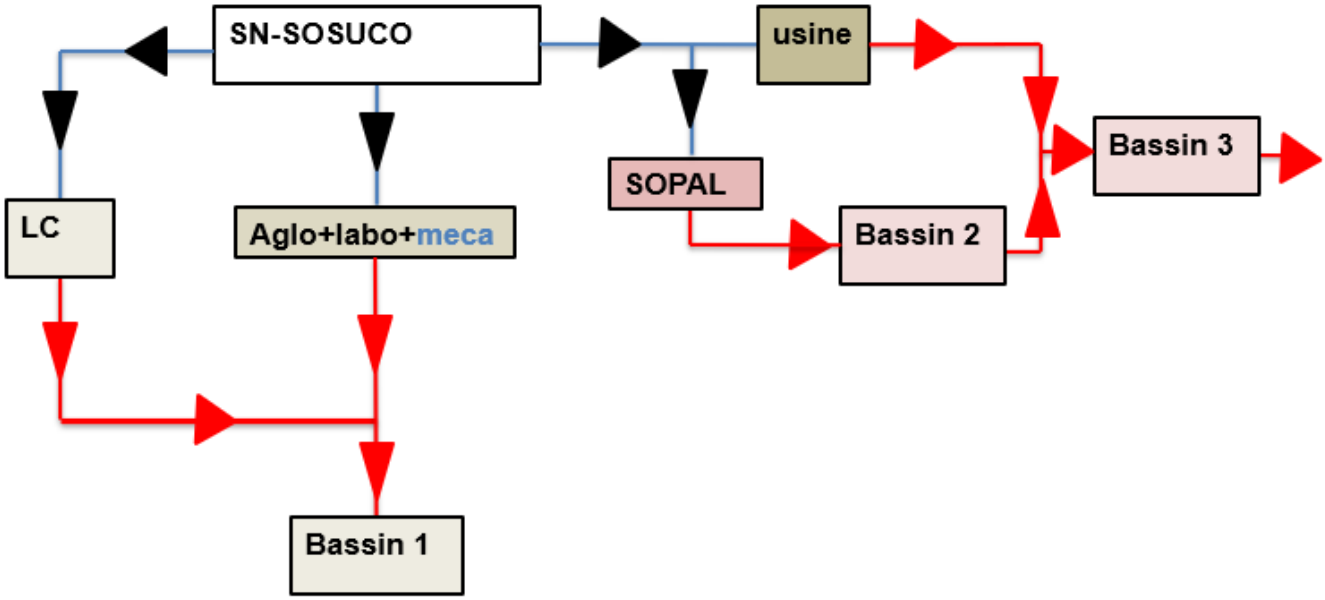
1.1.2 État des lieux de la gestion des eaux usées de l'unité industrielle.

L'industrie de la transformation de la canne en sucre et en éthanol revêt une importance significative et requiert des quantités substantielles d'eau pour son fonctionnement optimal. Cette précieuse ressource est sollicitée au travers de trois grandes phases opérationnelles, à savoir les activités en usine, les processus en distillerie et les étapes de lavage de la canne elle-même. Par ailleurs, d'autres opérations secondaires s'approprient également cette ressource en eau, notamment les activités menées au sein du laboratoire, les procédures d'emballage ainsi que les processus exécutés au garage. Il est crucial de souligner que l'ensemble de ces activités génère des eaux usées, lesquelles exhibent des caractéristiques intrinsèquement variables en fonction des divers processus en cours et des produits impliqués.

Les eaux usées issues des opérations de laboratoire présentent une faible concentration en polluants, étant donné que leur principale fonction consiste en des contrôles visant à assurer le bon fonctionnement de l'usine. En ce qui concerne les eaux usées résultant du lavage de la canne, elles se distinguent par leur relative clarté, puisque ces opérations ne requièrent l'utilisation d'aucun produit chimique. Toutefois, il convient de noter que les eaux de lavage de la canne constituent la part la plus prédominante des eaux utilisées dans l'ensemble de l'industrie, représentant approximativement 60% du volume total. Les eaux usées issues de la production d'éthanol ou d'alcool pharmaceutique sont parmi les plus polluantes en raison de la complexité de leur processus de fabrication. Elles renferment une quantité considérable de matières organiques provenant de la canne utilisée dans la distillation et la fermentation. De plus, les distilleries ont souvent recours à l'ajout de produits chimiques pour faciliter la fermentation, améliorer le rendement et la qualité de l'alcool produit. Ces substances chimiques peuvent se retrouver dans les effluents, augmentant ainsi la concentration de contaminants. Enfin, les eaux usées de la distillerie présentent une teneur élevée en alcool résiduel, ce qui accentue leur toxicité et leur impact environnemental.

Concernant les eaux usées générées lors des phases d'emballage ou d'agglomération, elles se composent essentiellement des eaux de nettoyage des surfaces de travail et des sols. En ce qui concerne les opérations en usine, les eaux usées produites à cet échelon proviennent des activités de lavage des cuves, de refroidissement ainsi que de la combinaison complexe de sous-produits. Malgré l'existence de lignes de production spécifiquement allouées à certains produits, la majeure partie des installations est dédiée à la fabrication du sucre et d'éthanol, ce qui engendre la nécessité de procéder à des nettoyages plus fréquents pour maintenir des normes élevées en matière de qualité et d'hygiène.

La gestion des effluents à la sortie des divers points d'évacuation au sein de la SN-SOSUCO demeure rudimentaire, caractérisée par l'absence de toute étape de traitement préliminaire. L'illustration présentée dans la figure 6 offre un aperçu de la manière dont les effluents sont gérés au sein de la SN-SOSUCO. Les divers bassins identifiés ne constituent rien d'autre que des bassins de rétention, favorisant partiellement l'évaporation des eaux usées. Ces ouvrages servent à retenir les eaux usées avant leur rejet, sans subir de traitement préalable, vers les différents barrages de la région.



Usine : Eaux usées de refroidissement, nettoyage des cuves

SOPAL : eaux usées de distillerie

LC : Eaux usées du lavage de la canne

Aglo+Labo+Meca : Eaux usées de l'agglomération, du laboratoire et du garage

Bassin 1 : Bassin de décantation des eaux usées de LC+ Aglo+Labo+Meca

Bassin 2 : Bassin de décantation des eaux usées de la SOPAL

Bassin 3 : Bassin de décantation des eaux usées du bassin 2 et de l'usine

Figure 6: représentation schématique des exutoires des eaux usées de la SN SOSUCO

1.2 Dispositif et Protocol expérimental.

La réalisation de cette étude a impliqué l'utilisation d'une variété de procédures et de configurations membranaires diversifiées. En passant des membranes d'ultrafiltration aux membranes de nanofiltration et d'osmose inverse, des choix opérationnels ont été faits pour les différents pilotes en matière de conditions de fonctionnement. En complément, des tests de jar tests ont été conduits pour comparer l'efficacité des coagulants naturels et chimiques. La surveillance des performances des pilotes et l'évaluation de leur adaptabilité en termes d'élimination des agents polluants et d'évolution des espèces épuratrices ont été effectuées en temps réel via l'acquisition de données au moyen de capteurs en ligne, ainsi qu'à travers des analyses ciblées menées sur des échantillons prélevés dans les flux en circulation. Un protocole rigoureusement établi pour un modèle mathématique a été suivi pour anticiper l'efficacité du traitement à l'aide du logiciel Matlab en utilisant le modèle AM2.

1.2.1 Le pilote du bioréacteur à membrane (BRM).

L'étude a été réalisée à l'aide d'un bioréacteur à membrane anaérobie pour l'élimination de la pollution des eaux usées d'industrie de canne. Le volume total du réacteur était de vingt-trois 23 litres, fonctionnant avec un volume utile de vingt 20 litres (87% du volume total). Le pilote a été alimenté par bach à un débit régulier de 1,1 LMH à l'aide d'une pompe péristaltique à partir d'un réservoir de stockage des effluents. La solution d'alimentation était constituée d'eaux usées réelles provenant de la SN SOSUCO, une usine de production de sucre et d'alcool située dans la région des Cascades au Burkina Faso.

La membrane a été installée dans une cartouche à l'extérieur du bioréacteur avec un système de filtration tangentielle (entrée-sortie). Le rétentat était recirculé dans le réacteur à l'aide d'une pompe volumétrique, ce qui permettait d'ajuster la vitesse tangentielle le long de la membrane. La membrane était un module de membrane céramique P10 fourni par Pall Exekia, avec une surface de filtration de 0,45 m². Le seuil de coupure se situait entre 10 et 20 nm à 15 kD. La longueur totale de la membrane était de 1178 cm, avec 20 canaux de 6 mm de diamètre.

Le pH, la température et la pression transmembranaire étaient surveillés et contrôlés à l'aide d'un système logiciel, comme le montre la Figure 7. Un logiciel permettait l'affichage de divers paramètres tels que la pression, le débit, le pH et la température, offrant une interface pratique pour la surveillance du bioréacteur à membrane. Le pH était régulé par l'ajout de NaOH. Les expériences ont été menées dans des conditions climatiques sahéliennes, avec des températures dépassant 30 °C.

Par conséquent, la température à l'intérieur du réacteur était maintenue à 35 °C grâce à la mise en place d'une unité de refroidissement. De plus, la pression transmembranaire était régulée en utilisant une soupape de contre-pression positionnée en aval de la membrane.

Figure 7: Schéma du bioréacteur à membrane anaérobie

En ce qui concerne le colmatage, un lavage périodique a été effectué en fonction de la pression transmembranaire. Le processus de nettoyage impliquait l'utilisation de solutions chimiques pour laver la membrane. Plus précisément, une solution composée de 2 % de NaOH, de 400 ppm de chlorure actif et de 1 N d'acide nitrique a été préparée. Les solutions de nettoyage ont été introduites dans un réservoir de nettoyage spécifique, puis alimentées dans la cartouche membranaire. Ensuite, la membrane a été rincée avec de l'eau préfiltrée pour assurer un nettoyage complet. La première étape consistait en un nettoyage avec une solution de NaOH pendant 30 minutes, suivi d'un rinçage de 15 minutes avec de l'acide nitrique. Ensuite, la membrane a été lavée avec du chlorure activé pendant une période de 30 minutes avant d'être rincée avec de l'eau préfiltrée.

1.2.2 Le Pilote de Nanofiltration/Osmose inverse.

Les essais sont menés avec un pilote de modèle MP72SP/n°19, produit par DELTALAB/COSIMI, équipé de deux technologies membranaires en parallèle : la nanofiltration et l'osmose inverse. Pour l'osmose inverse, une cartouche de type TW30 est

utilisée, tandis que la nanofiltration est assurée par une membrane de type NF270. Le circuit du pilote est alimenté par une pompe centrifuge multicellulaire haute pression (16 bars à 800 L/h) et comprend trois parties distinctes : l'alimentation, le rejet et le perméat. L'alimentation provient d'une cuve transparente en PVC d'une capacité de 60 L, tandis que le perméat est recueilli dans une cuve en PVC transparent de 18 L. L'approvisionnement en eau du pilote peut être effectué à partir d'un filtre à ouverture de 25 µm et d'un filtre à charbon actif de 5 µm (lorsque l'eau n'est pas adoucie), ou directement à partir de la cuve d'alimentation (configuration utilisée pour cette étude). Une fois que le niveau d'eau dans la cuve d'alimentation atteint un seuil prédéfini (inférieur à 15 L), la pompe s'arrête automatiquement. La configuration expérimentale de la filtration est illustrée dans la figure 8. Les performances des différentes membranes, telles que la conductivité, la température, le débit et la pression, sont surveillées à l'aide de capteurs et de sondes, grâce à un logiciel spécifique. Ce logiciel permet également de suivre les conditions hydrauliques pendant les opérations de filtration et offre la possibilité de les ajuster à l'aide de jeux de vannes. Le pilote fonctionne principalement selon trois modes différents :

- Le recyclage total : Dans ce mode, le perméat (produit purifié) et le rétentat (produit non purifié) sont continuellement renvoyés dans la cuve d'alimentation. Cela crée un circuit fermé où les fluides circulent en boucle. Ce mode est principalement utilisé pour des études théoriques visant à vérifier les lois de la nanofiltration et de l'osmose inverse, ainsi que leur applicabilité à des processus industriels réels.

- Le recyclage partiel : Dans ce mode, une partie du rétentat est renvoyée dans la cuve d'alimentation, tandis que le perméat est dirigé vers la cuve de récupération. Cette option permet un traitement continu des fluides et se rapproche des besoins de l'industrie.

- Le traitement sans recyclage : Dans ce mode, la totalité du rétentat est rejetée, et le perméat est stocké. Cette option est économiquement moins avantageuse en raison du faible taux de conversion des membranes, c'est-à-dire du rapport entre le débit de perméat et le débit d'entrée. Le taux de rejet est trop élevé dans ce cas.

Ces différents modes de fonctionnement du pilote permettent d'adapter le processus en fonction des objectifs de l'étude et des besoins spécifiques, allant de l'exploration théorique à l'approche pratique en vue d'une application industrielle.

Figure 8: Pilote de Nanofiltration/Osmose inverse.

Les spécifications des membranes de nanofiltration et d'osmose inverse sont répertoriées dans le tableau 7.

Tableau 7: Caractéristiques des membranes du pilote de Nanofiltration/Osmose Inverse.

Caractéristiques	**Membrane NF**	**Membrane OI**
Type	Filmtec NF270	Filmtec TW30
Structure	Composite à trois couches : • Couche support en polyester de 120 µm, • Couche intercalaire microporeuse en poly sulfone de 40 µm • Couche barrière (couche active) ultra mince de polyamide de 0,2 µm	
Longueur (mm)	1016	
Diamètre (mm)	61	
Poids (Kg)	1,8	
Plage pH admissible	2-11	
Température maximale (°C)	45	
Pression maximale (bars)	21	41
Débit maximal (l/h)	1400	
Perméabilité initiale ($L.h^{-1}.m^{-2}.bar^{-1}$)	12,5	5,7

1.2.3 Le soxhlet

Le Soxhlet s'avère particulièrement efficace pour extraire des composés de matières solides complexes, comme des échantillons végétaux, des matières grasses, ou des polymères. Cependant, le processus est généralement chronophage et requiert plusieurs heures pour obtenir une extraction totale. Néanmoins, le Soxhlet demeure une technique inestimable dans les domaines de la chimie analytique et de la recherche en laboratoire.

Il représente un dispositif de laboratoire fondamental pour extraire des composés solubles à partir de matières solides insolubles, principalement dans le but de séparer et concentrer ces éléments.

Cette méthode classique d'extraction a permis l'extraction les huiles contenues dans les grains de Moringa Oleifera.

Le dispositif Soxhlet utilisé pour cette expérimentation est composé essentiellement de trois éléments : un ballon de distillation, un système de refroidissement, et un extracteur. Les grains de Moringa à extraire sont disposés dans un petit panier d'extraction, inséré ensuite dans l'extracteur. Le ballon de distillation est empli d'un solvant (Hexane et/ou éthanol), capable de dissoudre les composés ciblés. Le choix du solvant dépend généralement de sa polarité et de sa capacité à dissoudre ces composés spécifiques. Le ballon de distillation est chauffé, entraînant l'évaporation du solvant. Les vapeurs se dirigent vers le système de refroidissement où elles se condensent puis retombent dans le ballon, instaurant ainsi un cycle de distillation en phase vapeur-liquide. Les gouttes de solvant condensé tombent sur l'échantillon solide dans l'extracteur, provoquant la dissolution des composés solubles de l'échantillon. Le solvant porteur des composés extraits s'écoule ensuite de l'extracteur vers le ballon de distillation. Le cycle de chauffage, évaporation, condensation, et écoulement du solvant se répète, permettant une extraction continue et performante des huiles. Au fil du temps, ces dernières s'amassent dans le ballon de distillation, formant une solution concentrée d'huiles. Lorsque la concentration dans le ballon atteint le niveau souhaité, le processus d'extraction est stoppé. La figure 9 présente le dispositif employé pour les opérations d'extraction d'huile.

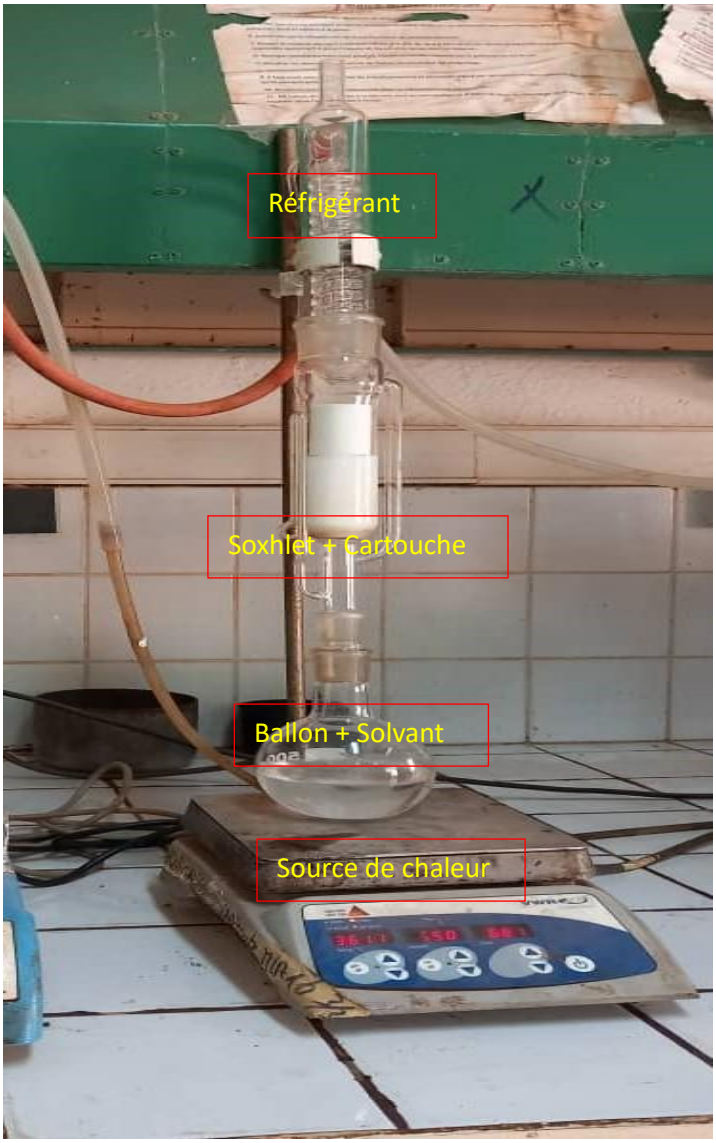


Figure 9: Système d'extraction d'huile utilisant la méthode du Soxhlet.

1.2.4 Le pilote de jar test

L'essai de jar test, également appelé test de décantation en jarre a constitué une étape essentielle dans le traitement des eaux usées de la SN-SOSUCO, visant à évaluer l'efficacité des coagulants en favorisant la coagulation et la floculation des particules en suspension. En préparant des échantillons d'eaux usées de la SN-SOSUCO dans plusieurs jarres, puis en y dosant divers coagulants et en les agitant méthodiquement, on observe la formation de flocs qui regroupent les particules. Après un temps de décantation, la clarté de l'eau clarifiée est évaluée visuellement et quantitativement par turbidimétrie et colimétrie, permettant ainsi de déterminer le dosage optimal de coagulant pour obtenir une clarification maximale. Ce procédé a guidé l'ajustement des paramètres de traitement de l'eau en vue d'une application sur les membranes de nanofiltration et d'osmose inverse.

Le jar test utilisé est constitué de 6 verres de 1L chacun et de six agitateurs électriques installés dans un floculateur comme illustré par la figure 10.

Lors des opérations de jar test, des échantillons d'eaux usées de la SN-SOSUCO sont préparés dans trois floculateurs de 6 jarres en verres de 1L. Des doses variables d'un coagulant chimique le sulfate d'aluminium ($Al_2(SO_4)_3^{2-}$) et d'un coagulant naturel (*Moringa Olefeira*), sont ajoutées à chaque jarre pour obtenir une gamme de dosage. Ensuite, les jarres sont placées sur des agitateurs magnétiques pour simuler l'agitation qui se produit dans les usines de traitement.

Pendant l'agitation, les produits chimiques de coagulation interagissent avec les particules en suspension dans l'eau. Ils neutralisent les charges électriques des particules, favorisant ainsi leur regroupement en petits agrégats appelés flocs. Ces flocs continuent à croître en taille en agglomérant d'autres particules, formant des structures plus grosses et plus lourdes qui sont plus susceptibles de se déposer sous l'effet de la gravité.

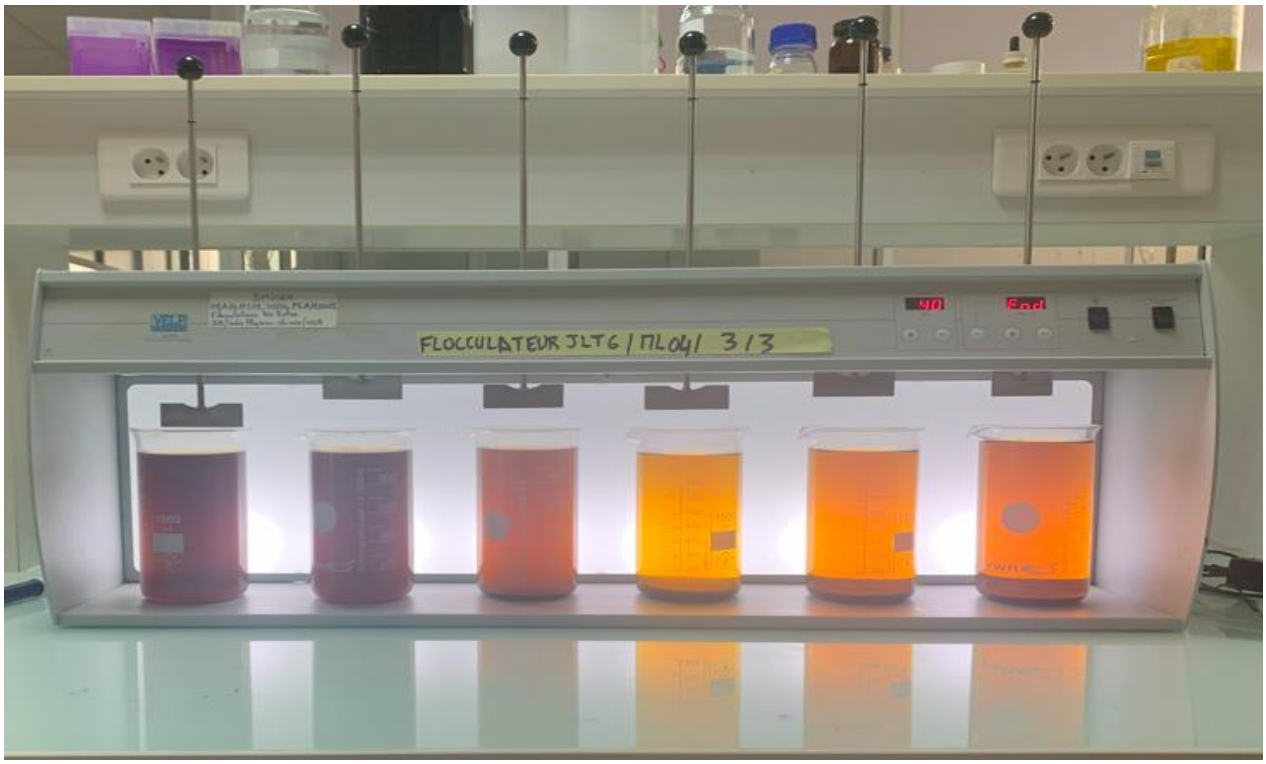


Figure 10: Décantation des eaux usées traitées au Jar Test

1.3 Protocoles expérimentaux.

Une description détaillée et systématique des étapes, des méthodes, des procédures et des conditions spécifiques nécessaires pour mener à bien les différentes expériences sont décrites dans cette partie. Il s'agit de suivre un protocole qui permettait de garantir la reproductibilité, la fiabilité et la validité des résultats de l'expérience.

1.3.1 Clarification des échantillons.

Avant de soumettre les effluents du Bioréacteur à Membrane (BRM) à la filtration à travers les membranes de nanofiltration et d'osmose inverse, une étape de clarification est réalisée pour prévenir un colmatage rapide. L'objectif principal de cette étape est d'éliminer les particules responsables de la turbidité, de la couleur, des goûts et des odeurs, ainsi que des matières inorganiques et organiques résiduelles présentes dans l'eau.

La clarification repose sur l'utilisation de techniques de coagulation-floculation. Concrètement, cela implique l'ajout d'un coagulant et/ou d'un floculant dans l'eau. Ces agents permettent aux particules colloïdales présentes dans l'eau de s'agglomérer, formant ainsi des agrégats appelés flocs. Par la suite, ces flocs sont laissés en décantation, simulant ainsi un processus de séparation naturelle. Les flocs se déposent progressivement au fond du récipient, laissant une eau clarifiée en surface. La qualité de l'eau clarifiée est évaluée en mesurant la turbidité, qui renvoie à la quantité de particules encore en suspension dans l'eau.

L'analyse des résultats du test de Jar permet de déterminer le dosage optimal du coagulant en fonction du temps d'agitation et d'autres paramètres, afin d'obtenir une efficacité maximale de la coagulation-floculation. Ces informations sont ensuite utilisées pour orienter les étapes ultérieures du traitement, garantissant ainsi l'amélioration de la qualité de l'eau avant sa réutilisation.

1.3.1.1 Choix du coagulant.

Les expérimentations visant à sélectionner le coagulant approprié ont été menées en utilisant deux types de coagulants : un coagulant minéral, le sulfate d'alumine, et un coagulant naturel, les graines de *Moringa Oleifera*.

Le sulfate d'aluminium utilisé est un produit granulé de masse molaire 342,15 g/mol il a été introduit en solution à partir d'une solution mère de 10g/l.

Les graines de *Moringa oleifera* ont été exploitées de deux manières différentes : avec leurs coques et sans leurs coques, dans le but d'évaluer l'impact de ces dernières sur le processus de traitement. De plus, une partie des graines sans coques a été soumise à des opérations d'extraction d'huiles afin de déterminer l'effet de ces huiles sur la phase de décantation, car les huiles peuvent contribuer à des phénomènes de flottation.

Ainsi, le choix final se fera parmi cinq options de coagulants, à savoir :

- La poudre de graines de moringa décortiquées, MO
- La poudre de graines de moringa non décortiquées, MO+C
- La poudre de graines de moringa déshuilées à l'hexane, MO+H
- La poudre de graines de moringa déshuilées à l'éthanol, MO+E
- Le sulfate d'aluminium, SA

1.3.1.2 Extraction des huiles.

Les opérations d'extraction ont été réalisées sur des graines de *Moringa Oleifera* prélevées au Centre National de Semences Forestières du Burkina Faso (CNSF). Ces graines ont été préalablement décortiquées, puis broyées à l'aide d'un mixeur avant de subir le processus d'extraction. L'extraction d'huile a été effectuée en utilisant la méthode du Soxhlet avec deux solvants différents, à savoir l'hexane et l'éthanol. Il convient de noter que l'extraction avec La technique du Soxhlet, bien que traditionnelle, peut être assez chronophage et exiger une quantité significative de solvant. Au cours de ce processus, des composés volatils ou semi-volatils peuvent également être extraits, notamment l'éthanol, qui en plus des huiles, peut extraire d'autres composés. Ces composés peuvent inclure une large variété de substances, telles que des huiles, des graisses, des résines, des polymères, des composés volatils, des produits chimiques, des additifs, des colorants, des arômes, des médicaments, des toxines, et bien d'autres encore.

Ces opérations ont été menées en suivant la méthodologie d'extraction adoptée dans l'étude d'Adelodun et al. [216]. Lors de leur étude cinétique et de modélisation de la prédiction, de l'élimination des polluants organiques des eaux usées municipales en utilisant la biomasse de *Moringa oleifera* comme coagulant.

Au total 20 cycles de 6h ont été utilisés avant la séparation du solvant avec une distillation à 45°C pour chaque cycle.

La proportion d'huile contenue dans l'échantillon est obtenue en appliquant la formule suivante :

$$\mathbf{T}(\%) = \frac{\mathbf{100} * (\mathbf{M_2} - \mathbf{M_1})}{\mathbf{M_0}}$$

1.3.1.3 Préparation des solutions de coagulants.

La préparation des solutions utilisées dans les expérimentations, qu'il s'agisse du sulfate d'aluminium ou du *Moringa Oleifera* (décortiquées ou non et déshuilées ou non), repose sur la méthodologie décrite dans l'étude de Prasad et al. [131]. Cette étude, a portée sur l'élimination de la couleur des eaux usées de distillerie par coagulation en utilisant des graines de Moringa oleifera : Application de la méthodologie de la surface de réponse optimale. Cette étude a permis d'obtenir des taux de réduction de la couleur d'environ 56 % pour le *Moringa Oleifera*, et d'environ 67 % pour le sulfate d'aluminium, dans des conditions optimales.

Les solutions ont été préparées avec une concentration de 40 g/L, conformément à la méthodologie.

1.3.2 Méthode de filtration des échantillons sur les membranes de nanofiltration/Osmose Inverse.

Afin d'assurer un suivi continu, les processus de filtration sont réalisés après chaque opération de clarification, soit une fois par semaine. Les performances du pilote sont également évaluées après chaque traitement pour observer l'efficacité du système. Le recyclage partiel en filtration tangentielle a été choisi pour les différentes opérations.

Pour chaque étape de filtration, un échantillon d'eau traitée par le bioréacteur à membrane (BRM), d'un volume de 45 litres et provenant des eaux issues de la coagulation-floculation, est filtré à travers les membranes de nanofiltration et d'osmose inverse.

Cet échantillon est initialement introduit dans la cuve d'alimentation, à partir de laquelle il est acheminé vers le circuit de filtration (la nanofiltration ou l'osmose inverse), en utilisant la pompe multicellulaire intégrée au système. Après filtration sur la membrane, l'échantillon est recueilli dans la cuve de perméat. À la suite de chaque opération de filtration, un nettoyage du circuit est effectué à l'aide d'eau distillée afin d'éviter toute contamination.

Les paramètres comme la conductivité, la pression, le débit d'alimentation et le débit du perméat sont directement affichés sur le panneau de commande du pilote. Les performances du pilote sont également suivies en utilisant le taux de rejet, qui est calculé selon la formule suivante :

$$Ri = \frac{Cai - Cpi}{Cai} * 100$$

Les concentrations en mg/l du soluté i dans le perméat et dans l'alimentation sont représentées respectivement par Cpi et Cai. Il est important de remarquer que, pour chaque échantillon, la conductivité, la couleur, la DCO, la DBO_5 ainsi que la concentration des ions sont évaluées avant et après le passage des eaux à travers les membranes.

1.4 Conditions opératoires :

Les paramètres opératoires, également appelés conditions opératoires, sont des éléments essentiels dans le contexte des expériences en laboratoire. Ils se réfèrent aux variables, aux conditions et aux facteurs qui doivent être soigneusement définis, contrôlés et mesurés pour garantir la reproductibilité et la validité des résultats d'une expérimentation. Ces paramètres sont cruciaux pour mener des expériences de manière fiable et obtenir des données significatives.

1.4.1 Conditions opératoires pour le bioréacteur à membrane.

La boue utilisée comme inoculum pour le bioréacteur à membrane anaérobie a été prélevée dans une usine de production de biogaz située dans la zone industrielle de Ouagadougou. Cette usine utilise des biodigesteurs pour convertir les déchets d'abattoir et d'autres substrats organiques en électricité et en biofertilisants. L'utilisation de cette boue comme inoculum présentait des avantages significatifs en raison de sa population efficace de bactéries méthanogènes, ce qui en faisait un choix favorable pour le système du bioréacteur. Pour le démarrage, le bioréacteur a été inoculé avec 20 % de boue anaérobie et complété avec le substrat d'alimentation [22,217,218].

Au cours des 353 jours de fonctionnement du pilote, plusieurs paramètres et étapes ont été suivis. Le temps de rétention hydraulique est resté constant soit 40 heures tout au long de l'opération, à une température de 35 °C. Deux temps de séjour ont été fixés pour les tests de filtration : à 40 jours et infini pour une autre étape afin d'évaluer et de comparer les performances du bioréacteur à membrane. Les tests ont été réalisés en trois étapes. Initialement, il y a eu une période d'acclimatation de 62 jours, après quoi le pilote a fonctionné avec une SRT

de 40 jours pendant 146 jours. Ensuite, le SRT a été étendu à l'infini pendant 345 jours supplémentaires.

En variant la SRT, l'impact sur les performances du système pouvait être évalué. Tout au long des 553 jours d'opération, le flux de filtration est resté constant à 1,11 LMH afin d'évaluer les variations de la pression transmembranaire et d'encrassement de la membrane au fil du temps. La charge organique dans la solution d'alimentation variait de 15 à 22 gDCO/L/jour, avec des concentrations de DCO allant de 26 g/L à 37 g/L. Cette période opérationnelle complète a permis une évaluation approfondie des performances du bioréacteur à membrane dans différentes conditions de SRT et de charge organique, fournissant des informations précieuses sur la pression transmembranaire et le colmatage de la membrane.

En ce qui concerne le bilan de masse, la production de boue a été calculée selon l'Équation (2.1).

$$P_{Boues} = Q_w MVS_{Reacteur} + V_{Reacteur} \frac{\Delta MVS_{Reacteur}}{\Delta t}$$

Équation 0.1

Le premier terme décrit la production de boue, qui est évacuée avec l'extraction de la boue, tandis que le deuxième terme décrit l'accumulation de boue dans le réacteur biologique. Ce deuxième terme a été calculé en fonction de l'évolution de la matière en suspension volatile entre chaque intervalle de temps (Δt) ou simplement en mesurant la pente de MSV(t).

Les principaux indicateurs de performance du bioréacteur à membrane au cours de son fonctionnement sont les suivants :

$$\frac{\text{MVS}}{\text{MES}}(\%) = \frac{\text{MVS}}{\text{MES}} * 100$$

$$\text{DCO taux éliminé } (\%) = \frac{\text{DCOin} - \text{DCOeff}}{\text{DCOin}} * 100$$

$$\text{Ions taux eliminé } (\%) = \frac{[\text{Ions}]\text{in} - [\text{Ions}]\text{eff}}{[\text{Ions}]\text{in}} * 100$$

$$\text{Méthane rendement spécifique } (\frac{\text{LCH4}}{\text{gDCO}}) = \frac{\text{Volume CH4}}{\text{Cv}}$$

D'ou :
MVS : concentration de matière volatiles en suspension ;
MES : concentration de matières en suspension ;
DCOin: DCO influent;
DCOeff: DCO effluent;
[Ions]in: ion concentration dans l'influent ;
[Ions]eff: ion concentration dans l'effluent ;

Volume CH_4 : Volume de méthane par jour ;
Cv : Charge volumique.

1.4.2 Conditions opératoires pour le Jar test.

Les conditions opératoires pour un jar test peuvent varier en fonction des spécificités de l'eau à traiter et des objectifs de traitement.

Pour avoir des échantillons d'eaux représentatifs, un volume d'eaux usées de canne de 45litres est récupéré à la sortie du bioréacteur à membrane pour les besoins de l'opération de jar test.

Pour cette opération, 40 g de poudre de coagulant sont pesés à l'aide d'une balance de précision, puis introduits dans une fiole jaugée de 1 litre. De l'eau distillée est ensuite ajoutée jusqu'au trait de jauge, puis le mélange est homogénéisé. Pour ce qui est du *Moringa Oleifera*, les suspensions obtenues après homogénéisation sont filtrées à travers un papier-filtre Whatman n° 42.

1.4.2.1 Préparation de l'essai.

Pour les essais de jar test, le matériel utilisé comprend un floculateur composé de 6 béchers. Les doses de coagulants sont soigneusement prélevées à l'aide d'une pipette. Le suivi de la quantité de coagulants ajoutée est effectué en utilisant un conductimètre, un turbidimètre et un spectrophotomètre DR3900. Ceci permet d'évaluer l'évolution de la couleur et la pollution soluble au cours du processus.

- **La coagulation**

Pour la phase de coagulation, la vitesse de rotation des élices est fixées à 120 trs/min pour un temps d'agitation de 3 minutes pour le sulfate d'aluminium et le *Moringa Oleifera*. Cette vitesse d'agitation permettra un mélange efficace du coagulant avec les particules fluides. Le bref temps d'agitation initiera la formation des flocs.

- **La floculation**

Une fois que les particules fluides ont été correctement mélangées avec le coagulant, la vitesse de rotation des pales est réduite à 40 trs/min pendant 15 minutes, que ce soit pour le sulfate d'aluminium ou le *Moringa oleifera*. Cela permet aux particules colloïdales de s'agglomérer efficacement pour former des flocs plus gros.

- **La décantation**

Après la formation des flocs, les échantillons sont laissés en repos pendant 30 minutes, que ce soit pour le sulfate d'aluminium ou le *Moringa oleifera*, permettant ainsi aux flocs de se déposer au fond de chaque bécher (décantation).

Une fois décanté, un volume du liquide clair en surface est prélevé dans chaque bécher, en veillant à éviter toute remise en suspension des flocs formés. Ces échantillons sont ensuite soumis à une analyse des paramètres suivants : pH, température, turbidité, conductivité, couleur, ainsi que certains ions tels que le calcium, le magnésium, le fer, les chlorures, etc.

Par la suite, les eaux traitées sont acheminées vers le pilote de nanofiltration/osmose inverse pour des opérations de filtration.

1.4.3 Conditions opératoires pour la Nanofiltration/Osmose inverse.

Les procédés de nanofiltration (NF) et d'osmose inverse (OI), ainsi que d'autres techniques membranaires, requièrent des paramètres opératoires spécifiques pour garantir leur efficacité optimale. Parmi ces paramètres essentiels figurent la pression transmembranaire, le flux de perméat la température, le pH et la conductivité de la solution. La qualité désirée du perméat est étroitement liée à l'ajustement adéquat de ces paramètres.

Dans le cadre de cette étude, le choix des conditions opératoires a été basé sur les travaux préalables de Sawadogo et al. [219] qui ont utilisé le même système pilote pour traiter l'eau de forage dans le but de réduire la concentration en ions sulfates. Selon leurs résultats, la pression transmembranaire a été identifiée comme un paramètre clé, avec une pression optimale de 4 bars pour la nanofiltration et de 8 bars pour l'osmose inverse. Par conséquent, les expériences menées dans le cadre de cette étude ont été effectuées en maintenant des pressions de 4 bars et 8 bars respectivement pour la nanofiltration (NF) et l’osmose inverse (OI).

En ce qui concerne la température, elle a été maintenue à la valeur de l'eau en sortie des essais de jar tests. Les eaux usées à la sortie présentaient des températures allant de 24,3 – 28,8. Il est important de noter que le pH des eaux usées se situait autour de la neutralité, c'est-à-dire dans une plage comprise entre 6,47 et 8,12. Un réajustement de pH est effectué pour les eaux après le jar test avec le sulfate d’aluminium afin de pallier à la baisse de pH engendré par ce dernier.

1.5 Techniques analytiques utilisées.

Au cours de cette étude, des analyses ont été menées sur divers échantillons à différents moments du processus de traitement, comprenant les eaux usées brutes, les effluents du bioréacteur à membrane, les échantillons post-coagulation-floculation, ainsi que les eaux filtrées après le passage par la membrane de nanofiltration/osmose inverse. L'objectif principal de ces analyses était d'évaluer les paramètres physiques et chimiques des effluents à chaque étape du processus pour notamment évaluer l'efficacité des systèmes.

1.5.1 Prélèvement et échantillonnage.

Les prélèvements ont été effectués sur le site de l'industrie sucrière à Banfora et transportés au laboratoire trois fois par semaine. Ils ont ensuite été traités dans un bioréacteur à membrane anaérobie afin d'éliminer la pollution organique, les matières en suspension et les colloïdes, ainsi que pour récupérer le biogaz. Les analyses post-traitement ont été réalisées trois fois par semaine pendant 553 jours. Le perméat issu du bioréacteur a ensuite été utilisé comme influent pour un système de traitement par coagulation-floculation couplé à une nanofiltration/osmose inverse. Le traitement a été fait en continu et le suivi des paramètres à une fréquence hebdomadaire sur 150 jours avec le perméat du bioréacteur à membrane anaérobie.

Pour caractériser ces effluents et évaluer l'efficacité du système de traitement aux trois niveaux du processus, des échantillons ont été prélevés à différents moments pour étudier l'efficacité du traitement et surveiller l'évolution de certains paramètres opérationnels. En fonction des résultats obtenus, l'attention s'est portée sur les paramètres tels que la DCO, la DBO_5, les MES et les MVS. De plus, l'absorbance a été mesurée pour étudier le comportement des microorganismes au fil du temps. Enfin, la concentration de la fraction inorganique soluble liée aux substances ioniques a été surveillée en effectuant des analyses ponctuelles à l'entrée et à la sortie du système.

1.5.2 Les paramètres physiques.

Les divers paramètres physiques évalués lors de nos analyses incluent : le pH, la température, la conductivité, la turbidité, les matières en suspension (MES) et les matières volatiles sèches. Les deux premiers paramètres ont été mesurés avec un pH-mètre WTW, conformément aux normes AFNOR T 90-08 et AFNOR 90-008 respectivement.

La conductivité a été déterminée à l'aide d'un conductimètre portatif WTW, selon la norme AFNOR 90-031. La turbidité a été mesurée avec un turbidimètre portatif Eutech TN-100, suivant la norme 90-05.

Pour déterminer les MES, la procédure suivie repose sur la norme AFNOR NFT 90-105. Elle consiste à faire passer un volume d'échantillon à travers un filtre Whatman GF/C de 47 mm de diamètre, préalablement pesé pour obtenir son poids initial. Le filtre est ensuite retiré du dispositif de filtration et placé dans une étuve à 105 °C jusqu'à atteindre une masse constante. Après cela, le filtre est refroidi dans un dessiccateur pendant 30 minutes avant d'être à nouveau pesé. La concentration en matières en suspension de l'échantillon, exprimée en mg/l, est calculée à partir de ces mesures :

$$\mathrm{MES} = \frac{\mathrm{M_1} - \mathrm{M_0}}{\mathrm{V}} * 1000$$

Avec : M_0 : la masse initiale en grammes du papier filtre ;

M_1 : la masse en gramme du papier filtre après passage à l'étuve

V : le volume en millilitre de l'échantillon prélevé.

La mesure des matières volatiles sèches (MVS) est réalisée selon la norme FANOR NFT 90-029. Le filtre précédemment utilisé pour les MES est placé dans un four à 550°C pendant 2 heures. Ensuite, il est transféré dans un dessiccateur pour refroidissement, puis pesé. La teneur en MVS de l'échantillon est calculée à l'aide de la formule suivante :

$$\mathrm{MVS} = \frac{\mathrm{M_2} - \mathrm{M_1}}{\mathrm{V}} * 1000$$

Avec : M_2 la masse en gramme du papier filtre après passage au four.

Un autre paramètre physique mesuré est la demande chimique en oxygène (DCO. Elle implique l'utilisation de kits ou de réactifs chimiques spécifiques pour évaluer la quantité d'oxygène nécessaire à l'oxydation des substances organiques présentes dans un échantillon d'eau. Tout d'abord, Un volume de 0,2 mL d'échantillon est introduit dans une cuve LCK 1014 contenant un réactif.

La cuve est ensuite introduite dans un bloc chauffant réglé à 150°C pour un chauffage pendant 2 heures. À la fin du chauffage, la cuve est refroidie et placée dans un spectromètre d'absorption moléculaire DR 3900 pour la détermination de la DCO.

Les analyses menées ont également concerné la mesure de la Demande Biologique en Oxygène sur une période de 5 jours, qui a été évaluée en utilisant la méthode de la respirométrie. Elle représente la quantité d'oxygène nécessaire aux micro-organismes pour dégrader intégralement la matière organique présente dans l'échantillon d'eau usée. Une quantité de 250 ml de l'échantillon est prélevée puis introduite dans des bouteilles ambrées avec un godé contenant deux pastilles d'hydroxyde potassium (KOH). Cet échantillon est conservé dans une enceinte thermostatée à une température de 20°C, à l'abri de la lumière, sur une période de 5 jours. Les valeurs de la DBO_5 sont ensuite lues sur les oxytop.

1.5.3 Les paramètres chimiques.

Les paramètres chimiques soumis à l'analyse se divisent en deux catégories : ceux mesurés par volumétrie et ceux mesurés par spectrophotométrie. Notamment, la spectrophotométrie peut-être soit basée sur l'absorption moléculaire, soit sur l'émission de flamme.

L'étude a porté sur l'analyse des ions présents dans les eaux usées à deux points différents : à l'entrée et à la sortie des différentes étapes du traitement. Des tubes LCK ont été employés pour la mesure sur le spectrophotomètre DR3900, spécifiquement les tubes LCK 340 pour les nitrates et LCK 303 pour les ions ammonium. La procédure d'analyse spectrophotométrique impliquait l'ajout d'une quantité précise de réactif à un volume déterminé de l'échantillon, suivi de l'introduction du mélange dans le spectrophotomètre HACH DR3900 après un intervalle de temps spécifique pour la mesure des valeurs correspondantes.

Par ailleurs, la concentration en ions sodium (Na^+) et potassium (K^+) dans les échantillons a été déterminée à l'aide de la spectrophotométrie à émission de flamme, utilisant le spectrophotomètre JENWAY. Lors de l'analyse spectrophotométrique, la couleur des échantillons a été évaluée à une longueur d'onde de 410 nanomètres, en utilisant également le spectrophotomètre HACH DR3900.

1.5.4 Les métaux lourds.

Les tests chimiques effectués sur les échantillons ont également porté sur la recherche de métaux lourds tels que le cuivre, le nickel, le cadmium, le plomb, le zinc et le chrome. Leur concentration respective a été évaluée par spectrométrie de masse à plasma à couplage inductif (ICP), conformément à la méthode EPA 200.7.

C’est une technique d'analyse chimique utilisée pour la détermination des éléments métalliques et non métalliques dans divers échantillons. L'échantillon est nébulisé, c'est-à-dire transformé en fines gouttelettes, puis injecté dans le plasma ICP. La nébulisation garantit une distribution uniforme de l'échantillon dans le plasma. Dans le plasma, les atomes de l'échantillon sont chauffés à des températures extrêmement élevées, provoquant leur ionisation. Les ions ainsi formés sont spécifiques aux éléments présents dans l'échantillon. Une fois l'analyse terminée, les concentrations des éléments dans l'échantillon sont calculées en fonction des signaux mesurés par le spectromètre de masse. Les résultats sont ensuite rapportés conformément aux spécifications de la méthode EPA 200.7.

La mesure de la densité microbienne avec le microscope à épifluorescence à consister à appliquer une petite quantité de l'échantillon sur une lame de microscope. Ensuite, placez un couvre-objet sur l'échantillon pour le maintenir en place et éliminer les bulles d'air, qui peuvent interférer avec l'imagerie. Régler le microscope à un grossissement de 40 et prendre les images.

Les échantillons étaient régulièrement prélevés à la SN-SOSUCO, trois fois par semaine en vue d'analyses et un suivi des différents perméats conformes aux méthodes standard d'examen de l'eau et des eaux usées [220–222], comme décrit dans le tableau 8.

Tableau 8: Méthodes d'analyses utilisées lors du traitement des eaux usées.

Parameter	**Standard Method**
Matières seches (MS)	APHA 2540 B
Demande Biologique en Oxygène (DBO_5)	APHA 5210 B
Demande chimique en Oxygène (DCO)	APHA 5220 D
Densité Microbienne	NF EN ISO 11348-1
Matière en Suspension (MES)	AFNOR NFT 90-105
Matière Volatiles Solides (MVS)	AFNOR NFT 90-029
Absorbance	PBS ISO 3696:1987
Acide Gras Volatiles (AGV)	Biogas Titrator for FOS/TAC, Hach
Ions Ferrique (Fe^{2+})	APHA 3500—B
Ions Nitrate (NO_3^-)	APHA 4500—C
Ions Phosphate (PO_4^{3-})	APHA 4500—B
Ions Ammonium (NH_4^+)	APHA 4500—C
Ions Magnesium (Mg^{2+})	APHA 3120B
Ions Sodium (Na^+)	Flame photometry method
Ions Sulfate (SO_4^{2-})	APHA 4500—G
Ions Chlorure (Cl^-)	APHA 4500—G
ions Calcium (Ca^{2+})	APHA 3500—B
Bicarbonate ions (HCO_3^-)	APHA 2320—B
Cadmium (Cd)	ICP EPA 200.7
Chrome (Cr)	ICP EPA 200.7
Cuivre (Cu)	ICP EPA 200.7
Zinc (Zn)	ICP EPA 200.7

Le biogaz produit a été estimé grâce un compteur de gaz en continu (compteur Milligas RITTER). Pour sa caractérisation il a d'abord été collecté dans des sacs Tedlar puis analysé par un Analyseur OPTIMA7. Cet analyseur de gaz est équipé de détecteur de gaz. La proportion de chaque gaz dans le mélange est fournie en pourcentage. Cependant, la densité microbienne a été mesurée à l'aide d'un spectrophotomètre DR4900 à une longueur d'onde de 600 nm, après avoir calibré l'appareil avec un échantillon blanc servant de référence pour la mesure.

Chapitre III : Traitement des eaux usées d'industrie sucrière par bioréacteur à membrane anaérobie.

Dans ce chapitre, le bioréacteur à membrane a été alimenté avec des eaux usées réelles provenant de la SN-SOSUCO, fonctionnant en conditions anaérobies pendant une période de 553 jours. Cette étude a englobé plusieurs aspects du traitement. La concentration de pollution organique a été surveillée en mesurant la DCO tout au long du fonctionnement du pilote. La digestion anaérobie a été mise en évidence par la production de biogaz. Il est à noter que le colmatage du système a été suivi en fonction des paramètres opératoires initialement définis. Les performances épuratoires du pilote ont été surveillées afin d'évaluer la capacité du bioréacteur à éliminer la pollution inorganique.

Le pilote utilisé est un bioréacteur à membrane anaérobie avec un réacteur d'un volume utile de 20 litres avec une membrane de filtration en céramique. L'alimentation du pilote est faite en bach. La température est maintenue à 35°C à l'intérieur du réacteur avec un flux de filtration de 1,1 LMH.

L'originalité de cette partie réside dans le suivi de l'absorbance en corrélation avec la production de biogaz, permettant d'observer l'impact de la densité microbienne sur la digestion anaérobie dans le contexte des conditions climatiques sahéliennes.

1.1 Caractérisation des eaux usées de la SN-SOSUCO.

Elle a consisté à analyser et évaluer les différentes caractéristiques des effluents afin de comprendre leur nature, leur composition chimique, leur qualité et leur potentiel impact sur l'environnement. Cette caractérisation est essentielle pour choisir les paramètres opératoires en fonction des conditions du milieu.

Il est également essentiel de connaître les quantités quotidiennes des eaux usées rejetées par la SN SOSUCO. Dans le but d'obtenir des échantillons représentatifs des effluents de la SN-SOSUCO, il était impératif de procéder à un échantillonnage et à un prélèvement rigoureux. À cette fin, des débitmètres et de compteurs d'eau automatiques à la SN SOSUCO ont permis d'obtenir les différentes quantités d'eaux usées rejetées par jour.

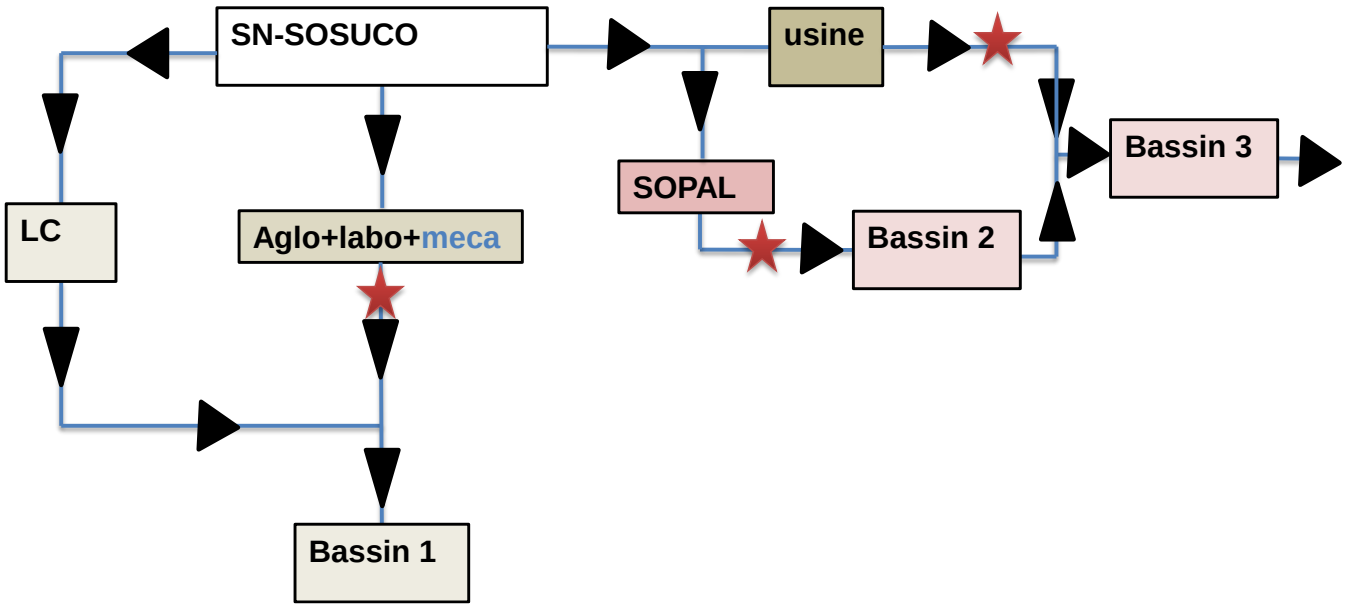
Les débits présentent une grande variabilité au niveau des eaux usées de l'usine, allant de 36 000 à 180 000 l/H, correspondant à un débit journalier moyen de 2140 m³. Les eaux usées issues du lavage de la canne représentent plus de 49,8% du volume total d'eaux usées à la SN SOSUCO, soit environ 4553 m³. Ce débit est directement obtenu à partir des relevés du compteur d'eau.

En ce qui concerne les eaux usées au niveau de la distillerie, le débit est mesuré à partir d'un compteur installé juste après la fabrication de l'éthanol et avant le rejet de la vinasse. Les variations journalières de ce débit sont minimes, car la transformation quotidienne de la canne est presque constante. Environ 124 m³ de vinasse sont rejetés par jour au niveau de la SN SOSUCO, et ce débit est complété par 7,3 m³ de blanquette, ramenant le débit moyen d'eaux usées au niveau de la distillerie à environ 131,3 m³/jour.

La figure 11 présente les emplacements variés où les eaux usées ont été prélevées à la SN-SOSUCO pour être utilisées comme effluents pendant le traitement.

En ce qui concerne le débit d'eau usée pris en considération, il englobe les eaux usées de l'usine, auxquelles s'ajoutent celles provenant de la distillerie, du laboratoire et de l'agglomération. Les eaux usées du garage, composées principalement d'huiles, feront l'objet d'une collecte spécifique en vue de leur valorisation. Le tableau 9 et 10 récapitulent l'ensemble des caractéristiques des eaux de la SN-SOSUCO aux différents exutoires et pour l'alimentation du pilot respectivement. La Figure 12 donne une vue en plan de la SN SOSUCO avec les différents bassins d'eaux usées.

Le débit journalier moyen au niveau de ces différents exutoires est d'environ 2271,3 m^3/j d'eaux usées rejetées à la SN SOSUCO.



Usine : Eaux usées de refroidissement, nettoyage des cuves

SOPAL : eaux usées de distillerie

LC : Eaux usées du lavage de la canne

Aglo+Labo+Meca : Eaux usées de l'agglomération, du laboratoire et du garage

Bassin 1 : Bassin de décantation des eaux usées de LC+ Aglo+Labo+Meca

Bassin 2 : Bassin de décantation des eaux usées de la SOPAL

Bassin 3 : Bassin de décantation des eaux usées du bassin 2 et de l'usine

: Point de prélèvements

Figure 11: les différents points de prélèvements des eaux usées au niveau de la SN SOSUCO

La caractérisation des effluents a mis en lumière un trait peu polluant des eaux usées issues du lavage de la canne. Ceci s'explique par l'absence totale d'utilisation de produits chimiques lors des opérations de lavage de la canne à sucre. Ces eaux usées sont donc canalisées vers un bassin de rétention duquel il est utilisé pour l'irrigation directe des champs de canne. Une vue en plan de la SN SOSUCO avec les différents bassins de décantation est représentée sur la figure 12.

Figure 12: Vue en plan de la SN SOSUCO avec les différents bassins de rétention des eaux usées

Tableau 9: caractéristiques des eaux usées de la SN SOSUCO au niveau des différents exutoires

Paramètres	LC	Aglo+labo+meca	Bassin 1 (LC+Aglo+meca+labo)	Bassin 1 sortie	Usine	Vinasse sopal entrée	Bassin 2 (vinasse sopal)	Bassin 3 (Bassin 2+Usine)	Bassin 3 sortie	Effluents
pH	6,7-7,8	6,1-7,7	6?0-7,9	6,2-7,4	5.5-8,7	3,8-5,4	3,4-6,2	5,9-7,4	6,3-7,7	5,8-7,9
T°(C)	22-38	21-33	20-39	21-41	25-46	42-61	25-44	21-42	20-42	22-42
Turbidité (NTU)	1-19	254-471	105-384	61-214	88-117	1210-2782	824-1821	633-2021	501-1163	144-1966
Cond (µS/cm)	103-160	210-789	72-582	53-449	1762-8560	8804-14448	503-9210	406-7430	475-5031	10020-12960
DCO (mg/L)	183-259	352-470	194-218	63-132	2162-15680	39120-87240	22100-58500	1630-25630	8200-21070	26070-37400
DBO_5 (mg/L)	72-174	90-168	45-93	13-66	1148-9302	22740-66400	13710-37100	1100-12030	400-11520	16900-25890
SO_4^{2-}(mg/L)	3-15	6-37	1-9	2-7	71-211	743-1021	402-952	441-890	403-756	503-699
PO_4^{3-} (mg/L)	2,5-9	7-35	2-19	1-10	6,4-120	8-18,4	7,1-11	4,2-9,9	1,8-11	3,4-19,2
Fe^{2+} (mg/L)	1-19	4-23	2,7-25	1,9-18	4-61	31-47	23-47	1-56	1,9-42	20,4-35,9
NO_3^- (mg/L)	12-21	12-45	9-22	5-16	1,5-8,6	12,3-24	124-197	85-251	93-209	1,2-14,1
NO_2^- (mg/L)	0-1,9	3,1-22	1,6-18	0-7,4	0-3,3	1-11	1,8-5,1	0,7-6,7	0,5-5,2	0-3,1
F^- (mg/L)	3,3-14,1	3,4-43	2,7-27	3,1-11	2,9-52	46-99	31-44	36-84	29-78	20,5-68,8
NH_4^+ (mg/L)	0,8-3,9	0,5-1,7	0-3,6	0-3,1	0-2,3	31,1-41	12,2-37,6	8-28,4	4,3-37,2	2,6-13,7
Azote total (mg/L)	0-31,4	6,2-56,5	0-41,4	0-33,7	21-74,7	63,7-179,4	21-105,5	9,4-121,7	10,1-117,7	20,2-103,4
HCO_3^- (mg/L)	366-482	410-722	288-61	11,1-74,4	36-520	1034-1447	364-941	254-561	41-402	920-1085
Mg^{2+} (mg/L)	2,4-30,2	14,7-142,1	1,2-31	1,9-26	24-147	245-488	55-246	71-314	12-108	200-299

Ca^{2+} (mg/L)	**6,4-91**	**5,2-192,4**	**2,7-60,6**	**1,7-74,1**	**13,3-710**	**530-1044**	**511-985**	**63-953**	**34-905**	**712-869**
Cl^{-}(mg/L)	**34,4-96,9**	**13,4-145,4**	**5,5-84**	**3,4-57,4**	**131,1-1167**	**756-1488**	**89-1312**	**44,1-808**	**13,4-522**	**496-916**
Na^{+}(mg/L)	**4,4-37,4**	**11,4-527,4**	**2,5-31,7**	**1,9-28,1**	**39-1042**	**107,1-195,4**	**54-189,4**	**22,1-107,5**	**12,3-114**	**27,1-186,2**
K^{+}(mg/L)	**4,4-24,1**	**5,4-101,7**	**2,6-88,7**	**1,4-74**	**3-173**	**64,3-99,2**	**5,7-86**	**4,9-119**	**3,2-102**	**16,6-93,2**
MES (mg/L)	**701-956**	**251-1344**	**131-895**	**112-621**	**51-1564**	**6216-11227**	**1774-4085**	**1420-4912**	**712-3230**	**7360-8960**
MVS (mg/L)	**401-714**	**130-557**	**124-352**	**55-142**	**23-735**	**3071-8451**	**961-2620**	**540-1205**	**514-1131**	**5010-6120**

Tableau 10 : caractéristiques des eaux effluents utilisés pour l'alimentation du pilot de AnBRM

Paramètres	**Minimum**	**Maximum**	**moyenne ± SD**
Nombre d'echantillons			179
pH	6,8	7,5	7,1 ± 0,2
T°	21,5	42,3	31,9 ± 4,1
Turbidité (NTU)	1455	1966	1710 ± 94
Conductivité (µs/cm)	10020	12960	11490 ± 688
DCO (mg/L)	26070	37400	31735 ± 2709
DBO_5 (mg/L)	16900	25890	21395 ± 2330
DCO/DBO_5	1,48		
1 DCO/N/P	100/0,2/0,01		
MES (mg/L)	7360	8960	8160 ± 302
MVS (mg/L)	5010	6120	5565 ± 205
MVS/MES		68.2%	
MS (mg/L)	23050	77820	50435 ± 1140
Couleur (mg/L Pt)	7756	19041	13408 ± 623
PO_4^{3-} (mg/L)	3,4	19,2	11,3 ± 3,7
SO_4^{2-} (mg/L)	503	699	601 ± 42
Mg^{2+} (mg/L)	200	299	249 ± 9
Ca^{2+} (mg/L)	712	869	790 ± 12
Fe^{2+} (mg/L)	20.4	35.9	27,1 ± 3,7
AzoteTotal (mg/L)	20,2	103,4	61,8 ± 7
NO_3^- (mg/L)	1,2	14,1	7,6 ± 2,4
NH_4^+ (mg/L)	2,6	13,7	8,1 ± 2,6
K^+(mg/L)	16,6	93,2	54,9 ± 8,8
F^- (mg/L)	20,5	68,8	44,6 ± 5,3
HCO_3^- (mg/L)	920	1085	1002 ± 69
Cl^- (mg/L)	496	916	706 ± 44
Na^+(mg/L)	27,1	186,2	106,6 ± 12,1
Cd (mg/L)	1,7	4,1	2,3 ± 0,2
Cr (mg/L)	5,5	11,2	8,8 ± 0,2
Cu (mg/L)	3,8	10,0	6,5 ± 0,3
Zn (mg/L)	14,8	23,2	18,5 ± 0,6

1.2 Acclimatation et évolution de la biomasse.

Les concentrations de MES et de MVS dans l'inoculum étaient de 6,33 g/L et 5,16 g/L, respectivement. Les valeurs dans l'effluent varié de 7,32 à 8,96 g/L pour les MES et de 5,01 à 6,12 g/L pour les MVS.

La Figure 13 illustre l'évolution des MES et des MVS tout au long de l'opération. Plus précisément, durant toute l'opération, la concentration en MES est passée de 7,4 g/L à 31,9 g/L, tandis que la concentration en MVS a augmenté de 4,7 g/L à 25,5 g/L. Ces résultats mettent en évidence l'accumulation significative et continue de solides en suspension dans le système en l'absence d'extraction de boues. Ces résultats concordent avec les conclusions d'une étude menée par Casu et al. [217], qui ont observé une augmentation des niveaux de MES passants de 5,5 g/L à 20,4 g/L sans extraction de boues lors du traitement des eaux usées à l'aide d'un bioréacteur membranaire anaérobie immergé les niveaux élevés de MES et de MVS présents dans l'effluent, combiné à la dilution de l'inoculum (qui représentait 20 % du volume total), ont entraîné un processus d'acclimatation plus lent par rapport aux résultats rapportés dans une étude menée par Sawadogo et al. [22], dans cette étude, l'acclimatation a été appliquée pendant environ 20 jours en traitant les eaux usées issues des opérations de production de boissons avec une charge initiale de boues de 6 g/L de MES. Au cours de la période initiale (du jour 1 au jour 62), où aucune extraction de boues n'a été effectuée, les concentrations en MES et en MVS dans le réacteur ont connu une croissance continue et importante. La période d'acclimatation comprenait une augmentation progressive des valeurs de MVS jusqu'à 10 g/L et un rapport MES/MVS de 80 % [200,223].

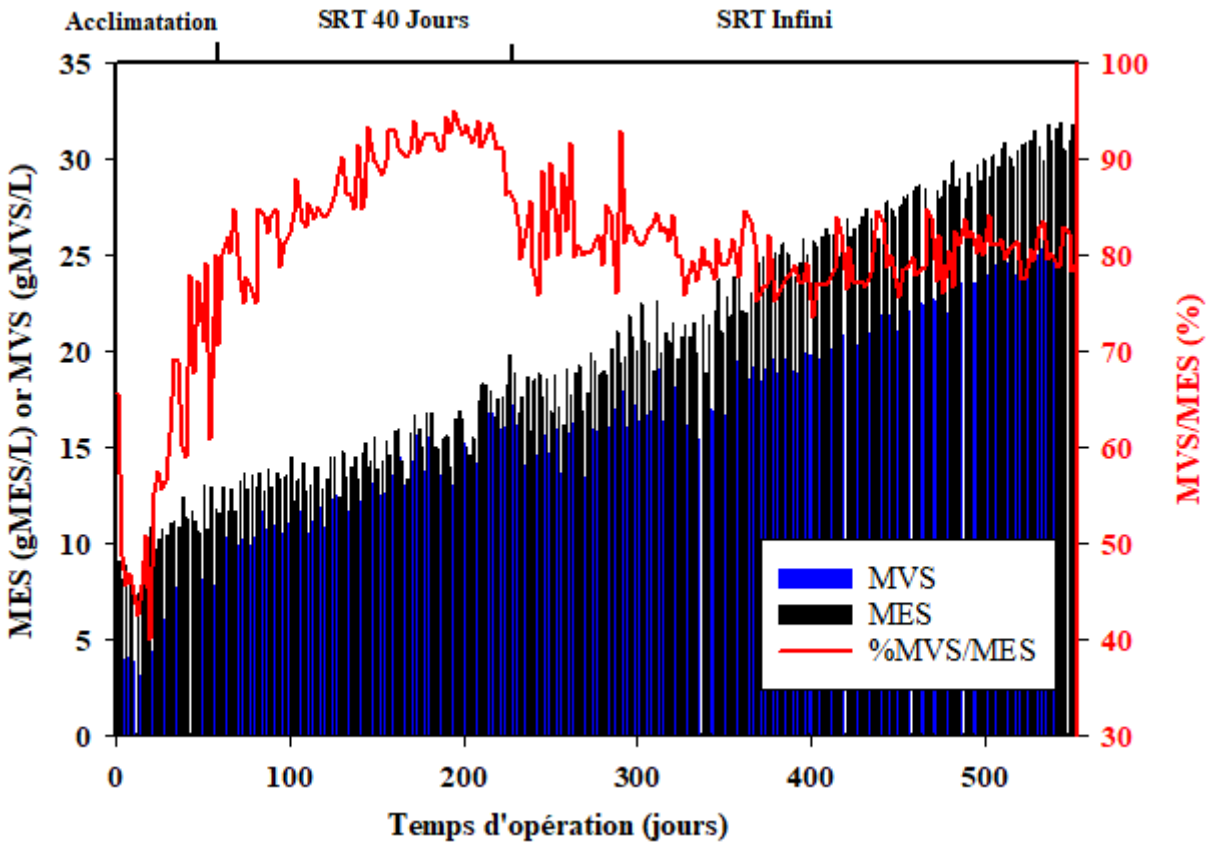


Figure 13: Évolution des concentrations de MES et MVS durant la période des expérimentations.

La présence de mousse a été observée au début de l'expérience pilote, indiquant que le stress subit par les bactéries. Au cours de cette période initiale, une diminution de la concentration en MVS a été observée avant qu'elle ne commence à augmenter à nouveau. L'apparition de mousse est souvent associée à une instabilité du processus ou à un déséquilibre dans la communauté microbienne. Dans ce cas, la présence de mousse suggère que les bactéries ont initialement rencontré des défis pour s'adapter aux conditions et dégrader efficacement la pollution organique. Par conséquent, la concentration en MVS a d'abord diminué à mesure que les bactéries luttaient pour faire face au stress. Cependant, à mesure que le système se stabilisait et que les bactéries s'acclimataient, la concentration en MVS a commencé à se rétablir et à augmenter, indiquant une restauration de l'activité microbienne et de la performance [224–226].

D'autres tests ont été réalisés dans le but de mieux évaluer l'acclimatation et la densité de la population microbienne [227–229]. Du jour 62 au jour 208 de l'opération, le pilote a été exploité avec un SRT de 40 jours. Au cours de cette période, à la fois les MES et les MVS ont montré une évolution régulière.

Plus précisément, la concentration en MES est passée de 12,3 g/L à 16,5 g/L, tandis que la concentration en MVS est passée de 10,4 g/L à 15,6 g/L. Dans le réacteur avec un SRT infini, la concentration en MES est passée de 16,3 g/L à 31,9 g/L, et la concentration en MVS est passée de 15,6 g/L à 25,5 g/L. Ce changement plus lent de la concentration en MVS dans le réacteur pendant la période avec un SRT infini est attribué à un taux de conversion significativement plus élevé de la DCO en biogaz. Cela suggère qu'un SRT plus long permet une conversion plus efficace de la matière organique en biogaz, ce qui entraîne une moindre accumulation de MVS dans le réacteur [199].

Pendant la période du SRT infini, aucune extraction de boues n'a eu lieu, ce qui a entraîné l'accumulation de substances inorganiques inertes dans le réacteur. Cette phase s'est caractérisée par une diminution du ratio MVS sur MES, passant de 95 % à 80 %. Cette diminution peut être attribuée à deux phénomènes. Tout d'abord, il y a eu une diminution de la matière organique, car elle a été convertie de manière plus efficace en biogaz, impliquant qu'une plus grande partie de la matière organique a été transformée en en CH_4 et CO_2, conduisant ainsi à une diminution de sa concentration sous forme de solides en suspension volatils. Deuxièmement, il y a eu une accumulation de matière minérale ou de substances inorganiques inertes dans le réacteur. Ces substances ne contribuent pas à la fraction MVS, réduisant ainsi le ratio MVS/MES. L'accumulation de matière minérale se produit en raison de l'absence d'extraction de boues, permettant l'accumulation progressive de substances inorganiques au fil du temps. Ensemble, ces deux phénomènes, c'est-à-dire la diminution de la matière organique transformée en biogaz et l'accumulation de matière minérale, ont contribué à la diminution observée du ratio MVS/MES pendant la phase du SRT infini.

1.3 Efficacité du traitement.

Les performances du bioréacteur à membrane anaérobie se reflètent, d'une part, par l'évolution des MVS dans le réacteur, et d'autre part, par la quantité de biogaz produite et la concentration en DCO dans le perméat. Le suivi de la DCO dans le réacteur a permis d'évaluer la capacité du réacteur à dégrader la pollution organique au cours de l'opération. La concentration en DCO dans l'alimentation variait entre 26 230 et 37 170 mg/L. Tout au long de l'opération, la membrane a assuré une rétention de DCO allant de 61 % à 75 %. L'élimination totale de DCO dans le bioréacteur à membrane combinait les activités biologiques dans le réacteur et la rétention sur la membrane d'ultrafiltration.

Pour la présente étude, le pilote a été alimenté avec des eaux usées réelles provenant des installations industrielles de la SN SOSUCO. La DCO dans l'alimentation est comprise entre 26 230 et 37 170 mg/L. La figure 14 met en évidence une évolution en phases de la DCO. On note une évolution constante du taux d'élimination de la DCO jusqu'au 310 -ème jour puis une stabilisation au-delà. Il apparait donc que le taux d'élimination de la DCO semble indépendant de la SRT, mais plutôt de la période d'acclimatation de la biomasse. Ainsi la biomasse semble être optimisée à partir du 310e jour. Ce résultat confirme ceux obtenus par Sawadogo et al [22] qui ont rapporté que la durée d'acclimatation est liée à la nature de l'inoculum et aux paramètres opératoires du BRM. Au début du traitement, on note une évolution du taux d'élimination de la DCO avec la charge de biomasse dans le réacteur. Cela s'explique par la contribution de la densité microbienne dans la dégradation de la pollution organique. La période juste après l'acclimatation, du jour 62 au jour 206 de l'opération correspondant à l'exploitation du pilote avec un SRT de 40 jours, s'est caractérisée par une diminution continue de la concentration dans le perméat. Dans le bioréacteur à membrane, le taux d'élimination de la DCO variait de 73 % à 85 %. Cependant, du jour 206 au jour 553, correspondant à un SRT infini, le taux d'élimination de la DCO est passé de 87 % à 98,6 %.

Vaquerizo et al. [51] ont obtenu une élimination de la DCO d'environ 75 % en traitant de la vinasse dans un bioréacteur à membrane à une charge organique de 5,1 gDCO/L/jour. Des taux d'élimination plus élevés ont été obtenus par Santos et al. [230], lors du traitement de la vinasse avec un réacteur biologique à membrane anaérobie, avec une rétention de la DCO d'environ 97 % à une charge organique de 6 gDCO/L/jour et un SRT de 280 jours. Plusieurs auteurs ont rapporté des taux d'abattement de la DCO supérieurs à 95 % en utilisant différentes configurations de bioréacteurs et divers effluents [231–234].

La modification de la SRT n'a pas eu d'un impact significatif sur l'élimination de la pollution organique. Cependant, d'autres chercheurs indiquent qu'une augmentation de la SRT permet aux micro-organismes de digérer même la fraction qui est difficile à biodégradé [235–237]. Ce point peut être confirmé en évaluant la production de biogaz. De la même manière, He et al. [238] ont rapporté un taux d'élimination de la DCO de 99,5 % pour un SRT long et de 99 % pour un SRT court dans le traitement des eaux usées contenant 5 g/L de phénol à l'aide d'un bioréacteur à membrane en céramique. En revanche, Nilusha et al. [239] ont montré que plus le SRT est élevé, plus faible est l'élimination de la DCO.

D'autres chercheurs ont montré que la qualité du perméat est réduite en prolongeant le SRT [192], ce qui n'a pas été observé dans la présente étude. Pour cet aspect on peut noter deux arguments qui semblent ne pas corroborer. Pour certains chercheurs, une SRT longue accroit le temps de contact de la biomasse avec la pollution conduisant ainsi à une dégradation de la fraction difficilement biodégradable. Par contre pour d'autres, l'accroissement de la SRT entraîne une accumulation d'inertes dans le réacteur réduisant ainsi la proportion de biomasse active et donc réduisant le taux d'élimination de la pollution organique.

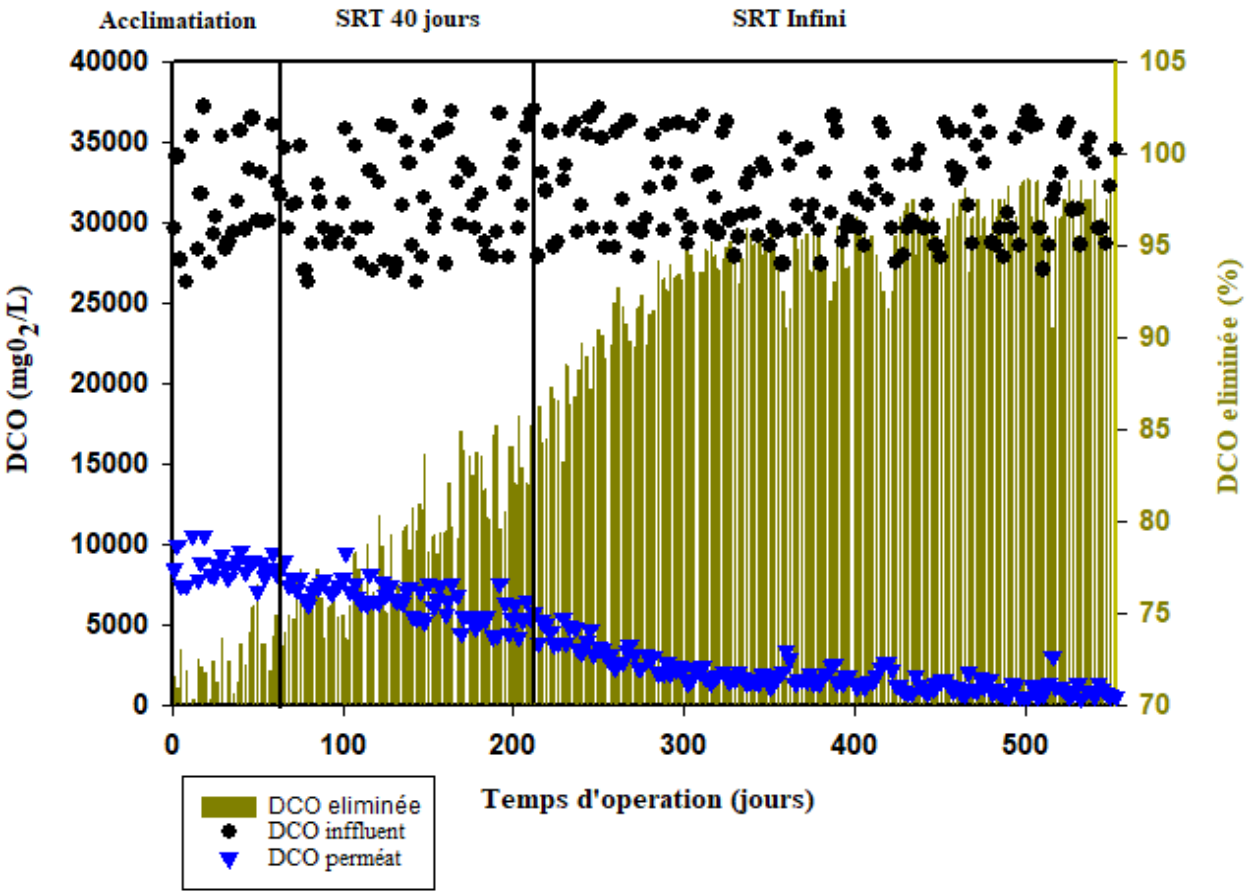


Figure 14: Élimination de la DCO dans le AnBRM

1.4 Qualité de l'eau.

Dans les effluents de distillerie, les turbidités sont généralement très élevées [15,52,240]. La turbidité à l'entrée varie d'un minimum d'environ 1456 NTU à un maximum de 1966 NTU. Pendant la période d'acclimatation, la réduction de la turbidité était assez faible. La réduction totale de la turbidité par le bioréacteur à membrane était d'environ 94 à 99 %. L'exploitation du bioréacteur avec un SRT infini avait un impact négatif sur l'élimination de la turbidité, principalement en raison du manque d'élimination des boues.

La réduction de la DCO n'est pas liée à la réduction de la couleur, car la plupart des composés responsables de la coloration de la vinasse sont des composés récalcitrants. Mota et al. [54] ont obtenu des taux de réduction de la turbidité légèrement plus élevés, d'environ 97 %. Les valeurs de conductivité dans la solution d'alimentation variaient entre 10 020 et 12 960 µs/cm. Le bioréacteur à membrane a permis d'atteindre une réduction de la conductivité de 35 à 58 %.

Une élimination significative des ions sulfate (SO_4^{2-}) dans le réacteur a été obtenue, allant de 66 à 91 %. Cette dégradation a été causée par la sulfidogenèse [241,242]. Ce processus n'est rien d'autre que la réduction de l'ion sulfate par l'hydrogène pour former le sulfure d'hydrogène. Le perméat du bioréacteur à membrane présentait des valeurs d'ion sulfate (SO_4^{2-}) variant de 195 à 44 mg/L. Cette tendance a été suivie par les nitrates (NO_3^-) avec des taux d'élimination compris entre 54 à 97% et correspondant à une réduction en azote gazeux. La concentration des ions orthophosphate (PO_4^{3-}) dans l'effluent a varié de 70 à 98 mg/L traduisant un taux d'élimination compris entre 42 et 58%. Santos et al. [230] ont obtenu une efficacité d'élimination de 79 % pour les ions sulfate (SO_4^{2-}) et de 30 % pour les ions orthophosphate (PO_4^{3-}) en utilisant un AnBRM appliqué à la vinasse avec un temps de rétention hydraulique de 3,1 jours. Le bioréacteur à membrane a atteint un taux d'élimination total d'environ 30 % pour certains ions, tels que les ions magnésium (Mg^{2+}) et les ions fer (Fe^{2+}), comme illustrés par la Figure 15. Plusieurs auteurs ont montré une limitation des bioréacteurs à membrane en termes d'élimination des ions [22,220].

La rétention des ions monovalents tels que le chlorure, le fluorure, le sodium et le potassium par la membrane d'ultrafiltration est restée assez faible tout au long du traitement, ne dépassant pas 10 %. Cependant, il convient de noter que, notamment pour les ions bicarbonate (HCO_3^-), une accumulation dans le réacteur a été observée, ce qui peut s'expliquer par la production d'ions bicarbonate (HCO_3^-) dans le réacteur pendant la méthanisation. Avec des valeurs initiales de 920 à 1085 mg/L et une rétention sur la membrane d'environ 12 %, ces valeurs sont restées élevées dans le perméat, atteignant jusqu'à 180 % ou 1764 mg/L. Les ions divalents dans l'influent étaient davantage retenus par la membrane par rapport aux ions monovalents, avec des taux d'élimination supérieurs à 20 %.

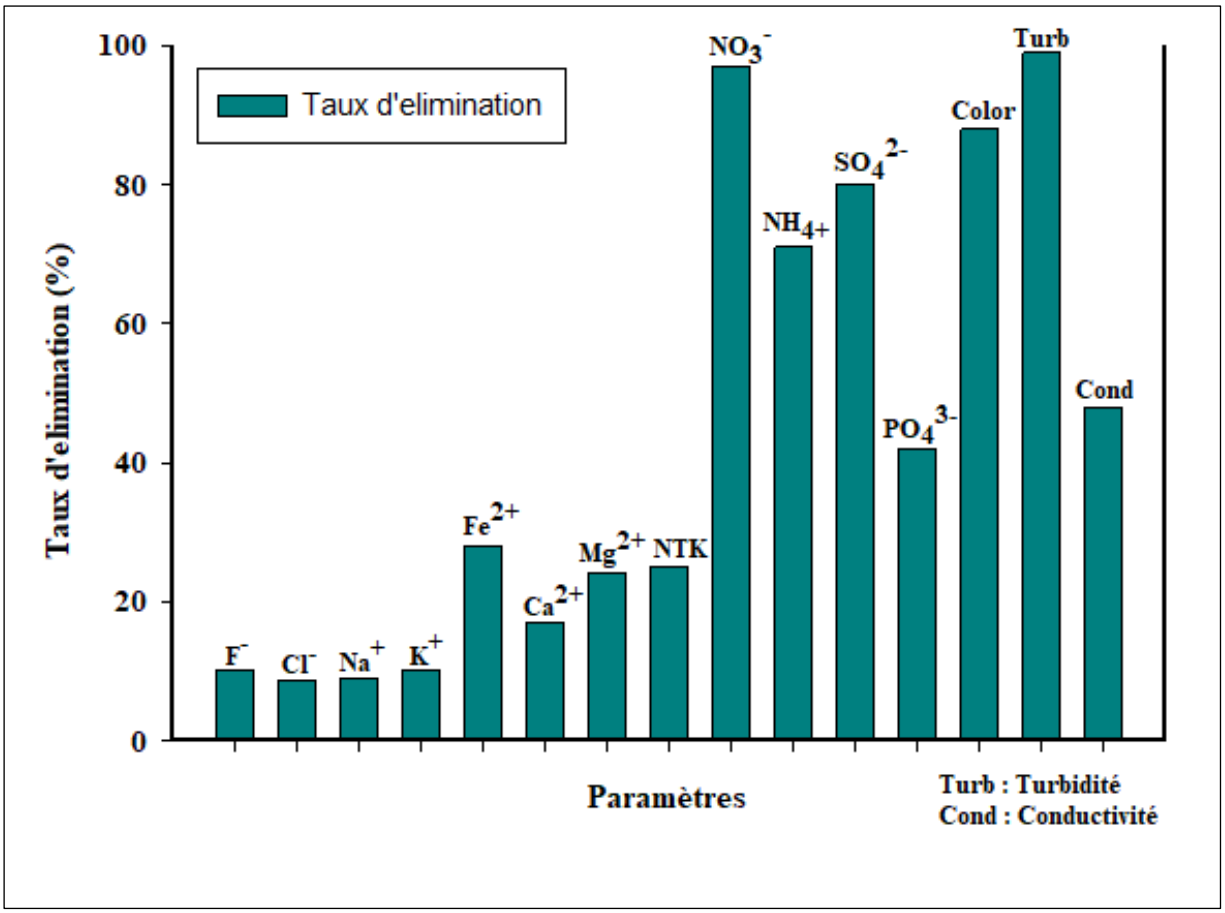


Figure 15: Taux de rétention des paramètres physico-chimiques dans l'AnBRM.

1.5 Production de biogaz.

Dans un bioréacteur à membrane anaérobie, il est possible de récupérer du biogaz. Théoriquement, avec 1 g de DCO à 0°C et une pression de 1 atm, environ 0,350 L de méthane peut être produit. Il est possible de récupérer entre 10 et 26,4 m^3 de biogaz avec 1 m^3 de vinasse ayant une composition en méthane d'environ 60 %, car la vinasse est essentiellement composée de polluants organiques biodégradables [243]. Le biogaz produit dans un bioréacteur à membrane anaérobie contient divers autres composants ou éléments, principalement du dioxyde de carbone (CO_2) et du sulfure d'hydrogène (H_2S). Le premier réduit la valeur calorifique du biogaz, tandis que le second est nocif pour la santé et les équipements [244]. Pendant la phase d'acclimatation, le pourcentage de CH_4 peut augmenter de 65 à 76 % dans un réacteur acclimaté et de 26 à 73 % dans un réacteur non acclimaté [197,224]. La phase d'acclimatation se caractérise par une production moyenne de biogaz, avec un pourcentage de méthane d'environ 67 %, ce qui peut s'expliquer par une accumulation de matières sèches (MS) dans le réacteur.

Lorsque la concentration d'acides gras volatils atteint 1000 mg/l, la production de biogaz s'arrête pendant la phase d'acidogenèse, ce qui entraîne une diminution du pH. Il convient également de noter que la vapeur d'eau présente dans le biogaz est corrosive pour les pompes [245]. Avec une charge organique élevée à l'entrée (15 à 22 g DCO/L/jour), la production brute de biogaz atteint 0,42 L de biogaz brut par gramme de DCO éliminée. Cela correspond à une production spécifique de méthane de 0,32 LCH_4/gDCO éliminé. Le pourcentage de MS dans le réacteur était compris entre 4 et 14 %, avec un taux maximal pendant la phase d'acclimatation. L'accumulation de MS dans le réacteur a provoqué une augmentation subséquente des acides gras volatils, comme l'ont expliqué Mota et al. [54].

Pendant la période d'accumulation de MS, les AGV dans le réacteur ont atteint une concentration de 489 mg/L. À partir du jour 58, on a observé une diminution continue des MS dans le réacteur, ce qui est attribué à une augmentation du taux d'élimination de la pollution organique. L'augmentation du taux d'élimination de la DCO est étroitement liée à la réduction des AGV dans le réacteur, car les MS représentent une part importante de la pollution organique. La méthanisation évolue avant la fin de l'acclimatation, à partir de laquelle la production de biogaz augmente proportionnellement au pourcentage de CH_4. Pendant le fonctionnement de l'essai avec un SRT infini, la production de biogaz dans le réacteur contenait un pourcentage élevé de CH_4 par rapport à la période où le SRT était de 40 jours. Pendant la période du jour 62 au jour 206 de fonctionnement, une production spécifique de méthane de 0,21 L de CH_4/gDCO a été observée. Par la suite, du jour 206 au jour 553 de fonctionnement, la production spécifique de méthane a augmenté pour atteindre 0,32 L de DCO/L/jour. La production de méthane augmente avec un SRT long.

Lovato et al. [246] ont reporté un pourcentage de CH_4 de 82,3 % lors du traitement de la vinasse de canne à sucre avec un bioréacteur à membrane. Chen et al., and Svojitka et al. [206,247] ont eu une production de plus de 0,2 L de CH_4/gDCO/jour lors du traitement des eaux usées industrielles, dans le même sens Turker et al., and Balcıoğlu et al. [180,204] ont rapporté des volumes de CH_4 autour de 0,3 L de CH_4/gDCO.

Afin d'approfondir l'étude de l'évolution de la biomasse et de la production de gaz, plusieurs bilans massiques ont été mis en place pour comprendre la voie de la DCO : DCO retenue uniquement par la membrane, transformée en biogaz, et quittant le réacteur dans les boues ou le perméat (Tableau 11).

Tableau 11 : Conditions opératoires.

Conditions hydrauliques	
Volume du réacteur	20 L
Débit hydraulique	12 L. j^{-1}
Temps de Rétention hydraulique	40 h
Flux du perméat	1.1 LMH
Conditions biologiques	
Temperature: 35 °C	
ORL: 15 to 22 gDCO/L/j	
Extraction de Boues	
Run I (jour 0 à jour 62) : Pas d'extraction	
Run II (jour 62 à jour 209) : Q_W = 0.5 L. L^{-1}, SRT = 40 j	
Run III (jour 209 à jour 553) : Pas d'extraction	

À mesure que le temps de fonctionnement était prolongé jusqu'à des valeurs approchant le rapport théorique de 0,35 L de CH_4/gDCO, la production de biogaz augmentait, ce qui implique que toute la DCO retenue était transformée en biogaz. La DCO était initialement accumulée dans le réacteur sous forme de MES et convertie ultérieurement en biogaz au cours du fonctionnement. Lorsque cette accumulation était limitée, même sans extraction de boues, les MES augmentaient seulement légèrement (Figure 13). Les résultats obtenus sont résumés dans le Tableau 12. Le réacteur est capable de gérer une charge organique très élevée (>19 kgDCO/m^3/jour) avec une efficacité très élevée en termes d'élimination de la matière organique, confirmant les performances du bioréacteur à membrane anaérobie (AnMBR). La concentration de l'eau de sortie était faible (400 mgDCO/L), mais le réacteur ne semble pas avoir atteint un état stable, même après plus de 553 jours de fonctionnement, car la DCO de l'effluent diminuait toujours légèrement avec le temps (Figure 14). Le rendement de conversion de la production de gaz (Figure 16) par litre de méthane par kg de DCO éliminée était proche de la valeur théorique, ce qui implique que le principal mécanisme est une transformation biologique et non une rétention par la membrane. Le rendement de conversion des boues organiques en kg de MES formées par kg de DCO éliminée était très faible, confirmant la valeur des processus anaérobies pour réduire de manière significative la production de boues et les coûts associés à leur élimination. Les performances globales sont présentées dans le tableau 13.

Tableau 12: Tendance globale.

Mass Balance					
	Influent	**Réacteur**	**Perméat**	**Extraction**	**Biogaz**
Phase 1	376 gDCO/j	2.7 gMVS/j	103.7 gDCO/j	0	13.6 L_{CH4}/j
Phase 2	368 gDCO/j	0.825 gMVS/j	85.4 gDCO/j	7.5 gMVS/j	42.5 L_{CH4}/j
Phase 3	385 gDCO/j	0.5 gMVS/j	20.5 gDCO/j	0	109.5 L_{CH4}/j

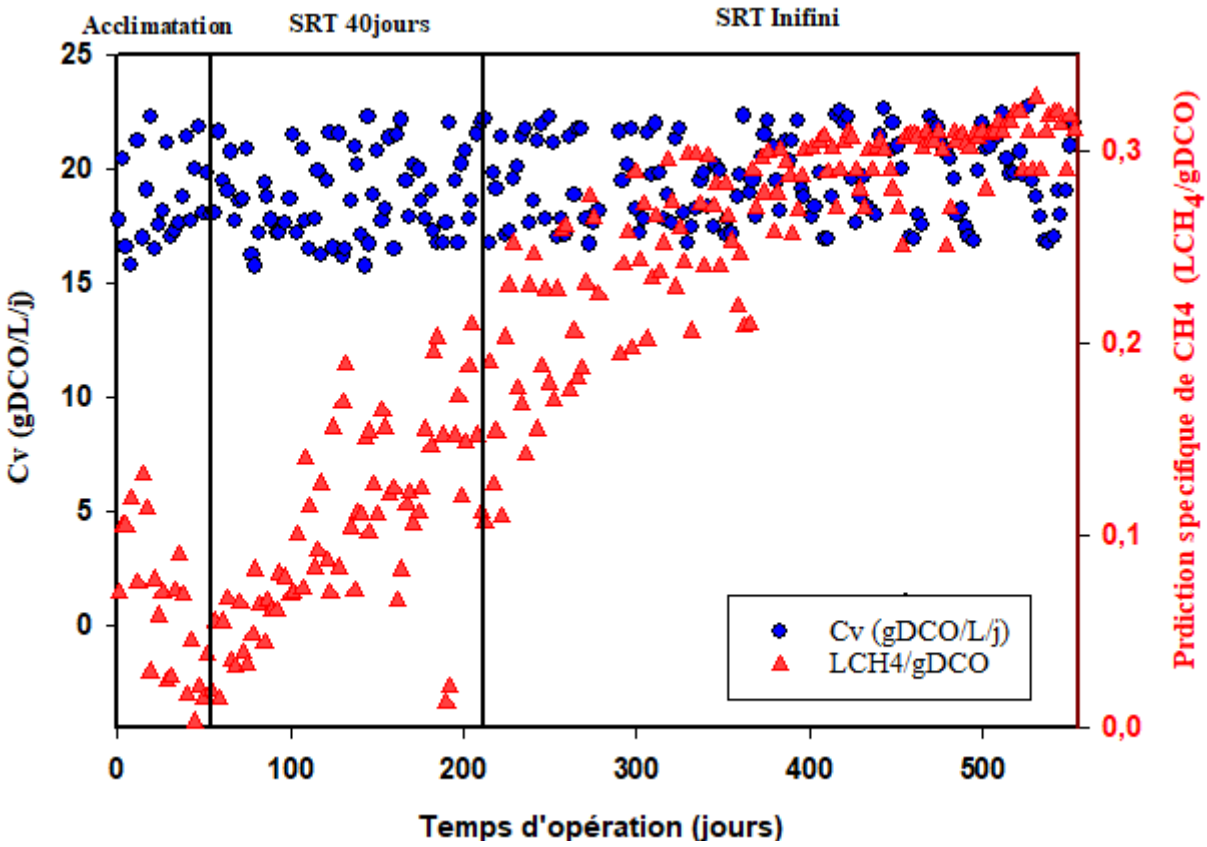


Figure 16: Charge organique et production de CH_4 dans le réacteur.

Tableau 13: Performance globale

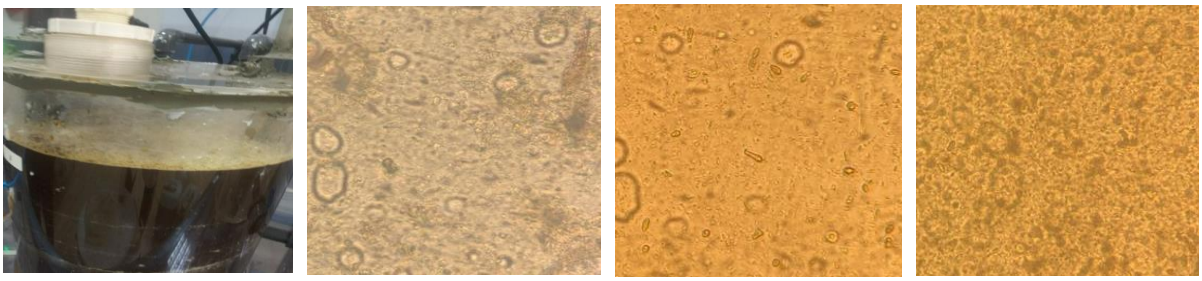
Paramètres	Unité	Phase I	Phase II	Phase III
Temps d'opération	j	0–63	63–209	209–553
Charge organique volumétrique (C_v)	$Kg_{DCO}\cdot m^{-3}\cdot j^{-1}$	18.84	18.44	19.28
Concentration d'effluent *	$g_{DCO}\cdot m^{-3}$	8325	6304	640
Taux d'élimination de la DCO	$Kg_{DCO}\cdot m^{-3}\cdot j^{-1}$	13.61	14.13	18.22
Efficacité de l'élimination de la matière organique	%	75%	85%	98,6%
Taux de production de boues observé	$Kg_{MVS}\cdot m^{-3}\cdot j^{-1}$	0.135	0.416	0.025
Taux de conversion	Kg_{MVS}/kg_{DCO}	0.01	0.029	0.0013
Taux de conversion de méthane	$L_{CH4}\cdot g_{DCO}^{-1}$	0.05	0.15	0.30

* Moyenne sur les dix derniers jours de phase

1.6 Investigation de la biomasse

Afin de confirmer l'acclimatation des micro-organismes, le rendement de conversion de la biomasse et le rendement de conversion du méthane, des mesures ont été prises à l'aide d'un microscope à épifluorescence à une longueur d'onde de 600 nm sur un spectrophotomètre d'absorption moléculaire DR3900. L'observation au microscope aide à élucider les comportements des micro-organismes, tandis que les mesures avec le spectrophotomètre DR3900 traduisent la densité de la biomasse et son évolution temporelle. L'évolution de la biomasse peut donc être observée avec un regroupement de micro-organismes sous forme de flocs pour piéger la pollution organique et faciliter sa dégradation. Les micro-organismes regroupés en flocs fins influent sur l'élimination de la pollution organique [248]. Cette évolution se reflète également dans la taille des micro-organismes et la taille des flocs. Pendant le fonctionnement, les micro-organismes s'agrègent en flocs plus gros, et leur population augmente, ce qui se traduit par une croissance globale de leur nombre.

Cette évolution a été suivie sur trois périodes différentes : au démarrage, après un mois de fonctionnement, et à la fin de l'acclimatation. Au démarrage, nous avons observé des micro-organismes regroupés en petits flocs et souvent dispersés. Après 30 jours de fonctionnement, les micro-organismes ont commencé à s'agréger et à former des flocs de taille moyenne. À la fin de la période d'acclimatation, après 62 jours de fonctionnement, les micro-organismes étaient regroupés en flocs plus denses. Les petits flocs ont conduit à une détérioration des performances du réacteur [248]. Ces différentes étapes de l'évolution des micro-organismes sont représentées dans la Figure 17. En ce qui concerne l'observation avec le spectrophotomètre, une courbe croissante avec des valeurs d'absorbance de plus en plus élevées a été observée, indiquant une concentration ou une intensité croissante du paramètre mesuré [229]. Les mesures ont été effectuées deux fois par semaine afin d'apprécier l'évolution de la densité microbienne. Après chaque mesure, on a observé une augmentation de la population bactérienne, comme en témoigne l'augmentation des valeurs d'absorbance. Au début de l'opération, l'absorbance était mesurée à 2,04, ce qui a augmenté progressivement au fil du temps pour atteindre 13,32 à la fin de l'opération. Cette évolution de l'absorbance est représentée dans la Figure 18. L'utilisation de ces deux méthodes permet de comprendre clairement l'évolution de la biomasse.



(**a**) (**b**) (**c**) (**d**)

Figure 17: Observation de la densité des microorganismes avec le microscope épifluorescence (×40 grossissements). (a) Stress des microorganismes dans le réacteur ; (b) observation jour 1 (c) ; observation jour 30 ; (d) observation jour 62.

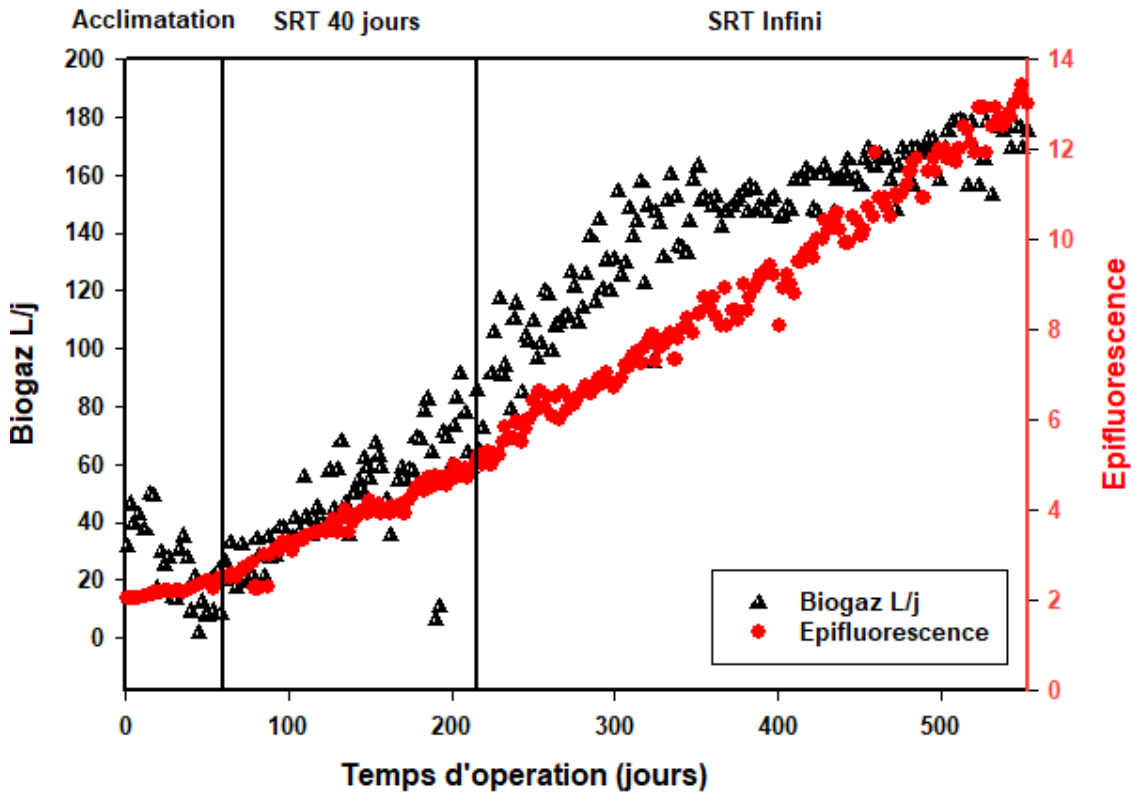


Figure 18: Mesures de l'absorbance et de la production du biogaz avec le spectrophotomètre DR3900

1.7 Colmatage et performances de filtration de la membrane.

En raison du débit constant pendant l'opération de filtration, la PTM a augmenté progressivement avec le temps, comme le montre la Figure 19. Cette augmentation de la PTM est attribuée au colmatage. Si la couche est formée par l'accumulation de solides en suspension, on parle de gâteau. En revanche, le terme biofilm est utilisé pour décrire l'accumulation de composants colloïdaux (comme la fraction soluble ou colloïdale de la DCO) ou de micro-organismes. Une accumulation de matières concentrées près de la membrane peut être causée le gradient de pression osmotique [205]. Avec un débit constant, la différence de pression continue d'augmenter à mesure que l'encrassement progresse. Les trois phases différentes (étape d'acclimatation, SRT de 40 jours et SRT infinie) sont séparées par un lavage chimique de la membrane afin de comparer l'effet de la SRT sur l'évolution du colmatage. Pendant l'étape d'acclimatation, la PTM variait de 0,085 à 0,5 bar. Après le premier lavage chimique correspondant à l'étape SRT de 40 jours, la PTM est passée de 0,081 à 2,1 bars. Au cours de la dernière étape correspondant au fonctionnement du pilote sans extraction de boues (SRT infinie), un encrassement progressif de la membrane a été observé, quelle que soit la charge organique volumétrique testée.

Toutes les courbes (Figure 19) ont montré une évolution en deux phases. Pendant la première phase, la pression augmentait lentement, et l'évolution de la pression au fil du temps (dPTM/dt) était d'environ 6 mb/j (0,69 × 10−2 Pa/s), tandis que pendant la deuxième phase, la pression augmentait rapidement jusqu'à 28 mb/j (3,2 × 10−2 Pa/s). Ce saut de PTM n'a pas été observé pendant la phase 1, qui a duré seulement 63 jours. Il a été observé autour de 0,6 bar pour la phase 2 après 92 jours de filtration, tandis que le saut de la PTM de la phase 3 et la phase 4 est survenu à 0,4 bar après seulement 60 jours de filtration. La condition de rétention totale des cellules ne semblait pas amplifier le colmatage de la membrane. Cette observation peut s'expliquer par la réduction de la DCO soluble, qui a compensé la forte teneur en solides en suspension. Néanmoins, le saut de la PTM est survenu plus tôt.

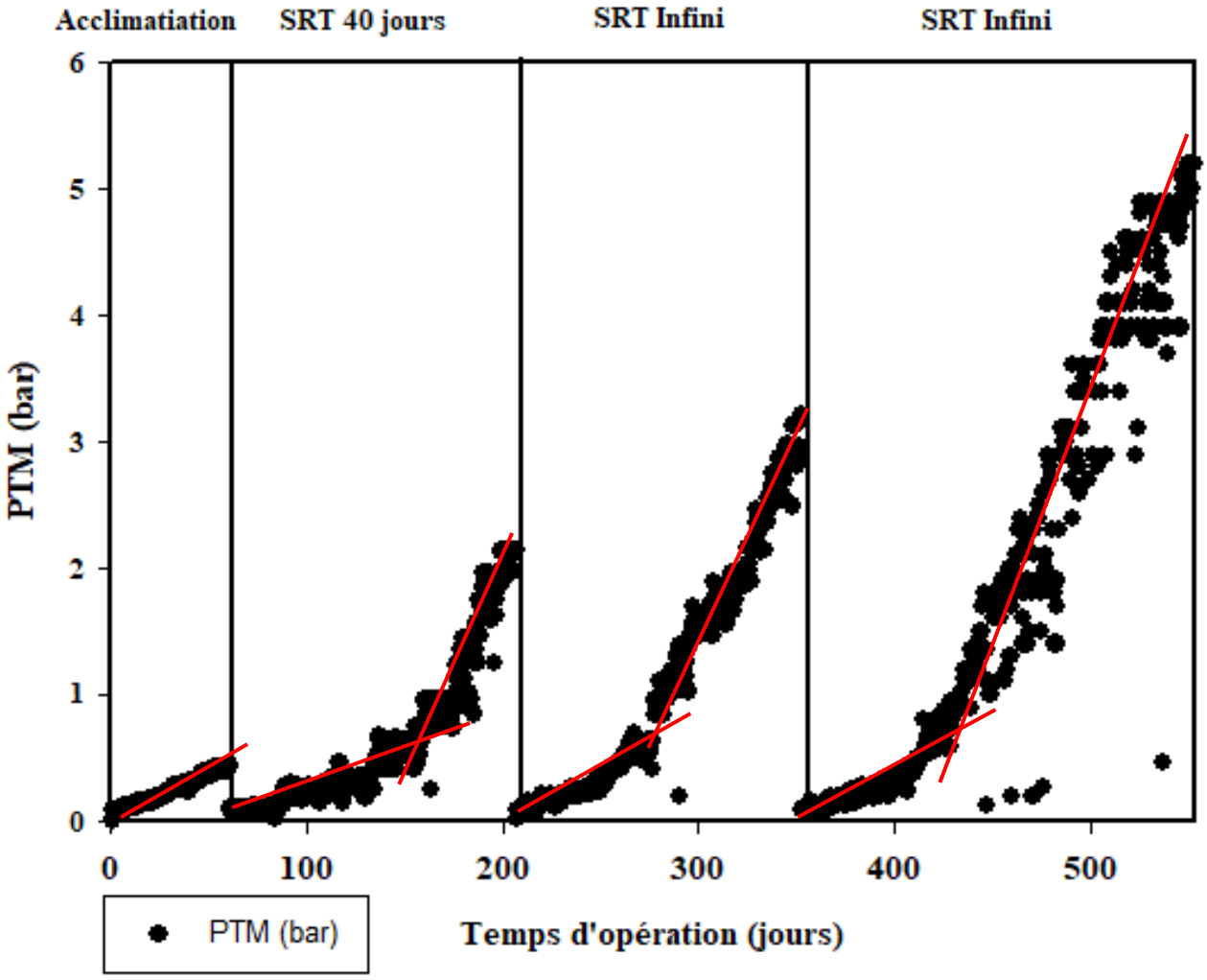


Figure 19: Évolution de la pression transmembranaire.

Conclusion partielle

Dans ce chapitre, un traitement expérimental des effluents de l'industrie de la canne à sucre a été réalisé avec un bioréacteur à membrane anaérobie, mettant en évidence la pertinence des conditions du bioréacteur à membrane anaérobie en tant que traitement efficace et intensif. Le processus bioréacteur à membrane anaérobie (AnMBR) peut fonctionner à un taux de charge organique très élevé, c'est-à-dire 19 $kgDCO \cdot m^{-3} \cdot j^{-1}$. Plus de 98 % de la matière organique a été éliminée avec une faible concentration d'effluent en DCO (600 $mgDCO \cdot L^{-1}$), diminuant au fil du temps, même après plus de 550 jours de fonctionnement. Le rendement de conversion de la biomasse (gMVSformée/gDCOéliminé) était très faible, confirmant la pertinence de l'AnMBR pour résoudre le problème des boues et réduire le coût de leur élimination. Pendant le fonctionnement, le rendement de conversion du biogaz (LCH_4formé/gDCOéliminé) était proche de sa valeur théorique, confirmant que la principale voie de traitement est la réaction biologique et non la rétention membranaire. La PTM présente une évolution en deux phases, la pression augmentant lentement lors de la première phase : 0,69 × 10−2 Pa/s. Une bonne vue d'ensemble de l'activité biologique et, par conséquent, de la production de biogaz associée est fournie par les mesures d'épifluorescence prises à une longueur d'onde de 600 nm.

Ainsi, lorsque le SRT est prolongé, les performances du bioréacteur à membrane s'améliorent, et les micro-organismes sont capables de dégrader la fraction difficilement biodégradable de la pollution. La production de biogaz est également favorisée avec une conversion rapide du substrat d'alimentation. Les charges organiques élevées, combinées aux températures élevées favorisées par le contexte sahélien, ont également contribué à une production de biogaz considérable avec une acclimatation favorable des micro-organismes responsables de la dégradation de la matière organique. À la température d’opération, les résultats obtenus ont mis en évidence de bonnes performances. Cette température permet de minimiser la quantité d'équipement à installer, ainsi que l'énergie dépensée pour chauffer les réacteurs dans le contexte sahélien.

Chapitre IV : Traitement des eaux usées d'industrie sucrière par Jar test et Nanofiltration/Osmose Inverse.

Dans ce chapitre, nous nous pencherons sur le traitement des eaux usées générées par l'industrie sucrière après un passage par bioréacteur à membrane anaérobie en mettant l'accent sur deux approches essentielles : le Jar test, d'une part, et la nanofiltration/osmose inverse, d'autre part.

Le Jar test, une méthode couramment utilisée, permet d'évaluer la coagulation et la floculation des particules dans les eaux usées, contribuant à leur clarification afin d'anticiper le colmatage rapide des membranes. De son côté, la nanofiltration et l'osmose inverse, technologies de pointe en matière de séparation membranaire, sont efficaces pour éliminer les solutés dissous et les contaminants organiques, produisant ainsi de l'eau de haute qualité.

La présence persistante de pollution minérale et de coloration, non éliminée par le bioréacteur à membrane, a été étroitement surveillée tout au long des étapes de filtration et des opérations de coagulation-floculation. Cette démarche visait à évaluer l'efficacité de ces deux technologies. L'association de ces deux approches a révélé l'importance d'un système de coagulation-floculation préalable à la filtration par des membranes de nanofiltration/osmose inverse pour prévenir le colmatage rapide des membranes.

1.1 Caractéristiques des effluents à la sortie du Bioréacteur à membrane.

Pour la caractérisation l'accent est mis sur l'analyse des eaux usées à la sortie du bioréacteur à membrane anaérobie. Cette démarche de caractérisation revêt une importance cruciale dans le choix du traitement optimal à mettre en œuvre en vue de garantir la production d'effluents de qualité irréprochable. Ainsi, afin d'acquérir une compréhension approfondie de la qualité des eaux à soumettre au traitement, une série d'analyses a été entreprise, portant sur divers paramètres, répertoriés dans le tableau 14.

Il est manifeste qu'une différence significative est observée entre les caractéristiques des eaux usées à l'entrée et celles à la sortie du bioréacteur à membrane anaérobie, notamment en ce qui concerne la matière organique. En effet, la concentration de cette matière organique connaît une réduction notable après le processus de bioréacteur à membrane anaérobie (AnBRM), témoignant ainsi de l'efficacité de ce dernier dans l'élimination de ces composés organiques. Toutefois, il est important de noter que la concentration de la plupart des ions demeure élevée après leur passage par le bioréacteur à membrane. Cette persistance des ions dans les eaux traitées peut être attribuée aux limitations intrinsèques du bioréacteur à membrane en ce qui concerne le traitement des espèces ioniques.

D'autres paramètres significatifs à considérer sont la conductivité et la couleur des eaux usées à la sortie du bioréacteur à membrane. Les mesures indiquent des valeurs élevées, généralement autour de 5000 (µS/cm) pour la conductivité et 1000 mg/l Pt pour la coloration. La persistance de la conductivité et de la couleur s'explique principalement par la présence d'éléments récalcitrants qui ne peuvent pas être éliminés par le processus du bioréacteur à membrane anaérobie (AnBRM).

Les caractéristiques des effluents issus du bioréacteur à membrane sont consignées dans le tableau 14, fournissant ainsi une vue d'ensemble détaillée de la qualité des eaux traitées par le bioréacteur à membrane anaérobie (AnBRM). Il convient de souligner que la majorité de ces paramètres ne se conforment ni aux normes en vigueur pour le rejet des eaux usées dans l'environnement naturel, ni à celles établies pour leur réutilisation à des fins agricoles. Par conséquent, il est impératif de mettre en place un traitement complémentaire pour améliorer la qualité des effluents traités.

Tableau 14: Caractéristiques des effluents à la sortie du BRM.

Paramètres	Min	Moy	Max	Retention AnBRM (%)	Normes ([249] [250,251])
T°(C)	34,24	35,69±2,2	37,15	-	40
pH	6,8	7,2±0,4	7,5	-	6,5-10,5
Turbidité (NTU)	58,2	68,4±5,1	78,6	96,1	5
Conductivité (µs/cm)	5210	5974±227	6739	48,3	2000
DCO (mg O_2/L)	782	952±71,6	1122	98,6	150
DBO_5 (mg O_2/L)	169	106,7±14,2	258	99,5	40
Couleur (mg/L Pt)	1212	1609±83,1	2007	88	15
PO_4^{3-} (mg/L)	1,97	6,55±0,9	11,13	42,4	5
SO_4^{2-} (mg/L)	100,60	120,20±21,9	139,80	80,5	250
Mg^{2+} (mg/L)	152,00	189,62±34,5	227,24	24	200
Fe^{2+} (mg/L)	15,3	19,5±1,7	33,47	28,7	5
Ca^{2+} (mg/L)	590,96	656,12±53,9	721,27	17,6	500
Azote Total (mg/L)	15,15	46,35±3,1	77,55	25,5	50
NO_3^-(mg/L)	0,04	0,23±0,02	0,42	97,1	50
NH_4^+ (mg/L)	0,75	2,36±0,1	3,97	71	1
K^+(mg/L)	14,94	49,41±1,9	83,88	10	30
F^- (mg/L)	18,45	40,19±1,1	61,92	10,1	15
HCO_3^- (mg/L)	920,00	1322,00±66,5	1724,00	8,9	400
Cl^- (mg/L)	453,00	645,57±49,7	838,14	8,5	350
Na^+(mg/L)	24,00	96,72±5,5	169,44	9,2	300
Cd (mg/L)	1.57	2,03±0,13	3,41	11,2	1
Cr (mg/L)	5,77	7,62±0,27	10,10	13,5	5
Cu (mg/L)	3,34	5,88±0,23	7,09	9,6	2
Zn (mg/L)	12,11	16,32±0,71	19,94	12,1	5

[249] : Normes de rejet des eaux usées dans le milieu naturel, Burkina Faso

[250,251]: Directive de l'OMS pour l'utilisation sans Risques Des Eaux Usées, Des Excreta et des Eaux Ménagères Vol 1 et Vol 2.

1.2 Performances des opérations de jar tests

Un coagulant chimique et un coagulant naturel ont été choisis pour le jar test. Il s'agit du sulfate d'alumine du Moringa oleifera. Le sulfate d'alumine est efficace sur une large gamme de valeurs de pH et relativement stable dans les conditions de stockage avec un coût abordable. En ce qui concerne le *Moringa Oleifera*, il est le coagulant naturel le plus disponible et le plus couramment utilisé.

Le choix des solvants pour l'extraction des huiles s'est porté sur l'hexane et l'éthanol, car en plus des rendements élevés qu'ils fournissent, ils sont des solvants volatils, ce qui facilite leur élimination après l'extraction. Cela permet une purification relativement simple des huiles extraites, car il est plus facile de séparer le solvant des huiles que d'autres solvants non volatils.

Extraction des huiles

Il est à noter que, d'après les études de Tulashie et Kotoka ; Bassey et al. [252,253], le *Moringa Oleifera* peut contenir jusqu'à 30% d'huiles.

La figure 20 présente les huiles des graines de moringa extraites à l'aide de l'hexane et de l'éthanol. L'extraction avec l'éthanol a permis d'obtenir 24,31% d'huiles des graines de *Moringa Oleifera*. Ces valeurs sont supérieures au rendement de 12% rapportés par Shan et al. [254], mais inférieur aux 37% obtenus par Boukandoul et al. [255]. Pour l'extraction avec l'hexane, un rendement de 31,6% en huiles a été obtenu à partir des graines de *Moringa Oleifera*. En comparaison, les recherches de Adelodun et al. [216], ont révélé un taux d'extraction de 35%, tandis que Dieng et al. [256] ont obtenu environ 36% d'huiles.

Ces résultats indiquent que l'éthanol et l'hexane peuvent tous deux extraire des quantités significatives d'huiles des graines de *Moringa Oleifera*, avec des rendements variables en fonction du solvant utilisé, comme le montrent les figures 21.

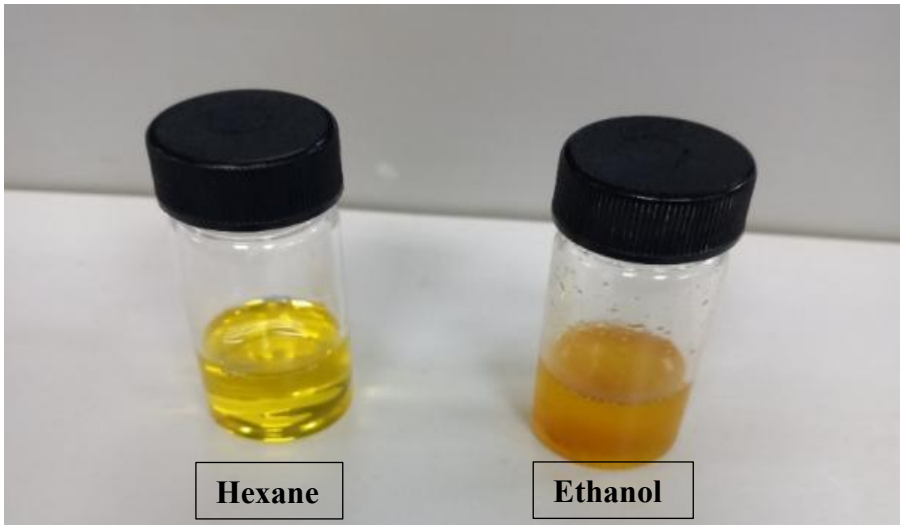


Figure 20: Huiles extraites de la poudre de graines de moringa avec de l'hexane et de l'éthanol.

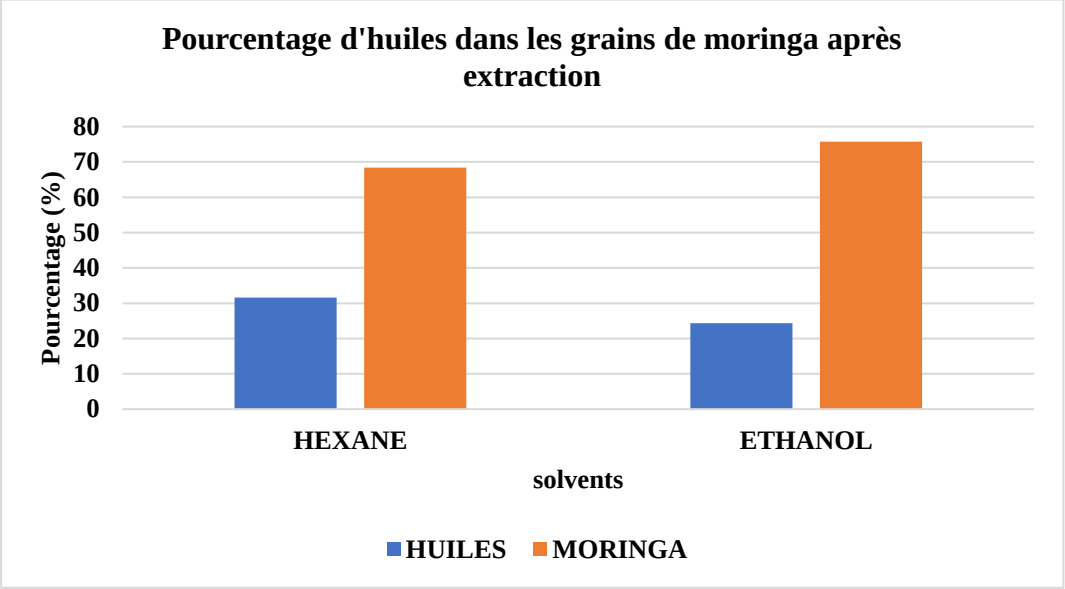


Figure 21: extraction des huiles des grains du *Moringa Olefeira*

1.2.1 Effets des coagulants sur les paramètres physico-chimiques.

1.2.1.1 Coagulation-floculation avec la poudre de graines de *Moringa Olefeira* entières avec les coques.

Les meilleurs taux de réduction de la coloration et de la turbidité ont été obtenus dans le quatrième bécher, où la dose de solution coagulante de *Moringa Oleifera* avec les coques était de 100 mL, soit une concentration de 6,67 g/L. La couleur des effluents a été réduite d'environ 34%, avec des valeurs moyennes de 1062 mg/L Pt après le test de coagulation, comparé à 1609 mg/L Pt pour l'effluent initial provenant du bioréacteur à membrane. De plus, environ 38% de la turbidité a été éliminée des eaux usées, la turbidité moyenne du surnageant étant de 42 NTU contre 68 NTU avant traitement par coagulation-floculation. Les variations de température étaient minimes, allant de 27,9 à 28,1 °C, et l'utilisation des graines de *Moringa Oleifera* avec les coques n'a pas eu d'effet significatif sur la température des échantillons. Le pH des effluents du bioréacteur à membrane anaérobie (AnBRM) était de 6,94, et il a varié de 6,88 à 6,43 après traitement, une légère diminution attribuée à la solution de *Moringa Oleifera*, qui avait un pH légèrement acide de 6,7. L'utilisation de fortes doses de poudre de *Moringa Oleifera* comme coagulant pour traiter les eaux usées de l'industrie sucrière tend à augmenter la turbidité. Des études de Ndabigengesere et Subba Narasiah and Narasiah et al. [257,258] ont également observé une tendance similaire avec la poudre de graines de *Moringa Oleifera* non décortiquées, concernant les variations de température et de pH. Toutefois, ces recherches ont montré une plus grande efficacité de traitement, atteignant une réduction de la turbidité d'environ 85%. Les

taux de réduction obtenus avec l'utilisation de la poudre de graines de moringa entières avec coques sont présentés dans la figure 22.

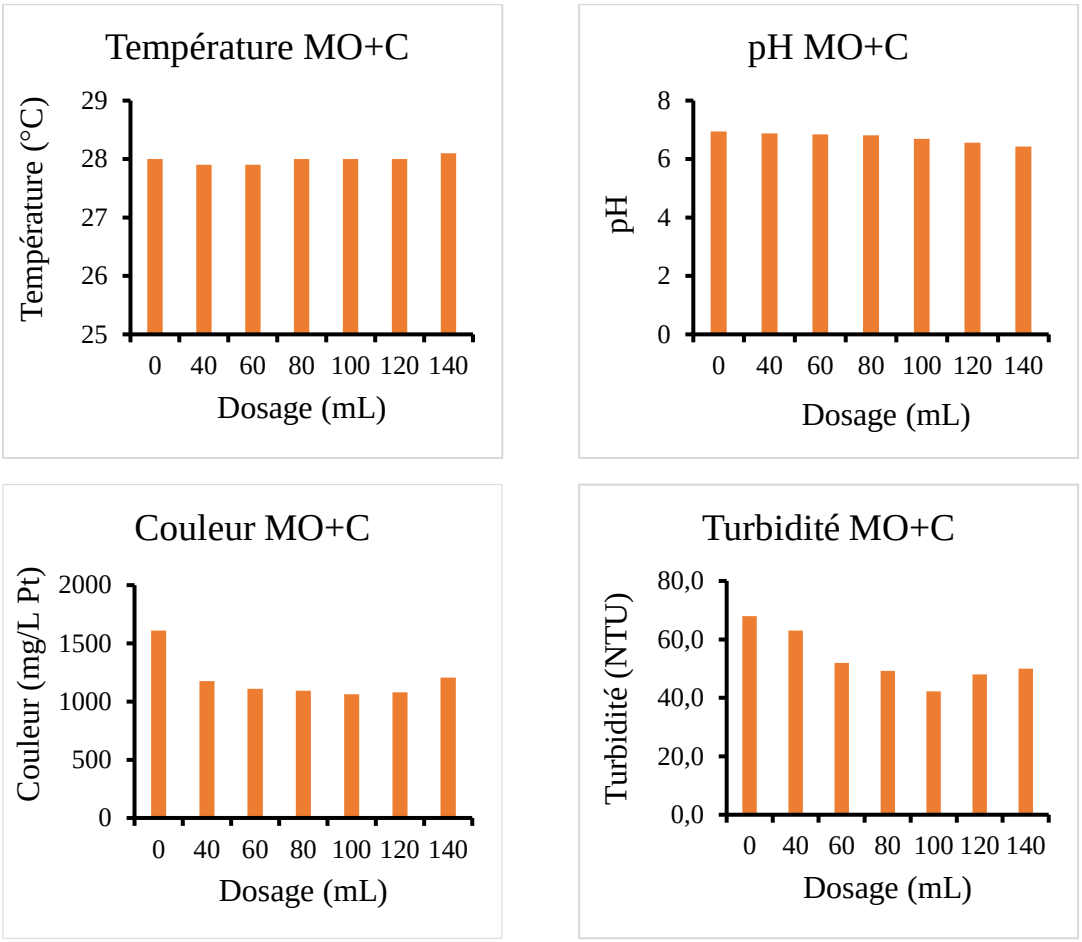


Figure 22: Évaluation des paramètres physiques lors de la coagulation-floculation avec la poudre de graines de *Moringa Oleifera* avec les coques

1.2.1.2 Coagulation-floculation avec la poudre de graines de *Moringa Oleifera* entières sans les coques.

En utilisant la poudre de *Moringa Oleifera* sans les coques à une dose de 140 mL de solution coagulante, soit 8,75 g/L, une amélioration notable de l'élimination de la turbidité et de la coloration a été observée par rapport aux autres doses testées. La couleur a diminué de 1609 à 910 mg/L Pt, soit un taux de réduction de 43%. Une tendance similaire a été observée pour la turbidité, avec un taux de réduction de 49% et une valeur d'environ 34 NTU dans le surnageant. Parmar et al., and Amin et al [259,260] ont également constaté que le moringa est un coagulant efficace pour réduire la turbidité, avec des taux d'efficacité supérieurs à 80%. Les résultats

obtenus avec l'utilisation de la poudre de graines de *Moringa Oleifera* sans coques sont illustrés dans la figure 23.

La température a varié de 26 et 26,3 °C pendant les opérations de coagulation-floculation. Les valeurs de température étaient pratiquement constantes à chaque opération, suggérant que le coagulant n'a pas eu d'impact significatif sur ce paramètre.

Ces résultats sont cohérents avec les observations précédentes de Kalibbala et al., and Hendrawati et al. [261,262] qui ont également constaté des variations négligeables de la température lors de l'utilisation de coagulants.

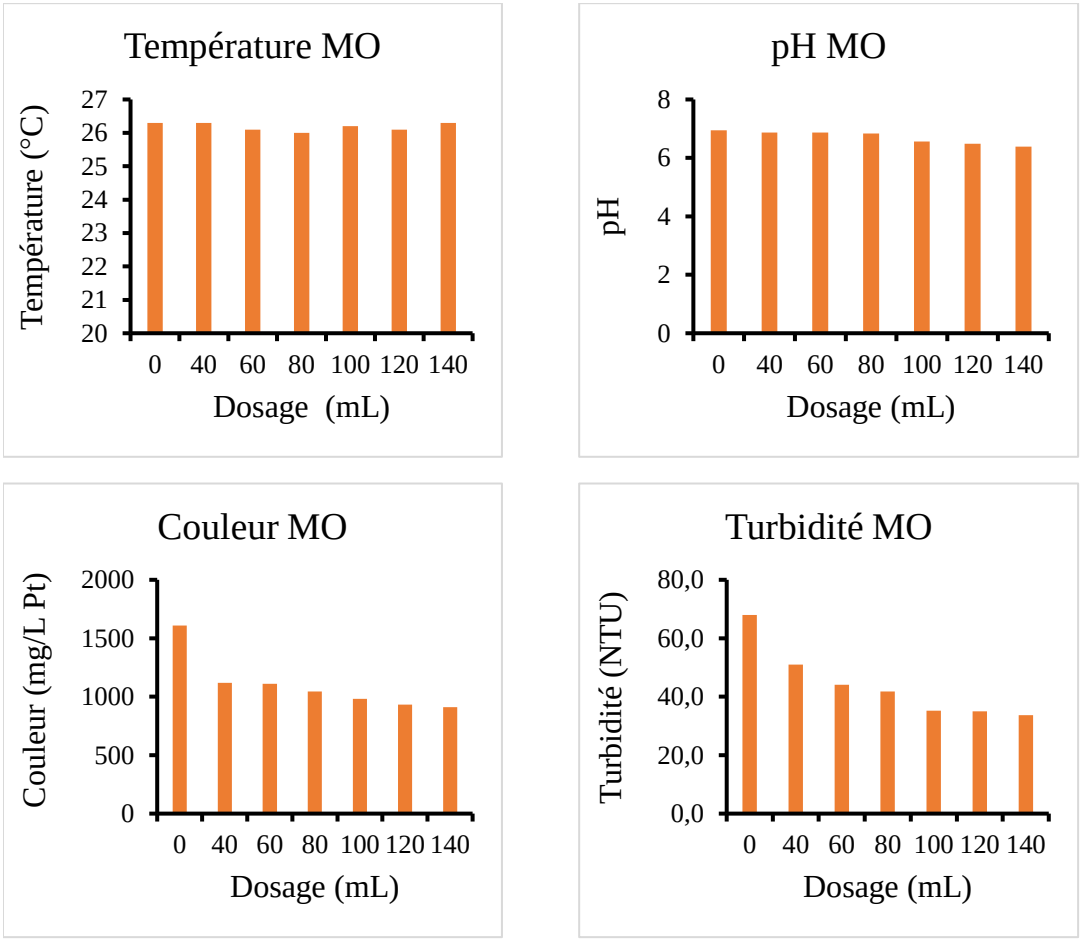


Figure 23: Evaluation des paramètres physiques lors de la coagulation-floculation avec la poudre de graines de *Moringa Oleifera* sans les coques.

1.2.1.3 Coagulation-floculation avec la poudre de graines de *Moringa Oleifera* sans les coques déshuilées à l'éthanol.

Pour la turbidité et la coloration, l'extraction à l'éthanol a permis d'obtenir des taux de réduction supérieurs à ceux obtenus avec les graines de *Moringa Oleifera* sans extraction d'huiles. À un dosage de 120 mL, soit 7,74 g/L de coagulant, des efficacités d'environ 55 % ont été obtenues. Shan et al. [254] ont également rapporté des résultats satisfaisants, avec une efficacité supérieure à celle de la présente étude (plus de 90 % de réduction de la couleur et de la turbidité) pour le traitement des eaux usées par coagulation-floculation avec du *Moringa Oleifera* déshuilé à l'éthanol. Les tendances observées avec l'utilisation de la poudre de graines de *Moringa Oleifera* déshuilées à l'éthanol sont illustrées dans la figure 24.

L'extraction à l'éthanol n'a pas eu d'effet significatif sur le pH, les valeurs se situant entre 6,94 et 6,4. En ce qui concerne la température, les valeurs étaient pratiquement constantes, variant entre 27,4 et 27,9 °C.

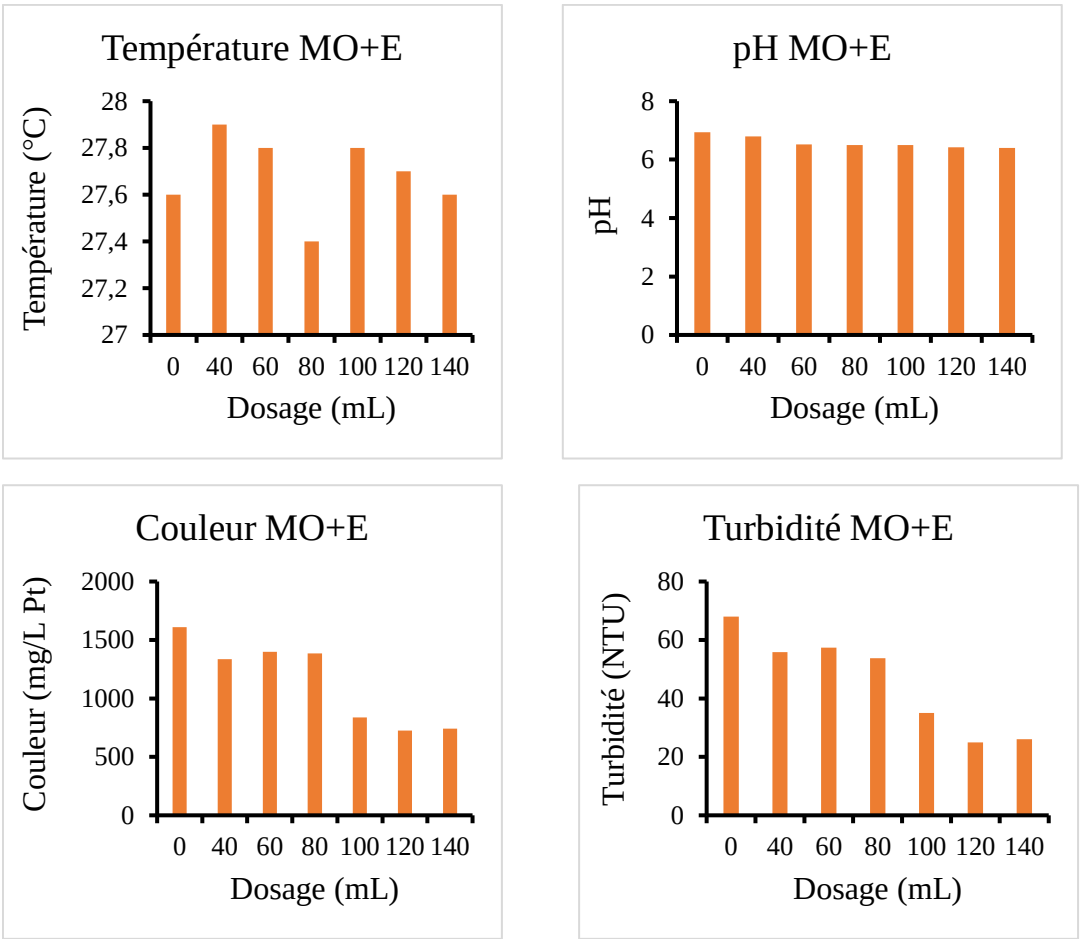


Figure 24: Évaluation des paramètres physiques lors de la coagulation-floculation avec la poudre de graines de *Moringa Oleifera* sans les coques déshuilées à l'éthanol.

1.2.1.4 Coagulation-floculation avec la poudre de graines de *Moringa Oleifera* sans les coques déshuilées à l'hexane.

En comparaison avec l'extraction des huiles à l'éthanol, l'extraction à l'hexane a montré des taux de réduction plus élevés, atteignant 76 % pour la coloration et 77 % pour la turbidité. Cette différence pourrait s'expliquer par le fait que l'éthanol, en plus d'extraire les huiles, emporte également une partie des protéines responsables du pouvoir coagulant du *Moringa Oleifera*, diminuant ainsi son efficacité. Dans le surnageant, les valeurs observées étaient de 15 NTU pour la turbidité et de 466 mg/L Pt pour la coloration. Cette réduction significative de la couleur et de la turbidité était plus prononcée avec une dose de coagulant de 80 mL à une concentration de 5,52 g/L.

Rakotoniriana et al. [263] ont également obtenu des taux d'abattements importants, avec une élimination notable de la couleur (passant de marron à incolore) et une réduction de la turbidité d'environ 98 %, lors du traitement des eaux usées à l'aide de poudre de graines de *Moringa Oleifera* déshuilées à l'hexane. Une légère acidification des eaux a été observée suite à l'ajout du coagulant, avec un pH passant de 6,94 à 6,54. Kalibala et al. [261] ont noté, dans leurs recherches, une augmentation mineure du pH lors des processus de coagulation-floculation utilisant des graines de moringa extraites à l'hexane. Concernant la température, il n'y a pas eu de variations significatives pendant les opérations de coagulation-floculation avec les graines de *Moringa Oleifera* extraites à l'hexane. Les valeurs de ce paramètre sont restées stables, entre 28,6 et 28,9°C. Ces observations indiquent que les graines de *Moringa Oleifera* déshuilées à l'hexane n'ont pas d'impact notable sur la variation du pH et de la température durant les opérations de coagulation-floculation. L'utilisation de la poudre de graines de *Moringa Oleifera* déshuilées à l'hexane a produit les tendances présentées dans la figure 25.

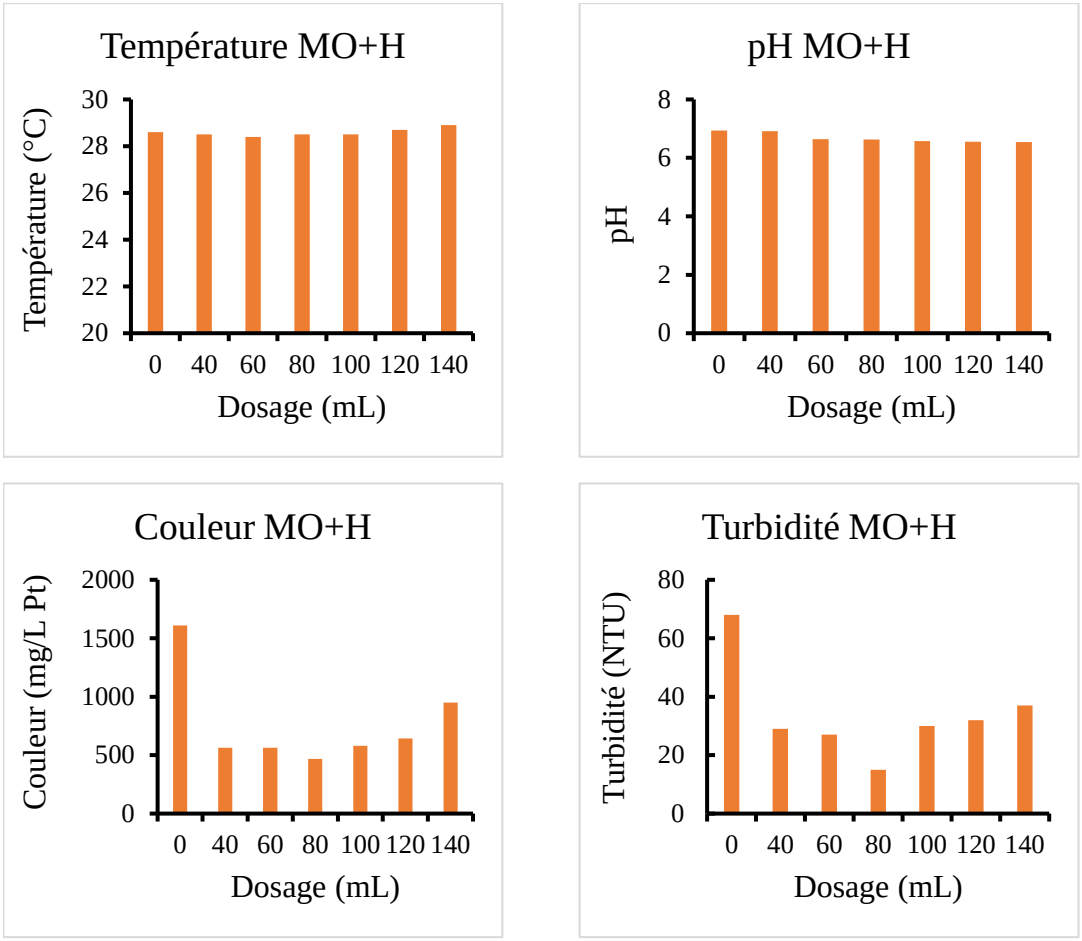


Figure 25: Évaluation des paramètres physiques lors de la coagulation-floculation avec la poudre de graines de *Moringa Oleifera* sans les coques déshuilées à l'hexane.

1.2.1.5 Coagulation-floculation au sulfate d'aluminium.

On observe une efficacité d'élimination atteignant jusqu'à 88 % pour le sulfate d'aluminium utilisé en tant que coagulant pour la réduction de la couleur. Ces résultats ont été obtenus avec une dose de 6 mL, soit une concentration de 0,47 g/L, et surpassent ceux de Bailon-Salas et al. [264] qui ont atteint une efficacité maximale d'environ 56,82 % pour le traitement de la vinasse par coagulation au sulfate d'aluminium. Une tendance similaire est constatée pour la réduction de la turbidité, avec un taux de diminution d'environ 90 % pour la même dose de coagulant (6 mL, soit 0,47 g/L). Ces résultats confirment ceux de Ndabigengesere et Subba [257] qui ont obtenu une réduction de plus de 90 % lors du traitement d'une eau turbide par coagulation au sulfate d'aluminium. Les tendances observées avec l'utilisation du sulfate d'aluminium sont illustrées à la figure 26.

Les opérations de coagulation-floculation avec le sulfate d'aluminium n'ont pas eu d'impact significatif sur la température de l'eau durant le traitement, les valeurs restant autour de 29°C. Cependant, le pH a diminué, passant de 6,94 à 3,98. Ces résultats concordent avec ceux obtenus par Tchamango et al. [265] qui attribuent cette acidification à la libération de protons provoquée par l'hydrolyse des ions aluminium (Al^{3+}) au cours de la coagulation chimique.

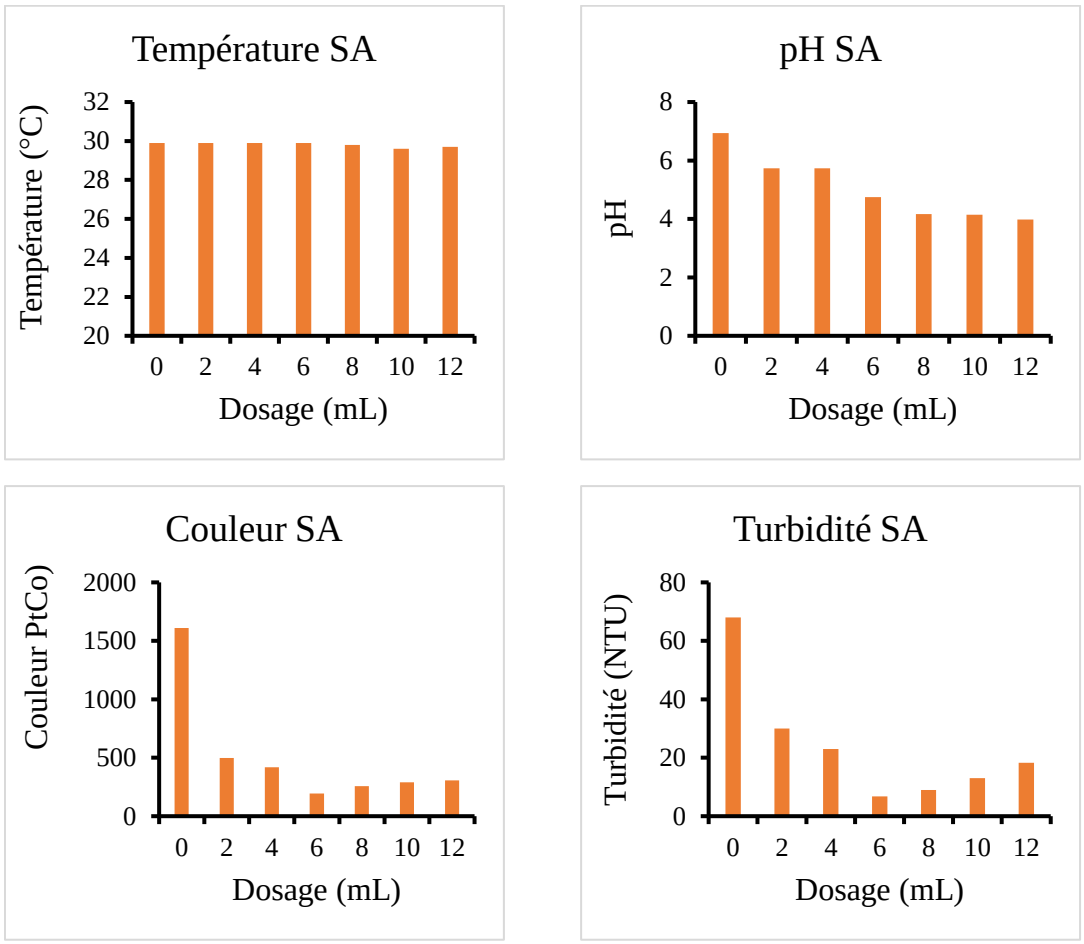


Figure 26: Évaluation des paramètres physiques lors de la coagulation-floculation avec le sulfate d'alumine.

1.2.2 Effets des coagulants sur la rétention des ions.

La poudre de graines de moringa a contribué à réduire partiellement les ions présents dans les échantillons. En effet, des taux de réduction de 10 à 30 % ont été observés pour les cations (K^+, Mg^{2+}, NH_4^+, Ca^{2+}) et jusqu'à environ 40 à 65 % pour les anions (Cl^-, PO_4^{3-}, F^-, HCO_3^-). Le *Moringa Oleifera*, grâce à sa teneur en polypeptides cationiques tels que les peptides antimicrobiens et les protéines cationiques, agit comme un coagulant dans le traitement de l'eau. Ces polypeptides, possédant des charges positives, se lient aux particules chargées

négativement présentes dans les eaux usées, favorisant ainsi une rétention plus importante des anions par rapport aux cations. Lorsque le *Moringa Oleifera* est ajouté à l'eau, les polypeptides cationiques forment des agrégats appelés flocs, constitués de particules plus lourdes et volumineuses. Cette formation de flocs facilite leur sédimentation et leur élimination ultérieure.

De plus, les polypeptides cationiques neutralisent la charge électrique négative des particules en suspension, ce qui favorise leur agglomération et leur précipitation. Pour Chee et al. [266], les graines de *Moringa oleifera* sont un excellent coagulant pour éliminer les ions chargés négativement en raison de leur porosité élevée, de leur texture de surface, et de leur forte teneur en protéines coagulantes, environ 31,4 %. Les graines de *Moringa Oleifera* extraites avec de l'hexane ont montré les meilleurs taux de réduction parmi les différentes solutions de moringa utilisées comme coagulant, avec plus de 65 % d'élimination des ions fluorure et bicarbonate. Les coques de Moringa Oleifera n'ont pas eu d'effet coagulant significatif, les résultats ne montrant pas de réduction notable. L'extraction des huiles avec de l'éthanol a permis des taux d'élimination des ions supérieurs à ceux obtenus avec du *Moringa Oleifera* non traité, mais ces taux restent inférieurs à ceux obtenus avec les graines extraites à l'hexane. Les huiles présentes dans les graines de *Moringa Oleifera* entravent la décantation durant les opérations de coagulation-floculation en raison de leur nature oléagineuse. L'utilisation du sulfate d'alumine comme coagulant a donné de meilleurs taux d'élimination par rapport aux différentes solutions de *Moringa Oleifera* (graines de *Moringa Oleifera* avec coques, graines de *Moringa Oleifera* sans coques, graines de Moringa Oleifera extraites à l'hexane, graines de moringa extraites à l'éthanol). Avec le sulfate d'aluminium, plus de 50 à 70 % des anions (Cl^-, PO_4^{3-}, F^-, HCO_3^-) ont été éliminés des effluents, et environ 20 à 30 % des cations (K^+, Mg^{2+}, NH_4^+, Ca^{2+}) ont été retenus. Il convient de noter qu'à des concentrations inférieures à 50 mg/L, la poudre de graines de *Moringa Oleifera* extraites à l'hexane est plus efficace que le sulfate d'aluminium ; cependant, son efficacité diminue avec des concentrations ioniques élevées.

Pour les effluents des industries de la canne, qui sont fortement chargés en polluants inorganiques, l'utilisation du sulfate d'aluminium comme coagulant a donné de meilleurs résultats que l'utilisation des graines de *Moringa Oleifera*. Cela s'explique par le fait que le sulfate d'aluminium réagit principalement avec les charges, tandis que le moringa interagit davantage avec les protéines. L'élimination de la conductivité avec les solutions de graines de *Moringa Oleifera* ou de sulfate d'aluminium est restée autour de 20 %, en raison des faibles taux d'élimination des sels lors des différents jar tests. Ces résultats corroborent ceux obtenus

par Hendrawati et al. [262] qui ont observé une réduction de la conductivité d'environ 10,8 % dans les eaux usées traitées par coagulation-floculation au *Moringa Oleifera*. Tchamongo et al. [265] en traitant les effluents d'une tannerie artisanale, attribuent les faibles taux d'élimination de la conductivité lors de la coagulation-floculation avec le sulfate d'alumine à l'hydrolyse des ions aluminium (Al^{3+}), entraînant la libération de protons et la génération d'ions sulfates, qui ne participent pas à la coagulation. La figure 27 illustre l'élimination des ions pendant les différentes opérations de jar test.

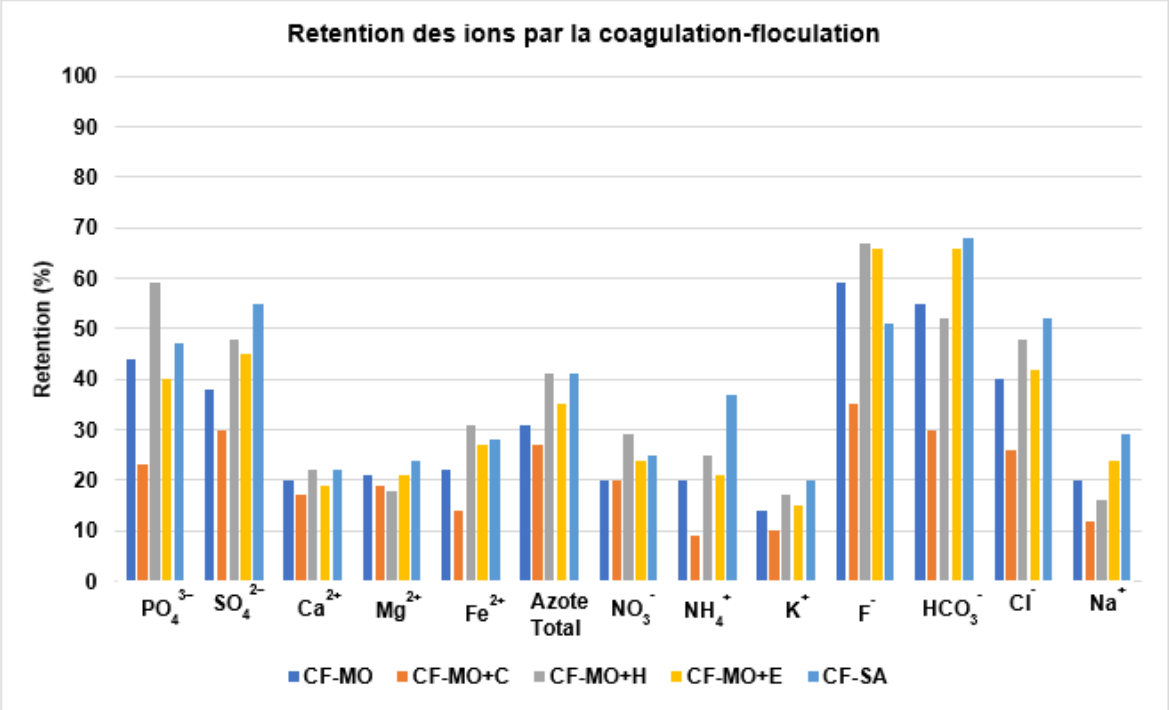


Figure 27: Rétention des ions lors des opérations de Coagulation-floculation

1.2.3 Effets des coagulants sur la rétention des métaux lourds.

Les métaux lourds ont été mieux retenus lors des opérations de jar test avec les solutions de graines de moringa comparativement au sulfate d'alumine. Les métaux lourds suivis dans les effluents du bioréacteur à membrane anaérobie (AnBRM) sont le cuivre (Cu), le chrome (Cr), le zinc (Zn) et le cadmium (Cd), avec des concentrations inférieures à 20 mg/L. L'extraction des huiles des graines de moringa avec l'hexane et l'éthanol a donné les meilleurs résultats, avec des taux d'élimination allant jusqu'à 60 %, suivie des graines de moringa non traitées, avec plus de 40 % de rétention des métaux lourds (Cu, Cr, Zn, Cd). Des taux d'élimination inférieurs à 30 % ont été observés pour les opérations de coagulation-floculation avec sulfate d'aluminium. Les différents taux d'élimination des métaux lourds (Cu, Cr, Zn, Cd) sont présentés dans la

figure 28, ce qui confirme l'hypothèse selon laquelle l'utilisation des graines de *Moringa Oleifera* comme coagulant est plus efficace à des concentrations faibles de polluants.

Ces résultats sont globalement inférieurs à ceux obtenus par Bouaouine et al. [267] lors du traitement des eaux usées de l'industrie textile par coagulation-floculation au sulfate d'aluminium, avec des taux d'élimination de 83 % pour le chrome, 63 % pour le zinc et 77 % pour le cuivre.

En revanche, pour l'utilisation du *Moringa Oleifera*, Jagaba et al. [268] ont obtenu des taux d'élimination de 94 %, 76 % et 82 % pour le traitement du cuivre, du plomb et du zinc dans un effluent d'industrie d'huile de palme. Ces écarts peuvent s'expliquer par la différence de composition des effluents ainsi que par les concentrations des solutions coagulantes utilisées.

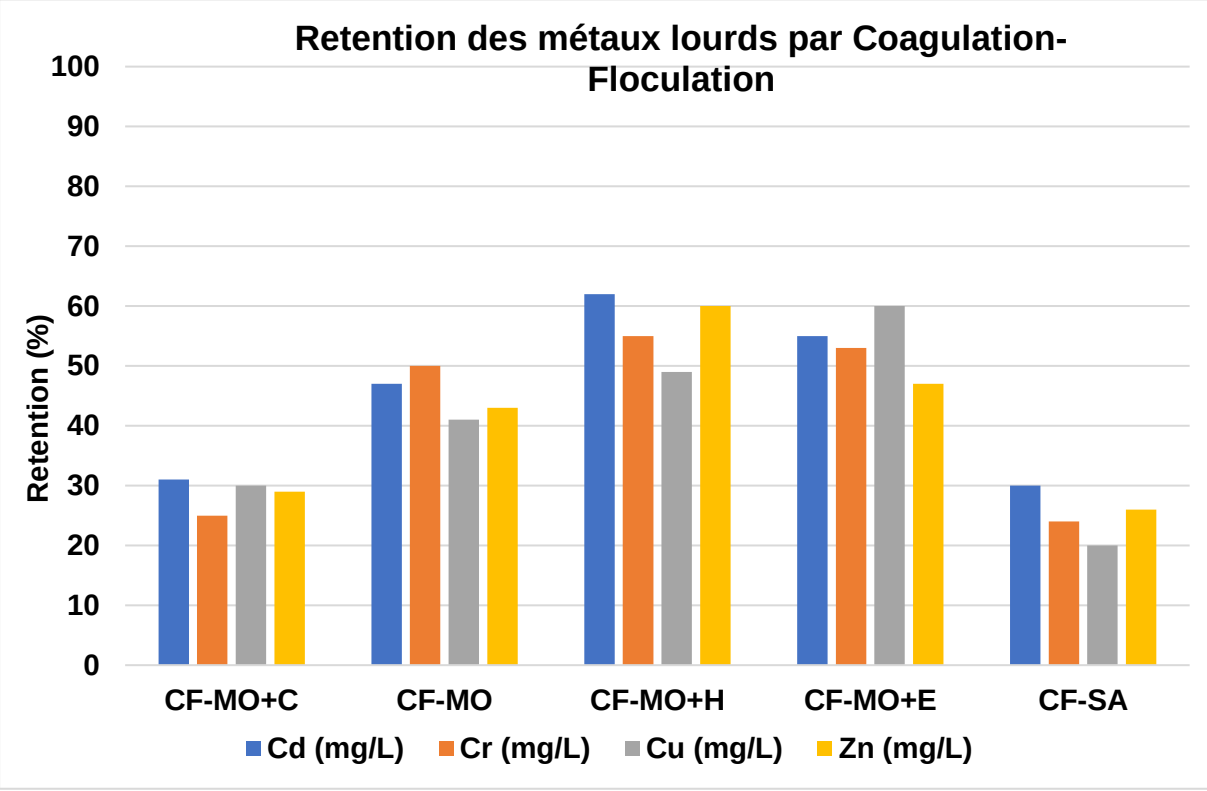


Figure 28: Élimination des métaux lourds lors de la coagulation-floculation

E. Choix du coagulant optimal

L'efficacité du traitement est supérieure avec la poudre de graines de *Moringa Oleifera* décortiquées par rapport à celles non décortiquées. Ce constat concorde avec celui de

Ndabigengesere et Subba [257] qui ont travaillé avec ces deux types de coagulants pour le traitement des eaux de robinet. En traitant les eaux usées d'abattoirs, Al-wasify et al [269] ont obtenu des taux de réduction des MES de 70 % en utilisant les graines de *Moringa Oleifera* avec coques comme coagulant, suivi d'un système d'aération.

Concernant les solvants utilisés pour l'extraction, les échantillons traités avec la poudre de graines de *Moringa Oleifera* déshuilées à l'hexane ont montré de meilleurs résultats comparés à ceux traités à l'éthanol. Parmi les quatre types de poudre de *Moringa Oleifera* utilisés, celle extraite à l'hexane est la plus efficace, confirmant les études de Lester-Card et al. And Elsergany et al. [270,271] qui indiquent que le traitement optimal des effluents est atteint lorsque l'huile est extraite des graines.

Les résultats obtenus avec l'utilisation du sulfate d'aluminium surpassent ceux obtenus avec les quatre types de poudre de *Moringa Oleifera*. De plus, le sulfate d'aluminium requiert des quantités moindres et reste financièrement plus abordable que le *Moringa Oleifera*. En outre, son utilisation ne nécessite pas de traitement préalable tel que le décorticage et/ou le déshuilage des graines, requis pour le *Moringa Oleifera*.

À la lumière de ces observations, l'utilisation du sulfate d'aluminium en tant que coagulant optimal demeure l'une des meilleures alternatives. Les différentes opérations de jar test avec le moringa et le sulfate d'aluminium ont permis d'obtenir des taux d'abattement intéressants en ce qui concerne la coloration et la turbidité. Cependant, pour ce qui est des ions et des métaux lourds, les taux d'abattement sont restés inférieurs à 50 %. Malgré l'efficacité prouvée de ces deux coagulants, les eaux à la sortie du jar test ne respectent ni les normes de rejets des eaux usées ni celles pour la revalorisation agricole en vigueur au Burkina-Faso, comme indiqué dans le tableau 15. Il est donc nécessaire de poursuivre le traitement en couplant avec une membrane de nanofiltration/osmose inverse.

Tableau 15: Performances de la CF sur le traitement d'eaux usées d'industrie de canne issue d'un bioréacteur à membrane anaérobie (AnBRM).

Paramètre	**Avant CF**	**Après CF MO**		**Après CF MO+C**		**Après CF MO+H**		**Après CF MO+E**		**Après CF SA**		**Norme ([249] [250,251])**
Paramètre	**valeurs**	**Rétention (%)**	**Valeurs**	**Rétention (%)**	**valeurs**	**Rétention (%)**	**valeurs**	**Rétention (%)**	**valeurs**	**Rétention (%)**	**valeurs**	**valeurs**
Turbidité (NTU)	68	49	35	35	45	71	20	71	31	85	9	5
Conductivité (µs/cm)	5975	21	4720	17	4840	23	4600	22	4660	26	4421	2000
DCO (mg O_2/L)	952	56	419	32	647	67	314	63	352	71	276	150
DBO_5 (mg O_2/L)	106	58	44,5	35	68	71	62	67	71	73	28	40
Couleur (mg/L Pt)	1610	44	911	34	1062	76	380	55	724	88	193	15
PO_4^{3-} (mg/L)	6,55	44	3,67	23	5,05	59	2,69	40	3,93	47	3,47	5
SO_4^{2-} (mg/L)	120,2	38	74,52	30	84,14	48	62,5	45	66,11	55	54,09	250
Mg^{2+} (mg/L)	189,62	20	151,7	17	157,38	22	147,9	19	153,59	22	147,9	200
Ca^{2+} (mg/L)	656,12	21	518,33	19	531,45	18	538,01	21	518,33	24	498,65	500
Fe2+ (mg/L)	19,5	22	15,2	14	16,77	31	13,4	27	14,23	28	14	
Total Azote (mg/L)	46,35	31	31,74	27	33	41	27	35	29	41	27	50
NO_3^- (mg/L)	0,23	20	0,18	20	0,18	29	0,16	24	0,174	25	0,17	50
NH_4^+(mg/L)	2,36	20	1,89	9	2,08	25	1,77	21	1,87	37	1,49	1
K^+ (mg/L)	49,41	14	42,49	10	44,47	17	41,01	15	42	20	39,53	30
F^- (mg/L)	40,19	59	16,48	35	26,12	67	13,26	66	13,66	51	19,69	15
HCO_3^- (mg/L)	1322	55	594,9	30	925,4	52	634,56	66	449,48	68	423,04	400
Cl^- (mg/L)	645,57	40	387,34	26	477,72	48	335,7	42	374,43	52	309,6	350
Na^+ (mg/L)	96,72	20	77,38	12	85,11	16	81,25	24	73,51	29	68,67	300
Cd (mg/L)	2,9	47	1,54	31	2	62	1,10	55	1,31	30	2,03	1
Cr (mg/L)	10	50	5,02	25	7,5	55	4,51	53	4,72	24	7,62	5
Cu (mg/L)	7,36	41	4,34	30	5,1	49	3,75	60	2,94	20	5,89	2
Zn (mg/L)	19,9	43	11,35	29	14,1	60	7,96	47	10,55	26	14,73	5

Avant CF : avant coagulation-Floculation, **Après CF/MO** : après coagulation-floculation avec les grains de Moringa sans la coque, **Après CF MO+C :** après coagulation-floculation avec les grains de moringa avec la coque, **Après CF MO+H :** après coagulation-floculation avec les grains de moringa déshuilées à l'hexane, **Après CF MO+E** : après coagulation-floculation avec les graines de Moringa Oleifera déshuilées à l'éthanol, **Après CF SA :** après coagulation-floculation avec le sulfate d'aluminium

[249] : Normes de rejet des eaux usées dans le milieu naturel, Burkina Faso

[250,251]: Directive de l'OMS pour l'utilisation sans Risques Des Eaux Usées, Des Excreta et Des Eaux Ménagères Vol 1 et Vol 2.

1.3 Performances de l'osmose inverse et de la nanofiltration après les opérations de jar test.

Le jar test est une étape essentielle pour évaluer l'efficacité des traitements de coagulation-floculation avant de procéder au traitement tertiaire. Après avoir été soumises à ces processus de traitement préliminaires, les eaux usées ont généré des surnageants contenant des pollutions dissoutes qui n'ont pas pu être totalement éliminées.

Suite aux expériences de jar test, les eaux résultantes ont été soumises à un processus de filtration à travers des membranes de nanofiltration et d'osmose inverse. Les surnageants qui seront utilisés pour la suite de la filtration sont celui utilisant le sulfate d'aluminium (CF + SA), et celui utilisant le *Moringa oleifera* associé à de l'hexane (CF + MOH), car il est le meilleur coagulant parmi ceux utilisant les graines de *Moringa oleifera*.

.

Cette approche permet de purifier l'eau en éliminant les particules fines, les colloïdes, et les impuretés dissoutes, contribuant ainsi à produire une eau de qualité supérieure, apte à être réutilisée ou rejetée de manière plus sécuritaire dans l'environnement.

1.3.1 Performances de la membrane de nanofiltration.

L'effluent du bioréacteur à membrane anaérobie (AnBRM) clarifié suite aux opérations de coagulation-floculation avec le sulfate d'aluminium (SA) et au *Moringa oleifera* extraite l'hexane (MOH) a été utilisé pour des tests de filtration à la nanofiltration. Les opérations de filtration ont été conduites à la température ambiante entre 26 et 30°C à une pression d'entrée de 4 bars. Par ailleurs, la rétention des ions sur la nanofiltration (NF) est plus efficace pour l'élimination des ions divalents comme le calcium (avec des abattements autour de 90% pour les deux types de coagulants) que celle des ions monovalents comme les ions potassium, fluorures et bicarbonates (avec des abattements inférieurs à 50%). Cela vient corroborer les affirmations de Frenckel et al. [153] pour qui, les membranes de nanofiltration ont une efficacité d'élimination élevée pour les ions divalents tels que le calcium et le magnésium, mais l'élimination partielles des ions monovalents tels que le sodium, le chlorure et des bicarbonates en fonction de la taille limite de la membrane.

L'utilisation de la nanofiltration dans le traitement du surnageant résultant de la coagulation-floculation avec le sulfate d'alumine et l'extrait de graines de moringa obtenu avec de l'hexane a montré une rétention significative des métaux lourds, atteignant des taux d'environ 80%. Plus précisément, le cadmium (Cd) a été éliminé de manière remarquable, dépassant 87% pour les surnageants des effluents soumis à la coagulation-floculation avec le sulfate d'aluminium et dépassant même 90% lors de l'utilisation de l'extrait de graines de *Moringa oleifera* avec l'hexane. En ce qui concerne le chrome (Cr) et le cuivre (Cu), les taux d'élimination se sont établis à 93% et 95%, respectivement, pour la coagulation-floculation avec le sulfate d'aluminium. Lors de l'utilisation de graines de *Moringa oleifera* a extraites avec de l'hexane, les taux d'élimination ont été encore plus impressionnants, atteignant 97% pour le chrome (Cr) et 98% pour le cuivre (Cu). Simultanément, la rétention du zinc (Zn) dans les eaux usées après coagulation-floculation avec le sulfate d'aluminium en tant que coagulant était à environ 89%, bien que légèrement inférieure par rapport aux 96% obtenus avec l'extrait de graines de *Moringa oleifera* obtenu avec de l'hexane.

Ces constatations mettent en évidence l'efficacité de la nanofiltration dans le traitement des préoccupations liées aux métaux lourds, en particulier lorsqu'elle est utilisée en conjonction avec des méthodes traditionnelles de coagulation-floculation à base de sulfate d'aluminium et de coagulants naturels tels que les graines de *Moringa oleifera* extraites avec l'hexane. Les résultats démontrent le potentiel de réduction de la présence de métaux lourds nocifs dans les eaux usées industrielles, atténuant ainsi leur impact néfaste sur l'environnement. Pour Ahmad et Ooi [272], la nanofiltration (NF) est capable d'éliminer plus de 92 % du cuivre dans les eaux usées. Jagaba et al. [243] ont réussis à éliminer 92,7 % du cuivre et 93,3% du zinc contenus dans une eau usée grâce à la nanofiltration (NF). Zhu et al. [273] quant à eux ont trouvés des rétentions de 95 et 98% pour le cadmium et le chrome d'une eau usée traitée par nanofiltration. Aussi pour la DCO et la couleur, des abattements respectifs de 96,9% et 97,9% ont été obtenus avec les effluents de la coagulation-floculation avec le sulfate d'aluminium (CF+SA). Des résultats similaires ont été trouvés par Diaz-Reinoso et al ; Silva et al. [179,274] pour le traitement de lactosérum et d'effluents de vinasses de vin blanc concentré par nanofiltration. La membrane de nanofiltration a réussi à éliminer efficacement plus de 94,7% de la DCO ainsi que la couleur à 97% présente dans les eaux usées issues du processus de coagulation-floculation avec l'utilisation du *Moringa oleifera* extraite avec l'hexane.

Cependant, il est important de noter que, dans le cas des effluents issus de la coagulation-floculation avec le *Moringa Oleifera*, les huiles peuvent avoir un effet défavorable sur l'efficacité des membranes de nanofiltration. Ce phénomène se manifeste par plusieurs mécanismes nuisibles. Tout d'abord, les huiles ont tendance à s'accumuler sur la surface de la membrane, provoquant ainsi un encrassement progressif. De plus, elles réduisent la perméabilité de la membrane, entravant sa capacité à filtrer efficacement. Parallèlement, les huiles peuvent créer des émulsions avec l'eau, engendrant des particules fines difficiles à éliminer lors de la nanofiltration. De surcroît, ces huiles peuvent altérer la surface de la membrane, ce qui, à son tour, peut influencer négativement sa sélectivité et sa capacité à retenir certains solutés. L'ensemble de ces phénomènes a contribué à des taux d'élimination légèrement inférieurs des ions par la membrane de nanofiltration pour les surnageants après coagulation-floculation avec les grains de *Moringa oleifera* avec l'hexane par rapport à ceux obtenus avec la coagulation-floculation avec le sulfate d'aluminium. Les valeurs obtenues pour le traitement par nanofiltration (NF) des effluents sont consignées dans le tableau 16. Après traitement avec la membrane de nanofiltration, tous les paramètres analysés à l'exception des ions monovalents

ont été éliminés à plus de 90% et une conformité aux normes en vigueur au Burkina Faso pour le rejet des eaux usées ainsi les directives de l'OMS.

Tableau 16: Performances du traitement par nanofiltration.

	NF Après CF/SA			NF après CF/MOH			
Paramètres	Avant NF	Après NF	Rétention %	Avant NF	Après NF	Rétention %	Normes ([249] [250,251])
Turbidité (NTU)	8,9	1,7	81,0	19,7	4,3	78,0	5
Conductivité (µs/cm)	4421	88	98	4600	184	96	2000
DCO (mg O_2/L)	276,0	8,5	96,9	314,0	16,6	94,7	150
DBO_5 (mg O_2/L)	28,0	0,8	99,7	62,0	0.6	99,0	40
Couleur (mg/L Pt)	193,0	4,0	97,9	380,0	11,4	97,0	15
Ca^{2+} (mg/L)	498,6	44,8	91,0	538,0	64,5	88,0	500
Fe^{2+} (mg/L)	14,0	0,8	94,0	13,4	0,8	94,0	5
NH_4^+ (mg/L)	1,49	0,90	36,00	1,49	0,96	35,00	1
K^+ (mg/L)	39,53	23,32	41,00	41,00	22,55	45,00	30
CL^-(mg/L)	309,6	164,0	47,0	335,7	194,7	27,0	350
F^- (mg/L)	19,69	14,18	28,00	13,00	10,27	21,00	15
HCO_3^- (mg/L)	423	262	38	634	399	32	400
PO_4^{3-} (mg/L)	3,47	0,13	96,20	2,69	0,22	91,50	5
Cd (mg/L)	2,03	0,26	87,00	1,10	0,143	87,00	1
Cr (mg/L)	7,62	0,53	93,00	4,51	0,40	91,00	5
Cu (mg/L)	5,89	0,29	95,00	3,75	0,37	90,00	2
Zn (mg/L)	14,73	1,62	89,00	7,96	1,11	86,00	5

NF Après CF/SA : Nanofiltration après coagulation-floculation avec le sulfate d'aluminium,
NF après CF/MOH : Nanofiltration après coagulation-floculation avec les graines de *Moringa oleifera* déshuilées à l'hexane.
[249] : Normes de rejet des eaux usées dans le milieu naturel, Burkina Faso
[250,251] : Directive de l'OMS pour l'utilisation sans Risques Des Eaux Usées, Des Excreta et Des Eaux Ménagères Vol 1 et Vol 2.

1.3.2 Performnaces de la membrane d'osmose inverse.

La filtration sur la membrane d'osmose inverse a permis d'atteindre des taux d'abattement autour de 95% pour tous les ions monovalents et divalents (F^-, Ca^{2+}, K^+, HCO^{3-}). Plus de 98% de la coloration a été retenue par la membrane d'osmose inverse lors des tests de filtration avec le sulfate d'aluminium ou avec le *Moringa oleifera* extrait avec l'hexane. Il faut noter des taux d'abattement de 90% pour les ions potasium (K^+) et calcium (Ca^{2+}). Les valeurs obtenues s'alignent avec ceux trouvés par Fernández-Medrano et al [275] qui ont éliminé l'ensemble des sels contenus dans des effluents de tannerie traités par des membranes d'osmose inverse (OI) à plus de 99%. Sawadogo et al. [219] ont également trouvés des résultats similaires en évaluant des performances de membranes d'osmose inverse pour l'élimination d'ions sulfates d'une eau de forage. Durant les travaux de Elcik et al. [276], ce sont des abattements compris entre 97 et 99% qui ont été trouvés lors du traitement d'une eau potable en vue de l'élimination de l'arsenic qu'elle contenait. Le tableau 17, donne les résultats obtenus à l'issue du traitement des effluents par osmose inverse (OI).

La membrane d'osmose inverse s'est montrée plus performante par rapport à la membrane de nanofiltration avec des taux de rétention au-delà de 96% pour tous les métaux lourds analysés et ceux avec les deux surnageants après les opérations de jars de test (avec le sulfate d'aluminium et avec les grains de *Moringa oleifera* extraites avec l'hexane). Environ 97% du cadmium est éliminé respectivement dans les effluents après coagulation-floculation avec le sulfate d'aluminium et avec les grains de *Moringa oleifera* extraites avec l'hexane. Le chrome et le cuivre ont connu aussi des taux de rétention intéressants autour de 98% pour les effluents après les opérations de jar test avec les deux coagulants. Quant au zinc ce sont des taux d'abattement de plus 98% qui ont été enregistré avec les surnageants de la coagulation floculation en utilisant le sulfate d'aluminium comme coagulant comparé à 96% pour les grains *Moringa oleifera* extraites à l'hexane après filtration sur la membrane d'osmose inverse.

Les flocs d'aluminium hydroxyde formés lors de la coagulation-floculation ont une taille relativement importante par rapport aux ions métalliques dissous. Cette taille accrue facilite la séparation des métaux lourds du reste de l'eau lors de l'osmose inverse, car les membranes d'osmose inverse sont conçues pour retenir les particules en suspension et les solutés de petites tailles. Les métaux lourds peuvent également précipiter en présence d'ions hydroxydes générés pendant la coagulation-floculation avec le sulfate d'alumine. Ces précipités de métaux lourds peuvent être retenus par les membranes d'osmose inverse, contribuant ainsi à leur élimination.

La rétention des métaux lourds sur les membranes d'osmose inverse avec en amont une opération de coagulation et le sulfate d'alumine comme coagulant est le résultat de plusieurs mécanismes, notamment la formation de flocs, l'adsorption électrostatique, la formation de complexes, la taille des particules, la précipitation, et d'autres interactions chimiques. Ces mécanismes combinés permettent de réduire efficacement la concentration des métaux lourds dans l'eau traitée, améliorant ainsi la qualité de l'eau. Les grains de *Moringa oleifera* contiennent des composés organiques, tels que les tanins et les flavonoïdes, qui peuvent avoir des propriétés d'adsorption et de complexation avec les métaux lourds. Les métaux lourds peuvent se lier aux sites actifs de ces composés, formant ainsi des complexes qui sont plus faciles à éliminer lors de la filtration avec la membrane d'osmose inverse. Dans certaines conditions, lors de l'utilisation des grains de *Moringa oleifera* comme coagulant une précipitation des métaux lourds sous forme de composés insolubles est observée. Ces précipités de métaux lourds peuvent également être retenus par les membranes d'osmose inverse. Thaçi et Gashi [277], avec l'osmose inverse, ont obtenu des abattements de plus de 95% pour le cadmium. Aussi, Rashid et al. [278] ont obtenu pour le traitement d'une solution aqueuse contenant du phosphogypse par osmose inverse, des retentions de 81 ; 77,5 et 80,2% pour le cadmium, le cuivre et le zinc. L'effet cumulatif des huiles sur la membrane d'osmose inverse entraîner par les graines de Moringa Oleifera peut augmenter les coûts de maintenance, y compris les coûts énergétiques pour maintenir la pression de fonctionnement adéquate et les coûts liés au nettoyage ou au remplacement de la membrane. Ces huiles, en particulier si elles sont présentes à des concentrations élevées, ont tendance à s'accumuler sur la surface de la membrane d'osmose inverse. Cela provoque un encrassement de la membrane, réduisant sa capacité à permettre le passage de l'eau. En conséquence, la pression de fonctionnement augmente, et la productivité de la membrane diminue. Ce qui peut expliquer les petites différences au niveau des différents taux de rétention lors des opérations de filtration sur la

membrane d'osmose inverse après la coagulation-floculation avec les grains de moringa et avec le sulfate d'alumine.

La DCO a été éliminée à plus de 98% avec la membrane d'osmose inverse après l'utilisation des grains de *Moringa oleifera* extraite avec l'hexane comme coagulant pour les opérations de jar tests. La membrane d'osmose inverse a permis alors une rétention des ions intéressant pour les effluents issus de la coagulation-floculation avec le sulfate d'aluminium ou avec le *Moringa oleifera* extrait avec l'hexane. Tout comme pour la nanofiltration (NF), on remarque dans les perméats des effluents passés à l'osmose inverse (OI), des abattements de tous les paramètres analysés avec un abattement minimal de 90% et une efficacité beaucoup plus élevée pour la rétention des ions monovalents comparer à la membrane de nanofiltration (NF).

Tableau 17: Performances du traitement par osmose inverse.

	OI après CF/SA			**OI après CF/MOH**			
Paramètres	Avant OI	Après OI	Rétention (%)	Avant OI	Après OI	Rétention (%)	Normes ([249] [250,251])
Turbidité (NTU)	8,9	0,2	97,2	19,7	0,9	95,4	5
Conductivité (µs/cm)	4421	44	99	4600	46	99	2000
DCO (mg O_2/L)	276,0	2,2	99,2	314,0	3,8	98,8	150
DBO_5 (mg O_2/L)	28,0	0,1	99,5	62,0	0,6	99,0	40
Couleur (mg/L Pt)	193,0	1,7	99,1	380,0	7,6	98,0	15
Ca^{2+} (mg/L)	498,6	23,4	95,3	538,0	43,0	92,0	500
Fe^{2+} (mg/L)	14,0	0,5	96,0	13,4	0,8	94,0	5
NH_4^+ (mg/L)	1,49	0,06	95,00	1,49	0,07	95,00	1
K^+ (mg/L)	39,5	0,6	98,3	41,0	4,0	90,0	30
Cl^- (mg/L)	309,6	6,2	98	335,7	9,3	97,0	350
F^- (mg/L)	19,7	0,5	97,3	13,0	1,0	92,0	15
HCO_3^- (mg/L)	423,0	20,7	95,1	634,0	57,1	91,0	400
PO_4^{3-} (mg/L)	3,47	0,03	99,00	2,69	0,13	96,00	5
Cd (mg/L)	2,03	0,06	97	1,10	0,03	97	**1**
Cr (mg/L)	7,62	0,15	98	4,51	0,14	97	**5**
Cu (mg/L)	5,89	0,06	99	3,75	0,08	98	**2**
Zn (mg/L)	14,73	0,29	98	7,96	0,32	96	**5**

OI Après CF/SA : Osmose Inverse après coagulation-floculation avec le sulfate d'aluminium, **OI après CF/MOH :** Osmose Inverse après coagulation-floculation avec les graines de *Moringa oleifera* déshuilées à l'hexane.

[249] : Normes de rejet des eaux usées dans le milieu naturel, Burkina Faso

[250,251] : Directive de l'OMS pour l'utilisation sans Risques Des Eaux Usées, Des Excreta et Des Eaux Ménagères Vol 1 et Vol 2.

Les différents taux de rejets des deux membranes (nanofiltration et osmose inverse) après la coagulation-floculation avec le sulfate d'aluminium et avec les graines de *Moringa oleifera* extraites avec l'hexane (CF-SA et CF-MOH) sont illustrés sur la figure 29 et 30.

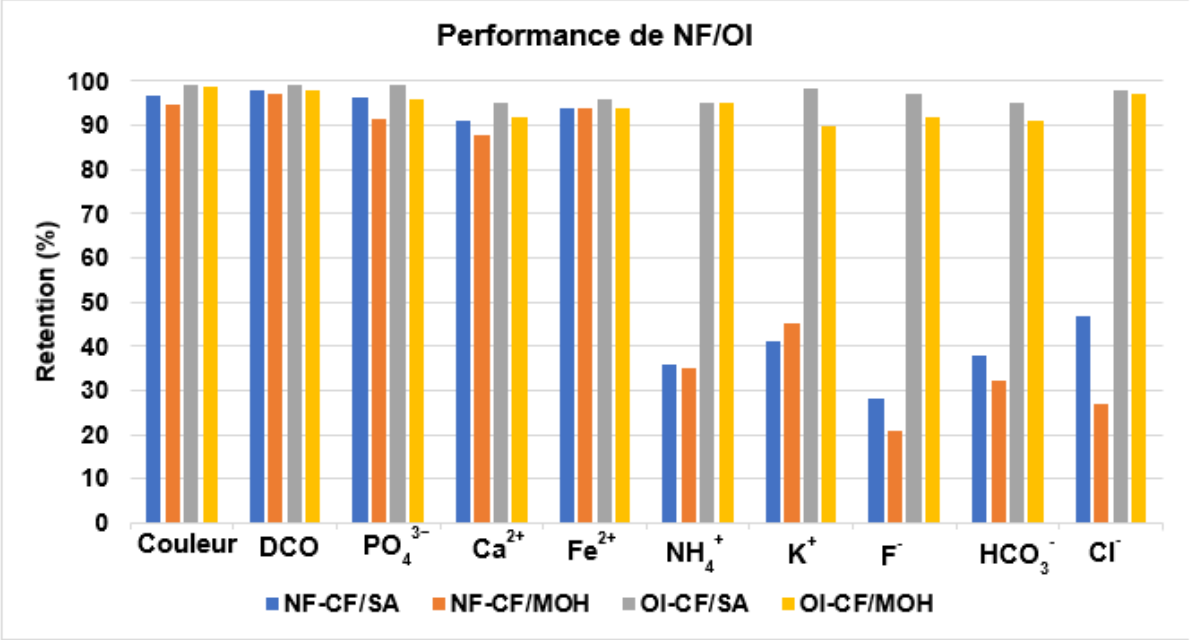


Figure 29: Elimination des ions lors de la nanofiltration et l'osmose inverse (NF/OI).

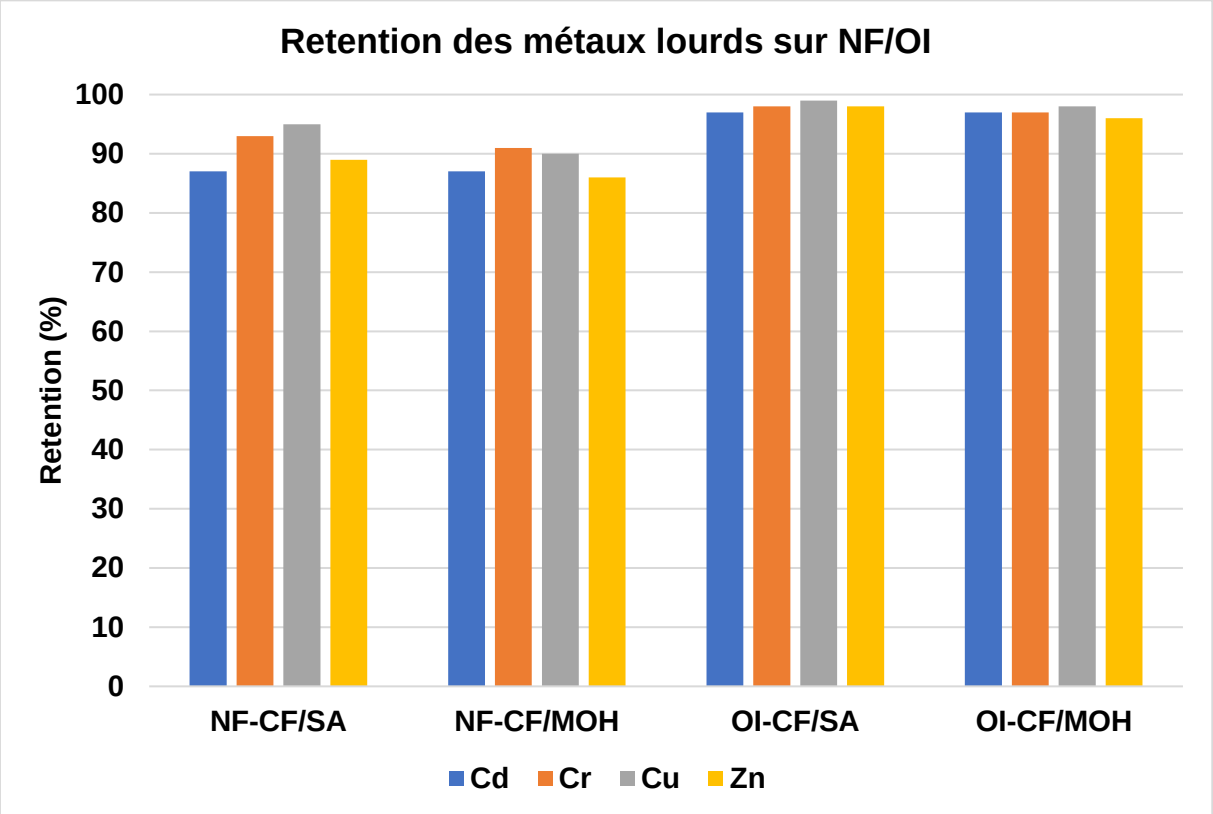


Figure 30: Elimination des métaux lourds lors de la filtration sur la nanofiltration et l'osmose inverse (NF/OI).

1.4 Le choix technologique de la membrane filtration entre la NF et l'OI.

Un résumé des performances des membranes de nanofiltration et d'osmose est donné par le tableau 18. À des pressions moyennes, les taux de rétentions sont souvent élevés ce qui montre l'efficacité de la membrane de nanofiltration (NF).

Tableau 18: Comparaison entre la nanofiltration et l'osmose inverse (NF et OI).

Technologie	**NF**	**OI**
Pression	Moyenne	Plus élevée
Taux de rétention	Moyens	Plus élevés
• **Ions divalents**	Elevé	Elevé
• **Ions monovalents**	Faible	Elevé
• **Métaux lourds**	Moyen	Elevé
Respect des normes	Oui	Oui

À la lumière des conclusions tirées de cette étude, il est justifiable de recommander l'adoption de la nanofiltration comme une alternative prometteuse pour la continuation du traitement des effluents. Cette recommandation est fondée sur plusieurs constatations scientifiques cruciales qui mettent en évidence les avantages significatifs de la nanofiltration par rapport à d'autres méthodes, notamment l'osmose inverse (OI).

Tout d'abord, il est important de noter que la nanofiltration offre des performances de rétention de la pollution organique et inorganique comparables à celles de l'osmose inverse. Les résultats montrent que la nanofiltration atteint des taux de rétention élevés, garantissant ainsi la production d'un perméat de qualité exceptionnelle qui répond aux normes environnementales en vigueur. Cette capacité de rétention des contaminants, y compris les métaux lourds, contribue de manière significative à la purification des effluents. Un avantage majeur de la nanofiltration réside dans la réduction de la pression nécessaire pour le fonctionnement du processus. Contrairement à l'osmose inverse, qui exige des pressions élevées, la nanofiltration peut être réalisée à des pressions plus basses. Cette caractéristique a des implications économiques importantes, car elle entraîne une réduction des coûts opérationnels liés à la consommation d'énergie nécessaire pour maintenir les pressions de fonctionnement. Cette économie d'énergie peut contribuer à une utilisation plus durable des ressources et à une gestion plus efficace des coûts de traitement des effluents. De plus, la nanofiltration offre une flexibilité accrue en termes de sélectivité des solutés. Elle permet de cibler spécifiquement les composants à retenir ou à éliminer en fonction de leurs caractéristiques de taille et de charge. Cette sélectivité peut être ajustée pour répondre aux besoins spécifiques du traitement des effluents, ce qui en fait une option adaptée à diverses applications industrielles et environnementales.

Pour des raisons technico-économiques, des tests supplémentaires ont été entrepris en utilisant les eaux usées à la sortie du bioréacteur à membrane, directement appliquées sur les membranes de nanofiltration et d'osmose inverse. Cette approche visait à minimiser les coûts associés à l'installation d'un système de coagulation-floculation. Le tableau 19 illustre les taux d'abattement obtenus, offrant ainsi un aperçu des performances du processus. Les résultats obtenus présentent une légère infériorité par rapport à ceux obtenus en utilisant un système de coagulation-floculation en amont des membranes de nanofiltration/osmose inverse. Il est toutefois important de noter que les eaux à la sortie respectent les normes de rejets au Burkina Faso ainsi que les directives de l'OMS [249–251].

Tableau 19: performances des membranes de nanofiltration et l'osmose inverse (NF/OI) après le bioréacteur à membrane anaérobie (AnBRM)

	NF Après AnBRM			OI après AnBRM			
Paramètres	Avant NF	Après NF	Rétention %	Avant NF	Après NF	Rétention %	Normes ([226–228]).
Turbidité (NTU)	21	4,179	80,1	21	0,84	96	5
Conductivité (µs/cm)	4975	398	92	4975	49	99	2000
DCO (mg O_2/L)	452	22	95	452	18	96	150
DBO_5 (mg O_2/L)	46,22	1,38	97,00	46,00	1,38	97,00	40
Couleur (mg/L Pt)	670	13	98	670	6	99	15
Ca^{2+} (mg/L)	622	80	87	622	37	94	500
Fe^{2+} (mg/L)	17,3	0,7	96,0	17,3	1,2	93,0	5
NH_4^+ (mg/L)	1,3	0,9	33,0	1,3	0,05	96,0	1
K^+ (mg/L)	42,3	26,2	38,0	42,3	1,6	96,2	30
CL^-(mg/L)	475	256	46	475	23	95	350
F^- (mg/L)	40	30	24	40	3	93	15
HCO_3^- (mg/L)	522	349	33	522	31	94	400
PO_4^{3-} (mg/L)	4,55	0,18	96,00	4,55	0,10	97,60	5
Cd (mg/L)	2,9	0,4	84,2	2,9	0,1	95,3	1
Cr (mg/L)	10,0	0,8	92,0	10,0	0,4	95,9	5
Cu (mg/L)	7,3	0,4	93,8	7,3	0,1	97,8	2
Zn (mg/L)	19,9	2,4	87,6	19,9	0,8	96	5

[249] : Normes de rejet des eaux usées dans le milieu naturel, Burkina Faso

[250,251] : Directive de l'OMS pour l'utilisation sans Risques Des Eaux Usées, Des Excreta et Des Eaux Ménagères Vol 1 et Vol 2.

Conclusion partielle

Dans cette section, l'efficacité de trois techniques de traitement des eaux usées issues de l'industrie de la canne, provenant d'un bioréacteur à membrane anaérobie (AnBRM) à boucle externe, a été évaluée : la coagulation-floculation, la nanofiltration et l'osmose inverse. Cette évaluation s'est appuyée sur des expérimentations en laboratoire divisées en deux phases : i) le traitement des effluents du BRM par coagulation-floculation et ii) le traitement des effluents résultant de cette coagulation-floculation par nanofiltration et osmose inverse.

Les résultats montrent que la coagulation-floculation est très efficace pour décolorer les eaux usées de l'industrie de la canne prétraitées par un bioréacteur à membrane (BRM), avec des taux d'élimination atteignant 88 % pour le sulfate d'alumine et 70 % pour le *Moringa oleifera*. De plus, la poudre de graines de moringa, notamment après extraction à l'hexane, peut efficacement remplacer le sulfate d'alumine pour l'élimination des métaux lourds, avec des taux de réduction dépassant les 60 %.

En outre, les traitements par nanofiltration (NF) et osmose inverse (OI) permettent d'obtenir des effluents de très haute qualité, avec une élimination quasi totale de la couleur (environ 96 % pour la nanofiltration (NF) et 98 % pour l'osmose inverse (OI) et une réduction importante de la pollution inorganique (entre 28 % et 91 % pour la nanofiltration (NF) et entre 90 % et 99 % pour l'osmose inverse (OI)).

Chapitre V Modélisation du système de bioréacteur à membrane anaérobie.

Ce chapitre se focalise sur l'analyse mathématique d'un modèle de digestion anaérobie à deux étapes désigné AM2b, élaboré à partir d'une étude du bilan de matières. Malgré sa relative simplicité, ce modèle n'a curieusement pas fait l'objet d'analyse approfondie. Notre démarche se concentre principalement sur la cinétique de la dégradation biologique associée à la phase de filtration sur la membrane, suivi d'une exploration des critères de stabilité existants dans la littérature. Cette approche vise à établir une assise robuste pour la surveillance en temps réel de la digestion anaérobie dans le bioréacteur. Il est à noter que le modèle AM2b intègre la simulation de la filtration membranaire, ce qui le positionne dorénavant comme le modèle de prédilection pour la modélisation des bioréacteurs à membranes anaérobie.

1.5 Le modèle AM2 de digestion anaérobie à deux étapes

1.5.1 Présentation et Description du modèle AM2.

Il s'agit d'un modèle simplifié élaboré dans le contexte du projet européen AMOCO, axé sur la modélisation et le contrôle des processus de digestion anaérobie. Les inhibiteurs tels que les acides gras volatils (AGV) sont intégrés dans la reproduction du comportement dynamique, permettant ainsi un contrôle adapté des systèmes de digestion anaérobie.

Il décrit le processus de la digestion anaérobie en deux étapes avec deux populations bactériennes. Les schémas réactionnels qui décrivent ce processus sont donné comme suit :

Acidogénèse:

$$K_1S_1 \xrightarrow{\mu_1(S_1)X_1} X_1+k_2S_2+k_4CO_2$$

Équation 0.1

Méthanogénèse

$$K_2S_2 \xrightarrow{\mu_2(S_2)X_2} X_2+k_6CH_4+k_5CO_2$$

Équation 0.2

Cette première étape est caractérisée par une transformation du substrat organique soluble S_1 (la DCO hors AGV) en dioxyde de carbone et en AGV S2. Tous les AGV sont représentés par S_2. Durant la deuxième étape, les AGV sont consommés à leur tour par les bactéries méthanogènes pour produire du CO_2 et du CH_4. Ce modèle ne représente pas la consommation d'hydrogène.

La croissance des méthanogènes est inhibée par l'accumulation des AGV et cette équation est représentée par la cinétique de Haldane. L'équation de Monod quant à elle permet de décrire la cinétique de croissance des bactéries.

Initialement prévu pour modéliser un bioréacteur à lit fixe, le modèle AM2 a été couplé à un modèle de colmatage afin de prendre en compte la dynamique de la filtration sur la membrane dans les bioréacteurs à membrane anaérobie baptisé AM2b [279].

1.5.2 Intégration des modèles biologiques aux modèles de colmatage (AM2b).

Les bioréacteurs à membrane, complexes du fait de leur dualité biologique et physique (filtration à travers la membrane), nécessitent une modélisation approfondie couvrant les diverses étapes du processus.

L'intégration dans un seul modèle des processus biologiques avec les processus de colmatage peut englober divers paramètres essentiels du traitement en tant que variables. Les concentrations en matières solides en suspension jouent un rôle crucial dans le colmatage de la membrane durant le processus de filtration. D'autres composés, tels que les produits microbiens solubles (PMS), qui ne contribuent pas à la formation du gâteau, sont souvent négligés lors de la modélisation du processus de colmatage, bien que leur impact sur la qualité de l'eau et la filtration soit significatif.

Il devient ainsi crucial de développer un modèle de colmatage capable d'intégrer la formation du gâteau, incluant à la fois le blocage des pores par les PMS et la formation du gâteau par les particules en suspensions, biologiques… Cela doit être étroitement couplé à un modèle biologique simplifié de la digestion anaérobie afin de simuler de manière précise les dynamiques d'un bioréacteur à membrane anaérobie.

1.6 Le choix des équations du modèle AM2b.

Benyahia et al., [279] ont proposé un modèle baptisé AM2b qui est inspiré du modèle AM2 de Bernard et al [215]. La particularité du modèle AM2b est qu'elle intègre à la fois le modèle de la digestion anaérobie et le modèle du colmatage.

1.6.1 La dynamique de la modélisation biologique :

En appliquant ce modèle a un bioréacteur à membrane, les deux grandes étapes de la digestion anaérobie considérées sont l'acidogenèse et la méthanogenèse avec respectivement comme microorganismes les acidogènes et les méthanogènes. Pendant la phase biologique, le substrat organique S1 est consommé par les acidogènes X1 pour données des acides gras volatiles nommés S2. La production du méthane est assurée par la transformation des acides gras volatiles par les méthanogènes pour donner le CH_4.

Les acidogènes produisent une portion des acides gras volatils par le biais de la dégradation des PMS, qui sont les produits issus de la croissance ou de la mort des bactéries. Les désignations des divers coefficients et concentrations sont fournies dans le tableau 20.

En plus des équations 5.8 et 5.9, la production des PMS donne les nouvelles équations suivantes :

Production d'acides gras volatiles à partir du substrat organique (Acidogenèse) :

$$k_1 S_1 \rightarrow X_1 + k_2 S_2 + k_4 CO_2$$

Équation 0.3

Production de méthane à partir des acides gras volatiles (Méthanogenèse) :

$$k_3 S_2 \rightarrow X_2 + k_5 CO_2 + k_6 CH_4$$

Équation 0.4

Production des PMS pendant la phase d'acidogenèse:

$$k_1 S_1 \rightarrow X_1 + k_2 S_2 + b_3 S + k_4 CO_2$$

Équation 0.5

Production des PMS pendant la phase de méthanognèse :

$$k_3 S_2 \rightarrow X_2 + b_4 S + k_5 CO_2 + k_6 CH_4$$

Équation 0.6

Production des acides gras volatiles à partir des PMS :

$$b_1 S \rightarrow X_1 + b_2 S_2 + k_7 CO_2$$

Équation 0.7

Production des PMS à partir du substrat organique et des acides gras volatiles :

$$k_{d1} X_1 \rightarrow k_{d1} S \qquad k_{d2} X_2 \rightarrow k_{d2} S$$

Équation 0.8

Tableau 20 : Paramètres du modèle biologique

Paramètres	Désignation
X1	Densité de la population microbienne acidogènes ($g.L^{-1}$).
X2	Densité de la population microbienne méthanogènes ($g.L^{-1}$).
S1	Densité du substrat organique ($g.L^{-1}$)
S2	Densité des Acides Gras volatils ($g.L^{-1}$).
S	Densité des PMS ($g.L^{-1}$).
$\boldsymbol{k_1}$	Taux de dégradation de S1 par la biomasse acidogène.
$\boldsymbol{k_2}$	Taux de production de S2 à partir du substrat organique S1.
$\boldsymbol{k_3}$	Taux de dégradation de S2 par de la biomasse méthanogène.
$\boldsymbol{k_4}$	Taux de production de CO_2 à partir du substrat organique S1.
$\boldsymbol{k_5}$	Taux de production de CO_2 à partir des AGV.
$\boldsymbol{k_6}$	Taux de production de CH_4 à partir des AGV.
$\boldsymbol{k_7}$	Taux de production de CO_2 à partir de PMS.
b1	Taux de dégradation des PMS par la biomasse acidogène.
b2	Taux de production de S2 à partir de PMS.
b3	Taux de production de PMS à partir du substrat organique S1.
b4	Taux de production de PMS à partir des AGV.
kd1	Taux de décroissance des acidogènes
kd2	Taux de décroissance des méthanogènes.

Au regard de la multitude et de la complexité des réactions qui se produisent au cours de la digestion anaérobie, de nouvelles hypothèses ont été émises en plus des premières hypothèses déjà formulées. La figure 31 donne une représentation du système de la modélisation.

- Le bioréacteur est considéré homogène en tout point : pour simplifier la représentation, on suppose que les caractéristiques du système (concentrations, températures, etc.) sont uniformes et constantes dans tout le volume du bioréacteur. Les variations spatiales à l'intérieur du bioréacteur sont ignorées et toutes les parties sont considérées homogènes et équivalentes.
- Les populations bactériennes acidogènes et méthanogènes X1 et X2 sont intégralement maintenues dans le réacteur : signifiant que les biomasses X1 et X2 sont retenues par la membrane et recirculées dans le réacteur.

- Le substrat organique apporté S1 et les AGV produits S2 peuvent passer à travers la membrane : une partie du substrat organique et des AGV arrivent à passer à travers les pores de la membrane et sont drainés hors du réacteur avec l'eau traitée.
- Une fraction des PMS est bloquée par la membrane : en raison de leur taille, une fraction des PMS parvient à traverser les pores de la membrane, tandis que l'autre fraction s'incruste dans ces pores, favorisant ainsi le colmatage de la membrane.
- On néglige le détachement du gâteau qui s'ajoute à la biomasse dans le réacteur.
- On néglige le colmatage et la régénération de la membrane dans les réactions de la digestion anaérobie.
- L'alimentation, la filtration et l'extraction de boues sont interrompues durant le nettoyage de la membrane.

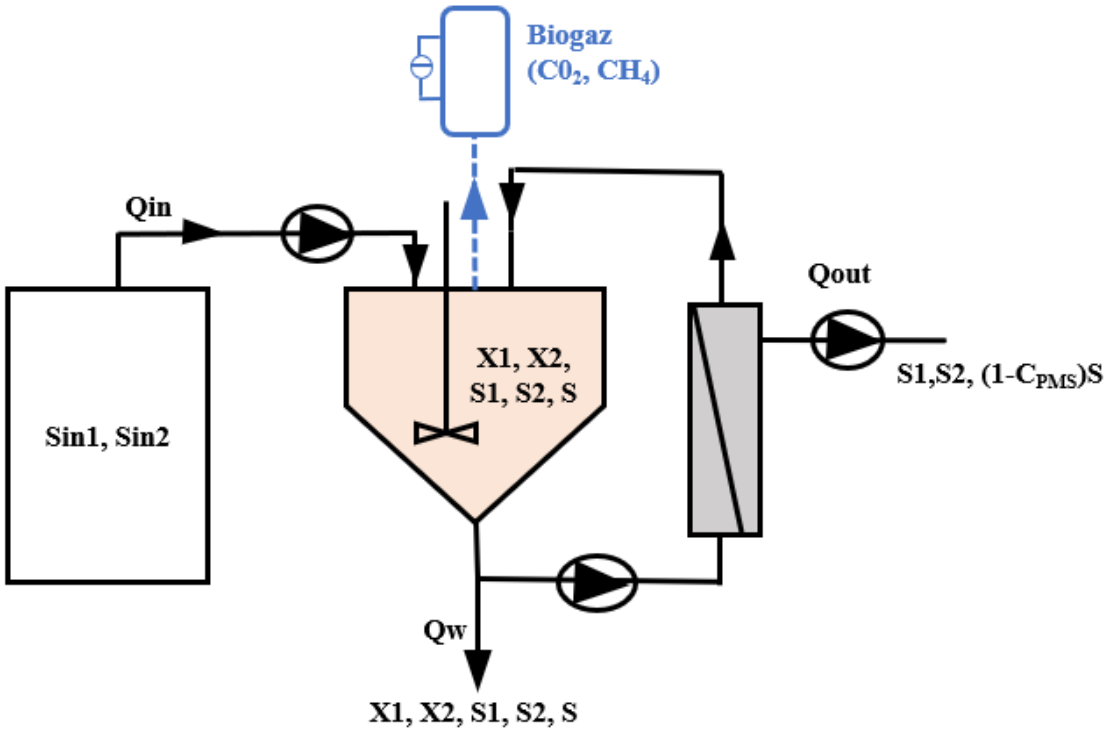


Figure 31: représentation du principe de la modélisation

1.6.2 Dynamique de modification de la surface membranaire

Deux paramètres ont été introduit pour incorporer le modèle de colmatage afin de prendre en compte à la fois la formation du gâteau et l'incrustation des pores de la membrane par les PMS.

Colmatage par formation de gâteau : Au fur et à mesure que la filtration progresse, des particules peuvent s'accumuler sur la membrane, formant un gâteau qui peut obstruer les pores. Il s'agit de la masse m(t) des solides qui se fixent sur la membrane.

Colmatage par Produits Microbiennes Solubles (PMS) : Certains composés solubles, tels que les PMS, peuvent contribuer au colmatage en formant des dépôts ou en interagissant avec la membrane. Cela fait référence au colmatage à l'intérieur de la membrane par les particules Sp (t).

Le flux du perméat étant constant au cours de la filtration, la loi de Darcy Wesshback donne un modèle de résistance en série de la pression transmembranaire :

$$PTM = Jv * \mu * (R_0 + R_{tot}(t)) \qquad \text{Équation 0.9}$$

$$R(t) = R_g\big(m(t)\big) + R_s(S_p(t)) \qquad \text{Équation 0.10}$$

$$R_g\big(m(t)\big) = \alpha\left(\frac{m(t)}{A(t)}\right), \qquad R_s\left(S_p(t)\right) = \alpha'\left(\frac{V_p S_p(t)}{\epsilon A(t)}\right) \qquad \text{Équation 0.11}$$

$$A(t) = \frac{A_0}{1+\frac{m(t)}{\sigma}+\frac{S_p(t)}{\sigma'}} \qquad \text{Équation 0.12}$$

Avec :

Jv : Débit du filtrat (LMH),

PTM : Pression Transmembranaire (Pa),

μ : viscosité dynamique (Pa.s),

R_0 : Résistance propre de la membrane (m^{-1}),

R(t) : Résistance totale résultant du colmatage par le gâteau et de l'obstruction des pores (m^{-1}).

R_g : Résistance générée par la couche du gâteau (m^{-1}),

R_s : Résistance générée par le blocage des pores (m^{-1}).

Les résistances R_g et R_s dépendent de la masse m(t) et de la concentration $S_p(t)$

α : Résistances spécifiques ($m.kg^{-1}$),

α': Surface encastrée par unité de masse de colmatants ($m^2 .kg^{-1}$)

V_p : Capacité totale des pores (m^2),

$\epsilon A(t)$: La surface des pores, représentant une partie de la surface utile totale.

Le colmatage progressif peut entraîner une variation de la surface filtrante de la membrane tout au long de la filtration

A(t) : surface de la membrane

A_0 : La surface initiale de la membrane (m^2)

σ et σ' : Facteurs pour standardiser les unités (g^{-1} et $L.g^{-1}$ respectivement).

Le processus de nettoyage permet un lavage exhaustif, sur une durée relativement plus prolongée par rapport au rétro-lavage. Il est important de souligner qu'après ces deux opérations, la membrane n'est pas entièrement débarrassée d'éléments colmatants tels que m(t) et Sp(t). La fraction de composés qui demeure adhérente à la membrane ou à l'intérieur des pores peut entraîner une dégradation de la membrane ou réduire sa surface spécifique.

1.6.3 Dynamique du modèle lors de la filtration sur la membrane :

La phase de filtration se caractérise par une augmentation des PMS et de la masse de gâteau, résultant d'une accumulation autour et/ou à l'intérieur de la membrane. Ce colmatage se manifeste par les composants m(t) et Sp(t). Il est important de noter que le rétrolavage permet le détachement du gâteau et l'élimination d'une partie des PMS. En supposant que la liqueur mixte soit homogène, l'ensemble des composants solubles est pris en compte, à savoir St = S1 + S2 + SMP ainsi que les composants particulaires Xt = X1 + X2. Les paramètres au cours de la filtration sont répertoriés dans le tableau 21.

Les équations qui traduisent la dynamique des composants m(t) et Sp(t) sont données par :

$$\dot{m} = \delta Q_{out}(\sum C_{Si}S_i + C_{PMS}PMS + \sum C_{Xi}X_i) \quad \text{Équation 0.13}$$

$$\dot{S}_p = \delta' Q_{out}(\beta * PMS + \beta' S_T) \quad \text{Équation 0.14}$$

Étant donné que les masses de X1, X2, S1, S2 et PMS influent sur le colmatage pendant la phase de filtration, elles peuvent être formulées en équations en partant des hypothèses antérieures et des réactions biologiques :

$$\dot{X}_1 = (\mu_1(S_1) + \mu_{PMS}(PMS) - k_{d1} - \frac{Q_w}{V} - C_{x1})X_1 \quad \text{Équation 0.15}$$

$$\dot{X}_2 = (\mu_2(S_2) - k_{d2} - \frac{Q_w}{V} - C_{x2})X_2 \quad \text{Équation 0.16}$$

$$\dot{S}_1 = \frac{Q_{in}}{V} S_{1in} - \left(\frac{Q_{out}}{V} + \frac{Q_w}{V}\right) S_1 - k_1 \mu_1(S_1) X_1 - C_{s1} S_1 \quad \text{Équation 0.17}$$

$$\dot{S}_2 = \frac{Q_{in}}{V} S_{2in} - \left(\frac{Q_{out}}{V} + \frac{Q_w}{V}\right) S_2 - k_3 \mu_2(S_2) X_2 + \left(k_2 \mu_1(S_1) + b_2 \mu_{PMS}(PMS)\right) X_1 - C_{s2} S_2 \quad \text{Équation 0.18}$$

$$\dot{PMS} = -M.PMS + \left(b_3 \mu_1(S_1) + k_{d1} - b_1 \mu_{PMS}(PMS)\right) X_1 + (b_4 \mu_2(S_2) + k_{d2}) X_2 - C_{PMS} PMS \quad \text{Équation 0.19}$$

$$\mu_1(S_1) = \mu_{1max} * \frac{S_1}{K_1 + S_1} \quad \text{Équation 0.20}$$

$$\mu_2(S_2) = \mu_{1max} * \frac{S_2}{K_2 + S_2 + \frac{S_2^2}{K_i}} \quad \text{Équation 0.21}$$

$$\mu_{PMS}(PMS) = \mu_{PMSmax} * \frac{PMS}{K_3 + PMS} \quad \text{Équation 0.22}$$

$$M = \beta * \frac{Q_{out}}{V} + (1 - \beta) * \frac{Q_w}{V} \quad \text{Équation 0.23}$$

Tableau 21: Paramètres pendant la phase de filtration

Paramètres	**Désignations**
$\boldsymbol{C_{Si}}$	Fraction du substrat organique fixée sur la membrane au cours du temps (j^{-1}).
$\boldsymbol{C_{Xi}}$	Fraction de Xi fixée sur la membrane au cours du temps (J^{-1}).
$\boldsymbol{C_{PMS}}$	Fraction de PMS fixée sur la membrane au cours du temps (j^{-1}).
$\boldsymbol{\delta}$ **et** $\boldsymbol{\delta'}$	Facteurs pour standardiser les unités.
$\boldsymbol{\beta}$	Fraction de PMS sortant du bioréacteur.
$\boldsymbol{\beta'}$	Fraction de S_T obstruant les pores.
$\mathbf{K_1}$	Constante de demi-saturation liée à S1.
$\mathbf{K_2}$	Constante de demi-saturation liée à S2.
$\mathbf{K_3}$	Constante de demi-saturation liée au PMS.
$\mathbf{K_i}$	Constante d'inhibition liée à S2.
$\boldsymbol{\mu_1}$	Taux de croissance de la biomasse acidogène à partir de S1.
$\boldsymbol{\mu_{PMS}}$	Taux de croissance de la biomasse acidogène à partir de PMS
$\boldsymbol{\mu_2}$	Taux de croissance de la biomasse méthanogène à partir S2
$\boldsymbol{\mu_{max1}}$	Taux de croissance maximal de la biomasse acidogène à partir de S1 (h^{-1}).
$\boldsymbol{\mu_{max2}}$	Taux de croissance maximal de la biomasse acidogène à partir de S2 (h^{-1}).
$\boldsymbol{\mu_{PMSmax}}$	Taux de croissance maximal de la biomasse acidogène à partir de PMS (h^{-1}).
$\mathbf{Q_{in}}$	Débit à l'entrée du bioréacteur (L/h).
$\mathbf{Q_{out}}$	Débit du filtrat (L/h).

Le rétrolavage, également appelé relaxation de la membrane vise à éliminer les dépôts ou le colmatage accumulé sur la surface de la membrane pendant le processus de filtration utilisant un courant inverse ou un flux de fluide, afin de détacher et éliminer ces dépôts. Il est automatisé et programmé pour se produire périodiquement ou en réponse à des signes spécifiques de colmatage, assurant ainsi un fonctionnement optimal du système. Au cours de nos expérimentations, le nettoyage de membrane a été chimique et programmé en fonction des conditions opératoires et du niveau de colmatage de membrane.

Pour la calibration et la simulation, le modèle couplé pour la phase de filtration sur la membrane sera utilisé. Il permettra de prendre en compte à la fois l'évolution du substrat et des microorganismes dans le réacteur, mais aussi de voir le dépôt et l'accumulation de certains composés sur la membrane. Il s'agit d'apprécier les différentes fractions de Cs1, Cs2, Cx1, Cx2 et CPMS sur la membrane à des temps bien définis.

1.7 Calibration du modèle AM2b aux données expérimentales du AnBRM:

Cette étape de calibration des paramètres cinétiques permet d'avoir une meilleure approximation avec les données expérimentales. Deux méthodes sont le plus souvent utilisées, il s'agit de la régression mathématique pour les équations linéaires ou la minimisation d'une fonction objective pour un système d'équations linéaires complexe. Dans ce dernier cas, l'initialisation des cinétiques peut avoir une influence considérable sur les résultats de la calibration.

Des équations et des algorithmes seront utilisés pour ajuster au mieux les valeurs obtenues lors des expérimentations aux données du modèle. Ces algorithmes permettront aussi de minimiser les écarts entre ces paramètres. Les données du modèle utilisé pour la calibration sont celles fournies par le modèle AM2b, inscrit au niveau du modèle coupé à la phase de filtration sur la membrane.

Il faut noter que le choix de ces paramètres biologique est crucial sur les valeurs au niveau de la filtration. En ce qui concerne les conditions initiales, ce sont les valeurs d'entrée et initiales au niveau du bioréacteur à membrane anaérobie qui sont considérées.

Des vecteurs pour les intervalles de confiance (CI), les bornes inférieures (lb), et les bornes supérieures (ub) ont été définis. Ces vecteurs sont utilisés plus tard dans le processus d'optimisation pour définir des contraintes, Il s'agit :

CI= [0.05, 0.05, 0.1, 0.1, 0.01] ;

lb=[0.001, 0.001, 0.01, 0.01, 0.001];

ub=[0.5, 0.5, 0.5, 0.5, 0.1];

Les intervalles de confiance sont utilisés dans la modélisation mathématique pour estimer la fiabilité ou la précision des résultats obtenus. Lorsqu'on effectue une modélisation, notamment avec des données empiriques ou des simulations, il est important de comprendre que les résultats ne sont pas nécessairement exacts à 100%. Les intervalles de confiance permettent de quantifier cette incertitude.

Le calcul de la solution au temps t2, t3…tnt est faite en utilisant la méthode d'Euler explicite, car elle permet de résoudre les problèmes des valeurs initiales

1.8 Simulation du modèle AM2b :

Afin de reproduire fidèlement le comportement réel du système, une résolution numérique d'équations sera entreprise pour obtenir des résultats représentatifs de l'évolution du système au fil du temps. Pour optimiser la simulation du modèle pendant la phase de filtration, des interpolations ont été réalisées en utilisant un vecteur temps (t) pour générer de nouvelles données à partir des observations expérimentales. La validation du modèle sera évaluée en calculant la somme des carrés des écarts entre les données expérimentales et les données interpolées. Une fonction objective est définie pour restreindre le nombre d'interpolations à 50.

La pondération est réalisée en effectuant la multiplication des écarts au carré par leur transposée. Cette mesure est fréquemment utilisée en tant que fonction de coût à minimiser dans les problèmes d'ajustement de courbe ou d'optimisation. La formule ajustée est obtenue en calculant la somme des carrés des résidus (erreurs) divisée par la somme des carrés totaux. Dans cette formulation particulière, une version ajustée est employée, dans laquelle 5 est soustrait de la formule standard. Il s'agit également du coefficient de détermination ajusté pour plusieurs ensembles de données, reflétant à quel point les données interpolées s'ajustent aux données expérimentales. Un R^2 proche de 1 indique un bon ajustement, tandis qu'un R^2 proche de 0 indique un ajustement médiocre. La soustraction de la valeur 5 a pour objectif de rendre le R^2 positif, facilitant ainsi son interprétation.

L’approche utilisée ici est basée sur l’analyse des figures afin d’étudier le modèle fourni par une simulation numérique. Les expressions analytiques (5.22, 5.23, 5.24, 5.25) englobent les paramètres du modèle (K1, K2, K3, u1m, ki) ainsi que les valeurs initiales (S1, X1). Elles offrent la possibilité d'examiner l'évolution de S1(t) et X1(t), tout en explorant leur sensibilité par rapport aux paramètres du modèle associés. En variant les valeurs de X1(t), les temps correspondants sont calculés, permettant ainsi la représentation graphique des fonctions S(t) et X(t) [280]. Les graphiques de simulation de S1(t) et S2(t) obtenus par simulation numérique à partir du modèle AM2b et également à partir des différentes expressions analytiques telle qu'implémentée sous le logiciel Matlab sont présentés sur les Figures 32 et 33.

Ces résultats montrent que la concentration initiale de la biomasse (X1) a un impact direct sur la dégradation du substrat à l’entrée (S1). Une évolution en continu de X1 et X2 au cours du temps laisse prévoir que le substrat apporté à l’entrée était suffisant pour maintenir les microorganismes en vie avec des concentrations en PMS sur la membrane faible comme donnée par la simulation du modèle.

La simulation du modèle donne une prédiction de S1 très intéressant avec un R^2 d’environ 0,95. Elle donne une observation des concentrations dans le temps du substrat. L’activité biologique est importante elle correspond à la dégradation complète du substrat. Ces valeurs corroborent celles trouvées par fedailaine et al [281] qui ont simulé la dégradation de matière par les microorganismes lors d’une digestion anaérobie.

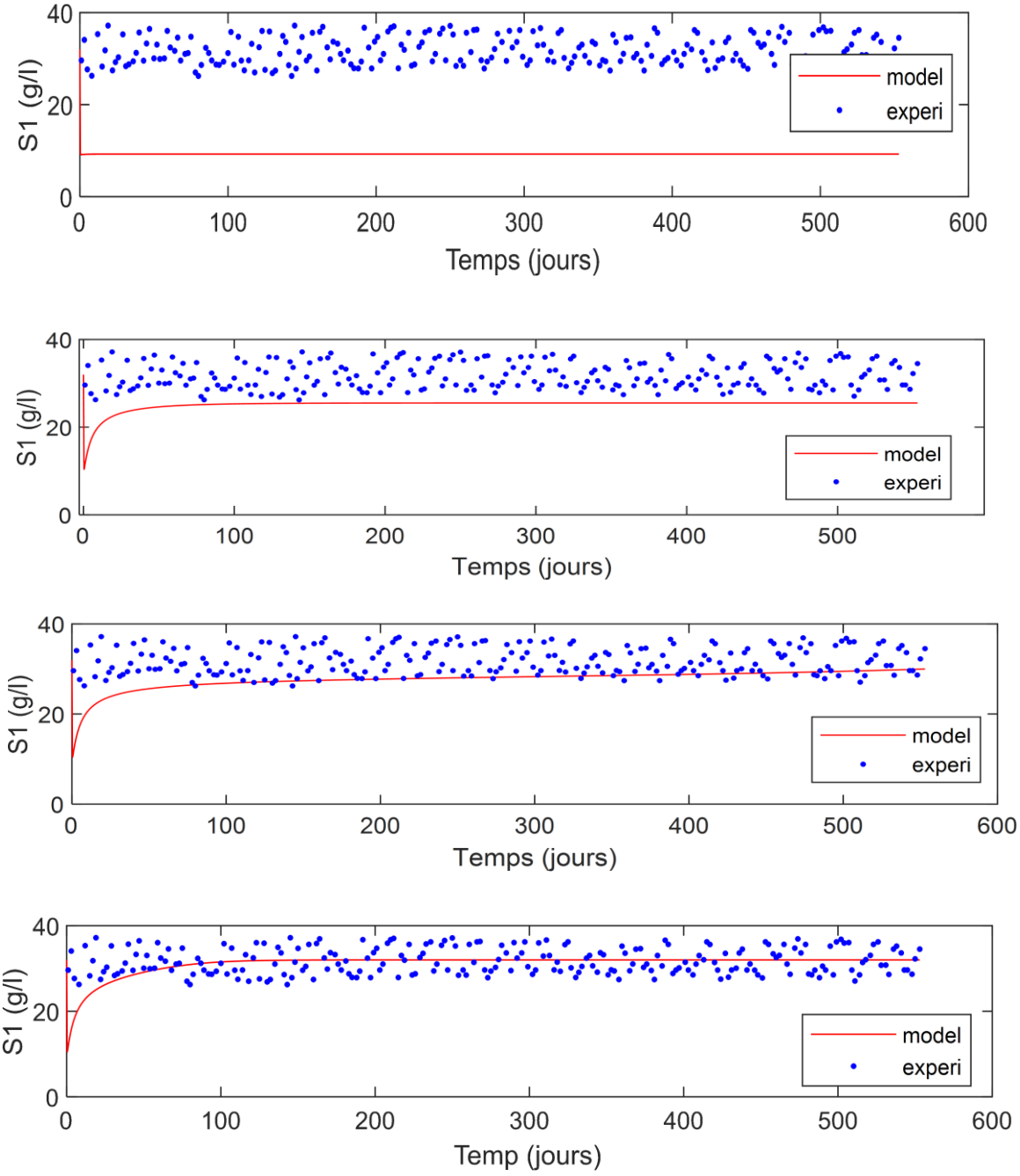


Figure 32:Simulation du substrat S1 par le model AM2b

Un R^2 de 0,97 est obtenu pour la prédiction de X2 par le modèle AM2b. Les valeurs optimales sont stockées dans la fonction S_opt avec Cs1 = 0,001 Cs2 = 0,01 Cx1 = 0,45 Cx2 = 0,5 et CPMS =0,001. Nous dirons alors que la mort des bactéries représentée par les PMS et qui entraîne le colmatage interne de la membrane sera assez lent au regard de la biomasse dans le réacteur. Des résultats similaires ont été obtenus par Amine et al [282] qui ont conclu qu'un choix de particules plus petites favorisera un développement rapide des populations acidogènes et méthanogènes. La variation de S1 à l'entrée n'a pas beaucoup influé l'évolution de la biomasse. Ce comportement est expliqué par les différentes valeurs obtenues pour la masse de gâteau et le colmatage interne de la membrane. Ces résultats corroborent ceux de Draa [283].

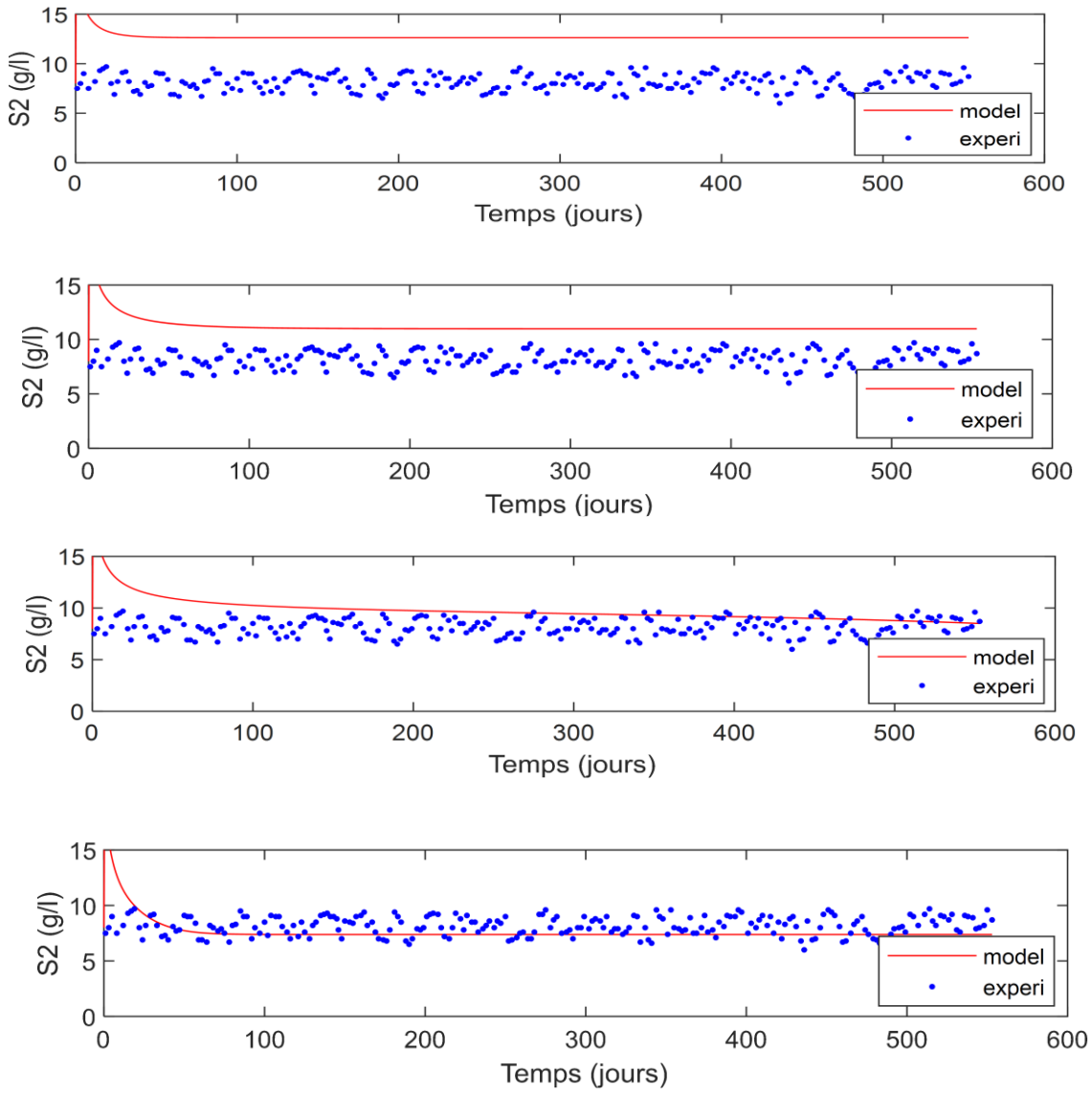


Figure 33: Simulation des AGV (S2) par le model AM2b

Les profils des équations de X1(t) et X2(t) présentent des comportements similaires à ceux des systèmes dont la dynamique est caractérisée par une réponse transitoire suivie d'une réponse à l'état stable. Pour obtenir des solutions analytiques pour X1(t) et X2(t), il est nécessaire de faire certaines approximations au niveau des différents coefficients de dégradation. C'est la seule façon de les rendre propices à des expressions qui sont analytiquement intégrables. Un équilibre trivial correspond à un lessivage complet de X1 et X2. Pour une fonction E allant de 1 à i, à des valeurs de i (1, 2) correspondent un nettoyage partiel de X1 pas de X2. Cependant si cette fonction varie de 0 à 2 il y'a lessivage de X2 pas de X1. Par contre si la fonction varie seulement de 1 à 2, il y'a une stabilité locale [279]. Cet équilibre trivial est donné par E = (S1in, O, S2in, O, O).

À des taux de croissance maximaux de la biomasse à partir de S1 et S2 respectivement faibles de 1,2 et 1,5, le modèle prédit une fraction de PMS fixé sur la membrane autour de 0,001. La diminution de la concentration de S1 dans le réacteur entrainant l'augmentation de la concentration de X1 concourt à l'augmentation de m(t). Ceci pourrait s'expliquer par le fait que les microorganismes méthanogènes prennent du temps a installés dans le réacteur comparé aux microorganismes acidogènes [68]. Un équilibre doit être trouvé entre ces deux populations, car la stabilité du réacteur est atteinte à un état d'équilibre de ces dernières. Au cours de l'opération, la concentration de substrat S1 diminue avec la dégradation des composés organiques. Ce qui entraîne une augmentation de S2 en raison de la production continue de AGV, qui diminuera à son tour avec la production de méthane. Ceci évitera un arrêt du réacteur dû à l'accumulation d'AGV. Ces mêmes observations ont été faites par Amine et al. [282] lors de la modification et l'extension du modèle AM2.

En prenant des taux de croissance maximaux pour la biomasse acidogène à partir de S1 et à partir des PMS, le modèle fait une prédiction largement supérieure aux valeurs expérimentales jusqu'à C_{PMS} =0,1. Le modèle prédit alors un colmatage de la membrane rapide et totale (colmatage par formation du gâteau et colmatage interne de la membrane) comme illustré sur les figures 34 et 35.

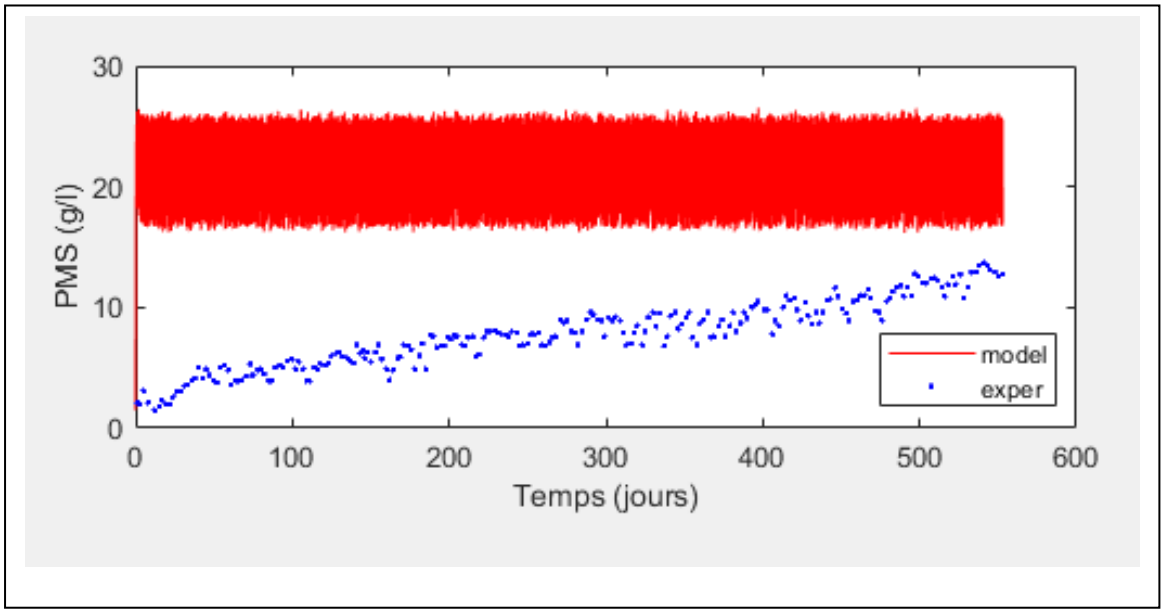


Figure 34 : simulation des PMS à des Taux de croissance élevés.

Cette évolution traduit aussi la consommation de S1 par X2 au cours du temps. Ainsi une partie des bactéries responsables de cette dégradation mesurée et représentée par PMS qui occasionnent un colmatage interne de la membrane avec une augmentation du Cpms. L'importance de l'activité biologique ici est qu'elle correspond à une diminution de S1 et une augmentation de X1 et X2, mais aussi des PMS. Dans des cas rares ou S1 est consommé entièrement, les microorganismes rentrent dans une phase de maintenance avec une production de nouvelle cellule et une élimination de certaines bactéries en fonction du temps. Ces mêmes observations ont été faites par Chiu et al [284].

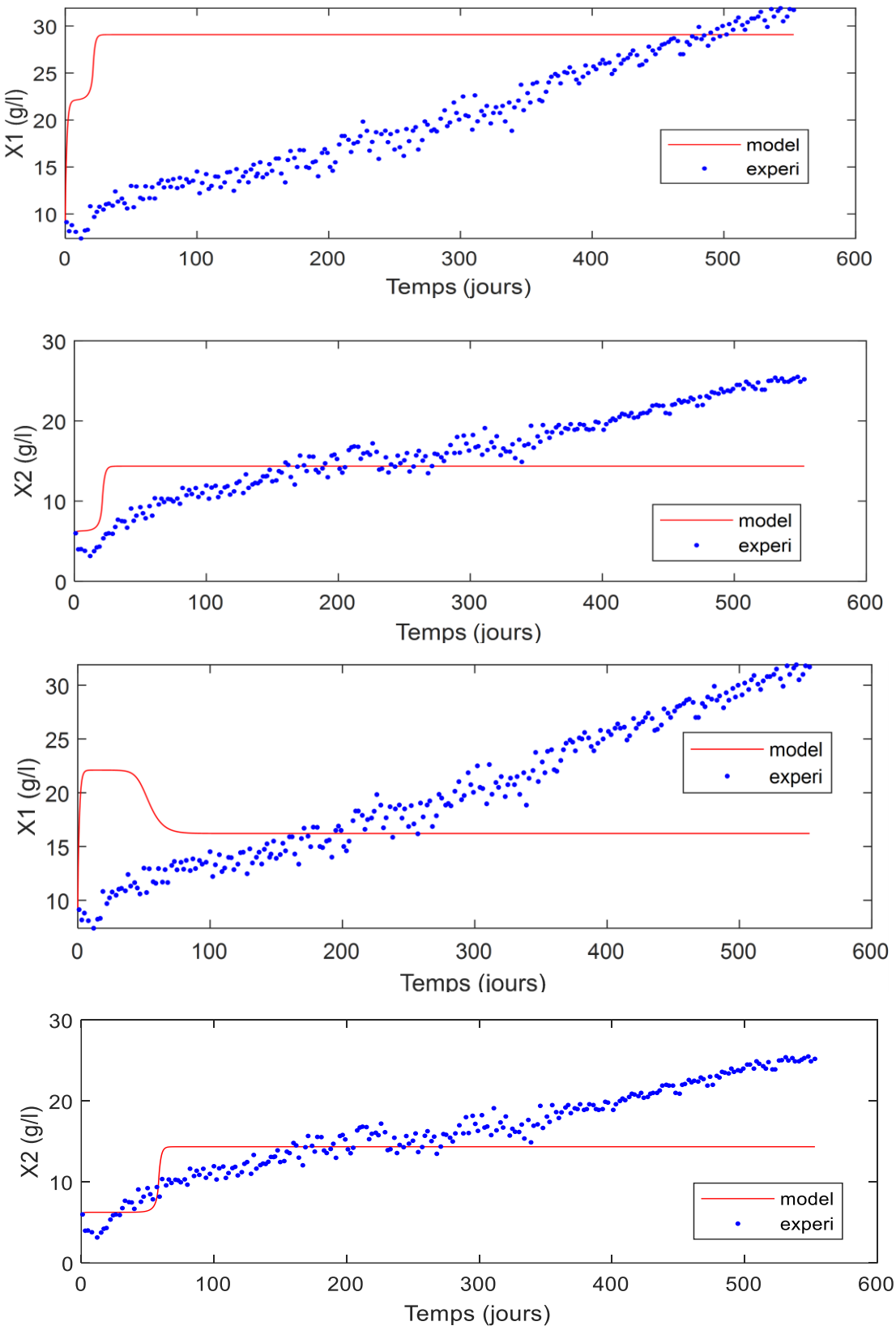


Figure 35: Simulation des populations acidogènes et des méthanogènes à des croissances élevées.

Conclusion Partielle :

Un modèle mathématique a été étudié afin de prédire le colmatage de la membrane d'un bioréacteur à membrane anaérobie avec intégration des PMS résultants de la dégradation du substrat et de la mort des bactéries. Les hypothèses sur le bioréacteur à membrane ont permis de proposer des équations de bilan de masse. La prise en compte de la membrane de filtration était cruciale dans la formulation du modèle. Plusieurs cas ont été simulés en variant les paramètres du modèle afin d'avoir la solution optimale pour la fonction objective du modèle

Le modèle biologique de la cinétique qui a été établi a permis de surveiller le fonctionnement du digesteur avec des prédictions sur le colmatage. Des relations directes ont été établies entre la dégradation de la matière organique à l'entrée et le colmatage de la membrane. Avec S1 = 32g/l, X2 = 9g/l, le modèle prédit les valeurs suivantes pour Cs1 = 0,001 Cs2 = 0,01 Cx1 = 0,45 Cx2 = 0,5 et CPMS =0,001.

Les résultats de la simulation peuvent aider à concevoir un réacteur biologique, prévenir le colmatage de la membrane et d'éventuels travaux de maintenance. Cependant dans les mêmes conditions opératoires, mais en changeant les paramètres de défauts du modèle AM2 les différents points d'équilibre peuvent changer.

Il faut cependant noter d'autres hypothèses de simulation peuvent être formulées afin d'apprécier la production de méthane ou encore de CO_2, des perspectives dans ce sens peuvent être :

- Étudier le modèle de la résistance sur la membrane afin d'apprécier le blocage des pores et la formation du gâteau.
- Étudier le modèle couplé pour la phase de nettoyage physique de la membrane. Ce qui permettra de prendre en compte le retro lavage lors de la modélisation
- Etudier le modèle de la production de CH_4 et CO_2 lors de la dégradation du substrat dans l'optique de voir le comportement des méthanogènes.

Chapitre VI : Évaluation technique et économique de la mise à l'échelle d'une station de traitement des eaux usées par bioréacteur à membrane anaérobie couplé à la nanofiltration.

Ce chapitre est dédié à la mise à l'échelle des travaux expérimentaux, en mettant l'accent sur les aspects économiques, notamment dans le contexte du traitement des eaux usées à la SN-SOSUCO. L'utilisation du bioréacteur à membrane pour le traitement des eaux usées à la SN-SOSUCO s'est révélée efficace, permettant d'obtenir des eaux débarrassées de la pollution organique, avec une conversion subséquente en biogaz pouvant être valorisé en énergie. Par ailleurs, le couplage du bioréacteur avec les membranes de nanofiltration/Osmose Inverse, a également permis de clarifier l'eau traitée, ouvrant la possibilité d'une réutilisation et/ou d'une valorisation en agriculture.

Les données utilisées dans ce chapitre ont été fournies par la SN SOSUCO et sur la base des différentes mesures effectuées lors des sorties sur site. L'échantillonnage et la caractérisation ont été minutieusement détaillés comme en témoignent le tableau 9 et la figure 11.

1.1 Gestion des eaux usées à la SN SOSUCO

L'évaluation globale du débit quotidien des eaux usées, en prenant en considération tous les points de sortie, révèle un volume de 4553 mètres cubes par jour. Une partie de ce volume peut être directement utilisé pour l'irrigation sans traitement du fait de leur faible pollution. Le volume considéré pour le dimensionnement de la station de traitement est détaillé dans le tableau 22. Il convient de noter que seules les eaux usées générées au niveau de l'exutoire dédié au lavage de la canne à sucre n'ont pas été incluses dans ce calcul exhaustif. Cette omission découle du fait que ces eaux usées spécifiques respectent les normes réglementaires en matière de rejets. En vertu de leur conformité, elles sont ainsi autorisées à être directement déversées dans les barrages environnementaux ou peuvent être réutilisées à des fins agricoles, contribuant ainsi à une gestion responsable des ressources hydriques. L'exclusion délibérée des eaux usées provenant de l'exutoire de lavage de la canne à sucre s'inscrit aussi dans un désir de diminuer les coûts liés au traitement.

Tableau 22: les différents débits d'eaux usées aux exutoires de la SN SOSUCO

Paramètres	Débits (m^3/j)
Eaux usées de l'usine	2140
Eaux usées de la distillerie	123
Eaux usées de l'agglomerie+labo	7,3
Total	**2271**

Le dimensionnement de la station de traitement que nous proposons repose fondamentalement sur les données obtenues au cours de travaux expérimentaux approfondis. Afin d'intégrer les pertes qui peuvent survenir tout au long des différentes opérations, un taux de perte de 10% du débit a été consciencieusement appliqué à l'ensemble des eaux usées considérées.

Notre approche s'appuie également sur les travaux de la littérature pour évaluer les dépenses énergétiques. Ces paramètres ont été judicieusement intégrés dans notre processus de conception, renforçant ainsi la crédibilité et l'efficacité de notre approche dimensionnelle pour la station de traitement envisagée. En conjuguant les données expérimentales et les références établies par des études antérieures, nous nous efforçons de garantir une conception robuste et adaptée aux spécificités des eaux usées considérées.

Il est important de souligner qu'à la SN SOSUCO, il n'existe actuellement aucune station de traitement des effluents. Ces effluents sont donc déversés dans les cours d'eau environnants après une décantation dans des bassins de rétention aménagés aux alentours du complexe industriel.

1.2 Configuration technique du système de traitement des eaux usées par bioréacteur à membrane couplé à la Nanofiltration :

1.2.1 Dimensionnement du bioréacteur à membrane Anaérobie

1.2.1.1 Dimensionnement du bioréacteur :

Les données expérimentales ont révélé des taux d'élimination de la matière organique particulièrement intéressants avec des taux supérieurs à 98%. Une représentation à l'échelle du pilote nécessitera la prise en compte de toutes les conditions opératoires utilisées et du mode de fonctionnement. Le tableau 23 résume les paramètres de dimensionnement des bioréacteurs à membranes inspiré de Sawadogo and Andrade et al. [285,286]

Ces données seront complétées avec la littérature existante afin d'obtenir une vision plus complète et contextuelle des résultats observés.

Tableau 23: paramètres de dimensionnement d'un bioréacteur

Paramètres	**Unités**	**Valeurs**
Débit à l'entrée du réacteur (Qe)	m^3/j	2271
DCO à l'entrée (Se)	g O2/L	32,0
DCO dans le perméat (S)	g O2/L	0,9
Concentration de biomasse dans le réacteur (X)	g MES/L	25
Temps de séjour des boues (Tb)	j	40
Taux de décès de la biomasse (Kd)	j-1	0,10
Taux de conversion apparent de la biomasse (YH)	gMVS/gDCO	0,03
Rapport MVS/MES	0,85	

La respiration endogène a été utilisée pour évaluer les caractéristiques de la biomasse suivant le formalisme bactérien. Cette approche de respiration endogène a été intégrée dans le processus de dimensionnement technique du réacteur biologique. Son utilisation systématique dans cette démarche vise à évaluer avec précision les caractéristiques de la biomasse, en alignement avec le formalisme bactérien.

En incorporant la respiration endogène dans le cadre du dimensionnement technique, il devient possible d'analyser de manière détaillée les mécanismes biochimiques sous-jacents. De plus, l'application du formalisme bactérien dans cette évaluation ajoute une couche analytique pertinente, prenant en compte les spécificités des résultats obtenus lors des travaux expérimentaux.

Cette méthodologie de dimensionnement, basée sur la respiration endogène et le formalisme bactérien, représente ainsi une avancée significative dans la planification technique des réacteurs biologiques. Elle offre une approche intégrée, permettant de mieux comprendre et d'optimiser les processus biologiques au sein du réacteur, contribuant ainsi à une gestion plus efficace et durable du système de bioréacteur à membrane proposé.

Ainsi les calculs permettant d'avoir les caractéristiques de la biomasse sont donnés par les équations suivantes :

Rendement de production de boues observé (Yobs) :

$$\text{Yobs} = \frac{\text{QwX}}{Q(Se - S)} = \frac{\text{YH}}{1 + kd * Tb}$$

Yobs = 0,006**gMVS/gDCO**

Le rendement de production de boues observé (Yobs) est utilisé pour évaluer la quantité de boues produites en fonction de la matière organique éliminée pendant le processus de traitement.

Il est important de noter que le rendement de production de boues observé peut varier en fonction des conditions spécifiques de traitement des eaux usées, du type de procédé biologique utilisé et des caractéristiques des eaux à traiter. Un rendement de production de boues élevé peut indiquer une inefficacité dans le processus de traitement, tandis qu'un rendement plus faible peut suggérer une meilleure conversion de la matière organique en produits gazeux ou liquides.

La charge massique dans le réacteur (Cm)

$$\mathrm{Cm} = \frac{Q(Se - S)}{VX} = \frac{\mathrm{kd} + \mathrm{Tb} - 1}{YH}$$

Cm=4,16 **gMVS/gDCO/j**

Elle permet de quantifier la matière à traiter par unité de volume dans un réacteur donné. Plus spécifiquement, la charge massique fait référence à la quantité de matière organique présente dans le réacteur par unité de volume, et elle est souvent exprimée en termes de masse de matière organique par unité de volume de réacteur.

Un contrôle approprié de la charge massique est essentiel pour assurer une performance optimale du réacteur et éviter des conditions telles que le surpeuplement microbien ou l'insuffisance de matière organique pour le traitement.

La charge massique peut être ajustée en modifiant la concentration de matière organique dans le flux entrant du réacteur ou en ajustant le volume du réacteur lui-même. La gestion efficace de la charge massique contribue à optimiser l'efficacité du traitement des eaux usées tout en maintenant des conditions propices à l'activité des micro-organismes responsables de la dégradation de la matière organique.

La masse de biomasse nécessaire dans le bioréacteur (M) et la masse de boue (M')

$$\mathrm{M} = \frac{Q(Se - S)}{Cm}$$

M=16950744 gMVS

La masse de biomasse nécessaire dans le bioréacteur se réfère à la quantité totale de micro-organismes (bactéries, par exemple) requise pour effectuer le traitement biologique des contaminants présents dans les eaux usées. Cette masse dépend de divers facteurs tels que la charge organique, la nature des contaminants, et les caractéristiques du procédé biologique utilisé. L'objectif est d'avoir une quantité suffisante de biomasse pour assurer une dégradation efficace des composés indésirables.

$$\mathrm{M}' = \mathrm{VX} = \frac{M}{0{,}8}$$

M’=21188430 gMES

La masse de boue, souvent notée M', fait référence à la quantité de boues biologiques générées pendant le processus de traitement des eaux usées. Lorsque les micro-organismes dégradent la matière organique présente dans les eaux usées, ils se multiplient et forment de la boue biologique. Cette masse de boue doit être régulièrement extraite du système pour éviter l'accumulation excessive, garantir l'efficacité du traitement, et gérer correctement la biomasse.

En ce qui concerne spécifiquement le bioréacteur à membrane, les attributs clés sont déterminés en se fondant sur les caractéristiques de la biomasse. Cette méthode permet d'évaluer la quantité et la qualité des micro-organismes nécessaires au traitement des eaux usées. Les caractéristiques du bioréacteur à membrane, telles que le volume du réacteur, le temps de séjour hydraulique et le volume de purge journalier, jouent un rôle crucial dans la performance globale du bioréacteur à membrane. En outre, ces caractéristiques influencent la masse de boue générée pendant le processus, ce qui est essentiel pour maintenir l'efficacité du système. Ainsi, l'optimisation des caractéristiques de la biomasse devient une stratégie fondamentale dans la conception et le fonctionnement bioréacteur à membrane.

Le volume du réacteur V

$$V = \frac{M'}{X}$$

V=848 m^3

Le temps de séjour hydraulique (TH)

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

TH= 0, 36 j = 8,8 h

Le volume de purge journalière (Qw)

$$Qw = \frac{V}{Tb}$$

Qw=22 m^3/j

Après le dimensionnement du bioréacteur, il faut calculer le nombre de module membranaire à installer sur le pilote du AnBRM qui permettra la rétention d'une partie de la pollution.

1.2.1.2 Dimensionnement des membranes pour le AnBRM

La sélection de la membrane destinée à la rétention s'est portée sur une membrane Polymem MF 100L, présentant des caractéristiques proches à celles de la membrane installée sur le pilote du laboratoire. Les spécifications de cette membrane sont consignées de manière détaillée dans le tableau 24. Pour optimiser son efficacité, un protocole rigoureux sera mis en place. Un temps de filtration d'une heure sera instauré, suivi d'une période de rétro-lavage d'une durée d'une minute à une pression de 1bar. Cette pratique vise à débarrasser la membrane d'une partie des dépôts susceptibles de l'obstruer au fil du temps. Ce processus réfléchi permettra de maintenir la performance de la membrane à un niveau optimal en minimisant les effets néfastes du colmatage. Il convient de souligner l'importance de ce choix de membrane et des paramètres opérationnels associés dans le cadre du processus de rétention, contribuant ainsi à l'efficacité globale de la station de traitement des eaux usées.

Tableau 24: caractéristiques de la membrane Polymem MF 100L

Paramètres	**unités**	**valeurs**
Flux (Jw) maximal admissible (L/h/m²)	LMH	30
Perméabilité de la membrane (Lp)	L/h/m²/bar	800
Surface utile par module (S)	m^2	4,5
Diamètre moyen des pores (dp)	µm	0,20
Diamètre du module (dm)	mm	75
Longueur du module (Lm)	mm	550

Il faut prendre en compte le flux instantané, qui est un paramètre crucial dans le dimensionnement des systèmes de traitement par membrane, en particulier dans les procédés tels que les bioréacteurs à membrane, l'ultrafiltration ou encore la nanofiltration

Le flux instantané (Jbrut)

Jm,brut = 30

$Jm,brut$= 30 L/h/m²

Il influence directement la capacité du système à traiter l'eau brute et à produire de l'eau traitée de manière efficace. Le choix d'un Flux instantané approprié dépend des caractéristiques spécifiques de l'eau à traiter, des propriétés de la membrane, et des objectifs du traitement, tels que la qualité de l'eau finale désirée et l'efficacité énergétique du système.

Le Flux net de filtration (Jnet)

$$Jnet = \frac{Jbrut * Tf - Lp * Prl * Trl}{Tf + Trl}$$

$Jnet$ = 17,4 L/h/m²

C'est un paramètre important qui mesure la quantité d'eau nette qui traverse la membrane par unité de surface de membrane et par unité de temps. Il prend en compte non seulement le volume d'eau filtré, mais également les pertes d'eau dues à la concentration des solutés et à d'autres phénomènes.

Le nombre de modules membranaires nécessaires (Nm)

$$N = \frac{Q}{Qnet} = \frac{Q}{Jnet * Smodule}$$

Nm = 1209 modules

Il représente la quantité d'unités de filtration ou de modules de membrane requis pour traiter une eau usée produite et traitée par le bioréacteur. C'est un paramètre clé pour déterminer la taille et la capacité d'un système de traitement par le bioréacteur à membrane.

En résumé, une charge massique essentielle de 4,2 gMVS/gDCO/j sera impérative pour le fonctionnement optimal du pilote. Parallèlement, l'inoculation du réacteur nécessitera une concentration de 25 gMES/L. Pour garantir les conditions nécessaires, un volume de réacteur de 848 mètres cubes sera requis. En ce qui concerne le temps de séjour hydraulique et l'âge des boues, ils seront fixés respectivement 9h et 40 jours. À une échelle industrielle, une purge de boues de 22 m^3/j sera effectuée.

Pour assurer une rétention efficace de la matière organique et inorganique, l'installation de 1209 modules membranaires Polymem MF 100L en parallèle est prévue. Ces paramètres opérationnels sont essentiels pour optimiser les performances du système dans le cadre de cette configuration industrielle spécifique.

Toutes les spécifications, y compris les divers paramètres, conditions opératoires et détails du bioréacteur à membrane anaérobie, ont été minutieusement consignées dans le tableau 25. Ce tableau constitue une ressource complète, englobant les éléments essentiels pour le bon fonctionnement du système. Il offre une vue d'ensemble détaillée des charges massiques nécessaires, des concentrations idéales pour l'inoculation du réacteur, du volume requis pour le réacteur, des temps de séjour hydraulique et des âges des boues, ainsi que des détails sur la purge de boue quotidienne. De plus, il met en lumière l'installation prévue de 5438 m^2 de membranes Polymem MF 100L en parallèle, soulignant ainsi l'importance accordée à la rétention efficace de la matière organique et inorganique

Tableau 25: Paramètres opératoires du bioréacteur à membrane

Paramètres	**unité**	**valeur**
La charge massique dans le réacteur (Cm)	gMVS/gDCO/j	4,2
La masse de MVS dans le bioréacteur (M)	gMVS	16950744
La masse de MES dans le bioréacteur (M')	gMES	21188430
Le volume du réacteur (V)	m^3	848
Le temps de séjour hydraulique (TH)	h	8,8
Le volume de purge journalière (Qw)	m^3/j	22
Le Flux brut de filtration (Jbrut)	LMH	30
Le Flux net de filtration (Jnet)	LMH	17,4
Le nombre de modules membranaires nécessaire (Nm)	-	1209
La surface membranaire	m^2	5438

1.2.2 Dimensionnement des membranes de NF.

Elle dépend de plusieurs facteurs spécifiques appropriés en fonction des caractéristiques de l'eau et des objectifs de traitement. Les aspects opérationnels tels que la maintenance, la fréquence de nettoyage des membranes ont été pris en compte. Le choix s'est porté sur une membrane Polymem NE 2540-70 afin de se rapprocher des caractéristiques de la membrane utilisée lors des travaux expérimentaux. Les caractéristiques de la membrane choisie sont consignées dans le tableau 26.

Tableau 26: caractéristiques de la membrane Polymem NE 2540-70

Paramètres	**unités**	**valeurs**
Flux moyen (J)	LMH	20
Perméabilité membranaire (Lp)	LMH	3,85
Surface utile (S)	m^2	2,5
Diamètre du module (dm)	mm	64
Longueur du module (Lm)	mm	1016

En fonction des spécifications données par le constructeur, les consignes suivantes sont maintenues afin d'assurer le bon fonctionnement de la station. Ainsi pour maintenir la pression de 5,2bars pour un flux de moyen de 20LMH donné par le constructeur, nous allons maintenir un temps de filtration de 1h avec une minute de retrolavage, cette fois-ci à une pression de 7 bars.

Le débit brut de filtration par module (Qm,brut)

C'est le débit brut de filtration par module ou encore la quantité totale d'eau qui traverse un seul module de nanofiltration

$$Qm, brut = \frac{J * S * Pf}{5,2}$$

Qm, $brut$= 50 L/h = 1,200 m3/j

Le débit net de filtration par module (Qm,net)

Le débit net de filtration par module (Qm, net) fait référence à la quantité d'eau réellement traitée et récupérée après chaque module de nanofiltration dans le processus de filtration

$$Qm, net = \frac{Qm, brut * Tf - J * S * Prl * Trl}{Tf + Trl}$$

Qm, net = 46,7 L/h = 1,12 m^3/j

Le nombre de modules membranaires nécessaire (Nm)

$$Nm = \frac{Q}{Qm, net}$$

Nm = 2026 modules

Pour assurer le traitement nécessaire, une installation de 2026 modules membranaires du type Polymen Ne 2540-70 sera requise afin de filtrer un débit quotidien de 2271 m^3/j à la sortie du bioréacteur à membrane. Les spécifications détaillées du système de nanofiltration, qui devra être intimement couplé au bioréacteur à membrane anaérobie, sont succinctement répertoriées dans le tableau 27. Ce dernier regroupe de manière exhaustive les paramètres opérationnels, les conditions essentielles et les caractéristiques spécifiques du système de nanofiltration, fournissant ainsi une référence détaillée pour guider le dimensionnement et le fonctionnement optimal de cette configuration intégrée. La sélection précise du type de module membranaire témoigne de l'attention méticuleuse accordée à l'efficacité du traitement et à la prise en compte adéquate de la qualité des eaux sortant du bioréacteur, soulignant ainsi l'intégration cohérente de ces composants dans le schéma global de traitement des eaux usées.

Tableau 27: paramètres opératoires de la membrane de Nanofiltration

Paramètres	**unité**	**valeur**
Le débit brut de filtration (Qm,brut)	L/h	50
Flux brut de filtration	LMH	20
Le débit net de filtration (Qm,net)	L/h	46,7
Le nombre de modules membranaires nécessaires (Nm)		2026
Surface membranaire totale requise	m^2	5057

Étant donné l'absence d'un système de traitement au sein de la SN-SOSUCO, l'intégration du bioréacteur à membrane avec la membrane de nanofiltration revêt une importance cruciale pour le traitement global des eaux usées. Les opérations de retrolavage, nécessaires pour maintenir l'efficacité du système, seront exécutées en utilisant l'eau traitée, renvoyée en sens inverse sur la membrane. Les eaux issues du retrolavage, ainsi que les eaux traitées provenant du perméat, trouveront leur réserve dans un bassin situé entre la membrane d'ultrafiltration du bioréacteur à membrane et la membrane de nanofiltration.

La valorisation des eaux usées sera réalisée soit directement dans l'industrie en raison de leur qualité traitée, soit dans les champs pour l'irrigation. En ce qui concerne les boues, collectées quotidiennement, elles seront acheminées au niveau des différentes stations de traitement des boues de vidange pour une valorisation appropriée. Une représentation visuelle de la station de traitement des eaux usées de la SN-SOSUCO est illustrée à la figure 36, offrant un aperçu clair de l'implémentation pratique de ce système intégré de gestion des eaux usées.

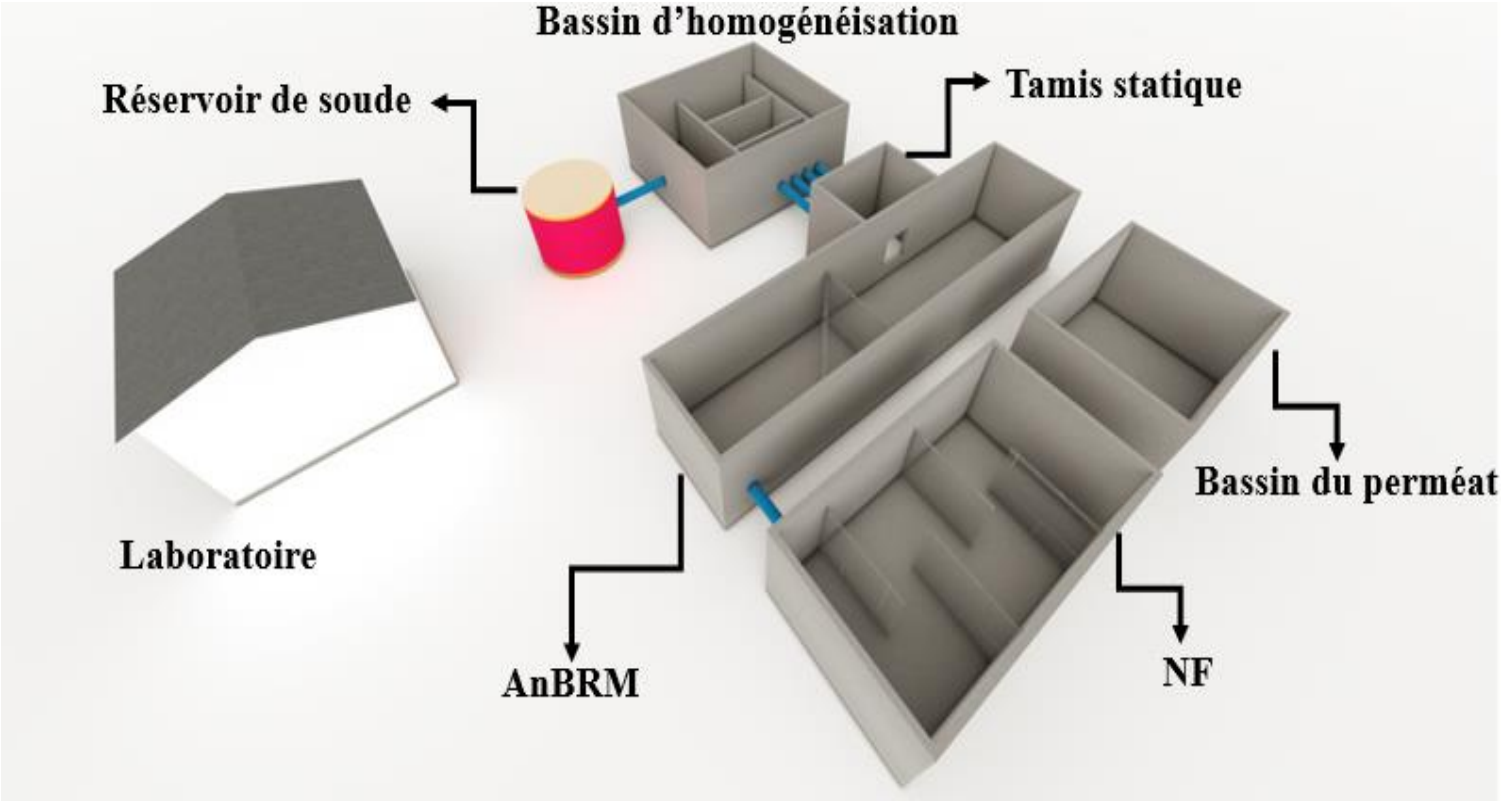


Figure 36: représentation de la station de bioréacteur à membrane couplé à la nanofiltration

1.3 Évaluation des coûts d'investissement et d'exploitation du système de bioréacteur à membrane couplé à la nanofiltration à SN SOSUCO.

De nombreuses données de dimensionnement, ainsi que des informations tirées de la littérature, notamment de Iglesias et al. [287] ont été utilisées pour évaluer les coûts d'investissement et d'exploitation de la station de traitement. Les investissements ont été calculés en fonction du débit quotidien des eaux usées à traiter, exprimé en m^3/j.

Les équations 6.1 et 6.2 ont été formulées pour estimer les coûts d'investissement spécifiques au bioréacteur à membrane. Ces équations, élaborées en tenant compte des paramètres clés de conception et des caractéristiques opérationnelles, constituent un outil essentiel pour évaluer de manière précise et détaillée les investissements nécessaires à la mise en place et au bon fonctionnement du bioréacteur à membrane dans le contexte des stations de traitement des eaux usées.

Cette approche, combinant les données de dimensionnement et les connaissances issues de la littérature, assure une base solide pour une évaluation économique complète, offrant ainsi une compréhension approfondie des coûts associés à cette installation spécifique de traitement des eaux usées. Le tableau 28 résume les coûts d'investissement et d'exploitation du bioréacteur à membrane et de la Nanofiltration.

$$y=82147x^{-0,495} \quad \text{Équation 0.1}$$

où :

y est le coût de l'installation en euro/m^3/j

x est le débit journalier d'eaux usées en m^3/j

L'évaluation des coûts d'exploitation du bioréacteur à membrane est aussi fonction du débit journalier des eaux usées à traiter. L'équation qui traduit ces coûts est donnée par :

$$y'=4,4499x'^{-0,34} \quad \text{Équation 0.2}$$

où :

y' est le coût d'exploitation du système en euro/m^3/j

x' est le débit journalier d'eaux usées traitées en m^3/j

Tableau 28: coûts économiques du système de traitement des eaux usées

Paramètres	**Valeurs**	
Coûts	FCFA	Euros
(Débit journalier (m^3/j))	2271	
AnBRM (Coûts d'investissement)	1865558370	2870089
AnBRM (Coûts d'exploitation (/m^3 d'eau traitée))	142	0,22
NF (Coûts d'investissement)	472972875	725650
NF (Coûts d'exploitation (/m^3 d'eau traitée))	14	0,2
AnBRM+NF Coûts d'investissement total)	2746520401	3595739
AnBRM+NF Coûts d'exploitation total (/m^3 d'eau traitée)	156	0,24

Il faut cependant noter que les coûts d'investissement comprennent la gestion et le contrôle efficaces du processus de traitement pour assurer un fonctionnement optimal de la membrane et une qualité d'eau traitée conforme aux normes réglementaires.

Tout ceci est estimé avec une prise en main de 3 à 6 mois de la station. Cette prise en main contribuera à maintenir la performance du système à long terme. En cas de problèmes identifiés, des ajustements opérationnels, des réparations ou des mises à niveau peuvent être nécessaires.

Les calculs techniques ont donné un débit de 2271 m^3/j, il faudrait alors un investissement de 2338531245 FCFA (3595739 Euro). Pour chaque mètre cube d'eaux traitées, l'exploitation coûtera 156 FCFA soit 0,24 Euro. Les opérations de suivi et de maintenance ainsi que la gestion des filières de boues, des produits chimiques, les charges du personnel, amortissement ou remplacement de certaines pièces sont pris en compte au niveau des coûts d'exploitation. Il est important de noter que le coût d'exploitation peut varier en fonction de divers facteurs tels que la capacité de traitement de la station, la complexité du processus, la qualité de l'eau brute, les normes réglementaires locales, et d'autres considérations spécifiques au site. Une gestion efficace et des pratiques opérationnelles optimisées peuvent contribuer à minimiser les coûts d'exploitation.

Pour la NF

Les charges d'exploitation et d'investissement du système de nanofiltration ont été sur la base des données du Fonds National pour le développement des Adductions d'Eau potable de la France [288]. Ces données stipulent que pour chaque mètre cube d'eaux usées traitées par un système de nanofiltration il faudrait environ 7620 Euro/m3/h, pour les coûts liés à l'investissement et 0,03 Euro pour l'exploitation du système. En utilisant nos données techniques avec un débit journalier d'eau à traiter de 2271 m^3/j, les charges liées aux investissements et l'exploitation sont respectivement de 472972875FCFA et 15 FCFA/m^3 d'eau traitée. (727650 Euro et 0,02 Euro/m3). La figure 37 illustre la répartition des charges du système entre la partie bioréacteur à membrane et la partie Nanofiltration

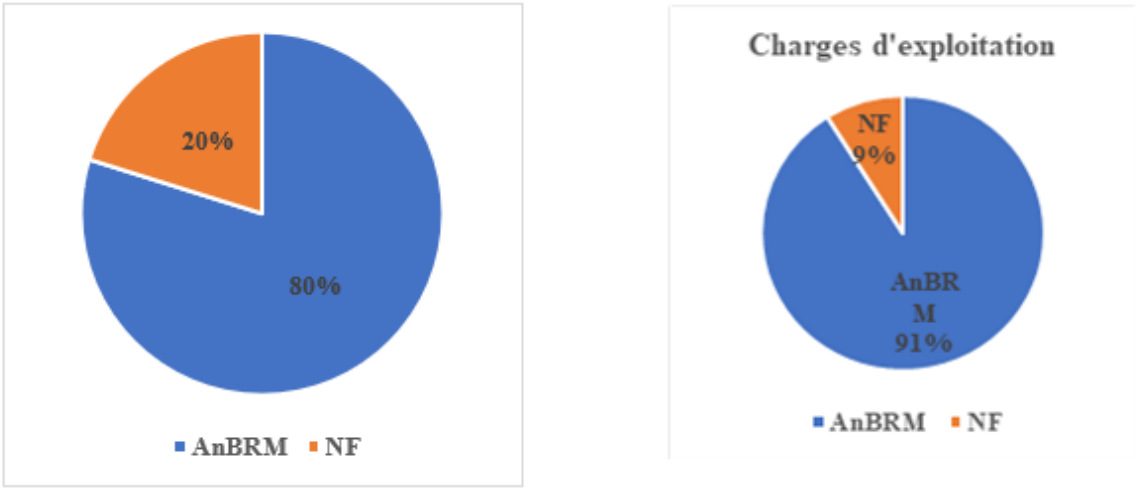


Figure 37: répartition des charges du système de traitement

Un des avantages du bioréacteur à membrane anaérobie est qu'il permet la récupération du biogaz offrant ainsi une opportunité de valorisation énergétique. Cette énergie peut être réintégrée dans le système, contribuant ainsi à la réduction des coûts opérationnels, en particulier ceux liés à la consommation d'énergie.

Cette évaluation est faite sur la base de la conversion de la quantité de biogaz récupérer lors des travaux expérimentaux en kWh.

La charge de DCO éliminée par le bioréacteur à membrane est calculée à partir de la charge de DCO à l'entrée et la charge de DCO à la sortie. Ainsi, une moyenne de 22gDCO/l/j est éliminée par le bioréacteur à membrane. Étant donné que 0,32 L CH_4/gDCO/j a été produit par le bioréacteur à membrane anaérobie, et un débit d'eau usée à traiter de 2271 m^3/j, la production totale de méthane est estimée à 799 m^3 CH_4/j.

Plusieurs auteurs, Perez-Sanz et al ; Okonkwo et al. [289,290] dans leurs études ont estimé le pouvoir calorifique du méthane entre 5 et 8,5kWh/m^3 pour chaque mètre cube de méthane récupéré, avec une moyenne autour de 6,75kWh/m^3. En récupérant du méthane, le bioréacteur à membrane peut générer une production énergétique d'environ 5394 kWh par jour.

En se basant sur les études de Rong et al. [291] qui ont évalué les besoins énergétiques d'un bioréacteur à membrane à 0,6 kWh/m^3, pour un débit de 2271 m3/j, il faudrait alors 1363 kWh/j pour alimenter le bioréacteur par jour.

Concernant le système de nanofiltration, les études de Hafiz et al. [292] estiment la consommation quotidienne à environ 0,56 kWh/m^3 d'eau traitée. Ainsi, le système de nanofiltration aurait besoin d'environ 1272 kWh/j pour son fonctionnement. Les besoins totaux en énergie pour le système du bioréacteur couplé avec la membrane de nanofiltration seraient donc de 2635 kWh/j. Étant donné que le biogaz produit peut être converti en énergie, cela permettrait de couvrir environ 41% des charges d'exploitation du bioréacteur à membrane et plus de 50% pour la nanofiltration selon les études de Iglesias et al ; Naceur et al. [287,293].

En soustrayant les coûts énergétiques des coûts d'exploitation, les charges sont considérablement diminuées. Initialement de 156 FCFA/m3 ces coûts d'exploitation sont ramenés à 78 FCFA/m^3 (de 0,24 Euro/m^3 à 0,12 Euro/m^3). Un excédent énergétique d'environ de 2760 kWh/j pourrait être obtenu par le fonctionnement du bioréacteur à membrane. Un résumé des dépenses énergétiques est donné par le tableau 29.

À la SN-SOSUCO l'excédent d'énergie est revendu à la SONABEL, en convertissant le surplus de biogaz en électricité pour une revente plusieurs autres charges pourront être supporté.

Tableau 29: consommation énergétique du système de traitement des eaux usées

Dépenses énergétiques	**Valeurs**
AnBRM (kWh/j))	1363
NF (kWh/j))	1272
Total énergie AnBRM+NF (kWh/j)	2634
Total CH_4 produit (kWh/j)	5394
Exedant énergétique (kWh/j)	+2760

Il est important dans tout projet d'investissement de faire des calculs de retour sur investissement afin de mesurer la rentabilité du projet.

1.4 Calcul de retour sur investissement

Le profit généré sera calculé à partir du ROI par rapport au coût initial de l'investissement. Ainsi nous avons :

Coûts d'Exploitation Annuels

Les coûts d'exploitation annuels restent inchangés et sont calculés comme suit :

- Coût d'exploitation par m³ traité : 156 FCFA/m³
- Volume traité par jour : 2271 m³/jour
- Nombre de jours par an : 365 jours

Calcul du Coût journalier d'Exploitation :

Coût journalier=156 FCFA/m³×2271 m³/jour=354 276 FCFA/jour

Coût journalier=156 FCFA/m³×2271 m³/jour=354 276 FCFA/jour

Calcul du Coût Annuel d'Exploitation :

Coût d'exploitation annuel=354 276 FCFA/jour×365 jours=129 810 740 FCFA/an

Coût d'exploitation annuel=354 276 FCFA/jour×365 jours=129 810 740 FCFA/an

L’évaluation de la rentabilité du projet s’est basée aussi sur l’estimation des Revenus ou Économies Annuels. Ce sont les réductions de coûts ou les économies réalisées grâce à l’installation de la station de traitement des eaux usées composé d’un bioréacteur à membrane couplé à une membrane de nanofiltration.

En plus des revenus de la vente de l'énergie excédentaire et des économies sur les coûts de traitement, nous allons maintenant inclure l'économie réalisée en évitant les pénalités annuelles. Le règlement du service de l’assainissement (RSE) adopté lors de la séance du conseil des ministres du 12 juillet 2017 stipule en son article 11 que les eaux usées industrielles et les eaux domestiques doivent faire l’objet de raccordements distincts et rejoindre séparément le regard de raccordement de manière à faciliter le suivi des eaux industrielles, ce qui n’est pas le cas au niveau de la SN SOSUCO.

En effet l’année 2022 les pénalités dues aux déversements des eaux usées dans l’environnement sans traitement étaient de 100 millions FCFA au niveau de la SN-SOSUCO car la LOI N°23/94/ADP PORTANT CODE DE LA SANTE PUBLIQUE en son Article 18 stipule que « Toute personne qui par son action pollue l’air, l’atmosphère et l’environnement est punie d’une amende de deux cents mille (200 000) à cinq millions (5 000 000) de francs CFA et d’un emprisonnement de un (1) mois à deux (2) ans ou de l’une de ces deux peines seulement ».

Calcul des revenus de la Vente de l'Énergie excédentaire

Excédent d'énergie : 2760 kWh/jour

Prix de vente de l'énergie : 126 FCFA/kWh

Calcul des Revenues Quotidiennes de la Vente d'Énergie

Revenu quotidien=2760 kWh/jour×126 FCFA/kWh=347 760 FCFA/jour

Revenu quotidien=2 760 kWh/jour×126 FCFA/kWh=347 760 FCFA/jour

Calcul du Revenu Annuel de la Vente d'Énergie :

Revenu annuel=347 760 FCFA/jour×365 jours=126 931 200 FCFA/an

Revenu annuel=347 760 FCFA/jour×365 jours=126 931 200 FCFA/an

Économies Annuelles (incluant les pénalités)

En plus des économies sur les coûts de traitement des eaux usées, nous ajoutons les 100 millions FCFA de pénalités évitées.

Calcul des Économies Annuelles

Economie annuelle sur le traitement=38 943 222 FCFA/an

Economie annuelle totale=38 943 222 FCFA/an+100 000 000 FCFA/an=138 943 222 FCFA/an

Calcul du Retour sur Investissement (ROI)

Calcul des Revenus/Économies Annuels Totaux

Additionnons les revenus de la vente d'énergie et les économies réalisées, y compris les pénalités évitées :

Revenus/Economies annuels = 126 931 200 FCFA/an +138 943 222 FCFA/an=265 874 422 FCFA/an

Revenus/Economies annuels=126 931 200 FCFA/an + 138 943 222 FCFA/an = 265 874 422 FCFA/an

Calcul du ROI Ajusté

Le ROI est calculé comme suit :

$$\text{ROI} = \frac{\text{Revenus ou Economies annuels} + \text{Coût Annuel d'Exploitation}}{\text{Calcul du Coût Annuel d'Exploitation}} * 100$$

$$\text{ROI} = \frac{265\,874\,422\ \text{FCFA/an} + 129\,810\,740\ \text{FCFA/an}}{2\,746\,520\,401\ \text{FCFA}} * 100$$

$$\text{ROI} = \frac{136\,063\,682\ \text{FCFA/an}}{2\,746\,520\,401\ \text{FCFA}} * 100 = 4{,}95\%$$

ROI = 4,95%

Avec l'inclusion des pénalités évitées, le ROI est maintenant de 4,95%. Ce ROI positif montre que l'investissement devient plus attractif lorsque les pénalités annuelles sont prises en compte. Cela indique une meilleure rentabilité du projet et justifie davantage l'investissement dans la station de traitement des eaux usées à installer au niveau de la SN SOSUCO.

Cette approche, en prenant en compte les coûts évités grâce à l'investissement (comme les pénalités), renforce l'argument en faveur de l'installation de la station de traitement des eaux usées, démontrant une rentabilité à moyen terme.

L'indicateur de viabilité financière d'un projet sur le court ou moyen terme est le temps de retour sur investissement (TRI). Il donne des indications claires de la durée nécessaire pour que l'investissement initial soit récupéré grâce aux revenus ou économies générés

Pour déterminer sur combien d'années cet investissement sera rentable, nous devons calculer le nombre d'années nécessaires pour que le cumul des revenus et économies générés par l'investissement dépasse le coût initial de l'investissement.

Avec :

Coût initial de l'investissement : 2 746 520 401 FCFA

Revenus et économies annuels totaux (incluant les pénalités évitées) : 265 874 422 FCFA/an

Calcul du Temps de Retour sur Investissement (TRI)

Le temps de retour sur investissement (TRI) est calculé en divisant le coût initial par les revenus et économies annuels :

$$\text{Temps de retour sur investissement} = \frac{\text{Coût initial de l'investissement}}{\text{Revenus et économies annuels}}$$

$$\text{TRI} = \frac{2\ 746\ 520\ 401\ \text{FCFA}}{265\ 874\ 422\ \text{FCFA/an}} = 10{,}33\ ans$$

TRI = 10, 33 ans

L'investissement sera rentable après 10,33 années. Cela signifie qu'il faudra un peu plus de 10 ans pour que les revenus et économies annuels cumulés égalent ou dépassent le coût initial de l'investissement. Après cette période, l'usine commencera à réaliser des bénéfices nets grâce sur le traitement et la valorisation des eaux usées et les sous-produits du traitement avec une préservation de l'environnement.

1.5 Avantages et limites de l’installation de la nouvelle station de traitement :

L'installation d'une station de traitement des eaux usées par bioréacteur à membrane anaérobie couplé à une membrane de nanofiltration au niveau de la SN SOUSCO peut présenter plusieurs avantages et limites dans différents domaines :

Technique : L'installation d'une station de traitement des eaux usées par bioréacteur à membrane anaérobie couplé à une membrane de nanofiltration présente des avantages techniques indéniables. Le bioréacteur anaérobie offre une meilleure qualité de l’effluent et un avantage en termes de réduction de l’emprise foncière (compacité). Il faut ajouter à cela une réduction significative des polluants organiques, tandis que la nanofiltration permet l'élimination efficace des particules fines et d'autres contaminants. Cependant, il est important de noter que cette technologie exige un investissement initial élevé et nécessite une expertise technique pour son exploitation et sa maintenance continues.

Administratif et Réglementaire : Du point de vue administratif et réglementaire, cette infrastructure de traitement des eaux usées au sein de la SN SOSUCO présente des avantages en matière de respect des normes environnementales et des règlements relatifs au rejet des eaux usées au Burkina Faso, ainsi que des directives de l'OMS.

Économique : Du point de vue économique, l'installation peut conduire à une réduction des coûts liés aux amendes pour non-conformité aux normes environnementales, ainsi qu'à la possibilité de valoriser les sous-produits générés. Parmi ces derniers, la récupération du biogaz s'est avérée très rentable. En plus de conférer une autonomie à la station de traitement, elle pourrait générer des revenus par le biais de sa transformation en électricité. Cependant, les coûts d'investissement initial élevés et les coûts continus de maintenance et d'exploitation doivent être pris en compte dans l'évaluation globale de la viabilité économique. C’est une limite avec un budget d’investissement important et des frais d’exploitation important du fait de l’utilisation d’un personnel de haute qualification et des frais de maintenance élevés avec le remplacement des modules et des pièces de rechange (moteurs notamment).

Social : Sur le plan social, l'installation peut contribuer à l'amélioration de la qualité de l'eau rejetée et générer des emplois liés à son exploitation. Les nuisances subies par les populations riveraines seront évitées. Néanmoins, des préoccupations environnementales pourraient susciter une résistance sociale.

Environnemental : En ce qui concerne les aspects environnementaux, l'installation promet une réduction significative de la pollution de l'eau et une protection des écosystèmes. De plus, les eaux usées traitées peuvent être réutilisées soit dans l'industrie, soit à des fins d'irrigation. Cependant, une gestion attentive des sous-produits générés par le processus de traitement est nécessaire, tout comme la considération des impacts environnementaux liés à la fabrication, à l'entretien et à l'élimination des membranes.

Conclusion partielle :

La conception d'une station de traitement des eaux usées à la SN SOSUCO, combinant un bioréacteur à membrane anaérobie et une membrane de nanofiltration, représente une avancée stratégique dans la gestion responsable des ressources et de l'environnement. Les coûts d'investissement de 2 338 531 245 FCFA et les coûts d'exploitation de 156 FCFA/m^3, soit 3 597 740 Euros et 0,24 Euro/m^3 d'eau traitée, témoignent de l'ampleur de cet engagement en faveur de la durabilité. Cette conclusion technique est renforcée par la perspective d'une production d'énergie considérable à partir du méthane récupéré, équivalent à 5 394 kWh/j, avec la possibilité de disposer un excédent d'énergie de 2 760 kWh/j. Au-delà des chiffres, l'impact de cette installation s'étend à des dimensions environnementales, sociales et économiques, incarnant ainsi une démarche holistique vers le développement durable.

Cette initiative s'inscrit comme une réponse cruciale aux défis posés par le rejet d'effluents non traités dans l'environnement. En adoptant des technologies avancées de traitement, le bioréacteur à membrane anaérobie et la nanofiltration démontrent une efficacité remarquable dans l'élimination de la matière organique, la réduction de la pollution inorganique et la production d'effluents traités de haute qualité. La réutilisation de ces eaux traitées dans des processus industriels ou pour l'irrigation agricole contribue à la conservation des ressources en eau locales et favorise une approche circulaire dans la gestion de l'eau.

Conclusion générale

L'état de l'art a révélé que les systèmes de traitement conventionnels peuvent ne pas être adaptés au traitement des effluents de l'industrie de la canne à sucre en raison de la charge organique élevée et de la pollution chimique et minérale variable. Les technologies membranaires, telles que le bioréacteur à membrane, ont montré des résultats prometteurs dans le traitement des eaux usées de l'industrie sucrière, générant une eau traitée de meilleure qualité et offrant la possibilité de récupération du biogaz. Malgré des taux d'élimination relativement modestes, des systèmes tels que la coagulation-floculation sont utilisés pour réduire la pollution inorganique. D'autres procédés membranaires, tels que la nanofiltration et l'osmose inverse, sont également employés pour éliminer la couleur et la pollution minérale des eaux usées de l'industrie de la canne. Cette revue de la littérature souligne également le manque de données sur l'utilisation des procédés membranaires dans un contexte climatique sahélien. Les eaux usées des industries de la canne sont réputées pour leur complexité en raison des différents processus qui y sont associés. Une caractérisation de ces eaux usées a permis d'évaluer le degré de pollution aux différents exutoires. Avec une concentration en DCO d'environ 32 g/l, les eaux usées au niveau de la SN SOSUCO se sont révélées être très chargées, présentant des pH acides attribués à la fabrication de l'éthanol.

Ces eaux usées réelles de la SN SOSUCO ont été soumises à plusieurs membranes de filtration, notamment une membrane de nanofiltration et d'osmose inverse. Avant ces opérations de filtration, la forte charge organique de ces eaux a été éliminée grâce à un bioréacteur à membrane. Une partie de la couleur et des métaux lourds a pu être éliminée avec un système de coagulation-floculation installé juste après le pilot de bioréacteur à membrane utilisant un coagulant chimique (sulfate d'aluminium) et un coagulant naturel (*Moringa olefeira*).

Après le démarrage du bioréacteur à membrane, l'acclimatation des micro-organismes n'a duré qu'environ 60 jours, permettant ainsi d'atteindre des taux d'abattement intéressants au cours de l'opération, dépassant les 98%. L'utilisation de deux SRT de 40 jours et infini a permis de mettre en évidence l'importance de ce paramètre sur les performances globales du bioréacteur à membrane, soulignant un équilibre entre un SRT long et un SRT court pour prévenir le colmatage et favoriser la production de biogaz. Malgré des taux d'abattement élevés et une production de biogaz d'environ 0,32 LCH_4/gDCO eliminée, les eaux à la sortie du bioréacteur à membrane anaérobie ne respectent pas les normes de rejets et ont été ainsi soumises à des opérations de jar test avec du *Moringa olefeira* et du sulfate d'alumine. Ces dernières ont mis en évidence l'efficacité du Moringa Oleifera pour l'élimination de la pollution à des concentrations inférieures à 50mg/l.

La filtration sur les membranes d'osmose inverse et de nanofiltration a donné des taux d'élimination de la pollution soluble et de la couleur atteignant respectivement 90% et 99%. Ainsi, l'utilisation du bioréacteur à membrane et de la nanofiltration pour le traitement des eaux usées d'industries de canne à sucre permet d'obtenir des effluents traités pouvant être réutilisés dans l'industrie ou pour l'irrigation.

La modélisation du traitement des eaux usées par bioréacteur à membrane anaérobie a fourni des prédictions sur le colmatage de la membrane par les produits microbiens solubles. En couplant le modèle de la digestion anaérobie à la phase de filtration sur la membrane, le modèle AM2b prédit de manière fiable le colmatage de la membrane à partir des données expérimentales, notamment Cs1, Cs2, X1, Cx2 et Cpms à $R^2 = 0,97$. Cette prédiction permettra d'anticiper le colmatage de la membrane, mais aussi de dimensionner le bioréacteur à membrane avec des réductions en termes de coûts et de temps.

L'étude technique et économique en vue de l'installation d'une station de traitement des eaux usées, utilisant un bioréacteur à membrane anaérobie couplé à une membrane de nanofiltration à la SN SOSUCO, révèle des aspects prometteurs pour l'efficacité et la durabilité de cette approche. Les coûts d'investissement et d'exploitation s'élèvent respectivement à 2 338 531 245 FCFA et 156 FCFA/m^3, soit 3 597 740 Euros et 0,24 Euro/m^3 d'eau traitée. De cette manière, le système proposé garantit que les eaux usées traitées répondent aux normes de rejet des eaux usées en vigueur au Burkina Faso, ainsi qu'aux directives édictées par l'OMS. Cette conformité permet ainsi la réutilisation des eaux traitées, que ce soit à des fins industrielles ou pour l'irrigation des cultures de canne, offrant ainsi une approche durable et respectueuse des normes environnementales et sanitaires en place. Bien que ces chiffres soient substantiels, il est crucial de souligner que la production, la récupération et la valorisation du biogaz issu du processus offrent des perspectives encourageantes pour soutenir les besoins énergétiques de l'installation, tout en contribuant à son autonomisation. Le biogaz, en tant que co-produit de ce système de traitement innovant, représente une opportunité significative de gestion durable de l'énergie. La transformation du biogaz en électricité offre non seulement une source d'énergie renouvelable pour l'usine, mais elle peut également contribuer à réduire les coûts opérationnels à long terme. Cette énergie produite à partir du biogaz est équivalente à 5394 kWh/j, en compensant les dépenses énergétiques d'environ 41%, un excédent d'énergie de 2760 kWh/j. La capacité de la station à générer de l'énergie à partir de ses propres déchets constitue un avantage écologique indéniable, en minimisant l'empreinte environnementale de l'installation. Le coût initial

d’investissement sera égalé ou dépassé par les revenus et économies annuels après 10,33 ans avec un ROI de 4,95%.

L'implémentation de cette station de traitement des eaux usées entraîne des répercussions positives sur l'image de l'usine et sur sa responsabilité sociale d'entreprise (RSE). La mise en place de technologies de pointe démontre un engagement envers l'innovation environnementale, renforçant ainsi la position de la SN SOSUCO en tant qu'acteur responsable sur le plan environnemental. Cela peut également améliorer sa réputation aux yeux des parties prenantes, des clients et de la communauté locale.

Avant de s'engager financièrement dans un système de traitement des eaux usées, il convient de considérer deux aspects fondamentaux. En premier lieu, il devient impératif d'adopter une approche holistique envers le processus, englobant l'identification exhaustive de toutes les étapes du traitement et une évaluation approfondie de leur interaction afin d'assurer une efficacité globale. Par ailleurs, il est de la plus haute importance de recourir à des méthodes d'évaluation telles que l'Analyse du Cycle de Vie (ACV) et des analyses coût/bénéfices afin de quantifier de manière précise, par des chiffres concrets, les coûts engagés et les avantages escomptés du projet.

De manière simultanée, il devient indispensable de se conformer strictement aux normes réglementaires concernant les rejets d’effluents avant d'élaborer la filière de traitement. Cette conformité implique la garantie que le projet respecte les normes environnementales en vigueur et les régulations gouvernementales qui définissent les critères acceptables pour les déversements d'eaux traitées. Une fois que la conformité aux normes réglementaires est établie, il devient envisageable de présenter une filière de traitement complète, abordant de manière exhaustive tous les aspects du processus.

Perspectives :

Dans l'aboutissement de cette étude, éclairant les mérites du bioréacteur à membrane anaérobie couplé à une membrane de nanofiltration/Osmose inverse et des opérations de clarification dans le traitement des eaux usées de l'industrie sucrière, il est impératif d'envisager les perspectives qui émergent de ces conclusions. Ces résultats offrent un élan significatif vers de nouvelles opportunités de recherche. Les interrogations subsistantes et les défis rencontrés dans la mise en œuvre de cette approche novatrice s'ouvrent à des investigations plus approfondies :

- Faire une analyse approfondie de la population microbienne responsable de la dégradation de la pollution organique lors du processus de traitement avec le bioréacteur à membrane afin de mieux appréhender les composantes microbiennes spécifiques qui jouent un rôle déterminant dans le succès du bioréacteur à membrane pour le traitement des eaux usées issues d'industrie de canne à sucre.
- Faire varier la HRT lors du traitement des eaux usées d'industrie de canne à sucre par bioréacteur à membrane afin de faire face aux fluctuations saisonnières ou les changements dans la composition des effluents au niveau de l'usine. Cela permettra aussi d'analyser l'effet du colmatage et la production du biogaz lors du traitement.
- Utiliser le coagulant directement dans le bioréacteur en vue d'évaluer son influence sur l'élimination de la couleur et de la pollution afin de permettre une analyse approfondie de l'effet de ce coagulant au sein du processus de traitement, avec des effets significatifs sur sa capacité à améliorer la qualité de l'eau et à réduire la pollution.
- Étudier l'effet des huiles contenu dans les grains de *Moringa olefeira* sur le colmatage des membranes de nanofiltration/d'osmose inverse lors des processus de filtration.
- Modéliser le traitement des eaux usées d'industrie de canne à sucre par bioréacteur à membrane anaérobie avec le modèle AM2b cette fois-ci en intégrant la phase de nettoyage physique de la membrane.

Références bibliographiques :

1. Josephson, P.R. *Fish Sticks, Sports Bras, and Aluminum Cans: The Politics of Everyday Technologies*; JHU Press, 2015; ISBN 978-1-4214-1783-7.
2. OECD; Nations, F. and A.O. of the U. *Perspectives agricoles de l'OCDE et de la FAO 2019-2028*; OECD Publishing, 2019; ISBN 978-92-64-31272-2.
3. Mazumdar, S. *Sugar and Society in China: Peasants, Technology, and the World Market*; BRILL, 2020; ISBN 978-1-68417-025-8.
4. Chauhan, M.K.; Varun; Chaudhary, S.; Kumar, S.; Samar Life Cycle Assessment of Sugar Industry: A Review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* **2011**, *15*, 3445–3453, doi:10.1016/j.rser.2011.04.033.
5. Panhwar, A.; Kandhro, A.; Bhutto, S.; Brohi, N.; Naz, S.; Kabir, A.; Ahmed, K.; Iqbal, M.; Qaisar, S. Chemical Treatment Options of Wastewater from Sugarcane Industry and Its Priority Parameters Comparison as per Smart Rules of Sindh Environmental Protection Agency. *Pakistan Journal of Science* **2021**, *73*, 7.
6. Tshemese, Z.; Deenadayalu, N.; Linganiso, L.Z.; Chetty, M. An Overview of Biogas Production from Anaerobic Digestion and the Possibility of Using Sugarcane Wastewater and Municipal Solid Waste in a South African Context. *Applied System Innovation* **2023**, *6*, 13, doi:10.3390/asi6010013.
7. Figuier, L. *Les merveilles de l'industrie ou description des principales industries modernes: Industries chimiques : le sucre, le papier, les papiers prints, les cuirs et les peaux, le caoutchouc et la gutta-percha, la teinture*; Furne, Jouvet et Cie., 1874;
8. Levidow, L.; Birch, K.; Papaioannou, T. EU Agri-Innovation Policy: Two Contending Visions of the Bio-Economy. *Critical Policy Studies* **2012**, *6*, 40–65, doi:10.1080/19460171.2012.659881.
9. Cuezzo, A.M.; Araujo, P.Z.; Wheeler, J.; Mele, F.D. Modeling and Environmental Implications of Methanol Production from Biogenic CO2 in the Sugarcane Industry. *Journal of CO2 Utilization* **2023**, *67*, 102301, doi:10.1016/j.jcou.2022.102301.
10. Martinelli, L.A.; Filoso, S.; Aranha, C. de B.; Ferraz, S.F.B.; Andrade, T.M.B.; Ravagnani, E. de C.; Coletta, L.D.; Camargo, P.B. de Water Use in Sugar and Ethanol Industry in the State of São Paulo (Southeast Brazil). **2013**, *2013*, doi:10.4236/jsbs.2013.32019.

11. Moraes, B.S.; Zaiat, M.; Bonomi, A. Anaerobic Digestion of Vinasse from Sugarcane Ethanol Production in Brazil: Challenges and Perspectives. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* **2015**, *44*, 888–903, doi:10.1016/j.rser.2015.01.023.
12. Ramjeawon, T. Life Cycle Assessment of Electricity Generation from Bagasse in Mauritius. *Journal of Cleaner Production* **2008**, *16*, 1727–1734, doi:10.1016/j.jclepro.2007.11.001.
13. Hurtado, A.; Arroyave, C.; Peláez, C. Effect of Using Effluent from Anaerobic Digestion of Vinasse as Water Reuse on Ethanol Production from Sugarcane-Molasses. *Environmental Technology & Innovation* **2021**, *23*, 101677, doi:10.1016/j.eti.2021.101677.
14. Kushwaha, J.P. A Review on Sugar Industry Wastewater: Sources, Treatment Technologies, and Reuse. *Desalination and Water Treatment* **2015**, *53*, 309–318, doi:10.1080/19443994.2013.838526.
15. Jadhav, P.G.; Dr Vaidia, N.G.; Dethe, S.B. Characterization and Comparative Study of Cane Sugar Industry WasteWater. *International Journal of Chemical and Physical Sciences* **2013**.
16. Bose, D.; Bhattacharya, R.; Gopinath, M.; Vijay, P.; Krishnakumar, B. Bioelectricity Production and Bioremediation from Sugarcane Industry Wastewater Using Microbial Fuel Cells with Activated Carbon Cathodes. *Results in Engineering* **2023**, *18*, 101052, doi:10.1016/j.rineng.2023.101052.
17. Mkhwanazi, Z.; Isa, Y.M.; Vallabh, S.T. Production of Biocoal from Wastewater Sludge and Sugarcane Bagasse: A Review. *Atmosphere* **2023**, *14*, 184, doi:10.3390/atmos14010184.
18. Du, S.; Zhao, P.; Wang, L.; He, G.; Jiang, X. Progresses of Advanced Anti-Fouling Membrane and Membrane Processes for High Salinity Wastewater Treatment. *Results in Engineering* **2023**, *17*, 100995, doi:10.1016/j.rineng.2023.100995.
19. Singh, S.K.; Maiti, A.; Pandey, A.; Jain, N.; Sharma, C. Fouling Limitations of Osmotic Pressure-Driven Processes and Its Remedial Strategies: A Review. *Journal of Applied Polymer Science* **2023**, *140*, e53295, doi:10.1002/app.53295.
20. Zaki, N.; Hadoudi, N.; Charki, A.; Bensitel, N.; Ouarghi, H.E.; Amhamdi, H.; Ahari, M. Advancements in the Chemical Treatment of Potable Water and Industrial Wastewater Using the Coagulation–Flocculation Process. *Separation Science and Technology* **2023**, *0*, 1–12, doi:10.1080/01496395.2023.2219381.

21. Silva, A.F.R.; Lebron, Y.A.R.; Moreira, V.R.; Ribeiro, L.A.; Koch, K.; Amaral, M.C.S. High-Retention Membrane Bioreactors for Sugarcane Vinasse Treatment: Opportunities for Environmental Impact Reduction and Wastewater Valorization. *Journal of Environmental Management* **2023**, *329*, 117001, doi:10.1016/j.jenvman.2022.117001.
22. Sawadogo, B.; Yacouba, K.; Abdoul Wahab, N.M.; Geoffroy, L.; Franccedil;ois, Z.; Marc, H.; Karambiri, H. Anaerobic Membrane Bioreactor Coupled with Nanofiltration Applied to the Treatment of Beverage Industry Wastewater under Soudano-Sahelian Climatic Conditions. *JMSR* **2022**, doi:10.22079/jmsr.2022.545078.1521.
23. Mohamed Noor, M.H.; Wong, S.; Ngadi, N.; Mohammed Inuwa, I.; Opotu, L.A. Assessing the Effectiveness of Magnetic Nanoparticles Coagulation/Flocculation in Water Treatment: A Systematic Literature Review. *Int. J. Environ. Sci. Technol.* **2022**, *19*, 6935–6956, doi:10.1007/s13762-021-03369-0.
24. Abujazar, M.S.S.; Karaağaç, S.U.; Abu Amr, S.S.; Alazaiza, M.Y.D.; Bashir, M.JK. Recent Advancement in the Application of Hybrid Coagulants in Coagulation-Flocculation of Wastewater: A Review. *Journal of Cleaner Production* **2022**, *345*, 131133, doi:10.1016/j.jclepro.2022.131133.
25. Castaño Osorio, S.; Biesheuvel, P.M.; Dykstra, J.E.; Virga, E. Nanofiltration of Complex Mixtures: The Effect of the Adsorption of Divalent Ions on Membrane Retention. *Desalination* **2022**, *527*, 115552, doi:10.1016/j.desal.2022.115552.
26. Cha, M.; Boo, C.; Park, C. Simultaneous Retention of Organic and Inorganic Contaminants by a Ceramic Nanofiltration Membrane for the Treatment of Semiconductor Wastewater. *Process Safety and Environmental Protection* **2022**, *159*, 525–533, doi:10.1016/j.psep.2022.01.032.
27. Lumami Kapepula, V.; García Alvarez, M.; Sang Sefidi, V.; Buleng Njoyim Tamungang, E.; Ndikumana, T.; Musibono, D.-D.; Van Der Bruggen, B.; Luis, P. Evaluation of Commercial Reverse Osmosis and Nanofiltration Membranes for the Removal of Heavy Metals from Surface Water in the Democratic Republic of Congo. *Clean Technologies* **2022**, *4*, 1300–1316, doi:10.3390/cleantechnol4040080.
28. Sahu, O. Assessment of Sugarcane Industry: Suitability for Production, Consumption, and Utilization. *Annals of Agrarian Science* **2018**, *16*, 389–395, doi:10.1016/j.aasci.2018.08.001.
29. Metcalf, eddy Wastewater Engineering: Treatment and Reuse, 4th Edn. McGraw-Hill, Boston. **2003**.

30. Yan, L.; Ye, J.; Zhang, P.; Xu, D.; Wu, Y.; Liu, J.; Zhang, H.; Fang, W.; Wang, B.; Zeng, G. Hydrogen Sulfide Formation Control and Microbial Competition in Batch Anaerobic Digestion of Slaughterhouse Wastewater Sludge: Effect of Initial Sludge pH. *Bioresource Technology* **2018**, *259*, 67–74, doi:10.1016/j.biortech.2018.03.011.
31. Poddar, P.K.; Sahu, O. Quality and Management of Wastewater in Sugar Industry. *Appl Water Sci* **2017**, *7*, 461–468, doi:10.1007/s13201-015-0264-4.
32. Suarez, F.L.; Springfield, J.; Levitt, M.D. Identification of Gases Responsible for the Odour of Human Flatus and Evaluation of a Device Purported to Reduce This Odour. *Gut* **1998**, *43*, 100–104, doi:10.1136/gut.43.1.100.
33. Asadi, M.; McPhedran, K. Estimation of Greenhouse Gas and Odour Emissions from a Cold Region Municipal Biological Nutrient Removal Wastewater Treatment Plant. *Journal of Environmental Management* **2021**, *281*, 111864, doi:10.1016/j.jenvman.2020.111864.
34. Kaur, S.; Singh, D.A. Environmental Problems Related to Sugar Industries: A Case Study of Govind Sugar Mill Ltd, Aira, Lakhimpur Kheri. **2021**, *6*, 7.
35. Khair, A.S.E.; Sunoko, H.R.; Elfaig, A.H.I. PHYSICAL WASTEWATER FROM ASSALAYA SUGARCANE FACTORY: REALITY AND PERCEPTION. **2019**, 6.
36. dos Reis, C.M.; Carosia, M.F.; Sakamoto, I.K.; Amâncio Varesche, M.B.; Silva, E.L. Evaluation of Hydrogen and Methane Production from Sugarcane Vinasse in an Anaerobic Fluidized Bed Reactor. *International Journal of Hydrogen Energy* **2015**, *40*, 8498–8509, doi:10.1016/j.ijhydene.2015.04.136.
37. Buvaneswaril, S.; Damodarkumar, S.; Murugesan, S. Bioremediation Studies on Sugar-Mill Effluent by Selected Fungal Species. Int J Curr Microbiol Appl Sci 2(1):50–58. **2013**.
38. Sahu, O. Suitability of Aluminum Material on Sugar Industry Wastewater with Chemical and Electrochemical Treatment Processes. *Int J Ind Chem* **2019**, *10*, 335–347, doi:10.1007/s40090-019-00196-8.
39. Li, H.; Gu, Y.; Zhao, Y.; Wen, Z. Leachate Treatment Using a Demonstration Aged Refuse Biofilter. *Journal of Environmental Sciences* **2010**, *22*, 1116–1122, doi:10.1016/S1001-0742(09)60226-6.
40. Prata, F.; Lavorenti, A.; Regitano, J.B.; Tornisielo, V.L. Degradação e sorção de ametrina em dois solos com aplicação de vinhaça. *Pesq. agropec. bras.* **2001**, *36*, 975–981, doi:10.1590/S0100-204X2001000700007.

41. Welch, E. Ecological Effect of Waste Water Press Syndicate of the University of Cambridge, 377. **1998**.
42. Sou/Dakouré, M.Y.; Mermoud, A.; Yacouba, H.; Boivin, P. Impacts of Irrigation with Industrial Treated Wastewater on Soil Properties. *Geoderma* **2013**, *200–201*, 31–39, doi:10.1016/j.geoderma.2013.02.008.
43. Gunkel, G.; Kosmol, J.; Sobral, M.; Rohn, H.; Montenegro, S.; Aureliano, J. Sugar Cane Industry as a Source of Water Pollution – Case Study on the Situation in Ipojuca River, Pernambuco, Brazil. *Water Air Soil Pollut* **2007**, *180*, 261–269, doi:10.1007/s11270-006-9268-x.
44. Cooper, J.; Antony, A.; Luiz, A.; Kavanagh, J.; Razmjou, A.; Chen, V.; Leslie, G. Characterisation of Dissolved Organic Matter in Fermentation Industry Effluents and Comparison with Model Compounds. *Chemosphere* **2019**, *234*, 630–639, doi:10.1016/j.chemosphere.2019.05.272.
45. Sahu, O.; Dhanasekaran, P. Electrochemical Removal of Contaminates from Sugarcane Processing Industry Wastewater Using Copper Electrode. *J IRAN CHEM SOC* **2021**, *18*, 2101–2113, doi:10.1007/s13738-021-02173-4.
46. David, C.; Arivazhagan, M.; Tuvakara, F. Decolorization of Distillery Spent Wash Effluent by Electro Oxidation (EC and EF) and Fenton Processes: A Comparative Study. *Ecotoxicol Environ Saf* **2015**, *121*, 142–148, doi:10.1016/j.ecoenv.2015.04.038.
47. Fito, J.; Tefera, N.; Kloos, H.; Van Hulle, S.W.H. Anaerobic Treatment of Blended Sugar Industry and Ethanol Distillery Wastewater through Biphasic High Rate Reactor. *Journal of Environmental Science and Health, Part A* **2018**, *53*, 676–685, doi:10.1080/10934529.2018.1438826.
48. Naik, and Noolvi; Jagadeesh, K.S.; M.N., N. Enhanced Degradation of Melanoidin and Caramel in Biomethanated Distillery Spentwash by Microorganisms Isolated from Mangroves. *Iranica Journal of Energy & Environment* 2010.
49. Lebron, Y.A.R.; Moreira, V.R.; Furtado, T.P.B.; da Silva, S.C.; Lange, L.C.; Amaral, M.C.S. Vinasse Treatment Using Hybrid Tannin-Based Coagulation-Microfiltration-Nanofiltration Processes: Potential Energy Recovery, Technical and Economic Feasibility Assessment. *Separation and Purification Technology* **2020**, *248*, 117152, doi:10.1016/j.seppur.2020.117152.
50. Silva, S.C. da; Moravia, M.C.S.A.; Coûto, C.F. COMBINED PROCESS OF ULTRAFILTRATION AND NANOFILTRATION FOR VINASSE TREATMENT

WITH AND WITHOUT PRE-COAGULATION. *Journal of Water Process Engineering* **2020**, *36*, 101326, doi:10.1016/j.jwpe.2020.101326.

51. Vaquerizo, F.R.; Cruz-Salomon, A.; Valdovinos, E.R.; Pola- Albores, F.; Lagunas-Rivera, S.; Meza- Gordillo, R.; Ruiz Valdiviezo, V.M.; Simuta Champo, R.; Moreira-Acosta, J. Anaerobic Treatment of Vinasse from Sugarcane Ethanol Production in Expanded Granular Sludge Bed Bioreactor. *J Chem Eng Process Technol* **2017**, *09*, doi:10.4172/2157-7048.1000375.
52. Fito, J.; Tefera, N.; Van Hulle, S.W.H. Sugarcane Biorefineries Wastewater: Bioremediation Technologies for Environmental Sustainability. *Chem. Biol. Technol. Agric.* **2019**, *6*, 6, doi:10.1186/s40538-019-0144-5.
53. Mohana, S.; Acharya, B.K.; Madamwar, D. Distillery Spent Wash: Treatment Technologies and Potential Applications. *Journal of Hazardous Materials* **2009**, *163*, 12–25, doi:10.1016/j.jhazmat.2008.06.079.
54. Mota, V.T.; Santos, F.S.; Amaral, M.C.S. Two-Stage Anaerobic Membrane Bioreactor for the Treatment of Sugarcane Vinasse: Assessment on Biological Activity and Filtration Performance. *Bioresource Technology* **2013**, *146*, 494–503, doi:10.1016/j.biortech.2013.07.110.
55. Garika, N.S.; Dwarapureddi, B.K.; Karnena, M.K.; Dash, S.; Raj, A.; Saritha, V. Efficacy of Natural Coagulants in Treating Sugar Industry Effluents. *Pollution* **2022**, *8*, doi:10.22059/poll.2021.319414.1021.
56. Santos, F.S.; Ricci, B.C.; França Neta, L.S.; Amaral, M.C.S. Sugarcane Vinasse Treatment by Two-Stage Anaerobic Membrane Bioreactor: Effect of Hydraulic Retention Time on Changes in Efficiency, Biogas Production and Membrane Fouling. *Bioresource Technology* **2017**, *245*, 342–350, doi:10.1016/j.biortech.2017.08.126.
57. Acharya, B.K.; Mohana, S.; Madamwar, D. Anaerobic Treatment of Distillery Spent Wash – A Study on Upflow Anaerobic Fixed Film Bioreactor. *Bioresource Technology* **2008**, *99*, 4621–4626, doi:10.1016/j.biortech.2007.06.060.
58. Mohana, S.; Madamwar, D. Anaerobic Treatment of Distillery Spent Wash – A Study on Upflow Anaerobic Fixed Film Bioreactor. *Bioresource Technology* **2008**, *99*, 4621–4626, doi:10.1016/j.biortech.2007.06.060.
59. Fito, J.; Tefera, N.; Van Hulle, S.W.H. An Integrated Treatment Technology for Blended Wastewater of the Sugar Industry and Ethanol Distillery. *Environ. Process.* **2019**, *6*, 475–491, doi:10.1007/s40710-019-00366-x.

60. Christofoletti, C.A.; Escher, J.P.; Correia, J.E.; Marinho, J.F.U.; Fontanetti, C.S. Sugarcane Vinasse: Environmental Implications of Its Use. *Waste Management* **2013**, *33*, 2752–2761, doi:10.1016/j.wasman.2013.09.005.
61. Asha, D.M.; Ramanjaneyulu, M. Economic Analysis of Production of Alcohol, Power and Biocompost in Sugar Industry of Karnataka. International Journal of Advance Research (IJAR).ISSN: 2320-5407. **2020**.
62. Egounlety, M.; Aworh, O.C. Effect of Soaking, Dehulling, Cooking and Fermentation with Rhizopus Oligosporus on the Oligosaccharides, Trypsin Inhibitor, Phytic Acid and Tannins of Soybean (Glycine Max Merr.), Cowpea (Vigna Unguiculata L. Walp) and Groundbean (Macrotyloma Geocarpa Harms). *Journal of Food Engineering* **2003**, *56*, 249–254, doi:10.1016/S0260-8774(02)00262-5.
63. Bolong, N.; Ismail, A.F.; Salim, M.R.; Matsuura, T. A Review of the Effects of Emerging Contaminants in Wastewater and Options for Their Removal. *Desalination* **2009**, *239*, 229–246, doi:10.1016/j.desal.2008.03.020.
64. Driessen, T.; Vereijken, W. RECENT DEVELOPMENTS IN BIOLOGICAL TREATMENT OF BREWERY EFFLUENT The Institute and Guild of Brewing Convention, Livingstone, Zambia,. **2003**.
65. Chan, Y.J.; Chong, M.F.; Law, C.L.; Hassell, D.G. A Review on Anaerobic–Aerobic Treatment of Industrial and Municipal Wastewater. *Chemical Engineering Journal* **2009**, *155*, 1–18, doi:10.1016/j.cej.2009.06.041.
66. Pascale, N.C.; Chastinet, J.J.; Bila, D.M.; SantÀnna, G.L., Jr; Quitério, S.L.; Vendramel, S.M.R. Enzymatic Hydrolysis of Floatable Fatty Wastes from Dairy and Meat Food-Processing Industries and Further Anaerobic Digestion. *Water Science and Technology* **2018**, *79*, 985–992, doi:10.2166/wst.2018.508.
67. Yan, W.; Xu, H.; Lu, D.; Zhou, Y. Effects of Sludge Thermal Hydrolysis Pretreatment on Anaerobic Digestion and Downstream Processes: Mechanism, Challenges and Solutions. *Bioresource Technology* **2022**, *344*, 126248, doi:10.1016/j.biortech.2021.126248.
68. Wang, L.; Hao, J.; Wang, C.; Li, Y.; Yang, Q. Carbohydrate-to-Protein Ratio Regulates Hydrolysis and Acidogenesis Processes during Volatile Fatty Acids Production. *Bioresource Technology* **2022**, *355*, 127266, doi:10.1016/j.biortech.2022.127266.
69. Myint, M.; Nirmalakhandan, N.; Speece, R.E. Anaerobic Fermentation of Cattle Manure: Modeling of Hydrolysis and Acidogenesis. *Water Research* **2007**, *41*, 323–332, doi:10.1016/j.watres.2006.10.026.

70. Lohani, S.P.; Havukainen, J. Anaerobic Digestion: Factors Affecting Anaerobic Digestion Process. In *Waste Bioremediation*; Varjani, S.J., Gnansounou, E., Gurunathan, B., Pant, D., Zakaria, Z.A., Eds.; Energy, Environment, and Sustainability; Springer: Singapore, 2018; pp. 343–359 ISBN 978-981-10-7413-4.
71. Liu, Y.; Balkwill, D.L.; Aldrich, H.C.; Drake, G.R.; Boone, D.R. Characterization of the Anaerobic Propionate-Degrading Syntrophs Smithella Propionica Gen. Nov., Sp. Nov. and Syntrophobacter Wolinii. *Int J Syst Bacteriol* **1999**, *49 Pt 2*, 545–556, doi:10.1099/00207713-49-2-545.
72. Li, Y.; Chen, Y.; Wu, J. Enhancement of Methane Production in Anaerobic Digestion Process: A Review. *Applied Energy* **2019**, *240*, 120–137, doi:10.1016/j.apenergy.2019.01.243.
73. Rajeshwari, K.V.; Balakrishnan, M.; Kansal, A.; Lata, K.; Kishore, V.V.N. State-of-the-Art of Anaerobic Digestion Technology for Industrial Wastewater Treatment. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* **2000**, *4*, 135–156, doi:10.1016/S1364-0321(99)00014-3.
74. de Oliveira Cruz, L.M.; Gomes, B.G.L.A.; Tonetti, A.L.; Figueiredo, I.C.S. Using Coconut Husks in a Full-Scale Decentralized Wastewater Treatment System: The Influence of an Anaerobic Filter on Maintenance and Operational Conditions of a Sand Filter. *Ecological Engineering* **2019**, *127*, 454–459, doi:10.1016/j.ecoleng.2018.12.021.
75. Barros, A.R.; Adorno, M.A.T.; Sakamoto, I.K.; Maintinguer, S.I.; Varesche, M.B.A.; Silva, E.L. Performance Evaluation and Phylogenetic Characterization of Anaerobic Fluidized Bed Reactors Using Ground Tire and Pet as Support Materials for Biohydrogen Production. *Bioresource Technology* **2011**, *102*, 3840–3847, doi:10.1016/j.biortech.2010.12.014.
76. Cruz, L.M. de O.; Stefanutti, R.; Coraucci Filho, B.; Tonetti, A.L. Coconut Shells as Filling Material for Anaerobic Filters. *SpringerPlus* **2013**, *2*, 655, doi:10.1186/2193-1801-2-655.
77. Bodík, I.; Herdová, B.; Kratochvíl, K. The Application of Anaerobic Filter for Municipal Wastewater Treatment. **2000**, 6.
78. Morel, A.; Diener, S. EU Agri-Innovation Policy: Two Contending Visions of the Knowledge-Based Bio-Economy. Critical Policy Studies,. **2012**, *6, n° 1, pp. 40-65.*
79. Cabrera-Díaz, A.; Pereda-Reyes, I.; Dueñas-Moreno, J.; Véliz-Lorenzo, E.; Díaz-Marrero, M.A.; Menéndez-Gutiérrez, C.L.; Oliva-Merencio, D.; Zaiat, M. Combined

Treatment of Vinasse by an Upflow Anaerobic Filter-Reactor and Ozonation Process. *Braz. J. Chem. Eng.* **2016**, *33*, 753–762, doi:10.1590/0104-6632.20160334s20150268.

80. Zieliński, M.; Kazimierowicz, J.; Dębowski, M. Advantages and Limitations of Anaerobic Wastewater Treatment—Technological Basics, Development Directions, and Technological Innovations. *Energies* **2023**, *16*, 83, doi:10.3390/en16010083.
81. Di Berardino, S.E.; Di Berardino, M.A. Application of Anaerobic Hybrid Filters for Sewage Treatment. In *Cost-efficient Wastewater Treatment Technologies: Natural Systems*; Nasr, M., Negm, A.M., Eds.; Springer International Publishing: Cham, 2023; pp. 199–240 ISBN 978-3-031-12918-6.
82. Lettinga, G. Design, Operation and Economy of Anaerobic Treatment. Proceedings of a Specialized Seminar of the IWAPRC, Held in Copenhagen, Denmark,. **1982**, 177±195.
83. Fuess, L.T.; Kiyuna, L.S.M.; Ferraz, A.D.N.; Persinoti, G.F.; Squina, F.M.; Garcia, M.L.; Zaiat, M. Thermophilic Two-Phase Anaerobic Digestion Using an Innovative Fixed-Bed Reactor for Enhanced Organic Matter Removal and Bioenergy Recovery from Sugarcane Vinasse. *Applied Energy* **2017**, *189*, 480–491, doi:10.1016/j.apenergy.2016.12.071.
84. Lettinga, G.; van Velsen, A.F.M.; Hobma, S.W.; de Zeeuw, W.; Klapwijk, A. Use of the Upflow Sludge Blanket (USB) Reactor Concept for Biological Wastewater Treatment, Especially for Anaerobic Treatment. *Biotechnol. Bioeng.* **1980**, *22*, 699–734, doi:10.1002/bit.260220402.
85. Contreras-Contreras, J.A.; Bernal-González, M.; Solís-Fuentes, J.A.; del Carmen Durán-Domínguez-de-Bazúa, M. Polyphenols from Sugarcane Vinasses, Quantification, and Removal Using Activated Carbon After Biochemical Treatment in Laboratory-Scale Thermophilic Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactors. *Water Air Soil Pollut* **2020**, *231*, 401, doi:10.1007/s11270-020-04733-5.
86. Barros, V.G. de; Duda, R.M.; Vantini, J. da S.; Omori, W.P.; Ferro, M.I.T.; Oliveira, R.A. de Improved Methane Production from Sugarcane Vinasse with Filter Cake in Thermophilic UASB Reactors, with Predominance of Methanothermobacter and Methanosarcina Archaea and Thermotogae Bacteria. *Bioresource Technology* **2017**, *244*, 371–381, doi:10.1016/j.biortech.2017.07.106.
87. Harada, H.; Uemura, S.; Chen, A.-C.; Jayadevan, J. Anaerobic Treatment of a Recalcitrant Distillery Wastewater by a Thermophilic UASB Reactor. *Bioresource Technology* **1996**, *55*, 215–221, doi:10.1016/0960-8524(96)00003-X.

88. Sánchez Riera, F.; Córdoba, P.; Siñeriz, F. Use of the UASB Reactor for the Anaerobic Treatment of Stillage from Sugar Cane Molasses. *Biotechnology and Bioengineering* **1985**, *27*, 1710–1716, doi:10.1002/bit.260271212.
89. Arthur, P.M.A.; Konaté, Y.; Sawadogo, B.; Sagoe, G.; Dwumfour-Asare, B.; Ahmed, I.; Bayitse, R.; Ampomah-Benefo, K. Evaluating the Potential of Renewable Energy Sources in a Full-Scale Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor Treating Municipal Wastewater in Ghana. *Sustainability* **2023**, *15*, 3743, doi:10.3390/su15043743.
90. Mariraj Mohan, S.; Swathi, T. A Review on Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor: Factors Affecting Performance, Modification of Configuration and Its Derivatives. *Water Environment Research* **2022**, *94*, e1665, doi:10.1002/wer.1665.
91. Lettinga, G. Anaerobic Digestion and Wastewater Treatment Systems. *Antonie van Leeuwenhoek* **1995**, *67*, 3–28, doi:10.1007/BF00872193.
92. Bernal, A.P.; Menezes, C.A. de; Silva, E.L. A New Side-Looking at the Dark Fermentation of Sugarcane Vinasse: Improving the Carboxylates Production in Mesophilic EGSB by Selection of the Hydraulic Retention Time and Substrate Concentration. *International Journal of Hydrogen Energy* **2021**, *46*, 12758–12770, doi:10.1016/j.ijhydene.2021.01.161.
93. Cruz-Salomón, A.; Ríos-Valdovinos, E.; Pola-Albores, F.; Meza-Gordillo, R.; Lagunas-Rivera, S.; Ruíz-Valdiviezo, V.M. Anaerobic Treatment of Agro-Industrial Wastewaters for COD Removal in Expanded Granular Sludge Bed Bioreactor. *Biofuel Research Journal* **2017**, *4*, 715–720, doi:10.18331/BRJ2017.4.4.3.
94. López, I.; Borzacconi, L.; Passeggi, M. Anaerobic Treatment of Sugar Cane Vinasse: Treatability and Real-Scale Operation. *Journal of Chemical Technology & Biotechnology* **2018**, *93*, 1320–1327, doi:10.1002/jctb.5493.
95. Mojab, H.; Raj, E.; Pacheco-Ruiz, S. Chapter 4 - Granular Sludge Bed Anaerobic Treatment Systems for Resource Recovery. In *Waste Biorefinery*; Bhaskar, T., Pandey, A., Rene, E.R., Tsang, D.C.W., Eds.; Elsevier, 2020; pp. 107–124 ISBN 978-0-12-818228-4.
96. Dague, R.R.; Habben, ; C. E.; ; Pidaparti, S.R. Initial Studies on the Anaerobic Sequencing Batch Reactor | Water Science & Technology | IWA Publishing Available online: https://iwaponline.com/wst/article-abstract/26/9-11/2429/27291/Initial-Studies-on-the-Anaerobic-Sequencing-Batch (accessed on 3 February 2022).
97. Elreedy, A.; Fujii, M.; Tawfik, A. Psychrophilic Hydrogen Production from Petrochemical Wastewater via Anaerobic Sequencing Batch Reactor: Techno-Economic

Assessment and Kinetic Modelling. *International Journal of Hydrogen Energy* **2019**, *44*, 5189–5202, doi:10.1016/j.ijhydene.2018.09.091.

98. Sung, S.; Dague, R.R. Laboratory Studies on the Anaerobic Sequencing Batch Reactor. *Water Environment Research* **1995**, *67*, 294–301, doi:10.2175/106143095X131501.
99. Nawaz, M.Z.; Bilal, M.; Tariq, A.; Iqbal, H.M.N.; Alghamdi, H.A.; Cheng, H. Bio-Purification of Sugar Industry Wastewater and Production of High-Value Industrial Products with a Zero-Waste Concept. *Critical Reviews in Food Science and Nutrition* **2021**, *61*, 3537–3554, doi:10.1080/10408398.2020.1802696.
100. Tauseef, S.M.; Abbasi, T.; Abbasi, S.A. Energy Recovery from Wastewaters with High-Rate Anaerobic Digesters. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* **2013**, *19*, 704–741, doi:10.1016/j.rser.2012.11.056.
101. Sara, M.; Mehdi, A.M.; Amir, H.; Afshin, T. Anaerobic Biofilm Reactor System Efficiency In Sugar Cane Industry Wastewater Treatment. **2010**, *6*, 1002–1014.
102. Kee, W.-C.; Wong, Y.-S.; Ong, S.-A.; Lutpi, N.A.; Sam, S.-T.; Chai, A.; Ng, H.-H. Insights into Modified Sequencing Batch Reactor for the Treatment of Sugarcane Vinasse: Role of Recirculation Process. *Int. J. Environ. Sci. Technol.* **2022**, *19*, 12289–12302, doi:10.1007/s13762-022-03946-x.
103. Rajab, A.R.; Salim, M.R.; Sohaili, J.; Anuar, A.N. Feasibility of Nutrients Removal and Its Pathways Using Integrated Anaerobic-Aerobic Sequencing Batch Reactor. *Bioresource Technology Reports* **2022**, *17*, 100912, doi:10.1016/j.biteb.2021.100912.
104. Khan, A.H.; Rudayni, H.A.; Chaudhary, A.A.; Imran, M.; Vambol, S. Modern Use of Modified Sequencing Batch Reactor in Wastewater Treatment. *Ecological Questions* **2022**, *33*, 99–110, doi:10.12775/EQ.2022.033.
105. Kim, J.; Kim, K.; Ye, H.; Lee, E.; Shin, C.; McCarty, P.L.; Bae, J. Anaerobic Fluidized Bed Membrane Bioreactor for Wastewater Treatment. *Environ. Sci. Technol.* **2011**, *45*, 576–581, doi:10.1021/es1027103.
106. Pérez, M.; Romero, L.I.; Sales, D. Comparative Performance of High Rate Anaerobic Thermophilic Technologies Treating Industrial Wastewater. *Water Research* **1998**, *32*, 559–564, doi:10.1016/S0043-1354(97)00315-1.
107. Ramos, L.R.; Silva, E.L. Continuous Hydrogen Production from Cofermentation of Sugarcane Vinasse and Cheese Whey in a Thermophilic Anaerobic Fluidized Bed Reactor. *International Journal of Hydrogen Energy* **2018**, *43*, 13081–13089, doi:10.1016/j.ijhydene.2018.05.070.

108. Ramos, L.R.; Silva, E.L. Thermophilic Hydrogen and Methane Production from Sugarcane Stillage in Two-Stage Anaerobic Fluidized Bed Reactors. *International Journal of Hydrogen Energy* **2020**, *45*, 5239–5251, doi:10.1016/j.ijhydene.2019.05.025.
109. Siqueira, L.M.; Damiano, E.S.G.; Silva, E.L. Influence of Organic Loading Rate on the Anaerobic Treatment of Sugarcane Vinasse and Biogás Production in Fluidized Bed Reactor. *Journal of Environmental Science and Health, Part A* **2013**, *48*, 1707–1716, doi:10.1080/10934529.2013.815535.
110. Asensio, Y.; Llorente, M.; Fernández, P.; Tejedor-Sanz, S.; Ortiz, J.M.; Ciriza, J.F.; Monsalvo, V.; Rogalla, F.; Esteve-Núñez, A. Upgrading Fluidized Bed Bioelectrochemical Reactors for Treating Brewery Wastewater by Using a Fluid-like Electrode. *Chemical Engineering Journal* **2021**, *406*, 127103, doi:10.1016/j.cej.2020.127103.
111. Kwon, D.; Bae, W.; Kim, J. Hybrid Forward Osmosis/Membrane Distillation Integrated with Anaerobic Fluidized Bed Bioreactor for Advanced Wastewater Treatment. *Journal of Hazardous Materials* **2021**, *404*, 124160, doi:10.1016/j.jhazmat.2020.124160.
112. Mousavian, S.; Seyedsalehi, M.; Paladino, O.; Sharifi, P.; Kyzas, G.Z.; Dionisi, D.; Takdastan, A. Determining Biokinetic Coefficients for the Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor Treating Sugarcane Wastewater in Hot Climate Conditions. *Int. J. Environ. Sci. Technol.* **2019**, *16*, 2231–2238, doi:10.1007/s13762-017-1631-5.
113. Fonkou, T.; Fonteh, M.F.; Kanouo, M.D.; Akoa, A. Performances des filtres plantes de Echinochloa pyramidalis dans l'épuration des eaux usées de distillerie en Afrique subsaharienne.
114. Kaushik, G. Bioremediation of Industrial Effluents: Distillery Effluent. In *Applied Environmental Biotechnology: Present Scenario and Future Trends*; Kaushik, G., Ed.; Springer India: New Delhi, 2015; pp. 19–32 ISBN 978-81-322-2123-4.
115. Aragaw, T.A.; Bogale, F.M. Role of Coagulation/Flocculation as a Pretreatment Option to Reduce Colloidal/Bio-Colloidal Fouling in Tertiary Filtration of Textile Wastewater: A Review and Future Outlooks. *Frontiers in Environmental Science* **2023**, *11*.
116. Aluyor, E.O.; Badmus, O.A.M. COD Removal from Industrial Wastewater Using Activated Carbon Prepared from Animal Horns. *AJB* **2008**, *7*, 3887–3891, doi:10.5897/AJB2008.000-5069.
117. Raj, S.; Singh, H.; Bhattacharya, J. Treatment of Textile Industry Wastewater Based on Coagulation-Flocculation Aided Sedimentation Followed by Adsorption: Process

Studies in an Industrial Ecology Concept. *Science of The Total Environment* **2023**, *857*, 159464, doi:10.1016/j.scitotenv.2022.159464.

118. Freitas, T.; Almeida, C.; Manholer, D.; Geraldino, H.; Souza, M.; Garcia, J. Review of Utilization Plant-Based Coagulants as Alternatives to Textile Wastewater Treatment. In; 2018 ISBN 978-981-10-4779-4.
119. Matilainen, A.; Vepsäläinen, M.; Sillanpää, M. Natural Organic Matter Removal by Coagulation during Drinking Water Treatment: A Review. *Advances in Colloid and Interface Science* **2010**, *159*, 189–197, doi:10.1016/j.cis.2010.06.007.
120. Sher, F.; Malik, A.; Liu, H. Industrial Polymer Effluent Treatment by Chemical Coagulation and Flocculation. *Journal of Environmental Chemical Engineering* **2013**, *1*, 684–689, doi:10.1016/j.jece.2013.07.003.
121. Kingue, B.; Njila, R.; Ndongo, B. Assessment of Groundnut (Arachis Hypogaea) as a Natural Coagulant for Water Treatment. *Water Practice and Technology* **2023**, wpt2023127, doi:10.2166/wpt.2023.127.
122. Hadj Mansour, Y.; Othmani, B.; Ben Rebah, F.; Mnif, W.; Saoudi, M.; Khadhraoui, M. Could Plant-Based Flocculants Substitute the Conventional Synthetic Chemicals in the Sludge Dewatering Process? *Water* **2023**, *15*, 2602, doi:10.3390/w15142602.
123. Bahrodin, M.B.; Zaidi, N.S.; Kadier, A.; Hussein, N.; Syafiuddin, A.; Boopathy, R. A Novel Natural Active Coagulant Agent Extracted from the Sugarcane Bagasse for Wastewater Treatment. *Applied Sciences* **2022**, *12*, 7972, doi:10.3390/app12167972.
124. Iwuozor, K.O.; Oyekunle, I.P.; Oladunjoye, I.O.; Ibitogbe, E.M.; Olorunfemi, T.S. A Review on the Mitigation of Heavy Metals from Aqueous Solution Using Sugarcane Bagasse. *Sugar Tech* **2022**, *24*, 1167–1185, doi:10.1007/s12355-021-01051-w.
125. Jaiyeola, A.T.; Bwapwa, J.K. Treatment Technology for Brewery Wastewater in a Water-Scarce Country: A Review. *South African Journal of Science* **2016**, *112*, 1–8, doi:10.17159/sajs.2016/20150069.
126. Olafadehan, O.A.; Jinadu, O.W. TREATMENT OF BREWERY WASTEWATER EFFLUENT USING ACTIVATED CARBON PREPARED FROM COCONUT SHELLDepartment of Chemical Engineering University of Lagos Akoka-Yaba, Lagos State, Nigeria. **2012**.
127. Chaouki, A.; Messaouda, A. Utilisation de la poudre des noyaux du caroube (Ceratonia siliqua) comme bio-coagulant pour le traitement des eaux potables. Thesis, 2021.

128. Foild, N.; Makkar, H.P.S.; Becker, K. Potentiel de Moringa oleifera en Agriculture et dans l'industrie. *Université de Hohenheim a Stuttgart . Asa N°5, Managua, (Nicaragua).Dar es Salaam, Tanzanie.* **2001**.
129. Aguilar, M.; Saez, J.; Lorens, M.; Soler, A.; Ortuno, J.F. Nutrient Removal and Sludge Production in the Coagulation–Flocculation Process. *Water Research* **2002**, *36*, 2910–2919, doi:10.1016/S0043-1354(01)00508-5.
130. Sakhi, D.; Rakhila, Y.; Elmchaouri, A.; Abouri, M.; Souabi, S.; Jada, A. Optimization of Coagulation Flocculation Process for the Removal of Heavy Metals from Real Textile Wastewater. In Proceedings of the Advanced Intelligent Systems for Sustainable Development (AI2SD'2018); Ezziyyani, M., Ed.; Springer International Publishing: Cham, 2019; pp. 257–266.
131. Prasad, M.N.V.; Shih, K. *Environmental Materials and Waste: Resource Recovery and Pollution Prevention*; Academic Press, 2016; ISBN 0-12-803906-X.
132. Maina, I.W.; Obuseng, V.; Nareetsile, F. Use of *Moringa Oleifera* (Moringa) Seed Pods and *Sclerocarya Birrea* (Morula) Nut Shells for Removal of Heavy Metals from Wastewater and Borehole Water. *Journal of Chemistry* **2016**, *2016*, e9312952, doi:10.1155/2016/9312952.
133. Ueda Yamaguchi, N.; Cusioli, L.F.; Quesada, H.B.; Camargo Ferreira, M.E.; Fagundes-Klen, M.R.; Salcedo Vieira, A.M.; Gomes, R.G.; Vieira, M.F.; Bergamasco, R. A Review of Moringa Oleifera Seeds in Water Treatment: Trends and Future Challenges. *Process Safety and Environmental Protection* **2021**, *147*, 405–420, doi:10.1016/j.psep.2020.09.044.
134. Tsaknis, J.; Lalas, S. Stability During Frying of Moringa Oleifera Seed Oil Variety "Periyakulam 1." *Journal of Food Composition and Analysis* **2002**, *15*, 79–101, doi:10.1006/jfca.2001.1043.
135. Santana, C.R.; Pereira, D.F.; Sousa, S.C.S.N.; Cavalcanti, E.B.; Silva, G.F. EVALUATION OF THE PROCESS OF COAGULATION / FLOCCULATION OF PRODUCED WATER USING Moringa Oleifera Lam. AS NATURAL COAGULANT. *Brazilian Journal of Petroleum and Gas* **2010**, *4*, doi:10.5419/bjpg2010-0012.
136. Okuda, T.; Baes, A.U.; Nishijima, W.; Okada, M. Isolation and Characterization of Coagulant Extracted from Moringa Oleifera Seed by Salt Solution. *Water Res* **2001**, *35*, 405–410, doi:10.1016/s0043-1354(00)00290-6.

137. Abidin, Z.; Sobri, S.; Shamsudin, N.; Madehi, N. Optimisation of a Method to Extract the Active Coagulant Agent from Jatropha Curcas Seeds for Use in Turbidity Removal. *Industrial Crops and Products* **2013**, *41*, 319–323, doi:10.1016/j.indcrop.2012.05.003.
138. Miklos, D.B.; Remy, C.; Jekel, M.; Linden, K.G.; Drewes, J.E.; Hübner, U. Evaluation of Advanced Oxidation Processes for Water and Wastewater Treatment – A Critical Review. *Water Research* **2018**, *139*, 118–131, doi:10.1016/j.watres.2018.03.042.
139. Oturan, M.A.; Aaron, J.-J. Advanced Oxidation Processes in Water/Wastewater Treatment: Principles and Applications. A Review. *Critical Reviews in Environmental Science and Technology* **2014**, *44*, 2577–2641, doi:10.1080/10643389.2013.829765.
140. Zaviska, F.; Drogui, P.; Mercier, G.; Blais, J.-F. Procédés d'oxydation avancée dans le traitement des eaux et des effluents industriels: Application à la dégradation des polluants réfractaires. *rseau* **2009**, *22*, 535–564, doi:10.7202/038330ar.
141. Apollo, S.; Onyango, M.S.; Ochieng, A. An Integrated Anaerobic Digestion and UV Photocatalytic Treatment of Distillery Wastewater. *Journal of Hazardous Materials* **2013**, *261*, 435–442, doi:10.1016/j.jhazmat.2013.06.058.
142. Thanapimmetha, A.; Srinophakun, P.; Amat, S.; Saisriyoot, M. Decolorization of Molasses-Based Distillery Wastewater by Means of Pulse Electro-Fenton Process. *Journal of Environmental Chemical Engineering* **2017**, *5*, 2305–2312, doi:10.1016/j.jece.2017.04.030.
143. Jungbauer, A.; Hahn, R. Chapter 22 Ion-Exchange Chromatography. In *Methods in Enzymology*; Burgess, R.R., Deutscher, M.P., Eds.; Guide to Protein Purification, 2nd Edition; Academic Press, 2009; Vol. 463, pp. 349–371.
144. Modrogan, C.; Alexandra, R.M.; Oanamari Daniela, O.; Costache, C.; Apostol, G. ION EXCHANGE PROCESSES ON WEAK ACID RESINS FOR WASTEWATER CONTAINING COOPER IONS TREATMENT. *Environmental Engineering and Management Journal* **2015**, *Vol.14, No. 2, 449-454*.
145. Pattakamol Somboot; Sattawat Thuangchon; Phanwatt Phungsai; Thunyalux Ratpukdi Application of Amberlite and Magnetic Ion-Exchange Resins for Dissolved Organic Matter Removal in Sugar Mill Effluent. *Engineering and Applied Science Research* **2022**, *49*, 103111, doi:10.14456/EASR.2022.12.
146. De Gisi, S.; Lofrano, G.; Grassi, M.; Notarnicola, M. Characteristics and Adsorption Capacities of Low-Cost Sorbents for Wastewater Treatment: A Review. *Sustainable Materials and Technologies* **2016**, *9*, 10–40, doi:10.1016/j.susmat.2016.06.002.

147. Ma, D.; Yi, H.; Lai, C.; Liu, X.; Huo, X.; An, Z.; Li, L.; Fu, Y.; Li, B.; Zhang, M.; et al. Critical Review of Advanced Oxidation Processes in Organic Wastewater Treatment. *Chemosphere* **2021**, *275*, 130104, doi:10.1016/j.chemosphere.2021.130104.
148. Tufail, A.; Price, W.E.; Hai, F.I. A Critical Review on Advanced Oxidation Processes for the Removal of Trace Organic Contaminants: A Voyage from Individual to Integrated Processes. *Chemosphere* **2020**, *260*, 127460, doi:10.1016/j.chemosphere.2020.127460.
149. Saravanan, A.; Deivayanai, V.C.; Kumar, P.S.; Rangasamy, G.; Hemavathy, R.V.; Harshana, T.; Gayathri, N.; Alagumalai, K. A Detailed Review on Advanced Oxidation Process in Treatment of Wastewater: Mechanism, Challenges and Future Outlook. *Chemosphere* **2022**, *308*, 136524, doi:10.1016/j.chemosphere.2022.136524.
150. Berland, J.-M.; Juery Rapport Sur Les Procédés Membranaires Pour Le Traitement de l'eau (Epuration Des Eaux Usées) Office International de l'eau. In; 2002; p. 71.
151. Ortiz Basurto, R.I. CARACTERISATION DE L'AGUAMIEL ET FRACTIONNEMENT DES FRUCTANES DE JUS D'AGAVE PAR TECHNOLOGIE MEMBRANAIRE UNIVERSITE MONTPELLIER II, 2008.
152. Ahsan, A.; Imteaz, M. 14 - Nanofiltration Membrane Technology Providing Quality Drinking Water. In *Nanotechnology in Water and Wastewater Treatment*; Ahsan, A., Ismail, A.F., Eds.; Micro and Nano Technologies; Elsevier, 2019; pp. 291–295 ISBN 978-0-12-813902-8.
153. Frenkel, V.S. 10 - Planning and Design of Membrane Systems for Water Treatment. In *Advances in Membrane Technologies for Water Treatment*; Basile, A., Cassano, A., Rastogi, N.K., Eds.; Woodhead Publishing Series in Energy; Woodhead Publishing: Oxford, 2015; pp. 329–347 ISBN 978-1-78242-121-4.
154. Yadav, D.; Karki, S.; Ingole, P.G. Nanofiltration (NF) Membrane Processing in the Food Industry. *Food Eng Rev* **2022**, *14*, 579–595, doi:10.1007/s12393-022-09320-4.
155. Yadav, D.; Karki, S.; Ingole, P.G. Current Advances and Opportunities in the Development of Nanofiltration (NF) Membranes in the Area of Wastewater Treatment, Water Desalination, Biotechnological and Pharmaceutical Applications. *Journal of Environmental Chemical Engineering* **2022**, *10*, 108109, doi:10.1016/j.jece.2022.108109.
156. Adi, V.S.K.; Cook, M.; Peeva, L.G.; Livingston, A.G.; Chachuat, B. Optimization of OSN Membrane Cascades for Separating Organic Mixtures. In *Computer Aided Chemical Engineering*; Kravanja, Z., Bogataj, M., Eds.; 26 European Symposium on Computer Aided Process Engineering; Elsevier, 2016; Vol. 38, pp. 379–384.

157. White, L.S.; Nitsch, A.R. Solvent Recovery from Lube Oil Filtrates with a Polyimide Membrane. *Journal of Membrane Science* **2000**, *179*, 267–274, doi:10.1016/S0376-7388(00)00517-2.
158. Keraani, A.; Nasser, G.; Shahane, S.; Renouard, T.; Bruneau, C.; Rabiller-Baudry, M.; Fischmeister, C. Syntheses and Characterization of Molecular Weight Enlarged Olefin Metathesis Pre-Catalysts. *Comptes Rendus Chimie* **2017**, *20*, 717–723, doi:10.1016/j.crci.2017.01.001.
159. Renouard, T.; Lejeune, A.; Rabiller-Baudry, M. Separation of Solutes with an Organic Solvent Nanofiltration Cascade: Designs, Simulations and Systematic Study of All Configurations. *Separation and Purification Technology* **2018**, *194*, 111–122, doi:10.1016/j.seppur.2017.11.029.
160. Díaz-Reinoso, B.; Moure, A.; González, J.; Domínguez, H. A Membrane Process for the Recovery of a Concentrated Phenolic Product from White Vinasses. *Chemical Engineering Journal* **2017**, *327*, 210–217, doi:10.1016/j.cej.2017.06.088.
161. Ahoulé, D. Performances Comparatives Des Techniques de Nanofiltration et d'osmose Inverse Pour Le Traitement d'eau de Consommation Contaminée à l'arsenic Au Burkina Faso. These de doctorat, Montpellier, 2016.
162. Baker, R.W. *Membranes Technology and Applications, 2nd Edition (England: John Wiley & Sons Ltd).*; 2004;
163. Qasim, M.; Badrelzaman, M.; Darwish, N.N.; Darwish, N.A.; Hilal, N. Reverse Osmosis Desalination: A State-of-the-Art Review. *Desalination* **2019**, *459*, 59–104, doi:10.1016/j.desal.2019.02.008.
164. Condorchem Envitech L'osmose inversée et ses différentes applications Available online: https://condorchem.com/fr/blog/losmose-inversee-et-ses-differentes-applications/ (accessed on 14 November 2022).
165. Trishitman, D.; Cassano, A.; Basile, A.; Rastogi, N.K. Reverse Osmosis for Industrial Wastewater Treatment. In *Current Trends and Future Developments on (Bio-) Membranes*; Elsevier, 2020; pp. 207–228 ISBN 978-0-12-816777-9.
166. Cassano, A.; Rastogi, N.K.; Basile, A. 10 - Reverse Osmosis in Food Processing. In *Current Trends and Future Developments on (Bio-) Membranes*; Basile, A., Cassano, A., Rastogi, N.K., Eds.; Elsevier, 2020; pp. 229–257 ISBN 978-0-12-816777-9.
167. Liu, C.; Guo, Y.; Zhou, Y.; Yang, B.; Xiao, K.; Zhao, H.-Z. High-Hydrophilic and Antifouling Reverse Osmosis Membrane Prepared Based an Unconventional Radiation

Method for Pharmaceutical Plant Effluent Treatment. *Separation and Purification Technology* **2022**, *280*, 119838, doi:10.1016/j.seppur.2021.119838.

168. Cui, Z.F.; Jiang, Y.; Field, R.W. Chapter 1 - Fundamentals of Pressure-Driven Membrane Separation Processes. In *Membrane Technology*; Cui, Z.F., Muralidhara, H.S., Eds.; Butterworth-Heinemann: Oxford, 2010; pp. 1–18 ISBN 978-1-85617-632-3.
169. Chang, S. Application of Submerged Hollow Fiber Membrane in Membrane Bioreactors: Filtration Principles, Operation, and Membrane Fouling. *Desalination* **2011**, *283*, 31–39, doi:10.1016/j.desal.2011.03.025.
170. Skouteris, G.; Hermosilla, D.; López, P.; Negro, C.; Blanco, Á. Anaerobic Membrane Bioreactors for Wastewater Treatment: A Review. *Chemical Engineering Journal* **2012**, *198–199*, 138–148, doi:10.1016/j.cej.2012.05.070.
171. Lin, H.; Peng, W.; Zhang, M.; Chen, J.; Hong, H.; Zhang, Y. A Review on Anaerobic Membrane Bioreactors: Applications, Membrane Fouling and Future Perspectives. *Desalination* **2013**, *314*, 169–188, doi:10.1016/j.desal.2013.01.019.
172. Mutamim, N.S.A.; Noor, Z.Z.; Hassan, M.A.A.; Yuniarto, A.; Olsson, G. Membrane Bioreactor: Applications and Limitations in Treating High Strength Industrial Wastewater. *Chemical Engineering Journal* **2013**, *225*, 109–119, doi:10.1016/j.cej.2013.02.131.
173. Maaz, M.; Yasin, M.; Aslam, M.; Kumar, G.; Atabani, A.E.; Idrees, M.; Anjum, F.; Jamil, F.; Ahmad, R.; Khan, A.L.; et al. Anaerobic Membrane Bioreactors for Wastewater Treatment: Novel Configurations, Fouling Control and Energy Considerations. *Bioresource Technology* **2019**, *283*, 358–372, doi:10.1016/j.biortech.2019.03.061.
174. Gander, M.; Jefferson, B.; Judd, S. Aerobic MBRs for Domestic Wastewater Treatment: A Review with Cost Considerations. *Separation and Purification Technology* **2000**, *18*, 119–130, doi:10.1016/S1383-5866(99)00056-8.
175. Metcalf, E. Wastewater Engineering: Treatment and Reuse, 4th Edn. McGraw-Hill, Boston. **2014**.
176. Marafon, A.C.; Salomon, K.R.; Amorim, E.L.C.; Peiter, F.S. Chapter 10 - Use of Sugarcane Vinasse to Biogas, Bioenergy, and Biofertilizer Production. In *Sugarcane Biorefinery, Technology and Perspectives*; Santos, F., Rabelo, S.C., De Matos, M., Eichler, P., Eds.; Academic Press, 2020; pp. 179–194 ISBN 978-0-12-814236-3.
177. Eusébio, A.; Mateus, M.; Baeta-Hall, L.; Almeida-Vara, E.; Duarte, J.C. Microflora Evaluation of Two Agro-Industrial Effluents Treated by the JACTO Jet-Loop Type

Reactor System. *Water Science and Technology* **2005**, *51*, 107–112, doi:10.2166/wst.2005.0013.

178. Moreira, V.R.; Carpanez, T.G.; Santos, F.S. dos; Santos, L.S.; Fernandes, D. dos S.; França-Neta, L.S.; Lange, L.C.; Amaral, M.C.S. Circular Economy in Biorefineries: Scale-up of Anaerobic/Aerobic Membrane Bioreactors for Vinasse Recycling. *Journal of Cleaner Production* **2022**, *377*, 134448, doi:10.1016/j.jclepro.2022.134448.
179. Silva, A.F.R.; Magalhães, N.C.; Cunha, P.V.M.; Amaral, M.C.S.; Koch, K. Influence of COD/SO42− Ratio on Vinasse Treatment Performance by Two-Stage Anaerobic Membrane Bioreactor. *Journal of Environmental Management* **2020**, *259*, 110034, doi:10.1016/j.jenvman.2019.110034.
180. Turker, M.; Dereli, R.K. Long Term Performance of a Pilot Scale Anaerobic Membrane Bioreactor Treating Beet Molasses Based Industrial Wastewater. *Journal of Environmental Management* **2021**, *278*, 111403, doi:10.1016/j.jenvman.2020.111403.
181. Satyawali, Y.; Balakrishnan, M. Performance Enhancement with Powdered Activated Carbon (PAC) Addition in a Membrane Bioreactor (MBR) Treating Distillery Effluent. *Journal of Hazardous Materials* **2009**, *170*, 457–465, doi:10.1016/j.jhazmat.2009.04.074.
182. Zhang, N.; Wu, C.; Zhang, J.; Han, S.; Peng, Y.; Song, X. Impacts of Lipids on the Performance of Anaerobic Membrane Bioreactors for Food Wastewater Treatment. *Journal of Membrane Science* **2023**, *666*, 121104, doi:10.1016/j.memsci.2022.121104.
183. Saha, S.; Hussain, A.; Lee, J.; Lee, E.; Lee, H.-S. An Integrated Leachate Bed Reactor – Anaerobic Membrane Bioreactor System (LBR-AnMBR) for Food Waste Stabilization and Biogas Recovery. *Chemosphere* **2023**, *311*, 137054, doi:10.1016/j.chemosphere.2022.137054.
184. Ye, M.; Sun, B.; Song, L.; Qin, Y.; Luo, J.; Zhu, A.; Li, Y.-Y. Organic Transformation, Lactic Acid Metabolism, and Membrane Performance in High-Rate Methanogenic Treatment of Dairy Processing Wastewater Using Thermophilic High-Solid Anaerobic Membrane Bioreactor. *Chemical Engineering Journal* **2023**, *455*, 140780, doi:10.1016/j.cej.2022.140780.
185. Chen, H.; Yuan, J.; Xu, Q.; Yang, E.; Yang, T.; Shi, L.; Liu, Z.; Yu, H.; Cao, J.; Zhou, Q.; et al. Swine Wastewater Treatment Using Combined Up-Flow Anaerobic Sludge Blanket and Anaerobic Membrane Bioreactor: Performance and Microbial Community Diversity. *Bioresource Technology* **2023**, *373*, 128606, doi:10.1016/j.biortech.2023.128606.

186. Kalantzis, D.; Daskaloudis, I.; Lacoere, T.; Stasinakis, A.S.; Lekkas, D.F.; De Vrieze, J.; Fountoulakis, M.S. Granular Activated Carbon Stimulates Biogas Production in Pilot-Scale Anaerobic Digester Treating Agro-Industrial Wastewater. *Bioresource Technology* **2023**, *376*, 128908, doi:10.1016/j.biortech.2023.128908.
187. Mahat, S.B.; Omar, R.; Che Man, H.; Mohamad Idris, A.I.; Mustapa Kamal, S.M.; Idris, A.; Shreeshivadasan, C.; Jamali, N.S.; Abdullah, L.C. Performance of Dynamic Anaerobic Membrane Bioreactor (DAnMBR) with Phase Separation in Treating High Strength Food Processing Wastewater. *Journal of Environmental Chemical Engineering* **2021**, *9*, 105245, doi:10.1016/j.jece.2021.105245.
188. Muhamad Ng, S.N.; Idrus, S.; Ahsan, A.; Tuan Mohd Marzuki, T.N.; Mahat, S.B. Treatment of Wastewater from a Food and Beverage Industry Using Conventional Wastewater Treatment Integrated with Membrane Bioreactor System: A Pilot-Scale Case Study. *Membranes* **2021**, *11*, 456, doi:10.3390/membranes11060456.
189. Cheng, H.; Li, Y.; Li, L.; Chen, R.; Li, Y.-Y. Long-Term Operation Performance and Fouling Behavior of a High-Solid Anaerobic Membrane Bioreactor in Treating Food Waste. *Chemical Engineering Journal* **2020**, *394*, 124918, doi:10.1016/j.cej.2020.124918.
190. Lesjean, B.; Huisjes, E.H. Survey of the European MBR Market: Trends and Perspectives. *Desalination* **2008**, *231*, 71–81, doi:10.1016/j.desal.2007.10.022.
191. Yang, W.; Cicek, N.; Ilg, J. State-of-the-Art of Membrane Bioreactors: Worldwide Research and Commercial Applications in North America. *Journal of Membrane Science* **2006**, *270*, 201–211, doi:10.1016/j.memsci.2005.07.010.
192. Musa, M.; Idrus, S.; Che Man, H.; Nik Daud, N. Wastewater Treatment and Biogas Recovery Using Anaerobic Membrane Bioreactors (AnMBRs): Strategies and Achievements. *Energies* **2018**, *11*, 1675, doi:10.3390/en11071675.
193. Gramsik, A.; CABASSUD, corine; SPERANDIO, M.; WISNIEWSKI, C. Bioréacteurs à Membranes et Traitement Des Eaux Usées Alain GRASMICK, Corinne CABASSUD, Mathieu SPERANDIO, Christelle WISNIEWSKI. *Technologie de l'eau* **2007**, doi:https://doi.org/10.51257/a-v1-w4140.
194. Shin, C.; Kim, K.; McCarty, P.L.; Kim, J.; Bae, J. Integrity of Hollow-Fiber Membranes in a Pilot-Scale Anaerobic Fluidized Membrane Bioreactor (AFMBR) after Two-Years of Operation. *Separation and Purification Technology* **2016**, *162*, 101–105, doi:10.1016/j.seppur.2016.02.019.

195. Jalilnejad, E.; Sadeghpour, P.; Ghasemzadeh, K. 1 - Advances in Membrane Bioreactor Technology. In *Current Trends and Future Developments on (Bio-) Membranes*; Basile, A., Ghasemzadeh, K., Jalilnejad, E., Eds.; Elsevier, 2020; pp. 1–29 ISBN 978-0-12-816822-6.
196. Shahid, M.K.; Kashif, A.; Rout, P.R.; Aslam, M.; Fuwad, A.; Choi, Y.; Banu J, R.; Park, J.H.; Kumar, G. A Brief Review of Anaerobic Membrane Bioreactors Emphasizing Recent Advancements, Fouling Issues and Future Perspectives. *Journal of Environmental Management* **2020**, *270*, 110909, doi:10.1016/j.jenvman.2020.110909.
197. Gagnaire, J.; Moulin, P.; Marrot, B. Bioréacteurs à Membranes : Un Intérêt Grandissant. Eau Ind. Nuis. **2008**, 64-74.
198. Tchobanoglous, G.; Franklin, B.; Stensel, D. Wastewater Engineering, Treatment and Reuse (New York: McGraraw-Hill,Inc.). **2003**.
199. Maleki, E.; Bokhary, A.; Leung, K.; Liao, B.Q. Long-Term Performance of a Submerged Anaerobic Membrane Bioreactor Treating Malting Wastewater at Room Temperature (23 ± 1 °C). *Journal of Environmental Chemical Engineering* **2019**, *7*, 103269, doi:10.1016/j.jece.2019.103269.
200. Sawadogo, B.; Konaté, Y.; Lesage, G.; Zaviska, F.; Monnot, M.; Heran, M.; Karambiri, H. Brewery Wastewater Treatment Using MBR Coupled with Nanofiltration or Electrodialysis: Biomass Acclimation and Treatment Efficiency. *Water Science and Technology* **2018**, *77*, 2624–2634, doi:10.2166/wst.2018.232.
201. Kulesha, O.; Maletskyi, Z.; Ratnaweera, H. State-of-the-Art of Membrane Flux Enhancement in Membrane Bioreactor,. *Cogent Engineering* **2018**, *5:1, 1489700*, doi:DOI: 10.1080/23311916.2018.1489700.
202. Orantes, J.; Wisniewski, C.; Heran, M.; Grasmick, A. The Influence of Operating Conditions on Permeability Changes in a Submerged Membrane Bioreactor. *Separation and Purification Technology* **2006**, *52*, 60–66, doi:10.1016/j.seppur.2006.03.016.
203. Huang, Z.; Ong, S.L.; Ng, H.Y. Submerged Anaerobic Membrane Bioreactor for Low-Strength Wastewater Treatment: Effect of HRT and SRT on Treatment Performance and Membrane Fouling. *Water Research* **2011**, *45*, 705–713, doi:10.1016/j.watres.2010.08.035.
204. Balcıoğlu, G.; Yilmaz, G.; Gönder, Z.B. Evaluation of Anaerobic Membrane Bioreactor (AnMBR) Treating Confectionery Wastewater at Long-Term Operation under Different Organic Loading Rates: Performance and Membrane Fouling. *Chemical Engineering Journal* **2021**, *404*, 126261, doi:10.1016/j.cej.2020.126261.

205. Seyhi, B.; Droguil, P.; Buelna, G.; Blais, J.-F.; Heran, M. Record. État Actuel Des Connaissances Des Procédés de Bio… – Revue Des Sciences de l'eau / Journal of Water Science – Érudit , , , And Available online: https://www.erudit.org/en/journals/rseau/1900-v1-n1-rseau5004724/1006478ar/abstract/ (accessed on 21 January 2022).
206. Chen, H.; Chang, S.; Guo, Q.; Hong, Y.; Wu, P. Brewery Wastewater Treatment Using an Anaerobic Membrane Bioreactor. *Biochemical Engineering Journal* **2016**, *105*, 321–331, doi:10.1016/j.bej.2015.10.006.
207. Stuckey, D.C. Recent Developments in Anaerobic Membrane Reactors. *Bioresource Technology* **2012**, *122*, 137–148, doi:10.1016/j.biortech.2012.05.138.
208. Cirja, M.; Ivashechkin, P.; Schäffer, A.; Corvini, P.F.X. Factors Affecting the Removal of Organic Micropollutants from Wastewater in Conventional Treatment Plants (CTP) and Membrane Bioreactors (MBR). *Rev Environ Sci Biotechnol* **2008**, *7*, 61–78, doi:10.1007/s11157-007-9121-8.
209. Delgado, S.; Villarroel, R.; González, E.; Morales, M. *Aerobic Membrane Bioreactor for Wastewater Treatment – Performance Under Substrate-Limited Conditions.*; 2011;
210. Ashadullah, A.K.M.; Shafiquzzaman, Md.; Haider, H.; Alresheedi, M.; Azam, M.S.; Ghumman, A.R. Wastewater Treatment by Microalgal Membrane Bioreactor: Evaluating the Effect of Organic Loading Rate and Hydraulic Residence Time. *Journal of Environmental Management* **2021**, *278*, 111548, doi:10.1016/j.jenvman.2020.111548.
211. Gavala, H.N.; Angelidaki, I.; Ahring, B.K. Kinetics and Modeling of Anaerobic Digestion Process. *Adv Biochem Eng Biotechnol* **2003**, *81*, 57–93, doi:10.1007/3-540-45839-5_3.
212. Hill, D.T.; Barth, C.L. A Dynamic Model for Simulation of Animal Waste Digestion. *Journal (Water Pollution Control Federation)* **1977**, *49*, 2129–2143.
213. Boone, D.R.; Johnson, R.L.; Liu, Y. Diffusion of the Interspecies Electron Carriers H2 and Formate in Methanogenic Ecosystems and Its Implications in the Measurement of Km for H2 or Formate Uptake. *Applied and Environmental Microbiology* **1989**, *55*, 1735, doi:10.1128/aem.55.7.1735-1741.1989.
214. Nouhou Moussa, A.W.; Sawadogo, B.; Konate, Y.; Thianhoun, B.; Sidibe, S.D.S.; Heran, M. Influence of Solid Retention Time on Membrane Fouling and Biogas Recovery in Anerobic Membrane Bioreactor Treating Sugarcane Industry Wastewater in Sahelian Climate. *Membranes* **2023**, *13*, 710, doi:10.3390/membranes13080710.

215. Bernard, O.; Hadj-Sadok, Z.; Dochain, D.; Genovesi, A.; Steyer, J.P. Dynamical Model Development and Parameter Identification for an Anaerobic Wastewater Treatment Process. *Biotechnol Bioeng* **2001**, *75*, 424–438, doi:10.1002/bit.10036.
216. Adelodun, B.; Ogunshina, M.S.; Ajibade, F.O.; Abdulkadir, T.S.; Bakare, H.O.; Choi, K.S. Kinetic and Prediction Modeling Studies of Organic Pollutants Removal from Municipal Wastewater Using Moringa Oleifera Biomass as a Coagulant. *Water* **2020**, *12*, 2052, doi:10.3390/w12072052.
217. Casu, S.; Crispino, N.A.; Farina, R.; Mattioli, D.; Ferraris, M.; Spagni, A. Wastewater Treatment in a Submerged Anaerobic Membrane Bioreactor. *Journal of Environmental Science and Health, Part A* **2012**, *47*, 204–209, doi:10.1080/10934529.2012.640562.
218. Tawfik, A.; Sobhey, M.; Badawy, M. Treatment of a Combined Dairy and Domestic Wastewater in an Up-Flow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) Reactor Followed by Activated Sludge (AS System). *Desalination* **2008**, *227*, 167–177, doi:10.1016/j.desal.2007.06.023.
219. Sawadogo, B.; Konaté, Y.; Sossou, S.K.; Ado Saidou, N.F.; Nouhou Moussa, A.W.; Karambiri, H. Removal of Sulphate Ions from Borehole Water Using Nanofiltration and Reverse Osmosis. *Water* **2022**, *14*, 3422, doi:10.3390/w14213422.
220. APHA, A. *WEF (2005) Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*; National government publication, Washington, DC https://www. worldcat. org …, 2007;
221. NF T90-029 Available online: https://www.boutique.afnor.org/en-gb/standard/nf-t90029/water-quality-determination-of-dry-residues-at-105-c-and-180-c/fa120432/20118 (accessed on 8 May 2023).
222. NFT 90-105-2 (1997). Water Quality –Dosage of Suspended Solids – Centrifugation Method Available online: https://infostore.saiglobal.com/en-us/Standards/NFT-90-105-2-1997-53668_SAIG_AFNOR_AFNOR_116016/ (accessed on 8 May 2023).
223. Patsios, S.I.; Michailidou, S.; Pasentsis, K.; Makris, A.M.; Argiriou, A.; Karabelas, A.J. Analysis of Microbial Community Dynamics during the Acclimatization Period of a Membrane Bioreactor Treating Table Olive Processing Wastewater. *Applied Sciences* **2019**, *9*, 3647, doi:10.3390/app9183647.
224. Cheng, H.; Li, Y.; Guo, G.; Zhang, T.; Qin, Y.; Hao, T.; Li, Y.-Y. Advanced Methanogenic Performance and Fouling Mechanism Investigation of a High-Solid Anaerobic Membrane Bioreactor (AnMBR) for the Co-Digestion of Food Waste and Sewage Sludge. *Water Research* **2020**, *187*, 116436, doi:10.1016/j.watres.2020.116436.

225. Sato, Y.; Zhao, Y.-J.; Hori, T.; Aoyagi, T.; Inaba, T.; Aizawa, H.; Ogata, A.; Habe, H. Transition of Microbial Community Structures after Development of Membrane Fouling in Membrane Bioreactors (MBRs). *AMB Expr* **2020**, *10*, 18, doi:10.1186/s13568-020-0959-2.
226. Wijekoon, K.C.; Visvanathan, C.; Abeynayaka, A. Effect of Organic Loading Rate on VFA Production, Organic Matter Removal and Microbial Activity of a Two-Stage Thermophilic Anaerobic Membrane Bioreactor. *Bioresource Technology* **2011**, *102*, 5353–5360, doi:10.1016/j.biortech.2010.12.081.
227. Elisabeth, A.C. Rôle des gaz dissous dans la digestion anaérobie par voie sèche de déchets ligno-cellulosiques. *Université de montpellier, 2015MONTS211, ftel-02060619v2f* **2015**.
228. Liu, X. Valorisation énergétique de la biomasse lignocellulosique par digestion anaérobie: Prétraitement fongique aérobie. Microbiologie et Parasitologie. *INSA de LYON* **2015**.
229. Spagni, A.; Casu, S.; Grilli, S. Decolourisation of Textile Wastewater in a Submerged Anaerobic Membrane Bioreactor. *Bioresource Technology* **2012**, *117*, 180–185, doi:10.1016/j.biortech.2012.04.074.
230. Santos, F.S.; Ricci, B.C.; França Neta, L.S.; Amaral, M.C.S. Sugarcane Vinasse Treatment by Two-Stage Anaerobic Membrane Bioreactor: Effect of Hydraulic Retention Time on Changes in Efficiency, Biogas Production and Membrane Fouling. *Bioresource Technology* **2017**, *245*, 342–350, doi:10.1016/j.biortech.2017.08.126.
231. Aslam, M.; Ahmad, R.; Yasin, M.; Khan, A.L.; Shahid, M.K.; Hossain, S.; Khan, Z.; Jamil, F.; Rafiq, S.; Bilad, M.R.; et al. Anaerobic Membrane Bioreactors for Biohydrogen Production: Recent Developments, Challenges and Perspectives. *Bioresource Technology* **2018**, *269*, 452–464, doi:10.1016/j.biortech.2018.08.050.
232. Sahinkaya, E.; Isler, E.; Yurtsever, A.; Coban, I. Sulfidogenic Treatment of Acid Mine Drainage Using Anaerobic Membrane Bioreactor. *Journal of Water Process Engineering* **2019**, *31*, 100816, doi:10.1016/j.jwpe.2019.100816.
233. Seo, H.; Cho, K.; Shin, J.; Lee, M.; Park, J.; Lee, B.C.; Song, K.G. Linking Process Performances and Core Microbial Community Structures in Anaerobic Membrane Bioreactor with Rotatory Disk (ARMBR) System Fed with High-Strength Food Waste Recycling Wastewater. *Bioresource Technology* **2019**, *291*, 121918, doi:10.1016/j.biortech.2019.121918.

234. Wang, S.; Ma, C.; Pang, C.; Hu, Z.; Wang, W. Membrane Fouling and Performance of Anaerobic Ceramic Membrane Bioreactor Treating Phenol- and Quinoline-Containing Wastewater: Granular Activated Carbon vs Polyaluminum Chloride. *Environ Sci Pollut Res* **2019**, *26*, 34167–34176, doi:10.1007/s11356-018-3802-4.
235. Maleki, E. Psychrophilic Anaerobic Membrane Bioreactor (AnMBR) for Treating Malting Plant Wastewater and Energy Recovery. *Journal of Water Process Engineering* **2020**, *34*, 101174, doi:10.1016/j.jwpe.2020.101174.
236. Pacheco-Ruiz, S.; Heaven, S.; Banks, C.J. Effect of Mean Cell Residence Time on Transmembrane Flux, Mixed-Liquor Characteristics and Overall Performance of a Submerged Anaerobic Membrane Bioreactor. *Environmental Technology* **2017**, *38*, 1263–1274, doi:10.1080/09593330.2016.1225127.
237. Zamorano-López, N.; Moñino, P.; Borrás, L.; Aguado, D.; Barat, R.; Ferrer, J.; Seco, A. Influence of Food Waste Addition over Microbial Communities in an Anaerobic Membrane Bioreactor Plant Treating Urban Wastewater. *Journal of Environmental Management* **2018**, *217*, 788–796, doi:10.1016/j.jenvman.2018.04.018.
238. He, C.; Yang, C.; Yuan, S.; Hu, Z.; Wang, W. Effects of Sludge Retention Time on the Performance of Anaerobic Ceramic Membrane Bioreactor Treating High-Strength Phenol Wastewater. *Archaea* **2020**, *2020*, 1–10, doi:10.1155/2020/8895321.
239. Nilusha, R.T.; Yu, D.; Zhang, J.; Wei, Y. Effects of Solids Retention Time on the Anaerobic Membrane Bioreactor with Yttria-Based Ceramic Membrane Treating Domestic Wastewater at Ambient Temperature. *Membranes* **2020**, *10*, 196, doi:10.3390/membranes10090196.
240. Kiani Deh Kiani, M.; Parsaee, M.; Safieddin Ardebili, S.M.; Reyes, I.P.; Fuess, L.T.; Karimi, K. Different Bioreactor Configurations for Biogas Production from Sugarcane Vinasse: A Comprehensive Review. *Biomass and Bioenergy* **2022**, *161*, 106446, doi:10.1016/j.biombioe.2022.106446.
241. Durán, F.; Robles, Á.; Giménez, J.B.; Ferrer, J.; Ribes, J.; Serralta, J. Modeling the Anaerobic Treatment of Sulfate-Rich Urban Wastewater: Application to AnMBR Technology. *Water Research* **2020**, *184*, 116133, doi:10.1016/j.watres.2020.116133.
242. Gonçalves, M.M.M.; da Costa, A.C.A.; Leite, S.G.F.; Sant'Anna, G.L. Heavy Metal Removal from Synthetic Wastewaters in an Anaerobic Bioreactor Using Stillage from Ethanol Distilleries as a Carbon Source. *Chemosphere* **2007**, *69*, 1815–1820, doi:10.1016/j.chemosphere.2007.05.074.

243. Parsaee, M.; Kiani Deh Kiani, M.; Karimi, K. A Review of Biogas Production from Sugarcane Vinasse. *Biomass and Bioenergy* **2019**, *122*, 117–125, doi:10.1016/j.biombioe.2019.01.034.
244. Awe, O.W.; Zhao, Y.; Nzihou, A.; Minh, D.P.; Lyczko, N. A Review of Biogas Utilisation, Purification and Upgrading Technologies. *Waste and Biomass Valorization* **2017**, *8*, p.267-283, doi:10.1007/s12649-016-9826-4.
245. Chen, X.Y.; Vinh-Thang, H.; Ramirez, A.A.; Rodrigue, D.; Kaliaguine, S. Membrane Gas Separation Technologies for Biogas Upgrading. *RSC Adv.* **2015**, *5*, 24399–24448, doi:10.1039/C5RA00666J.
246. Lovato, G.; Albanez, R.; Triveloni, M.; Ratusznei, S.M.; Rodrigues, J.A.D. Methane Production by Co-Digesting Vinasse and Whey in an AnSBBR: Effect of Mixture Ratio and Feed Strategy. *Appl Biochem Biotechnol* **2019**, *187*, 28–46, doi:10.1007/s12010-018-2802-7.
247. Svojitka, J.; Dvořák, L.; Studer, M.; Straub, J.O.; Frömelt, H.; Wintgens, T. Performance of an Anaerobic Membrane Bioreactor for Pharmaceutical Wastewater Treatment. *Bioresour Technol* **2017**, *229*, 180–189, doi:10.1016/j.biortech.2017.01.022.
248. Akram, A.; Stuckey, D.C. Biomass Acclimatisation and Adaptation during Start-up of a Submerged Anaerobic Membrane Bioreactor (SAMBR). *Environmental Technology* **2008**, *29*, 1053–1065, doi:10.1080/09593330802175856.
249. Legiburkina DECRET N°20151205/ PRESTRANS/ PM/MERH/MEF/MARHASA/MS/MRA/MICA/MME/MIDT/MATD Du 28 Octobre 2015 Portant Normes et Conditions de Déversements Des Eaux Usées. JO N°01 DU 07 JANVIER 2016. Normes et Conditions de Déversements Des Eaux Usées Dans Les Milieux Récepteurs En Application Des Dispositions Du Code de l'environnement Au Burkina Faso. 2016.
250. OMS V1 Directives OMS Pour l'utilisation sans Risques Des Eaux Usées, Des Excreta et Des Eaux Ménagères; Volume 1: Considérations d'ordre Politique et Réglementaire, 2012. 2012.
251. OMS V2 Directives OMS Pour l'utilisation sans Risques Des Eaux Usées, Des Excreta et Des Eaux Ménagères; Volume 2 Utilisation Des Eaux Usées En Agriculture:, 2012. 2012.
252. Tulashie, S.K.; Kotoka, F. Kinetics and Thermodynamic Studies on Moringa Oleifera Oil Extraction for Biodiesel Production via Transesterification. *Biofuels* **2022**, *13*, 341–349, doi:10.1080/17597269.2019.1697041.

253. Bassey, K.; Mabowe, M.; Mothibe, M.; Witika, B.A. Chemical Characterization and Nutritional Markers of South African Moringa Oleifera Seed Oils. *Molecules* **2022**, *27*, 5749, doi:10.3390/molecules27185749.
254. Shan, T.C.; Matar, M.A.; Makky, E.A.; Ali, E.N. The Use of Moringa Oleifera Seed as a Natural Coagulant for Wastewater Treatment and Heavy Metals Removal. *Appl Water Sci* **2017**, *7*, 1369–1376, doi:10.1007/s13201-016-0499-8.
255. Boukandoul, S.; Casal, S.; Zaidi, F. The Potential of Some Moringa Species for Seed Oil Production. *Agriculture* **2018**, *8*, doi:10.3390/agriculture8100150.
256. Dieng, I.M.; Sarr, A.; Sourabie, S.; Badji-Diatta, K.; Ka, A.; Kabore, C.F.W.; Diatta, W.; Fall, A.D. Physico-Chemical Characterization of Moringa Oleifera Lam (Moringaceae) Seed Oil Harvested from Burkina Faso. *Pharmacopée et médecine traditionnelle africaine* **2023**, *21*, 125–130.
257. Ndabigengesere, A.; Subba Narasiah, K. Quality of Water Treated by Coagulation Using Moringa Oleifera Seeds. *Water Research* **1998**, *32*, 781–791, doi:10.1016/S0043-1354(97)00295-9.
258. Narasiah, K.S.; Vogel, A.; Kramadhati, N.N. Coagulation of Turbid Waters Using Moringa Oleifera Seeds from Two Distinct Sources. *Water Supply* **2002**, *2*, 83–88, doi:10.2166/ws.2002.0154.
259. Parmar, K.; Dabhi, Y.; Patel, R.; Prajapati, S. Effectiveness of Moringa Oleifera as Natural Coagulant Aid for Waste Water Treatment of Dairy Industry. **2012**, 5.
260. Amin, A.A.; Soliman, H.A.; Hashem, K.S. Moringa Oleifera Seeds Extract Improves the Quality of Treated Wastewater of Byad-Elarab Plant, Beni-Suef, Egypt. *Egyptian Journal of Chemistry* **2022**, *65*, 887–894, doi:10.21608/ejchem.2022.154571.6679.
261. Kalibbala, H.M.; Wahlberg, O.; Hawumba, T.J. The Impact of Moringa Oleifera as a Coagulant Aid on the Removal of Trihalomethane (THM) Precursors and Iron from Drinking Water. *Water Supply* **2009**, *9*, 707–714, doi:10.2166/ws.2009.671.
262. Hendrawati, H.; Yuliastri, I.; Nurhasni, N.; Rohaeti, E.; Effendi, H.; Darusman, L. The Use of Moringa Oleifera Seed Powder as Coagulant to Improve the Quality of Wastewater and Ground Water. *IOP Conference Series: Earth and Environmental Science* **2016**, *31*, 012033, doi:10.1088/1755-1315/31/1/012033.
263. RAKOTONIRIANA, H.J. CONTRIBUTION A LA PREPARATION ET A L'ETUDE DE SYNERGIE DES FLOCULANTS LOCAUX DANS LES TRAITEMENTS DES EAUX. *UNIVERSITE D'ANTANANARIVO* 2020.

264. Bailon-Salas, A.; Ordaz-Diaz, L. Evaluation of Opuntia Ficus-Indica Potential as a Natural Coadjuvant for Vinasse Treatment. *Bioresources* **2021**, *16*, 6031–6056, doi:10.15376/biores.16.3.6031-6056.
265. Tchamongo, S.R. Traitement Électrolytique d'un Effluent d'une Tannerie Artisanale : Étude Comparative de l'efficacité de l'électrocoagulation Avec Les Électrodes d'aluminium et de La Coagulation Chimique Avec Du Sulfate d'aluminium Available online: http://generis-publishing.com/book.php?title=traitement-electrolytique-dun-effluent-dune-tannerie-artisanale-etude-comparative-de-lefficacite-de-lelectrocoagulation- (accessed on 23 December 2023).
266. Chee, V.; Chong, C.H.; Choo, C.M.; Choong, T. Combined Natural and Chemical Coagulants to Remove Fluoride from Wastewater. *IOP Conference Series: Materials Science and Engineering* **2020**, *778*, 012129, doi:10.1088/1757-899X/778/1/012129.
267. Bouaouine, O.; Baudu, M.; Khalil, F.; Chtioui, H.; Hicham, Z. Comparative Study between Moroccan Cactus and Chemicals Coagulants for Textile Effluent Treatment. *J. Mater. Environ. Sci.* **2017**, *8*, 2687–2693.
268. Jagaba, A.H.; Kutty, S.R.M.; Hayder, G.; Baloo, L.; Ghaleb, A.A.S.; Lawal, I.M.; Abubakar, S.; Al-dhawi, B.N.S.; Almahbashi, N.M.Y.; Umaru, I. Degradation of Cd, Cu, Fe, Mn, Pb and Zn by Moringa-Oleifera, Zeolite, Ferric-Chloride, Chitosan and Alum in an Industrial Effluent. *Ain Shams Engineering Journal* **2021**, *12*, 57–64, doi:10.1016/j.asej.2020.06.016.
269. R.s, A.-W.; A.k, M.; S.r, H.; I.e, A.; S.r, H. A Pilot Model for Slaughterhouse Wastewater Treatment Using Moringa Oleifera Seed Husks, Pods and Extract Followed by Aeration. **2019**.
270. Elsergany, M. The Potential Use of Moringa Peregrina Seeds and Seed Extract as a Bio-Coagulant for Water Purification. *Water* **2023**, *15*, 2804.
271. Lester-Card, E.; Smith, G.; Lloyd, G.; Tizaoui, C. A Green Approach for the Treatment of Oily Steelworks Wastewater Using Natural Coagulant of Moringa Oleifera Seed. *Bioresource Technology Reports* **2023**, *22*, 101393, doi:10.1016/j.biteb.2023.101393.
272. Ahmad, A.L.; Ooi, B.S. A Study on Acid Reclamation and Copper Recovery Using Low Pressure Nanofiltration Membrane. *Chemical Engineering Journal* **2010**, *156*, 257–263, doi:10.1016/j.cej.2009.10.014.
273. Zhu, W.-P.; Sun, S.-P.; Gao, J.; Fu, F.-J.; Chung, T.-S. Dual-Layer Polybenzimidazole/Polyethersulfone (PBI/PES) Nanofiltration (NF) Hollow Fiber

Membranes for Heavy Metals Removal from Wastewater. *Journal of Membrane Science* **2014**, *456*, 117–127, doi:10.1016/j.memsci.2014.01.001.

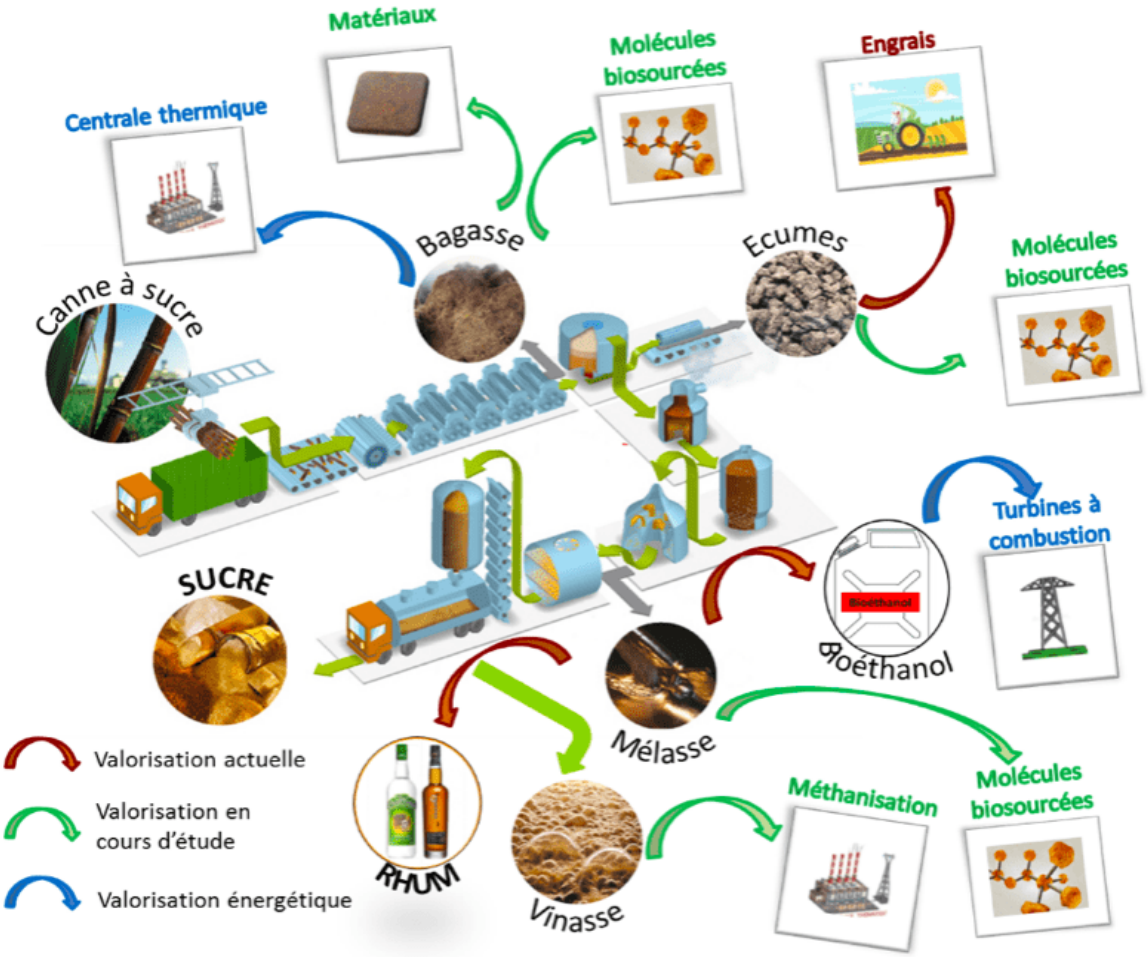
274. Diaz-Reinoso, B.; Moure, A.; Gonzalez, J.; Dominguez, H. A Membrane Process for the Recovery of a Concentrated Phenolic Product from White Vinasses. *Chemical Engineering Journal* **2017**, *327*, 210–217, doi:10.1016/j.cej.2017.06.088.
275. Fernández-Medrano, V.; Cuartas-Uribe, B.; Bes-Piá, M.-A.; Mendoza-Roca, J.-A. Application of Nanofiltration and Reverse Osmosis Membranes for Tannery Wastewater Reuse. *Water* **2022**, *14*, 2035, doi:10.3390/w14132035.
276. Elcik, H.; Celik, S.O.; Cakmakci, M.; Özkaya, B. Performance of Nanofiltration and Reverse Osmosis Membranes for Arsenic Removal from Drinking Water. *Desalination and Water Treatment* **2016**, *57*, 20422–20429, doi:10.1080/19443994.2015.1111812.
277. Thaçi, B.S.; Gashi, S.T. Reverse Osmosis Removal of Heavy Metals from Wastewater Effluents Using Biowaste Materials Pretreatment. *Pol. J. Environ. Stud.* **2018**, *28*, 337–341, doi:10.15244/pjoes/81268.
278. Rashid, W.; Alkalidy, I.; Jalhoom, M. Effect of Operating Conditions on the Removal of Heavy and Radioactive Elements by Reverse Osmosis Membrane. *Al-Qadisiyah Journal for Engineering Sciences* **2020**, *13*, 240–245, doi:10.30772/qjes.v13i3.665.
279. Benyahia, B.; Sari, T.; Harmand, J.; Cherki, B. Modeling of the Soluble Microbial Products (SMP) in Anaerobic Membrane BioReactors (AMBR): Equilibria and Stability of the AM2b Model. *IFAC Proceedings Volumes* **2011**, *44*, 3789–3794, doi:10.3182/20110828-6-IT-1002.01195.
280. Zaatri, A. Determination of Logistic Model Parameters From AM2 Model for Methane Production for Batch Bioreactors. *EUR J SUSTAIN DEV RES* **2021**, *5*, em0171, doi:10.21601/ejosdr/11258.
281. Fedailaine, M.; Moussi, K.; Khitous, M.; Abada, S.; Saber, M.; Tirichine, N. Modeling of the Anaerobic Digestion of Organic Waste for Biogas Production. *Procedia Computer Science* **2015**, *52*, 730–737, doi:10.1016/j.procs.2015.05.086.
282. Hajji, A.; Louartassi, Y.; Garoum, M.; Laaroussi, N.; Rhachi, M. Modification and Extension of the Anaerobic Model N°2 (AM2) for the Simulation of Anaerobic Digestion of Municipal Solid Waste. *Int. J. Renew. Energy Dev.* **2023**, *12*, 913–922, doi:10.14710/ijred.2023.52798.
283. Draa, K.C. Observation and Control of Anaerobic Digestion Processes for Improved Biogas Production. phdthesis, Université de Lorraine ; Université du Luxembourg, 2017.

284. Chiu, S.-F.; Chiu, J.-Y.; Kuo, W.-C. Biological Stoichiometric Analysis of Nutrition and Ammonia Toxicity in Thermophilic Anaerobic Co-Digestion of Organic Substrates under Different Organic Loading Rates. *Renewable Energy* **2013**, *57*, 323–329, doi:10.1016/j.renene.2013.01.054.
285. Sawadogo, B. Traitement des eaux usées industrielles par des procédés membranaires sous climat sahélien : cas des eaux usées de brasserie au Burkina Faso. phdthesis, Université Montpellier ; Institut international d'ingénierie de l'eau et de l'environnement, 2018.
286. Andrade, L.H.; Mendes, F.D.S.; Espindola, J.C.; Amaral, M.C.S. REUSE OF DAIRY WASTEWATER TREATED BY MEMBRANE BIOREACTOR AND NANOFILTRATION: TECHNICAL AND ECONOMIC FEASIBILITY. *Braz. J. Chem. Eng.* **2015**, *32*, 735–747, doi:10.1590/0104-6632.20150323s00003133.
287. Iglesias, R.; Simón, P.; Moragas, L.; Arce, A.; Rodriguez-Roda, I. Cost Comparison of Full-Scale Water Reclamation Technologies with an Emphasis on Membrane Bioreactors. *Water Science and Technology* **2017**, *75*, 2562–2570, doi:10.2166/wst.2017.132.
288. Berland, J.-M.; Juery *Les Procédés Membranaires Pour Le Traitement de l'eau.Document Technique FNDAE N 14,*; 2002;
289. Perez-Sanz, F.J.; Sarge, S.M.; van der Veen, A.; Culleton, L.; Beaumont, O.; Haloua, F. First Experimental Comparison of Calorific Value Measurements of Real Biogas with Reference and Field Calorimeters Subjected to Different Standard Methods. *International Journal of Thermal Sciences* **2019**, *135*, 72–82, doi:10.1016/j.ijthermalsci.2018.06.034.
290. Okonkwo, U.C.; Onokpite, E.; Onokwai, A.O. Comparative Study of the Optimal Ratio of Biogas Production from Various Organic Wastes and Weeds for Digester/Restarted Digester. *Journal of King Saud University - Engineering Sciences* **2018**, *30*, 123–129, doi:10.1016/j.jksues.2016.02.002.
291. Rong, C.; Wang, T.; Luo, Z.; Li, Y.-Y. Achieving Low-Carbon Municipal Wastewater Treatment by Anaerobic Membrane Bioreactor at Seasonal Temperatures: A Pilot Scale Investigation on Reducing Sludge Yield and Greenhouse Gas Emissions. *Chemical Engineering Journal* **2023**, *463*, 142415, doi:10.1016/j.cej.2023.142415.
292. Hafiz, M.; Hawari, A.H.; Alfahel, R.; Hassan, M.K.; Altaee, A. Comparison of Nanofiltration with Reverse Osmosis in Reclaiming Tertiary Treated Municipal

Wastewater for Irrigation Purposes. *Membranes* **2021**, *11*, 32, doi:10.3390/membranes11010032.

293. Adda, A.; Naceur, W.; Abbas, M. Modélisation et Optimisation de La Consommation d'énergie d'une Station de Dessalement Par Procédé d'osmose Inverse En Algérie. **2016**, *19*, 2–157.

Annexe 1 : Chaine de transformation de la canne à sucre et valeur ajoutée



Annexe 2 : Eaux usées à la SN SOSUCO

Annexe 3 : coagulants utilisés pour les opérations de jar test

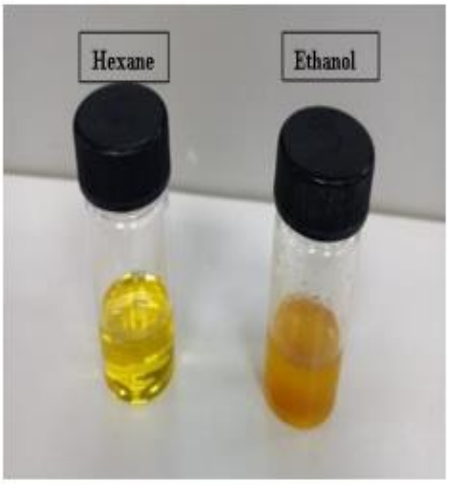
MO avec coques

MO sans coques

Sulfate d'alumine

MO extrait avec Hexane

MO extrait avec éthanol

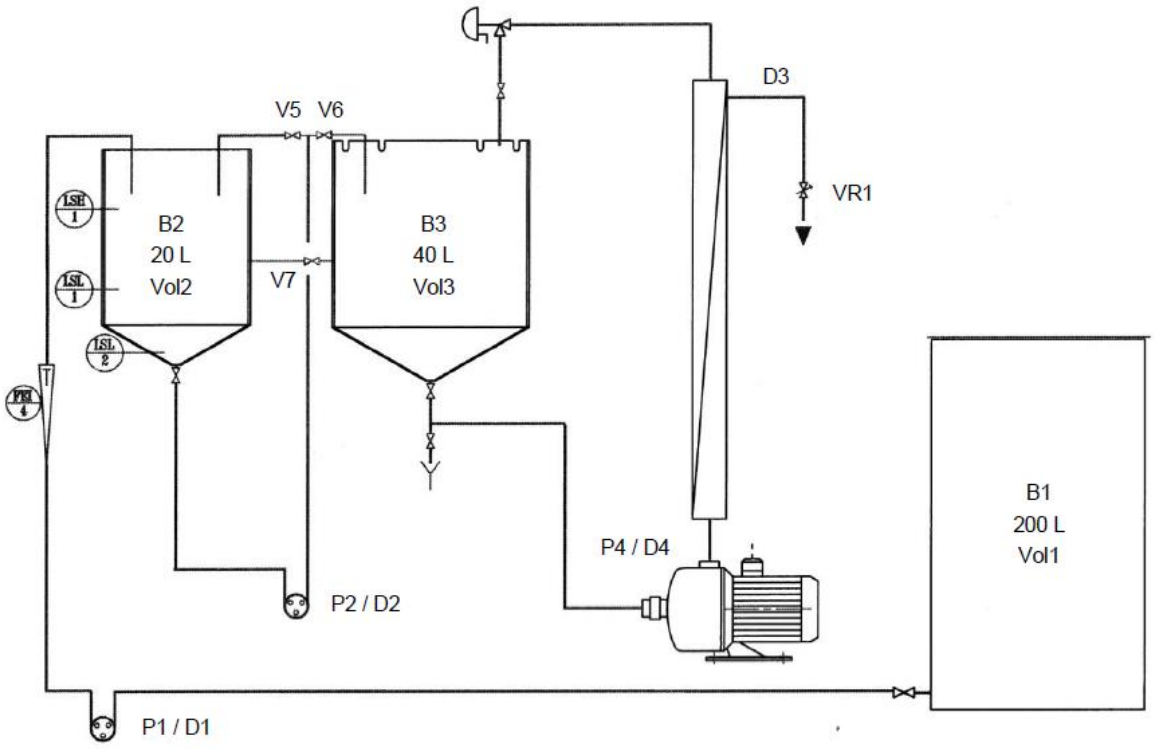


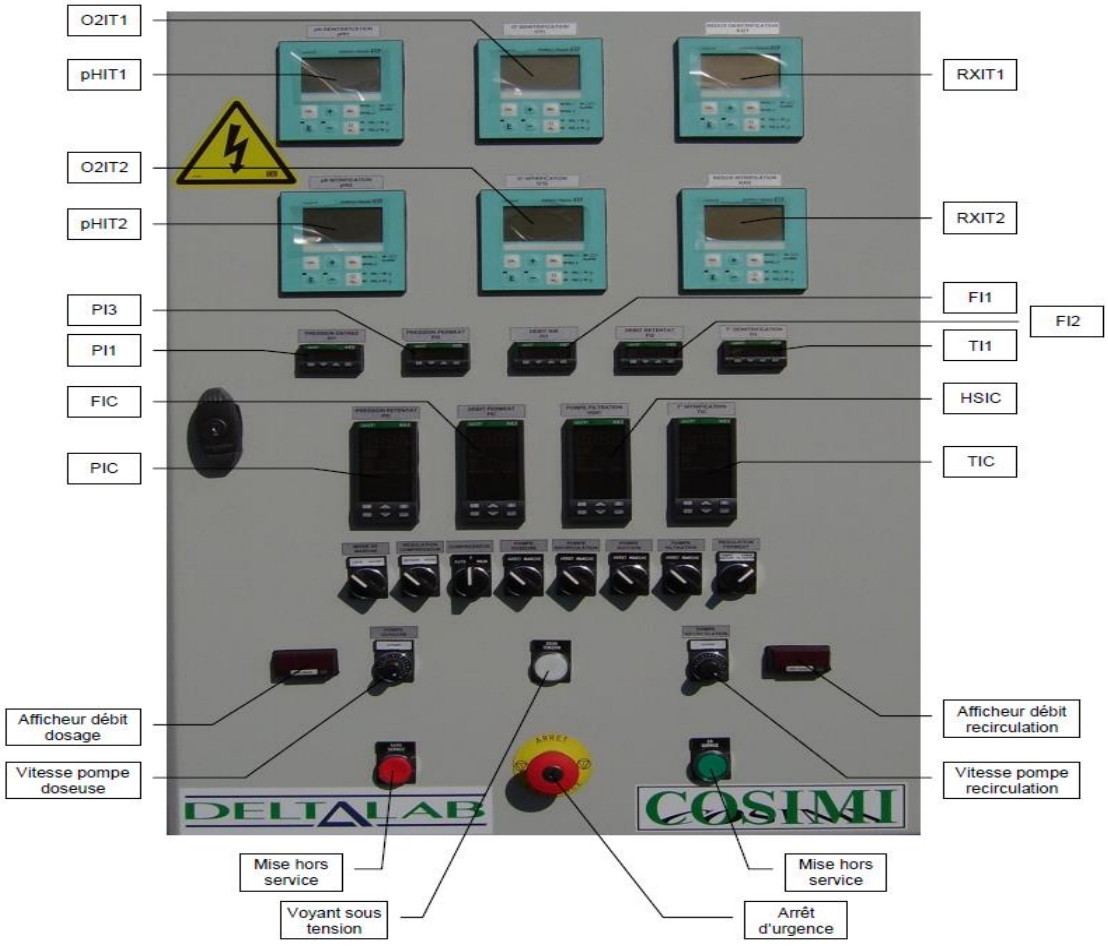
Huile après extraction

Annexe 4 : les différentes étapes d'extraction des huiles des grains de moringa avec l'hexane et l'éthanol

- Sécher un ballon de 500mL pendant 30 minutes à l'étuve à 105°C puis le transférer dans un dessiccateur et le laisser refroidir jusqu'à température ambiante. Peser au mg près, le ballon vide et noter sa masse (M1) ;
- Remplir ce ballon de 300 mL de solvant (Hexane ou Éthanol) ;
- Mettre la cartouche contenant la prise d'essai de l'échantillon (15g de poudre de moringa, M0) et fermée par du coton hydrophile dans le soxhlet puis réaliser le montage réfrigérant-soxhlet et ballon ;
- Mettre en marche le circuit ou appareil de refroidissement et vérifier l'écoulement de l'eau de refroidissement dans le réfrigérant ;
- Mettre en marche le chauffe ballon et régler de façon à ce que le chauffage soit modéré ;
- Laisser extraire pendant 6h soit 20 cycles (un cycle est obtenu après passage du solvant du corps d'extraction vers le ballon) puis laisser refroidir ;
- Enlever la cartouche d'extraction et placer dans un courant d'air afin d'éliminer la majeure partie du solvant résiduel ;
- Avec précaution, transférer l'hexane encore retenu dans le soxhlet, dans le ballon ;
- Boucher le ballon contenant le solvant et l'extrait avec un bouchon en verre ;
- Afin de séparer le solvant de l'huile extraite, procéder à la distillation, à 45°C, de l'extrait obtenu à l'aide de l'évaporateur rotatif ;
- Une fois la séparation des deux composants achevés, placer le ballon à l'étuve à 105°C pendant 30 min et le laisser refroidir à température ambiante au dessiccateur puis peser le ballon et son contenu (M2).

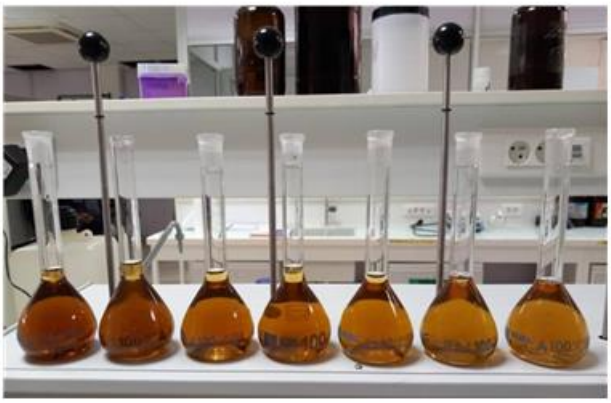
Annexe 5 : Coffret technique et schéma du bioréacteur à membrane





Annexe 6 : Vue arrière du pilot de Nanofiltration

Annexes 7 : les différents surnageants après les opérations de jar test



Grains de Moringa Olefeira avec coques (MO+C)

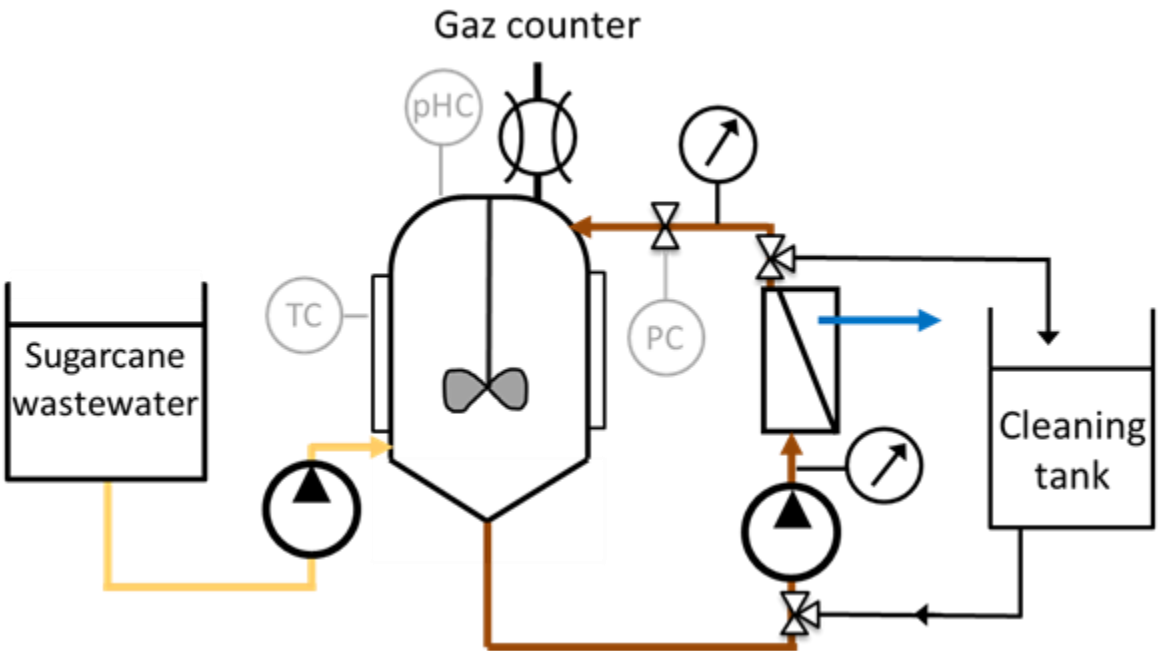
Grains de Moringa Olefeira sans coques (MO+C)

Grains de Moringa Olefeira extraites avec l'éthanol

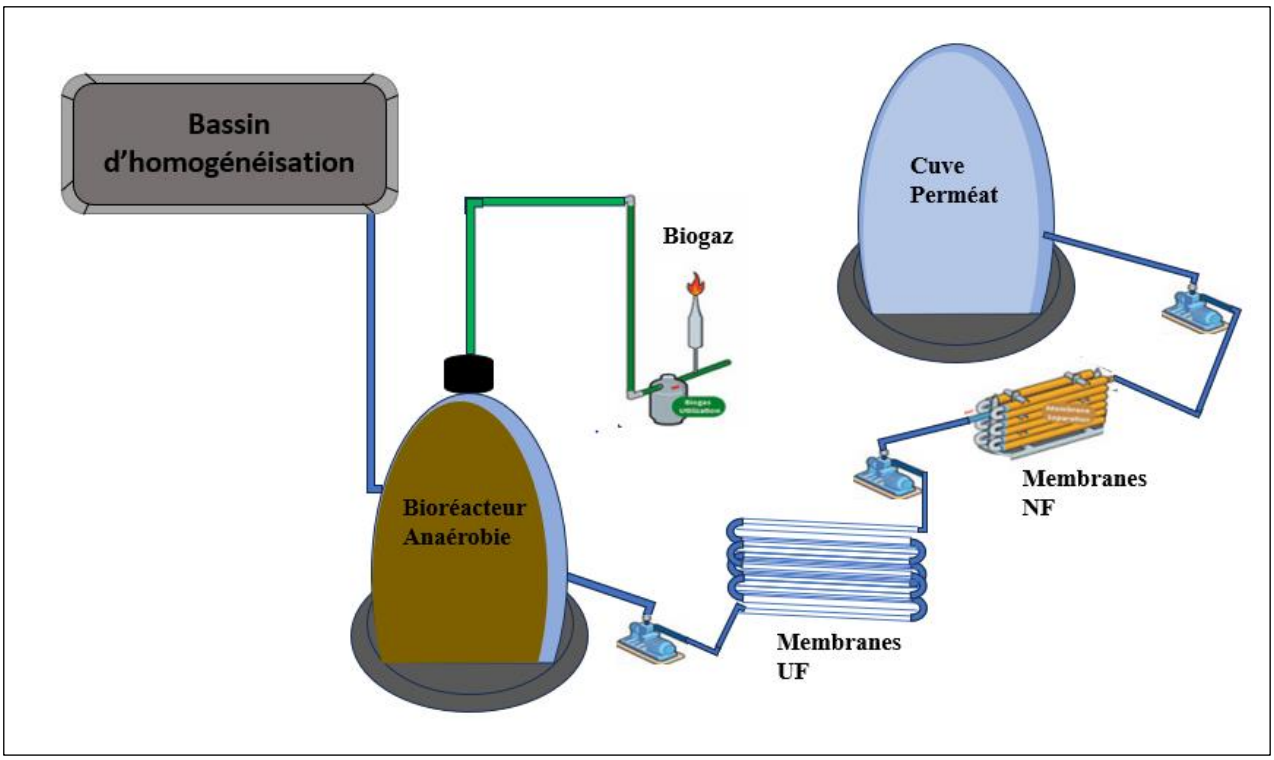
Grains de Moringa Olefeira extraites avec l'hexane

Sulfate d'alumine

Annexe 8 : Schéma synoptique du bioréacteur à membrane anaérobie



Annexe9 :DECRETN°20151205/PRESTRANS/PM/MERH/MEF/MARHASA/MS/MRA/MICA/MME/MIDT/MATD du 28 octobre 2015 portant normes et conditions de déversements des eaux usées. JO N°01 DU 07 JANVIER 2016

N°	Paramètres	Valeurs limites
1	aluminium total	5 mg/l
2	azote Kjeldahl	35 mg/l;
3	arsenic total	0,2 mg/l
4	bioxyde de chlore	0,05 mg/l
5	bore	5 mg/l
6	brome actif	0,1 mg/l
7	cadmium total	1 mg/l;
8	chlore actif	0,05 mg/l
9	chrome III dissous	2 mg/l
10	chrome VI	0,5 mg/l;
11	chrome total	5 mg/l
12	coliformes fécaux	2000 UFC/100ml
13	cuivre total	2 mg/l
14	cyanure facilement décomposable	1 mg/l
15	DBO5	40mg/l
16	DCO	150mg/l
17	détergents totaux	5 mg/l
18	étain total	4 mg/l
19	fer total	10 mg/l
20	fluorures	10 mg/l
21	teneur en hydrocarbures non polaires	10 mg/l
22	manganèse total	5 mg/l
23	matières décantables	1 ml/l
24	matières en suspension (MES)	60 mg/l ou 150 mg/l
25	matières extractibles à l'éther pétrole	20 mg/l
26	mercure total	0,05 mg/l
27	nickel total	4 mg/l;
28	pesticides organiques chlorés	0,003 mg/l
29	pH	6,5 et 9,0
30	phénols (composés phénolé	2 mg/l
31	phosphore total	70% éliminés des eaux usées traités
32	plomb total	2mg/l
33	salmonelles	par 1000 ml 0 UFC/l
34	solvants chlorés	0,1 mg/l
35	streptocoques fécaux	2000 UFC/100ml
36	sulfures	2mg/l
37	température	40°C
38	zinc total	5 mg/l

Annexe 10 : représentation de la station de traitement des eaux usées à la SN SOSUCO par bioréacteur à membrane anaérobie couplé à la nanofiltration.