



HAL
open science

Traitement des eaux usées industrielles par des procédés membranaires sous climat sahélien : cas des eaux usées de brasserie au Burkina Faso

Boukary Sawadogo

► **To cite this version:**

Boukary Sawadogo. Traitement des eaux usées industrielles par des procédés membranaires sous climat sahélien : cas des eaux usées de brasserie au Burkina Faso. Génie des procédés. Université Montpellier; Institut international d'ingénierie de l'eau et de l'environnement, 2018. Français. NNT : 2018MONTG085 . tel-02071743

HAL Id: tel-02071743

<https://theses.hal.science/tel-02071743>

Submitted on 18 Mar 2019

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

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



THÈSE EN COTUTELLE

Pour obtenir le grade de

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

Ecole doctorale Sciences et Technologies de l'Eau, l'Energie et l'Environnement
Spécialité : **Eau**

DOCTEUR DE L'UNIVERSITE DE MONTPELLIER (UM)

Ecole doctorale Biodiversité, Agriculture, Alimentation, Environnement, Terre, Eau
Spécialité : **Génie des procédés**

Présentée et soutenue publiquement par

SAWADOGO Boukary

Le 8 décembre 2018

Réf/2018-04

Traitement des eaux usées industrielles par des procédés membranaires sous climat sahélien : cas des eaux usées de brasserie au Burkina Faso

JURY

M. Courfia DIAWARA , Professeur, Université Assane Seck de Ziguinchor, Sénégal	Président
M. Nicolas BERNET , Directeur de recherche, INRA Narbonne, France	Examineur
M. Yacouba KONATE , Maître de Conférences, 2iE, Burkina Faso	Examineur
M. Geoffroy LESAGE , Maître de Conférences, Université de Montpellier, France	Examineur
M. Inoussa ZONGO , Maître de Recherche, IRSAT/CNRST, Burkina Faso	Rapporteur
M. Nicolas ROCHE , Professeur, Université d'Aix-Marseille, France	Rapporteur
M. Marc HERAN , Professeur, Université de Montpellier, France	Directeur de Thèse
M. Harouna KARAMBIRI , Professeur, 2iE, Burkina Faso	Directeur de Thèse

Laboratoire Eaux Hydro-Systèmes et Agriculture (LEHSA), 2iE
Institut Européen des Membranes (IEM), UM

Résumé

Les industries de production de boissons génèrent quotidiennement des volumes importants d'eaux usées. Du fait des résidus de production mais aussi de l'utilisation de produits de lavage et de désinfection, ces rejets industriels, en plus d'être chargés en matière organique, contiennent des polluants minéraux indésirables comme le sodium. L'utilisation d'un traitement par Bioréacteur à Membranes (BàM) permet de dégrader la pollution organique tout en favorisant en aval la mise en place de traitements plus poussés comme l'osmose inverse (OI), l'électrodialyse (ED) et la nanofiltration (NF) qui permettront par leurs performances, une réutilisation des eaux usées traitées. Ainsi, différents pilotes de BàM (membranes organiques immergées, céramiques recirculées) couplés à des pilotes de NF/OI et/ou ED ont été utilisés afin de valider la pertinence des technologies membranaires dans le contexte climatique sahélien pour une réutilisation des effluents de l'industrie de production de bières et de boissons gazeuses. L'évolution de la biomasse dans le réacteur biologique et les performances épuratoires des systèmes ont été suivies. Les résultats obtenus montrent que la composition des eaux usées industrielles étudiées connaît des variations importantes avec des teneurs moyennes de demande chimique en oxygène (DCO), de sodium et de pH de 5 gO₂/L, 0,5 g/L et de 11 respectivement. Le fonctionnement des installations montre que l'évolution des microorganismes dans le réacteur biologique est fortement influencée par les conditions opératoires comme le pH et la température. Ensuite la charge organique a directement influencé la production de boue, le temps de séjour des boues (SRT) a impacté le colmatage des membranes et les performances mécaniques ont joué sur la croissance des microorganismes. L'élimination de la pollution organique a été influencée par l'acclimatation de la biomasse et par la charge massique dans le réacteur. Des rendements d'élimination de la DCO compris entre 93 et 96 % ont été obtenus aussi bien en conditions aérobie qu'anaérobie. Le sodium a été très peu retenu par le traitement au BàM avec des rendements d'élimination faibles. Lors du traitement des eaux usées réelles, le taux de conversion observé lors du traitement aérobie est de l'ordre de 0,166 kgMVS/kgDCO alors que le rendement moyen de production de biogaz avec le BàM anaérobie est estimé à 0,21±0,03 L biogaz/gDCO éliminé pour un débit moyen journalier de biogaz de 89±40 L/j. L'utilisation de la NF en post-traitement du BàM permet d'affiner le traitement aussi bien de la matière organique dissoute que des ions. Quant à l'ED, si elle permet une meilleure élimination de la salinité, la matière organique dissoute, elle n'est pratiquement pas impactée. Les concentrations de sodium dans les produits finaux de traitement avec la NF et l'ED sont inférieures à 150 mg/L autorisant ainsi une possible réutilisation des

eaux traitées pour l'irrigation et un déversement sans risque dans l'environnement. Aujourd'hui, le coût d'exploitation de la station de traitement de la Brakina est évalué à 136 FCFA/m³ d'eau traitée (0,21 euro/m³ d'eau traitée) dont environ 72% consacrés à la neutralisation des eaux usées par l'addition d'acide concentré. L'amélioration du traitement par les technologies Bàm-NF requiert un investissement estimé à 3,8 milliards de FCFA (5,7 millions d'euros). Les charges d'exploitation sont ensuite évaluées à 322 FCFA/m³ d'eau traitée (0,49 euro/m³ d'eau traitée) pour un Bàm aéré contre 227 FCFA/m³ d'eau traitée (0,35 euro/m³ d'eau traitée) pour un Bàm anaérobie soit une économie de 30%. La construction d'un tel système permettrait de valoriser les eaux usées dans des activités de maraîchage en aval de la station de traitement de Kossodo et générerait ainsi des centaines d'emplois permanents avec des revenus nets supérieurs à 12 millions FCFA/mois (18 675 euros/mois) améliorant ainsi l'empreinte environnementale et la politique sociale de la Brakina. Toutefois, les investissements importants et la disponibilité spatiale pourraient être les principales contraintes à la mise en œuvre de ce projet.

Mots clés : bioréacteur à membrane, eaux usées industrielles, électrolyse, industrie de production de boissons, nanofiltration

Abstract

The beverage industries generate large volumes of wastewater daily. Due to production residues and washing and disinfecting products, these industrial discharges, in addition to being loaded with organic matter, contain mineral pollutants such as sodium. Thus, the treatment scheme is composed of a membrane bioreactor (MBR) for the degradation of organic pollution followed by reverse osmosis (RO) and/or electro dialysis (ED) and/or nanofiltration (NF) which are efficient processes for the removal of dissolved inorganic pollutants. Several lab-scale pilot as MBR or NF and ED were used to study the treatment of effluents from the beer and soft drinks industry using membrane technologies in the Sahelian climate context (high temperature and need to recycle water). The influence of the operating conditions on the facilities running was also evaluated with a focus on biomass evolution and the treatment efficiency. The results obtained show that the characteristics of the industrial wastewater used vary significantly with average levels of chemical oxygen demand (COD) of 5 gO₂/L, sodium of 0.5 g/L and pH of 11. The evolution of the microorganisms in the biological reactor is influenced by the operating conditions like the pH and the temperature. Then, the organic load of the feed directly influenced the sludge production, the sludge retention time (SRT) impacted the membrane fouling and the mechanical performances played a role on the growth of microorganisms. Elimination of organic pollution was influenced by the acclimation of the biomass and by the mass loading in the reactor. COD removal efficiencies between 93 and 96% were obtained both aerobically and anaerobically. Sodium was poorly retained by MBR treatment with low retention rates. During the treatment of actual wastewater, the conversion rate observed during aerobic treatment is in the order of 0.166 kgVSS/kgCOD whereas the average biogas production yield with anaerobic MBR is estimated at 0.21±0.03 L biogas/gCOD removed for an average biogas daily flow rate of 89±40 L/d. The application of NF downstream MBR pilot has led to higher quality effluents with removal of both dissolved organic matter and ions. ED led to better salinity removal as a result of MBR but less of dissolved organic matter. The sodium concentrations in the final products of treatments obtained with NF and ED are less than 150 mg/L thus allowing a possible reuse of treated water for irrigation and a safe rejection in the environment. Considering the different activities, the operating cost of the current Brakina pre-treatment station is estimated at 136 FCFA/m³ of treated water (0.21 euro/m³ of treated water), of which about 72% for the neutralization of wastewater by the addition of concentrated acid. Improving treatment with MBR-NF coupling shows an investment estimated at 3.8 billion FCFA (5.7 million euros). Operating expenses are estimated at 322 FCFA/m³ of treated water

(0.49 euro/m³ of treated water) for an aerated MBR compared to 227 FCFA/m³ of treated water (0.34 euro/m³ of treated water) for anaerobic MBR is a decrease of 30%. The construction of such a system could lead to the sustainability of market gardening downstream of the Kossodo treatment plant and generate hundreds of permanent jobs with net revenues of more than 12 million FCFA/month (18.675 euros/month). Also, this could be a showcase for the social and environmental policy of Brakina. However, the major investments, the space requirements that the implementation of this proposal requires and the unavailability on site of technical competence for the maintenance of the system could be the main constraints to the implementation of this project.

Key words: beverage production industry, electrolysis, industrial wastewater, membrane bioreactor, nanofiltration

Remerciements

Cette thèse a été réalisée en cotutelle entre l'Institut International d'Ingénierie de l'Eau et de l'Environnement (2iE) et l'Université de Montpellier (UM). Elle a bénéficié du soutien financier du projet Centres d'Excellence Africains de la Banque Mondiale (CEA-BM), du bureau de la coopération suisse (DDC) et d'un appui logistique du projet INNOV-Eau financé par l'Agence Française pour le Développement (AFD). Je souhaite exprimer ma reconnaissance à ces bailleurs pour leurs accompagnements.

Que les Professeurs Amadou Hama MAIGA, Harouna KARAMBIRI et Marc HERAN trouvent en ces mots, l'expression de mes très vifs remerciements. Le premier a été l'initiateur du projet de thèse et les deux autres l'ont, en tant que co-directeurs conduit à terme. Chacun de ces éminents chercheurs, en acceptant de diriger ce travail m'ont offert l'opportunité de profiter de leurs riches expériences scientifiques et de leurs connaissances des sciences de l'ingénieur.

Je tiens également à remercier les Docteurs Yacouba KONATE, Geoffroy LESAGE et Francois ZAVISKA pour leur pleine et entière implication, leurs conseils avisés et l'attention particulière qu'ils ont accordé à la réalisation et à l'examen de ce travail.

Je tiens à exprimer ma profonde gratitude au Professeur Courfia Kéba DIAWARA qui a accepté de juger ce travail et de présider le jury de soutenance. Mes remerciements vont aussi à l'endroit de Professeur Nicolas ROCHE, Docteur Ynoussa ZONGO et Docteur Nicolas BERNET pour l'honneur qu'ils m'ont fait en prenant de leur temps pour rapporter ou examiner ce travail. Je leur sais gré et leur exprime ma sincère gratitude.

Je remercie les collègues du département Eau-Assainissement et du laboratoire LEHSA à 2iE, pour qui mes absences pendant mes mobilités à Montpellier, ont rimé quelques fois avec augmentation de charges de travail et insuffisances d'accompagnement pour les activités pédagogiques et de recherche. Merci à vous.

Ce travail est aussi le résultat d'une collaboration avec plusieurs partenaires du secteur industriel : les Brasseries du Burkina (Brakina), l'Hôtel Laico, l'Office National de l'Eau et de l'Assainissement (ONEA) et le Groupe CMI. Je remercie tout particulièrement Messieurs Simplicite SOME (Directeur des usines de Brakina), Sâa-dê-kian SOMDA (Responsable Technique de l'Hôtel Laico), Jean OUEDRAOGO (Directeur de l'Assainissement de l'ONEA)

et Docteur Emmanuel RUTMAN (Responsable du développement des affaires en Afrique) de CMI ENVIRONMENT.

Je suis reconnaissant aux doctorants et stagiaires du LEHSA à 2iE et de l'IEM à l'UM pour la parfaite et conviviale ambiance que vous avez su créer et qui nous donnait une motivation supplémentaire de travailler au laboratoire, pour vos conseils et pour tous les services rendus. Je n'oublie pas le personnel du service d'appui technique de 2iE et de l'IEM dont les interventions ont permis de venir à bout des angoisses liées aux caprices des pilotes. Une pensée spéciale à Zoukifli, Céline, Mahfoud, Petra, Salima, Herman, Abdoul Wahab, Nasser, Federica, Isabelle, Patrice, Daniel, Bruno, Valerie, Moustapha, Salif, Noël, Sohamai, Maximilien, Richard, Mougabé, Roland, Cheick, Gloria, Lae-Titia, Millogo et Ben Mohamed.

Je ne saurai terminer sans exprimer ma reconnaissance à mon épouse Laurence et à mes enfants Noura, Kenza, Rachidat et Fadel, qui ont certainement souffert de mes absences pendant mes séjours à Montpellier. Je voudrais les assurer de mon amour et de ma reconnaissance.

Enfin, j'adresse mes remerciements à mes parents, mes frères et sœurs, à toute ma famille et à mes amis, pour leur soutien constant et leur contribution à la réalisation de ce travail.

Production scientifique

Publications

- [1] **Sawadogo, B.**, Konaté, Y., Lesage, G., Mougoué Djanni, H., Zaviska, F., Heran, M. and Karambiri, H. 2018. Beer and soft drinks industry wastewater treatment using an anoxic-aerobic membrane bioreactor (MBR) coupling with nanofiltration in Sahelian context. *Desalination and Water Treatment*, 126, 32-39. (Publié en juillet 2018)

- [2] **Sawadogo, B.**, Konaté, Y., Lesage, G., Monnot, M., Zaviska, F., Heran, M. and Karambiri, H. 2018. Brewery wastewater treatment using MBR coupled with nanofiltration or electrodialysis : biomass acclimation and treatment efficiency. *Water Science and Technology*, 77(11), 2624-2634. (Publié en mai 2018)

- [3] **Sawadogo, B.**, Konaté, Y., Lesage, G., Zaviska, F., Moussa Nouhou, A. W., Heran, M. and Karambiri, H. Anaerobic membrane bioreactor coupled with nanofiltration for beverage industry wastewater treatment. (En préparation).

- [4] **Sawadogo, B.**, Konaté, Y., Lesage, G., Zaviska, F., Issa Boukary, M. N., Heran, M. and Karambiri, H. Water footprint of the beverage industry in Burkina Faso : optimization and sustainable solutions. (En préparation).

Communications

- [1] **Sawadogo, B.**, Konaté, Y., Lesage, G., Mougoué Djanni, H., Zaviska, F., Heran, M. and Karambiri, H. Beer and soft drinks industry wastewater treatment using an anoxic-aerobic membrane bioreactor (MBR) coupling with nanofiltration in Sahelian context. The 6th Maghreb Conference on Desalination and Water Treatment (CMDTE 2017), 17-20 décembre 2017, Hammamet, Tunisie. **Best oral communication award.**

- [2] **Sawadogo, B.**, Konaté, Y., Lesage, G., Monnot, M., Zaviska, F., Heran, M. and Karambiri, H. Two stages anoxic-aerobic MBR coupled with nanofiltration or electrodialysis for brewery wastewater treatment : biomass acclimation and treatment efficiency. 5^{ème} édition des Doctoriales 2iE, 13-14 juin 2017, Ouagadougou, Burkina Faso. **Premier Prix d'excellence et Prix du public.**

- [3] **Sawadogo, B.,** Konaté, Y., Lesage, G., Monnot, M., Zaviska, F., Heran, M. and Karambiri, H. Brewery wastewater treatment using MBR coupled with nanofiltration or electro dialysis : biomass acclimation and treatment efficiency. 1st Fronteer International Conference on Wastewater Treatment (FICTW 2017), 21-24 mai 2017, Palermo, Italia.
- [4] **Sawadogo, B.,** Konaté, Y., Lesage, G., Heran, M. and Maiga, A. H. Brewery industrial wastewater treatment by MBR in sahel region : the preliminary results. The 5th Maghgreb Conférence on Desalination and Water Treatment (CMDTE 2015), 21-24 décembre 2015, Hammamet, Tunisie. **Best poster award.**

Table des matières

Résumé	I
Abstract	III
Remerciements	V
Production scientifique	VII
Table des matières	IX
Liste des tableaux	XII
Liste des figures	XIII
Liste des sigles et abréviations.....	XV
INTRODUCTION GENERALE	1
Chapitre I : SYNTHESE BIBLIOGRAPHIQUE	7
I.1 Les eaux usées.....	8
I.1.1 Les eaux usées industrielles	9
I.1.2 Les eaux usées d'industrie de production de boissons	10
I.2 Les procédés de traitement des eaux usées d'industrie de boissons	12
I.2.1 Les procédés physico-chimiques	13
I.2.2 Les procédés biologiques	15
I.2.3 Les procédés électrochimiques et d'oxydation avancée	20
I.3 Traitement de la pollution minérale	21
I.3.1 Traitement de l'azote	21
I.3.2 Traitement du phosphore	23
I.3.3 Elimination du sodium.....	24
I.4 Les technologies membranaires	24
I.4.1 Le Bioréacteur à Membrane (BàM)	26
I.4.2 La nanofiltration	37
I.4.3 L'électrodialyse	40
Conclusion partielle.....	43

Chapitre II : MATERIEL ET METHODES	44
II.1 Dispositifs expérimentaux	45
II.1.1 Le pilote de Bàm 1	45
II.1.2 Le pilote de Bàm 2	47
II.1.3 Le pilote de Bàm 3	49
II.1.4 Le pilote de Bàm 4	50
II.1.5 Le pilote de nanofiltration 1 (NF1).....	51
II.1.6 Le pilote de nanofiltration 2 (NF2).....	53
II.1.7 Le pilote d'électrodialyse (ED)	54
II.2 Boues d'inoculation et substrats d'alimentation.....	55
II.2.1 Boues d'inoculation	55
II.2.2 Substrat d'acclimatation	57
II.2.3 Eaux usées synthétiques de brasserie	57
II.2.4 Eaux usées réelles d'industrie de production de bière et de boissons gazeuses	57
II.3 Techniques analytiques.....	58
II.3.1 Suivi des fractions organiques	58
II.3.2 Suivi des MES et des MVS	58
II.3.3 Suivi des espèces ioniques.....	60
II.3.4 Suivi de l'activité bactérienne et de l'évolution de la biomasse.....	60
II.3.5 Spectroscopie de fluorescence d'émission excitation 3D (3DEEM).....	61
II.4 Caractérisation des eaux usées de la brasserie.....	63
II.5 Traitement d'eaux usées de brasserie par Bàm aérobie	63
II.6 Traitement d'eaux usées de brasserie par Bàm anaérobie.....	66
Conclusion partielle.....	67
 Chapitre III : TRAITEMENT D'EFFLUENTS D'INDUSTRIE DE PRODUCTION DE BOISSONS PAR Bàm AEROBIE.....	 68
III.1 Caractéristiques des eaux usées d'industrie de production de boissons.....	69
III.2 Evolution de la biomasse.....	74
III.3 Performances épuratoires du Bàm aéré	79
III.3.1 Traitement de la matière organique.....	79

III.3.2 Traitement de l'azote.....	83
III.4 Etude du colmatage des membranes	84
III.5 Post traitement des effluents du Bàm avec la nanofiltration et l'électrolyse	88
Conclusion partielle.....	91
Chapitre IV : TRAITEMENT D'EAUX USEES D'INDUSTRIE DE PRODUCTION DE BOISSONS PAR Bàm ANAEROBIE	93
IV.1 Evolution de la biomasse	94
IV.2 Performances épuratoires du Bàm anaérobie	100
IV.3 Evolution de la PTM et étude du colmatage	102
IV.4 Production de biogaz.....	104
IV.5 Post-traitement des effluents du Bàm avec la nanofiltration.....	105
Chapitre V : ETUDE TECHNICO ECONOMIQUE DE L'INSTALLATION D'UNE UNITE DE TRAITEMENT DES EAUX USEES DE BRASSERIE PAR COUPLAGE Bàm/NF	108
V.1 Présentation du site d'étude.....	109
V.2 Etat des lieux de la gestion des eaux usées de l'unité industrielle	112
V.2.1 Caractérisation des eaux usées	112
V.2.2 Performances de la station de pretraitement de la Brakina	115
V.2.3 Evaluation des couts de traitement des eaux usées	116
V.3 Proposition d'un nouveau système de traitement des eaux usées de l'unité industrielle	119
V.3.1 Paramètres de dimensionnement	119
V.3.2 Evaluation des conditions d'installation d'un nouveau système de traitement.....	125
V.3.3 Evaluation des avantages et contraintes de l'installation d'un nouveau système de... traitement.....	130 130
CONCLUSION GENERALE	133
PERSPECTIVES.....	137
REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES.....	139
ANNEXES.....	160

Liste des tableaux

Tableau 1.1 Caractéristiques d'eaux usées d'industries de production de boissons	12
Tableau 1.2 Les procédés de traitement utilisés et opérations unitaires associées (Simate et al., 2011).....	13
Tableau 1.3 Comparaison des procédés de traitement aérobie et anaérobie (Jaiyeola and Bwapwa, 2016).....	20
Tableau 1.4 Comparaison des performances des bioréacteurs aérobie et anaérobie (Lin et al., 2013).....	37
Tableau 2.1 Cycle de filtration sur le pilote Bàm 1	46
Tableau 2.2 Caractéristiques de la membrane utilisée pour le pilote Bàm 1	47
Tableau 2.3 Caractéristiques de la membrane utilisée avec le pilote Bàm 2.....	48
Tableau 2.4 Caractéristiques des membranes de NF et ED	52
Tableau 2.5 Caractéristiques des boues ayant servies à l'inoculation des pilotes.....	56
Tableau 2.6 Conditions opératoires des Bàm 1 et 2	65
Tableau 2.7 Conditions opératoires appliquées aux Bàm 3 et 4	67
Tableau 3.1 Caractéristiques des eaux usées de l'industrie de production de boissons.....	70
Tableau 3.2 Taux de conversion observé des boues	76
Tableau 3.3 Concentration des formes azotées au cours des campagnes 1 et 2.....	84
Tableau 3.4 Composition du perméat du Bàm 1 et pourcentages d'élimination de l'ED et la NF.....	88
Tableau 3.5 Caractéristiques physicochimiques de l'alimentation, des perméats et pourcentages d'élimination (campagne 2)	90
Tableau 4.1 Paramètre de pollution et pourcentages d'élimination	106
Tableau 5.1 Caractéristiques des ouvrages de traitement de la STEP de Kossodo.....	111
Tableau 5.2 Caractéristiques des eaux usées de la Brakina pendant les différentes phases de l'étude.....	114
Tableau 5.3 Répartition des charges liées à la gestion de la station de prétraitement de Brakina	118
Tableau 5.4 Paramètres de dimensionnement des Bàm (Andrade et al., 2017)	120
Tableau 5.5 Caractéristiques de la membrane <i>Polymem MF 100L</i>	122
Tableau 5.6 Caractéristiques du réacteur biologique et du compartiment membranaire	123
Tableau 5.7 Caractéristiques de la membrane <i>Polymem NE 2540-70</i>	123
Tableau 5.8 Caractéristiques du système de NF	125
Tableau 5.9 Bilan des dépenses énergétiques du nouveau système de traitement proposé ..	130

Liste des figures

Figure 1.1: Les eaux usées dans le cycle de l'eau (UN WATER, 2017)	9
Figure 1.2 : Consommation d'eau et production d'eaux usées par les principaux secteurs (UN WATER, 2017)	10
Figure 1.3 : Illustration graphique des procédés aérobie et anaérobie (Simate et al., 2011) ..	16
Figure 1.4 : Schéma simplifié d'une opération de séparation membranaire.....	25
Figure 1.5 : BàM à boucle externe (Grasmick et al., 2007)	28
Figure 1.6 : BàM à membrane immergée (Grasmick et al., 2007).....	29
Figure 1.7 : Représentation schématique des membranes d'ED : a) membranes homopolaires et b) membranes bipolaires (Strathmann, 2010)	41
Figure 1.8 : Représentation schématique d'une cellule d'électrolyse industrielle (Strathmann, 2010).....	42
Figure 2.1 : Schéma du BàM 1 (BàM aéré à membrane immergée).....	46
Figure 2.2 : Schéma du BàM 2 (BàM aéré à boucle externe)	49
Figure 2.3 : Piolte BàM 3 (BàM anaérobie à membrane immergée)	50
Figure 2.4 : Schéma du BàM 4 (BàM anaérobie à boucle externe)	51
Figure 2.5 : Représentation schématique du pilote de nanofiltration 1(NF1).....	52
Figure 2.6 : Pilote de nanofiltration 2 (NF2).....	53
Figure 2.7 : Pilote d'électrolyse	54
Figure 2.8 : Dispositif expérimental pour la mesure de l'activité d'une culture bactérienne ..	61
Figure 3.1 : Variations horaires du pH.....	71
Figure 3.2 : Variations journalières du pH.....	72
Figure 3.3 : Variations journalières de la conductivité électrique.....	72
Figure 3.4 : Variations de la DCO et de la DBO5	73
Figure 3.5 : Evolution des MVS au cours de la campagne 1	74
Figure 3.6 : Evolution des MVS au cours de la campagne 2	78
Figure 3.7: Observations microscopiques des boues (grossissement x20)	78
Figure 3.8: Concentration de la DCO et taux d'élimination au cours de la campagne 1	79
Figure 3.9: Evolution de la vitesse de consommation de l'oxygène.....	80
Figure 3.10 : Concentration de la DCO et taux d'élimination au cours de la campagne 2	82
Figure 3.11 : Variation de la PTM au cours de la campagne 1	84
Figure 3.12 : Variation de la PTM au cours de la campagne 2.....	85
Figure 3.13 : Spectre 3DEEM d'extraits du BàM et abattements correspondants.....	87
Figure 3.14 : Pourcentages d'élimination des paramètres dans les différents effluents	91

Figure 4.1 : Evolution des MES et des MVS sur les deux lignes au cours de la campagne 3	95
Figure 4.2 : Evolution du rapport MVS/MES au cours de la campagne 3.....	96
Figure 4.3 : Evolution des MES et MVS au cours de la campagne 4.....	97
Figure 4.4 : Evolution de la DCO du perméat en fonction de la charge volumique au cours de la campagne 4.....	98
Figure 4.5 : Production cumulée de boues au cours de la campagne 4.....	99
Figure 4.6 : Densité des boues a) au début et b) à la fin de la campagne 4	100
Figure 4.7 : Evolution de la DCO au cours de la campagne 4	102
Figure 4.8 : Evolution de la PTM au cours de la campagne 3	103
Figure 4.9 : Evolution de la PTM au cours de la campagne 4	104
Figure 4.10 : Production et rendement du biogaz au cours de la campagne 4.....	105
Figure 4.11 : Pourcentages d'élimination des paramètres dans les effluents lors des traitements par Bàm et NF.....	107
Figure 5.1 : Débits moyens journaliers d'eaux usées produites par Brakina	113
Figure 5.2 : Représentation schématique de la station de prétraitement des eaux usées de Brakina	115
Figure 5.3 : Concentrations de DCO et DBO ₅ dans les rejets de Brakina (Résultats ONEA 2017).....	116
Figure 5.4 : Répartition des charges par activités à la station de prétraitement de la Brakina	119
Figure 5.5 : Représentation schématique du nouveau système de traitement.....	126
Figure 5.6 : Répartition des charges d'investissement de la station proposée	128
Figure 5.7 : Répartition des charges d'exploitation de la station proposée	128

Liste des sigles et abréviations

3DEEM	: Spectroscopie de fluorescence d'émission excitation 3D
λ_{em}	: Longueur d'onde d'émission
λ_{ex}	: Longueur d'onde d'excitation
A	: Surface de la membrane
AOB	: Ammonia oxidizing bacteria
APHA	: American Public Health Association
BàM	: Bioréacteur à membranes
$C_{A,i}$: Concentration du soluté i dans l'alimentation
CE	: Conductivité électrique
CEC	: Capacité d'échange cationique
C_F	: Facteur de concentration
C_m	: Charge massique
COD	: Carbone organique dissout
COT	: Carbone organique total
C_v	: Charge volumique
DBO ₅	: Demande biologique en oxygène
DCO	: Demande chimique en oxygène
EB	: Eau brute
ED	: Electrolyse
EDC	: Electrolyse conventionnelle
EDMB	: Electrolyse à membranes bipolaires
Eh	: Potentiel redox
EPS	: Substances polymériques extracellulaires
EUR	: Eaux usées réelles
EUS	: Eaux usées synthétiques de brasserie
HRT	: Temps de rétention hydraulique
J_w	: Flux d'eau à travers la membrane

K_d	: Taux de décès de la biomasse
LMH	: Litre par mètre carré et par heure (unité de flux volumique : $L/m^2/h$)
L_p	: Perméabilité hydraulique
MEA	: Membrane échangeuse d'anions
MEC	: Membrane échangeuse de cations
MES	: Matière en suspension
MF	: Microfiltration
MO	: Matière organique
MOD	: Matière organique dissoute
MVS	: Matière volatile sèche
NF	: Nanofiltration
NOB	: Nitrite oxidizing bacteria
OAP	: Organismes accumulateurs de phosphore
OI	: Osmose inverse
OMS	: Organisation Mondiale de la Santé
ONEA	: Office national de l'eau et de l'assainissement (Burkina Faso)
OUR	: Oxygen uptake rate
P_a	: Pression d'alimentation
PA	: Polyamide
PES	: Polyéthersulfone
pH	: Potentiel hydrogène
P_p	: Pression du perméat
PP	: Polypropylène
P_r	: Pression du retentât
PS	: Polysulfone
PTM	: Pression transmembranaire
PVC	: Polychlorure de vinyle
PVDF	: Polyfluorure de vinylidène
P_x	: Production journalière de boues

$P_{X \text{ cumulée}}$: Production journalière cumulée de boues
P_{rl}	: Pression de rétrolavage
Q_A	: Débit d'alimentation
Q_p	: Débit du perméat
Q_r	: Débit du retentât
Q_w	: Débit de purge de boues
R_i	: Taux de rétention du soluté i
S	: Concentration de la DCO dans le perméat
SA	: Substrat synthétique d'acclimatation
S_e	: Concentration de la DCO à l'entrée
SMP	: Produits microbiens solubles
SRT	: Temps de rétention solide
S_{si}	: Concentration du substrat organique soluble
T_b	: Temps de séjour des boues
T_H	: Temps de séjour hydraulique
TDS	: Solides totaux dissouts
TFC	: Thin-Film Composite
T_{rl}	: Temps de rétrolavage
TW	: Tap Water (eau du réseau d'eau potable)
UF	: Ultrafiltration
$USEPA$: Agence de Protection Environnemental des Etats-Unis
X	: Concentration de la biomasse dans le réacteur
Y	: Rendement de production de boue
Y_H	: Taux de conversion apparent de la biomasse
Y_{obs}	: Taux de conversion observé

INTRODUCTION GENERALE

L'eau est un partenaire quotidien de l'homme. Utilisée pour satisfaire ses besoins quotidiens de consommation et d'hygiène, elle sert à la boisson, la cuisson des aliments, la production alimentaire et la transformation des produits, l'hygiène corporelle, l'assainissement du cadre de vie, la production d'électricité et l'usage récréatif. Du fait de la croissance démographique, de l'accroissement des besoins pour l'agriculture et l'industrie, du changement des habitudes de consommation, de l'expansion des réseaux d'approvisionnement en eau, des changements climatiques, la demande en eau, dans son ensemble, augmente (Falizi et al., 2018; Quist-Jensen et al., 2015).

Selon des statistiques récentes, la part d'eau utilisée pour l'agriculture est de loin la plus importante devant l'industrie et les besoins domestiques (UN WATER, 2017). L'agriculture en effet, du fait de l'irrigation des champs, utilise de grandes quantités d'eau, plus de 70% des prélèvements totaux d'eau. Pourtant, au moment où l'agriculture doit faire face aux changements climatiques et à des contraintes sans précédent liées aux ressources naturelles, l'urbanisation accélérée et la hausse des revenus sont à l'origine d'une forte demande alimentaire (FAO, 2016). L'irrigation est indissociable de l'intensification de la production agricole et du développement de cultures de contre-saison. Elle permet d'accroître la productivité et donc de répondre aux besoins alimentaires d'une population en constante évolution. Elle est évidemment plus importante dans les pays arides ou semi-arides où les précipitations sont peu abondantes. De plus, les pays en voie de développement subissent souvent en parallèle une forte croissance démographique, ce qui entraîne une augmentation des cultures et donc de l'eau utilisée pour irriguer ces plantes. Cependant, étant donné la constance ou la diminution des ressources en eau douce et compte tenu des besoins de préservation, l'utilisation de l'eau potable pour l'irrigation n'est pas durable. C'est pourquoi, le recours aux sources d'eau non conventionnelles est en pleine expansion.

Ainsi, la réutilisation des eaux usées dans l'agriculture devient de plus en plus nécessaire surtout dans les régions où les ressources en eau sont rares et où les systèmes d'approvisionnement en eau sont fragiles (Al-Khatib et al., 2017; Ayoub et al., 2016; Prazeres et al., 2016; Urbano et al., 2017). De plus, l'irrigation avec les eaux usées ou les eaux usées traitées est bénéfique pour les récoltes en augmentant la production et la productivité de la biomasse, car elle fournit en plus de l'eau, une source précieuse de nutriments (CNP) (Abegunrin et al., 2016; Singh et al., 2012; Urbano et al., 2017). Il apparaît donc clairement que les eaux usées, loin de leur statut de déchets, se présentent aujourd'hui comme une matière première secondaire, une ressource et en

tant que telle suscitent de plus en plus l'attention des pouvoirs publics, des scientifiques et des investisseurs.

Le secteur industriel a été le premier à se pencher sur la valorisation de ses eaux usées, soit parce que la ressource était limitée, soit parce que cela permettait un retour sur investissements. Les industries représentent 20 % des prélèvements totaux d'eau douce pour toutes leurs activités. Parmi elles, les industries de la bière et des boissons gazeuses constituent une part importante de ce secteur dans la plupart des pays (Simate et al., 2011). Elles utilisent l'eau comme l'un des principaux ingrédients pour la production des boissons (Abdel-Fatah et al., 2017; Fillaudeau et al., 2006). L'eau est utilisée notamment pour la production de boissons, le conditionnement, le rinçage, le nettoyage, le refroidissement et l'assainissement. Les quantités d'eau douce consommées sont par exemple évaluées entre 2,5 et 3,5 litres par litre de boisson gazeuse produite (Camperos et al., 2004) et entre 4 et 11 litres par litre de bière fabriquée (Banque Mondiale/IFC, 2007; Braeken et al., 2004; Pettigrew et al., 2015).

La production de boissons génère donc quotidiennement de grands volumes d'eaux usées (Götz et al., 2014; Matošić et al., 2009; Pettigrew et al., 2015). La nature des polluants et les volumes d'eau rejetés varient selon les étapes du processus industriel. L'utilisation de différentes matières premières, ainsi que la variation des opérations de rinçage des réservoirs, des bouteilles et le nettoyage des installations de production entraînent une grande variabilité des effluents générés. Ces eaux usées rejetées sont hautement biodégradables et constituent divers mélanges de produits chimiques provenant de la matière première et des rejets de rinçage ou de nettoyage. Elles se composent principalement de sucre, d'amidon, d'éthanol, d'acides gras, d'édulcorants artificiels, de concentrés de jus de fruit, d'aromatisants, de dioxyde de carbone/acide carbonique dissous, de bicarbonates, de colorants, de conservateurs (acide phosphorique et acide tartrique), d'agents nettoyants (soude) et de sels minéraux utilisés. Le niveau de pH peut varier considérablement d'une zone acide à une zone alcaline avec des valeurs allant de 2 à 12 et peut être influencé par la quantité de produits chimiques (soude caustique, acide phosphorique, acide nitrique) utilisés pour le nettoyage et la désinfection. Les concentrations d'azote et de phosphore présentes dans les effluents dépendent principalement du dosage de la matière première et de la levure. La température obtenue varie de 25 °C à 38 °C et peut parfois augmenter (Brito et al., 2007; Driessen and Vereijken, 2003; Goldammer, 2008; Parawira et al., 2005; Sheldon and Erdogan, 2016).

Le devenir et la gestion de ces eaux usées varient d'une unité à l'autre et sont souvent fonction de la réglementation de ces activités dans la zone où l'unité opère. Certaines sont rejetées directement dans les cours d'eau ou dans le réseau de collecte des eaux usées, tandis que d'autres sont prétraitées avant d'être déversées dans les réseaux d'assainissement et acheminées vers les stations d'épuration (Matošić et al., 2009). Il existe donc des installations de traitement des eaux usées utilisant des techniques physiques, chimiques, biologiques ou une combinaison de ces méthodes (Simate et al., 2011). Mais, en raison d'un certain nombre de facteurs tels que l'augmentation des prix de l'eau douce, la préservation et la disponibilité des ressources en eau ainsi que la durabilité environnementale, de nouvelles approches pour le traitement des eaux usées apparaissent. Nous assistons à un désir de développement d'une utilisation durable de l'eau qui encourage la pratique de réutilisation et de recyclage des eaux usées dans les industries, en particulier dans les brasseries (Götz et al., 2014; Rosa and Beloborodko, 2015). Cependant, l'ultime réutilisation de ces eaux, c'est-à-dire l'irrigation, montre des effets négatifs sur la production agricole, le sol et l'environnement, comme l'augmentation de la salinité du sol (Sodium et Chlorure) et des nutriments dans les zones arides et semi-arides où les précipitations, du fait de leur rareté, ne permettent pas de diminuer ces excès de sels (Abegunrin et al., 2016; Ayoub et al., 2016; Elgallal et al., 2016; Sangaré et al., 2018; Sou/Dakouré et al., 2013).

L'implantation et la mise en service de systèmes d'épuration des eaux usées plus performants et garantissant une bonne qualité des eaux traitées se sont développées dans le secteur industriel. L'utilisation de procédés membranaires pour le traitement des eaux usées industrielles a montré des résultats intéressants (Andrade et al., 2015; Bolzonella et al., 2010; Hoinkis et al., 2012; Norton-Brandão et al., 2013; Yap et al., 2012; Zanetti et al., 2010). L'osmose inverse (OI), la nanofiltration (NF) et l'électrolyse (ED) sont notamment utilisées pour l'élimination des ions et des micropolluants dans les eaux usées industrielles (Jadhav et al., 2016 ; Lin et al., 2014). Mais pour limiter l'impact des eaux usées de brasserie sur l'environnement, le développement de systèmes de traitement compacts et performants tels que le bioréacteur à membrane (BàM) semble être une solution appropriée (Charfi, 2014; Judd, 2008; Neoh et al., 2016). Il combine un traitement biologique en milieu anoxique, anaérobie et/ou aérobie, permettant un traitement quasi-total des polluants organiques, avec la possibilité de produire de l'énergie (méthane), à un traitement physique par rétention sur une membrane assurant une séparation totale des phases solide (la biomasse) et liquide (l'eau traitée), permettant ainsi d'obtenir une eau traitée de grande qualité (Matošić et al., 2009). Le BàM offre plusieurs avantages par rapport aux systèmes conventionnels de boues activées, à savoir la stabilité de la

qualité des effluents traités, la facilité d'exploitation, la faible emprise au sol ou l'élimination absolue des bactéries et de certains virus (Gagnaire et al., 2008). De plus, les Bàm permettent de clarifier et de désinfecter simultanément l'eau sans risque de formation de composés organiques halogénés, permettant ainsi la réutilisation des effluents traités.

D'autre part, sur cette technologie émergente, très peu de données relatives à sa mise en œuvre dans le contexte climatique et environnemental sahélien, où les industries de boissons produisent à la fois de la bière et des boissons gazeuses, sont disponibles. Cette bande située au sud du Sahara traverse le continent africain de la Mauritanie à l'Ethiopie et se caractérise par un fort ensoleillement pendant environ huit mois par an entraînant une évaporation rapide des eaux de surface (Kouawa et al., 2014). La croissance démographique significative et l'évolution des modes de consommation accentuent la pression sur les ressources en eau. Aussi, cette situation est accentuée par les effets négatifs des changements climatiques dont les manifestations sont de plus en plus visibles (Hassane et al., 2016 ; Metz et al., 2011). Ces pressions imposent donc aux entreprises sahéliennes d'optimiser leurs consommations et de trouver des solutions de recyclage ou de réutilisation de leurs eaux usées in situ. Les eaux usées industrielles doivent donc être recyclées sur site pour un nouvel usage, puis le traitement à la sortie de l'usine doit permettre d'extraire une eau de qualité qui correspond aux usages.

Cette étude met en évidence les possibilités de traitement d'effluents d'industrie de production de bière et de boissons gazeuses par des technologies membranaires (Bàm, nanofiltration, électrolyse) dans un contexte sahélien. Elle s'est donc construite à travers des tests sur des pilotes de laboratoire avec diverses configurations et conditions opératoires. Les conditions d'acclimatation de la biomasse et les performances comparatives des procédés aérobie et anaérobie seront notamment étudiées avec, aussi bien des eaux usées synthétiques que réelles, récoltées au sein d'une unité industrielle produisant à la fois de la bière et des boissons gazeuses. Ces essais ont été accompagnés d'une étude technique, économique et environnementale dégagant les atouts et les verrous de l'implantation d'une unité de traitement combinant le Bàm et la nanofiltration dans des conditions réelles d'une unité industrielle à Ouagadougou au Burkina Faso.

Le présent manuscrit est composé de cinq chapitres. Le premier chapitre est consacré à un état de l'art sur les systèmes de traitement des eaux usées industrielles et les performances des technologies membranaires. Dans le second chapitre, on retrouve une présentation des dispositifs expérimentaux utilisés pour générer les données ainsi que les méthodes qui ont servi

à la caractérisation des échantillons. Le troisième chapitre est consacré à l'exploitation des résultats des essais de traitement des eaux usées d'industrie de production de bières et de boissons gazeuses avec un BâM aérobie. Il présente les tendances observées pour chaque configuration testée de même que les principaux facteurs déterminants pour la mise en place d'un BâM suivi d'un post-traitement type nanofiltration ou électrodialyse. Les résultats des tests en conditions anaérobies sont présentés dans le chapitre quatre. Le chapitre cinq traite des aspects économiques, sociaux et environnementaux de la mise en place d'une station de traitement des eaux usées de l'industrie de production de bières et de boissons gazeuses par un couplage BâM-NF. Enfin, une conclusion générale et des perspectives que peuvent offrir ce travail sont proposées à la fin de ce manuscrit.

Chapitre I : SYNTHESE BIBLIOGRAPHIQUE

I.1 Les eaux usées

Les eaux réjctées après leurs utilisations pour les activités domestiques, industrielles, artisanales ou agricoles et celles deversées à la suite d'évènements pluvieux constituent les eaux usées. Celles-ci sont généralement classées en trois grandes catégories :

- les eaux usées domestiques,
- les eaux usées industrielles,
- les eaux pluviales et de ruissellement.

Les eaux usées sont composées d'environ 99% d'eau et 1% de matières solides en suspension, colloïdales et dissoutes. Les conséquences de l'émission d'eaux usées non traitées ou mal traitées peuvent être classées en trois catégories :

- effets nocifs pour la santé humaine,
- impacts négatifs sur l'environnement,
- répercussions néfastes sur les activités économiques.

Les eaux usées sont très souvent considérées plus comme une nuisance à éliminer plutôt qu'une ressource. Pourtant, elles constituent une source non négligeable de substances valorisables : eau, énergie, nutriments, matières organiques et autres sous-produits. Elles représentent une composante importante du cycle de l'eau et doivent être gérées dans l'ensemble du cycle de gestion de l'eau : à partir du prélèvement, du traitement, de la distribution, de la collecte et du traitement après utilisation de l'eau douce, jusqu'à sa réutilisation et son retour ultérieur à l'environnement où elles réapprovisionnent la source pour des prélèvements d'eau ultérieurs (Figure 1.1).

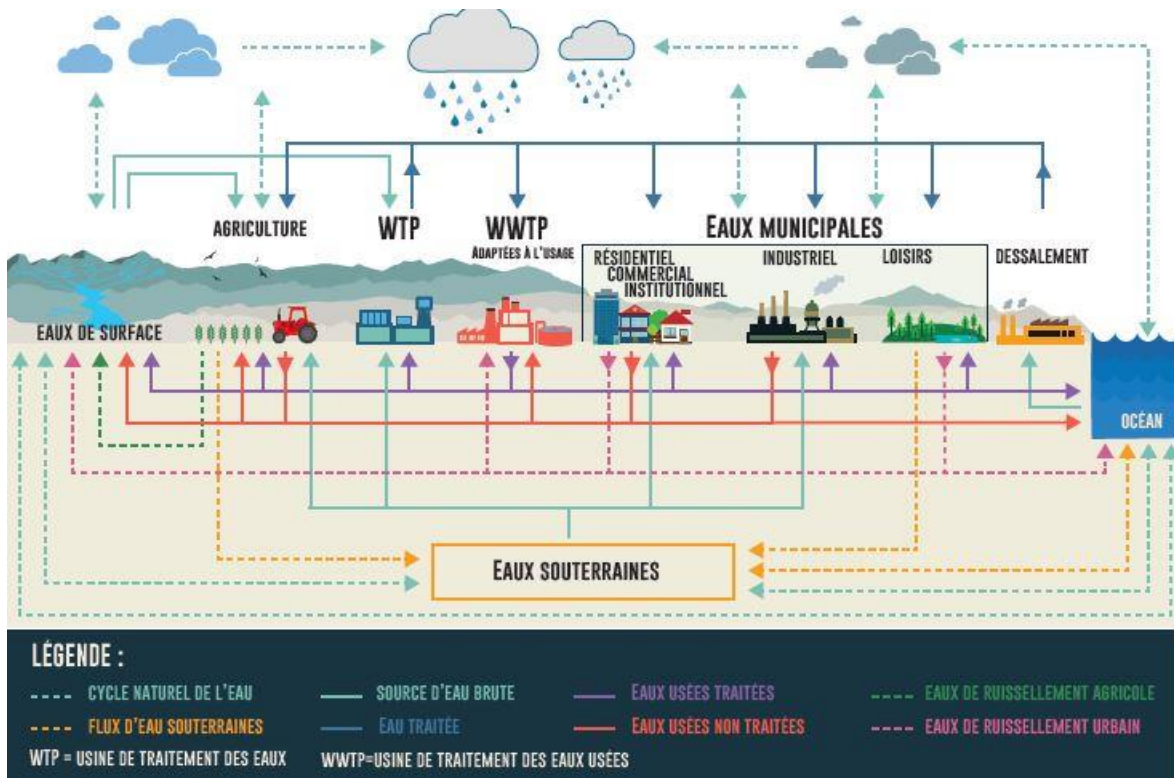


Figure 1.1: Les eaux usées dans le cycle de l'eau (UN WATER, 2017)

I.1.1 Les eaux usées industrielles

Les eaux usées industrielles regroupent toutes les eaux qui sont en principe rejetées par l'usine dans le milieu extérieur, après avoir contribué à la fabrication, au nettoyage, au transport, au refroidissement (Woodard, 2001). De façon générale, elles se composent des :

- eaux de fabrication,
- eaux des circuits de refroidissement,
- eaux de lavage des sols et des machines,
- rejets des services généraux.

Selon le dernier rapport de l'agence des nations unies chargée des questions de l'eau (UN WATER, 2017), l'industrie est l'activité humaine qui génère le plus d'eaux usées (Figure 1.2). La composition et la concentration des effluents industriels sont extrêmement variables suivant le type d'industrie (Shi, 2000). Ainsi, chaque opération industrielle génère des quantités et qualités spécifiques d'eaux usées pouvant contenir des charges considérables de polluants (More et al., 2012). En plus de matières organiques, azotées ou phosphorées, elles peuvent également contenir des produits toxiques, des solvants, des métaux lourds, des micropolluants

organiques et des hydrocarbures (Mohsen and Jaber, 2003). Certaines de ces eaux peuvent être toxiques pour les espèces aquatiques, végétales et pour l'homme. Les principales caractéristiques physiques des eaux usées industrielles sont la teneur en matières solides, le pH, la salinité, la couleur, l'odeur et la température tandis que parmi les principales caractéristiques chimiques, on peut noter la matière organique (demande chimique en oxygène (DCO), demande biologique en oxygène (DBO₅), carbone organique total (COT)), l'azote (ammoniacal, organique, nitrite, nitrate), le phosphore (organique et inorganique).

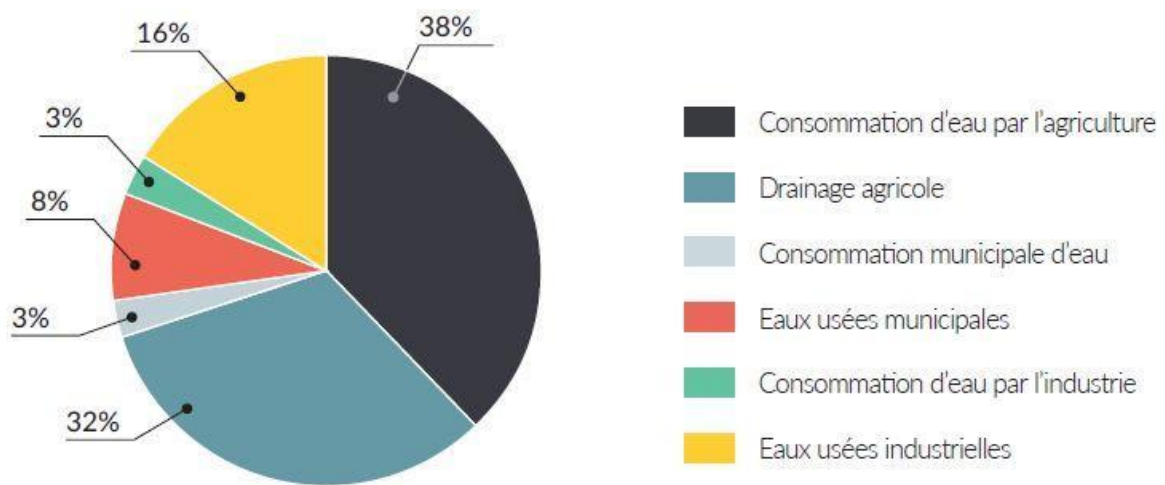


Figure 1.2 : Consommation d'eau et production d'eaux usées par les principaux secteurs (UN WATER, 2017)

Au cours de ce siècle, un volume important d'effluents industriels a été déversé directement dans les cours d'eau ou dans les réseaux de collecte. Les raisons avancées tourneraient autour d'une absence ou une insuffisance d'infrastructure de traitement. Corcoran et al. (2010) et Piadeh et al. (2014) ont montré qu'à l'échelle globale, deux millions de tonnes d'effluents industriels sont déversés dans les voies navigables et environ 90% de ces eaux usées sont rejetées sans traitement dans les rivières, les lacs ou les océans dans les pays en développement. Zheng et al. (2015) affirment pour leur part que le traitement et la réutilisation des eaux usées industrielles sont des moyens pour améliorer la capacité d'approvisionnement en eau, en particulier dans les pays en développement.

I.1.2 Les eaux usées d'industrie de production de boissons

La production de boissons gazeuses et alcoolisées constitue un maillon économique important dans plusieurs pays. La bière est la cinquième boisson la plus consommée au monde après le

thé, les carbonates, le lait et le café avec une consommation d'environ 23 L/personne/an (Fillaudeau et al., 2007). Cependant cette activité génère d'importants volumes d'effluents chargés en polluants tout au long de l'année (Götz et al., 2014; Olajire, 2012; Parawira et al., 2005). Les quantités d'eaux usées produites par l'industrie brassicole varient d'un auteur à un autre. Selon Environnement Canada (1997), la quantité d'eau nécessaire à une brasserie pour produire 1 litre de bière devrait se situer entre 4 et 7 litres alors que d'autres études réalisées ont conduit à des volumes de rejets compris entre 3 et 10 litres par litre de bière produite (Braeken et al., 2004; Fillaudeau et al., 2006; Pettigrew et al., 2015). En plus de l'eau nécessaire à la fabrication du produit, les brasseries utilisent de l'eau pour i) chauffer et refroidir, ii) nettoyer les cuves de conditionnement, les machines de production et les aires de transformation, iii) nettoyer les véhicules et autres engins et iv) assurer les tâches d'assainissement des locaux et des installations. Il se produit également des pertes d'eau occasionnées par la cuisson du moût et de la drêche (Chaitanyakumar et al., 2011; IFC, 2007; Parawira et al., 2005; Zvauya et al., 1994). L'annexe 1 résume les étapes du processus de production de la bière.

La charge polluante des effluents de brasserie renferme principalement de la matière organique issue des activités de transformation. La nature des polluants et les volumes d'eau rejetés varient en fonction des étapes du processus industriel. L'utilisation de différentes matières premières, de même que la variation des opérations de rinçage de tanks, de bouteilles et d'assainissement des installations de production conduisent à une grande variabilité des effluents rejetés comme l'illustre le tableau 1.1. Il est rapporté que la matière organique carbonée contenue dans ces eaux usées de brasseries est biodégradable, car celle-ci est composée principalement de sucre, d'amidon, d'éthanol, d'acides gras, de matières solides, avec un ratio DBO₅/DCO de l'ordre de 0,5-0,75 (Brito et al., 2007; Choi, 2015; Cronin and Lo, 1998; Driessen and Vereijken, 2003). Des variations importantes de pH ont été mises en évidence dans les effluents de brasserie du fait de la quantité de produits chimiques (la soude caustique, l'acide phosphorique, l'acide nitrique) utilisés pour le nettoyage et la désinfection (Bloor et al., 1995; Goldammer, 2008; Shao et al., 2008). Goldammer (2008), Brito et al. (2007) et Driessen and Vereijken (2003) ont trouvé que les teneurs en azote présentes dans les effluents de brasseries dépendent surtout du dosage de matière première et de la levure. Des concentrations en phosphore élevées sont généralement le fait d'une utilisation de détergents au cours des activités de nettoyage.

Tableau 1.1

Caractéristiques d'eaux usées d'industries de production de boissons

Paramètres*	Driessen et Vereijken, 2003	Oktay et al., 2007	Rao et al., 2007	Shao et al., 2008	Sheldon et Erdogan, 2016
	bières	boissons gazeuses	bières	bières	boissons gazeuses
pH	4,5 – 12	5,4	3 – 12	3,2 – 3,9	6,1 – 11,8
Température (°C)	18 - 20		18 - 40	33	17 – 25
DCO	2000 - 6000	33000	2000 - 6000	22500 - 32500	2242 – 11717
DBO ₅	1200 - 3600		1200 - 3600		400 – 1150
MES	200 - 1000	250	2901 - 3000	1400 - 4800	28 – 66
Azote total	25 – 80				0,6 – 4
NTK		54	25 – 80	340 – 450	
Phosphore total	10 – 50	2,5		146 – 216	
Orthophosphate			10 – 50		5,6 – 6,2

*Tous les paramètres à l'exception du pH et de la température sont exprimés en mg/L.

I.2 Les procédés de traitement des eaux usées d'industrie de boissons

Pendant longtemps, les industries de production de boissons ont utilisé le déversement des eaux usées dans l'environnement comme le principal mode de traitement (Jaiyeola and Bwapwa, 2016). En raison de leur capacité à polluer l'eau et l'environnement, les eaux usées des industries brassicoles doivent subir un traitement complet (Banque Mondiale/IFC, 2007; Emamjomeh and Sivakumar, 2009; Goldammer, 2008; Haroon et al., 2013). Pour cela, les différents critères environnementaux, économiques et sociaux doivent être prises en compte lors de la mise en place d'un système de traitement d'eaux usées. L'objectif étant de sélectionner un procédé qui est assez flexible pour faire face à d'importantes fluctuations de la charge organique et d'autres paramètres tout en gardant les coûts d'investissement et les charges d'exploitation aussi bas que possible (Brito et al., 2007). Le traitement des eaux usées de

brasserie peut avoir lieu dans une station de traitement dédiée ou dans une station de traitement commune d'eaux usées municipales (Boari et al., 1997).

Comme pour plusieurs autres secteurs, les rejets d'eaux usées provenant des brasseries sont encadrés par des normes et directives en fonction du point de rejet (Annexe 2). Le respect de ces dispositions normatives et réglementaires requiert dans la plupart du temps l'utilisation de techniques de prétraitement ou de traitement adaptées aux eaux usées brutes et aux conditions environnementales. Les dispositifs mis en œuvre peuvent donc être physiques, chimiques, biologiques ou une combinaison de plusieurs de ces techniques. Ils associent des opérations unitaires concourant à la satisfaction des obligations pertinentes régissant l'activité. Le tableau 2 dresse une liste d'opérations unitaires participant à chaque catégorie de traitement.

Tableau 1.2

Les procédés de traitement utilisés et opérations unitaires associées (Simate et al., 2011)

Traitement	Opérations unitaires
Physique	<ul style="list-style-type: none"> - Screening - Broyage - Egalisation de flux - Sédimentation - Flottation - Filtration
Chimique	<ul style="list-style-type: none"> - Précipitation chimique - Adsorption - Désinfection - Chloration
Biologique	<ul style="list-style-type: none"> - Boues activées - Lagunes aérées - Filtres percolateurs - Rotation contacteurs biologiques - Digestion anaérobie

I.2.1 Les procédés physico-chimiques

Les techniques de traitement physico-chimiques sont largement employées pour le traitement des eaux usées industrielles. Il s'agit entre autre de l'ajustement du pH, de la coagulation/floculation, de l'adsorption sur charbon actif et des techniques de filtration sur

membranes. Les procédés physico-chimiques font appel à des installations de traitement qui ont une faible emprise au sol, favorables à une adaptabilité à des extensions successives notamment lorsqu'on vise une épuration ultérieure par voie biologique et qui acceptent des variations brutales de charges polluantes. En général ces méthodes ont eu peu de succès du fait de performances insuffisantes ne permettant pas des abattements de charges polluantes respectant les dispositions réglementaires (Simate et al., 2011).

La coagulation-floculation a pour objectif d'éliminer les matières en suspension (MES) et les colloïdes en les rassemblant sous forme de floccs dont la séparation est ensuite effectuée par des systèmes de décantation, flottation et/ou filtration (Simate, 2015; Verma et al., 2012; Zahrim et al., 2011). Cheng et al. (2005) ont utilisé le chitosane, un bio-polymère naturel comme coagulant pour l'élimination de la matière organique des eaux usées de brasserie. Il en ressort que 120 mg/L de chitosane a permis d'éliminer 96% de la turbidité et plus de 50% de la DCO. Choi (2015), a pour sa part, obtenu une élimination de 98 à 100% des matières en suspension en utilisant le Mg-séricite comme flocculant pour le traitement d'effluents de brasserie.

Le charbon actif est un matériau carboné poreux caractérisé par une très grande surface spécifique, capable d'adsorber les polluants dans les liquides et les gaz. Selon Jaiyeola et Bwapwa (2016), le charbon actif est l'un des adsorbants les plus puissants pour éliminer une large gamme de contaminants provenant des eaux usées industrielles et municipales y compris les polluants organiques contenus dans les eaux usées de brasseries. Olafadehan et al. (2012) ont étudié le traitement des effluents de brasserie par du charbon actif préparé à partir de coques de noix de coco. Les résultats révèlent une élimination de 98% de la DCO avec un dosage de 15 g de carbone pour 100 mL d'une solution d'eaux usées de brasserie. Plus généralement, Aluyor et Badmus (2008) ont obtenu 96% d'élimination de la DCO en utilisant du charbon actif issu des cornes d'animaux pour le traitement d'eaux usées industrielles.

Les techniques de filtration sur membrane ont aussi été utilisées pour le traitement d'eaux usées issues de l'activité brassicole (Braeken et al., 2004; Ince et al., 2000). Elles interviennent en fait au cours d'une étape d'affinage pour une meilleure qualité des eaux épurées notamment pour des besoins de réutilisation (Jaiyeola and Bwapwa, 2016). La nanofiltration et l'osmose inverse par exemple ont été utilisées pour l'élimination des sels dans les eaux usées traitées (Qin et al., 2017). L'utilisation de la nanofiltration pour le traitement d'eaux usées de brasserie par Braeken et al. (2004) a permis une élimination de 100 % de la DCO, de 70% de la concentration d'ions chlorures et 55% de la teneur en ion sodium. Madaeni and Mansourpanah (2006) ont

obtenu une élimination presque totale de la DCO d'eaux usées d'une industrie de production d'alcool dont les charges sont comprises entre 900 et 1200 mg DCO/L avec une membrane polymérique d'osmose inverse.

I.2.2 Les procédés biologiques

Les fortes teneurs en substances organiques des eaux usées de l'industrie brassicole sont à l'origine de valeurs importantes de DCO qui requièrent des méthodes efficaces pour leur dégradation. Il a été rapporté une forte biodégradabilité de ces rejets complexes et de forte variabilité (Jaiyeola and Bwapwa, 2016; Shao et al., 2008; Simate et al., 2011; Vymazal, 2014).

Généralement, les technologies d'épuration faisant appel aux microorganismes pour la dégradation de la matière organique contenue dans les effluents issus des unités industrielles produisant des boissons gazeuses et alcoolisées semblent plus efficaces que les méthodes physico-chimiques. Ces microorganismes éliminent la pollution organique carbonée biodégradable et la pollution inorganique pour assurer leur multiplication et leur développement. Pour ce faire, ils secrètent dans le milieu des enzymes qui serviront de catalyseurs aux réactions chimiques et biochimiques (Kone, 2011). Ainsi, le carbone, l'azote, le soufre, le fer et d'autres ions contenus dans la matière, sont utilisés dans un processus mettant en œuvre une dégradation biologique ou physico-chimique à travers des processus d'hydrolyse, de volatilisation et de solubilisation. Au cours de ces réactions, des enzymes intracellulaires interviennent pour l'assimilation des métabolites et des enzymes extracellulaires pour la destruction des structures moléculaires complexes pour les rendre assimilables par les bactéries. Les performances des processus biologiques utilisés dans le traitement des eaux usées dépendent de la dynamique d'utilisation du substrat et de la croissance microbienne. Ainsi, la compréhension des réactions biologiques et des principes de base qui gouvernent la croissance des microorganismes, permet une exploitation efficiente du procédé (Tchobanoglous et al., 2003; Templeton and Butler, 2011).

Pour Jaiyeola and Bwapwa (2016) et Simate et al. (2011), les procédés biologiques sont plus viables que les procédés physico-chimiques du fait d'une bonne efficacité d'élimination de la DCO (environ 80-90% d'élimination), d'un coût d'investissement maîtrisé et de la maturité du traitement. Cependant, ces techniques présentent quelques inconvénients tels que l'inadaptation aux variations brutales et importantes des charges de pollution. Dans le cas surtout des boues activées et du lagunage, les baisses de température des effluents ralentissent les processus

biologiques et les investissements sont souvent importants dans la mesure où la station devra être dimensionnée pour recevoir la pollution maximale qui n'est atteinte que seulement quelques fois par année.

Dans la pratique, il existe plusieurs systèmes biologiques de traitement des effluents : le traitement aérobie (présence d'oxygène naturel ou artificiel) et le traitement anaérobie (absence d'oxygène). Dans l'environnement industriel, l'espace est un élément économique de grande importance et induit de ce fait une préférence pour les techniques intensives. La figure 1.3 présente une représentation graphique des procédés aérobie et anaérobie.

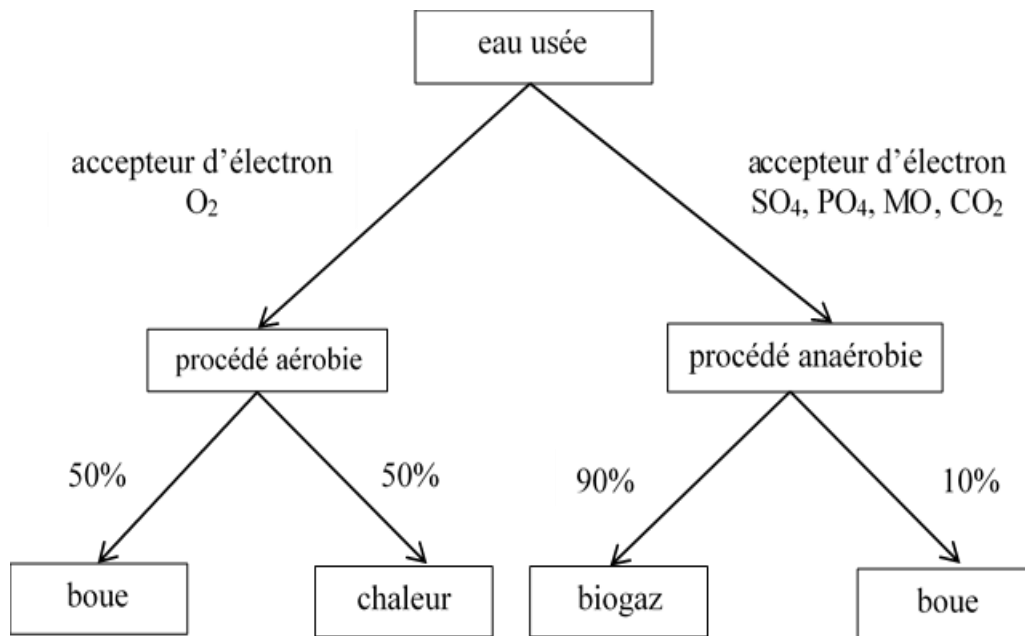


Figure 1.3 : Illustration graphique des procédés aérobie et anaérobie (Simate et al., 2011)

I.2.2.1 Le traitement biologique aérobie

Le processus est aérobie si l'oxydation de la matière nécessite de l'oxygène dissous, aboutissant ainsi à la formation de dioxyde de carbone (CO_2) et de l'eau (H_2O). Dans ce cas, la dégradation biologique est exothermique. Plus rapide et plus complète, c'est elle qui est généralement mise en œuvre dans les procédés de traitement des eaux usées et génère une plus grande quantité de biomasse cellulaire (Driessen and Vereijken, 2003). Ce procédé est indiqué pour traiter des

effluents de faibles charges, c'est-à-dire ayant une concentration en DCO biodégradable de moins de 1 g/L (Chan et al., 2009).

De façon générale, on classe les bioréacteurs aérobies en deux catégories à savoir : les systèmes de croissance en suspension et les cultures fixées. Bloor et al. (1995) ont utilisé un réacteur aérobique pour le traitement d'eaux usées de brasserie et a obtenu une élimination de la DCO de l'ordre de 97% sur une période de 37 jours pour une charge initiale en DCO de 50 kg/m³.jour. Les lagunes naturelles aérées sont facilement exploitables mais font appel à un temps de rétention hydraulique long et par conséquent le volume du bassin doit être grand. Selon Driessen and Vereijken (2003), leur forte demande spatiale a limité l'utilisation de cette technologie pour le traitement des eaux usées industrielles en général et celle de brasserie plus particulièrement. La littérature a rapporté les travaux de Crous and Britz (2010) avec un lit planté de *Typha Capensis* et *P. Australis* en bloc séquentiel sur des eaux usées de brasserie. Ce dispositif utilisé à la suite d'un réacteur anaérobique et d'un chenal algal a permis d'obtenir des eaux traitées avec des caractéristiques conformes aux normes de rejet en vigueur en République Sud-Africaine avec des rendements d'élimination respectifs de 20% pour la DCO, 86% pour les nitrates et 33% pour les orthophosphates.

I.2.2.2 Le traitement biologique anaérobique

Le processus est anaérobique s'il y'a transfert d'hydrogène et que l'accepteur final de l'hydrogène est une entité autre que le dioxygène. En plus du méthane (CH₄), composé majoritaire du processus anaérobique, du dioxyde de carbone (CO₂) et du dihydrogène (H₂), d'autres produits sont générés en fonction du substrat dégradé. Il s'agit de l'hydrogène sulfuré (H₂S) qui provient des sulfates (SO₄²⁻) ou du soufre organique et de l'ammonium (NH₄⁺) issu des protéines de la biomasse. La digestion anaérobique des polluants organiques comporte quatre étapes principales :

- l'hydrolyse : dans un premier temps, les molécules organiques à haut poids moléculaire (lipides, glucides, protides) sont hydrolysées par des bactéries hydrolytiques en monomères de faible masse molaire (acides aminés, acides gras à longue chaîne, sucres simples comme le glucose). L'hydrolyse est la seule étape extracellulaire.
- l'acidogénèse (fermentation) : ces produits hydrolysés sont transformés par des bactéries acidogènes en acides gras volatils (acides propionique, butyrique et acétique), en composés neutres (éthanol), en produits gazeux (CO₂, H₂) et en ammonium. Cette phase du processus a pour incidence une acidification du milieu réactionnel.

- l'acétogénèse des acides gras : les produits de l'étape d'hydrolyse et de fermentation sont transformés en acétate, dioxyde de carbone (CO₂) et dihydrogène (H₂), par des bactéries acétogènes.
- la méthanogénèse : cette dernière phase va conduire à une gazéification par la production de biogaz sous forme de dioxyde de carbone (CO₂) et de méthane (CH₄).

Des études de Chan et al. (2009) ont révélé que ce procédé de traitement est indiqué pour la dégradation des effluents de brasseries très chargés en matières organiques (concentration en DCO biodégradable au-dessus de 5 g/L) dans le cadre du traitement primaire. De nombreux autres auteurs ont travaillé sur l'efficacité d'élimination dans les conditions anaérobies des polluants organiques contenus dans les eaux usées de brasseries. Parawira et al. (2005) ont utilisé pour le traitement d'eaux usées de brasserie, un lit de boue à flux ascendant (UASB) et obtenu une élimination de la DCO de 57% et une réduction de 50 à 90% des matières en suspension. Oktem and Tüfkçi (2006) ont, pour leur part, trouvé que 95% de la DCO a été éliminée avec une production de 0,30 m³/jour de méthane pour un temps de séjour de 3,5 jours. Les études de Shao et al. (2008) portant sur le traitement des eaux usées de brasseries par un réacteur anaérobie séquentiel discontinu (ASBR) révèlent une efficacité de 90% d'élimination de la DCO pour des charges en polluants de l'ordre de 1,5 kg_{DCO}/m³.jour à 5 kg_{DCO}/m³.jour avec un temps de séjour de 24 heures. En outre, il a produit 2,40 L/jour de biogaz, avec une composition en méthane variant de 50 à 80%. Alvarado-Lassman et al. (2008) ont aussi montré que le réacteur anaérobie à lit fluidisé inversé (EGSB) peut être utilisé pour éliminer une charge organique de 7 kg_{DCO}/m³.jour avec une efficacité d'élimination de 90%. Plus récemment, les travaux de Sheldon and Erdogan (2016) avec un réacteur EGSB ont conduit à une élimination de la DCO de 93% avec un temps de séjour de 12 heures et une production de 17 L/jour de biogaz composé principalement de 70% de méthane.

I.2.2.3 Le traitement biologique combiné aérobie -anaérobie

Pour bénéficier des avantages des procédés aérobie et anaérobie, il a été envisagé de les combiner. Selon Chan et al. (2009), l'association des procédés anaérobie et aérobie pour le traitement des eaux usées industrielles est favorable à une bonne élimination de la DCO. Ce constat est confirmé par les travaux de Driessen and Vereijken (2003) qui ont montré que cette combinaison présente des avantages importants pour le traitement des eaux usées de brasseries. De plus, il a été rapporté que l'utilisation des procédés aérobie/anaérobie peut également conduire à une réduction du coût de fonctionnement par rapport à un traitement aérobie seul,

tout en entraînant une faible production de boue en aérobie (Vera et al., 1999). Selon Cervantes et al. (2006) les avantages de la combinaison des procédés aérobie et anaérobie sont les suivants :

- grand potentiel de récupération des ressources : le prétraitement anaérobie élimine la plupart des polluants organiques et les converti en biogaz.
- efficacité élevée du traitement : le post traitement aérobie raffine les effluents sortant du système anaérobie et le résultat en matière de l'efficacité de traitement global est élevé. De plus, le traitement aérobie atténue aussi les fluctuations de la qualité de l'effluent anaérobie.
- faible consommation d'énergie : le prétraitement anaérobie permet de réduire les variations diurnes de la demande en oxygène et conduit à une réduction supplémentaire de la capacité d'aération maximale requise.
- dégradation des composés organiques volatiles présents dans les eaux usées par le système anaérobie, éliminant la possibilité de leur volatilisation dans le traitement aérobie.

Les systèmes combinés anaérobie-aérobie classiques présentent néanmoins quelques inconvénients tels que l'utilisation de surfaces plus grandes , une production excédentaire de boue et une consommation d'énergie supplémentaire pour la recirculation et l'aération (Chan et al., 2009). Au fil des années, de nouvelles technologies ont été développées pour pallier aux inconvénients des systèmes anaérobie/aérobie conventionnels. Le système anaérobie/aérobie utilisant des bioréacteurs (tels que le UASB, le bioréacteur à membrane) a été conçu afin de fournir un procédé de traitement qui est viable à la fois techniquement et économiquement avec comme objectif double la récupération des ressources et la conformité avec la législation en vigueur sur le rejet des effluents industrielles. L'intégration des zones anaérobie et aérobie à l'intérieur d'un bioréacteur favorise une forme intensive de biodégradation. Le tableau 1.3 présente de façon sommaire les différences majeures entre les deux systèmes de traitement biologique. Des informations complémentaires sur les différences de conditions opératoires et de performances entre le traitement aérobie et anaérobie sont fournies à l'annexe 3.

Tableau 1.3

Comparaison des procédés de traitement aérobie et anaérobie (Jaiyeola and Bwapwa, 2016)

Paramètres	Anaérobie	Aérobie
Élimination de la DCO	65–90%	90–98%
Énergie produit	élevée	faible
Énergie consommée	faible	élevée
Production de boues	faible	élevée
Élimination des nutriments (N/P)	faible	élevée
Surface requise	petite	grande
Capital investit	relativement faible	relativement élevé
Prétraitement	suivi invariablement par le traitement aérobie	filtration/désinfection

I.2.3 Les procédés électrochimiques et d'oxydation avancée

Les méthodes électrochimiques ont été utilisées pour le traitement des eaux usées industrielles du fait qu'elles renferment des substances organiques réfractaires et des chlorures (Barrera-Díaz et al., 2009; Vijayaraghavan et al., 2006). Ces méthodes permettent une dégradation totale ou partielle des composés organiques réfractaires contenus dans les échantillons d'eaux usées. Les produits de désinfection utilisés pour les opérations d'assainissement dans les brasseries contiennent des produits chlorés. Lors de l'électrolyse, ces composés qui se retrouvent dans les eaux usées produisent du chlore. Le chlore est par la suite transformé en acide hypochloreux qui oxyde les composés organiques. Vijayaraghavan et al. (2006) ont réussi à dégrader la pollution organique d'un effluent de brasserie à partir d'acide hypochloreux généré par les chlorures. Il a obtenu un abattement de 94% de la DCO initiale. Plus généralement, Can (2013) a étudié le traitement d'eaux usées d'industrie de production de jus de fruit par électrooxydation, électrocoagulation et électro-Fenton. Les rendements d'élimination de la DCO obtenus sont respectivement 52% au bout de 60 minutes et 65% après 360 minutes pour l'électrooxydation, 59% pour l'électrocoagulation par des électrodes d'anode en aluminium, 61% par des électrodes d'anode en fer et enfin 84% pour l'électro-Fenton avec l'ajout de 10 ml d'eau oxygénée au bout de 25 minutes.

Les procédés d'oxydation avancée (POA) sont des techniques de traitement physicochimiques utilisant des réactions spécifiques en vue de générer des radicaux libres pour la dégradation de polluants organiques. Les radicaux libres °OH sont des espèces hautement actives susceptibles de réagir avec un grand nombre de composés organiques réfractaires (Jaiyeola and Bwapwa, 2016). Ces procédés mettent en jeu des réactions homogènes et sont très respectueux de l'environnement. Ce sont des technologies émergentes avec un grand potentiel pour éliminer les polluants de plusieurs types d'eaux usées, y compris les effluents d'industrie de production de boissons. C'est donc à juste titre qu'ils ont montré des performances prometteuses dans plusieurs projets de traitement des eaux usées. Lucas et al. (2010) ont obtenu une bonne élimination de la DCO et du COT au cours de leurs travaux sur le traitement des eaux usées d'une industrie vinicole par des procédés d'oxydation avancée utilisant l'ozone ($O_3/O_3/UV$ et $O_3/UV/H_2O_2$).

I.3 Traitement de la pollution minérale

Les eaux usées des unités productrices de boissons renferment surtout de la pollution organique mais aussi de l'azote, du phosphore et d'autres minéraux provenant des opérations de lavages et de rinçage des cuves, des machines et des espaces de production. L'azote et le phosphore doivent être éliminés dans les eaux usées avant leur rejet dans la nature car ils peuvent être responsables du phénomène d'eutrophisation des milieux récepteurs. Cette pathologie environnementale est la cause du comblement des plans d'eau et entraîne la réduction du pouvoir de rétention. En outre, les matières organiques azotées peuvent aussi entraîner une demande élevée en oxygène dans les cours d'eau, ce qui contribue à l'appauvrissement de l'oxygène dissous dans le milieu récepteur causant une perturbation du développement de la faune aquatique (Templeton and Butler, 2011). Le sodium pour sa part tire son origine de l'utilisation de produits de désinfection tels que la soude caustique et l'hypochlorite de sodium. Ces produits sont très disponibles, facile d'utilisation et bon marché. La présence du sodium dans les eaux rejetées peut causer des altérations dans la structure du sol lors de la réutilisation des eaux usées ou des eaux usées traitées pour l'irrigation causant une diminution de la capacité de rétention de l'eau (Sangaré et al., 2018; Sou/Dakouré et al., 2013).

I.3.1 Traitement de l'azote

Dans les milieux aqueux, les composés azotés sont présents généralement sous forme organique mais aussi sous diverses formes minérales (ion ammonium, nitrites, nitrates.), voire gazeux (ammoniac dissout). L'élimination conventionnelle de l'azote par voie biologique passe par

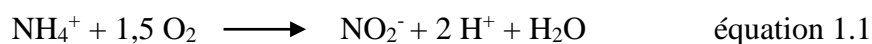
l'étape d'ammonification, puis à travers la nitrification et la dénitrification, elles-mêmes pouvant se diviser en sous étapes intermédiaires. La mise en œuvre de l'activité bactérienne est due à l'action de populations de microorganismes et des activités enzymatiques spécifiques aux formes azotées en solution. Dans le cas des systèmes intensifs à cultures en suspension, la mise en œuvre de l'opération repose sur l'utilisation soit de deux réacteurs biologiques en série, l'un aérobie pour oxyder les formes réduites en nitrates, l'autre anoxie pour réduire les formes oxydées produites en azote gazeux, soit d'un seul réacteur biologique alternant des phases aérée et anoxie, soit d'un mixage des deux systèmes avec un réacteur anoxie et un réacteur en alternance aéré/anoxie, notamment en cas de limitation de matière organique. On distingue donc :

- **L'ammonification**

C'est la première étape de la dégradation de produits organiques azotés présents dans les effluents. Elle permet la transformation des formes organiques de l'azote en ion ammonium.

- **La nitrification**

C'est le processus de transformation dans les eaux usées de l'azote ammoniacal en nitrate. La nitrification s'opère en deux étapes : la nitrification qui oxyde l'ammonium en nitrites et la nitrification qui convertit les nitrites en nitrates. Ces deux processus sont réalisés en milieu aéré par des microorganismes spécifiques. La nitrification se fait par les bactéries autotrophes appelées nitrifiantes ou encore Ammonia Oxidizing Bacteria (AOB). Elles peuvent être réparties en cinq genres dont les noms portent le préfixe « *nitroso* » : *Nitrosomonas*, *Nitrosococcus*, *Nitrospira*, *Nitrosolobus* et *Nitrosovibrio*. L'équation globale d'oxydation de l'ammonium en nitrite est alors donnée par l'équation 1.1.

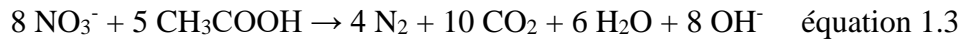


La réaction de nitrification est réalisée par les bactéries nitrifiantes du genre *Nitrobacter*, *Nitrospira*, *Nitrospina*, *Nitrococcus* et *Nitrocystis* appelées Nitrite Oxydizing Bacteria (NOB). L'équation de la réaction d'oxydoréduction globale de la nitrification est donnée par l'équation 1.2 (Breisha and Winter, 2010; Lahdhiri, 2015; Yang, 2014).



▪ La dénitrification

C'est le processus biologique qui se déroule en condition d'anoxie, soit en teneur en oxygène dissout nulle et un potentiel d'oxydo- réduction positif mais inférieur à 100 mV. Il permet la réduction des ions nitrates en azote gazeux en passant par des stades intermédiaires de composés oxydés d'azote, de nitrite, d'oxyde nitrique, d'oxyde nitreux notamment. Les microorganismes intervenant au cours de la dénitrification sont les bactéries hétérotrophes anaérobies facultatives. Ces bactéries utilisent l'oxygène intégré dans les ions nitrites et nitrates comme accepteurs d'électrons et la matière organique comme source de carbone et d'énergie. Les bactéries les plus fréquemment rencontrées sont des *Pseudomonas*, *Alcaligenes*, *Paracoccus* et *Thiobacillus* (Breisha and Winter, 2010; Lahdhiri, 2015; Yang, 2014). L'équation 1.3 résume les opérations se produisant lors de ce processus :



I.3.2 Traitement du phosphore

D'après le rapport de l'IFC (2007), la concentration en phosphate dans les effluents de brasseries, varie entre 10 et 50 mg/L, dont 70% sont sous la forme soluble, et le reste sous forme d'orthophosphate (HPO_4^{2-} , PO_4^{3-}). De façon conventionnelle, les processus de traitement primaire et secondaire éliminent environ 10 à 30% de phosphore dans les eaux usées, ce qui n'est pas suffisant au regard de la réglementation environnementale qui recommande une concentration en phosphore total de 50 mg/L dans les eaux usées de brasseries rejetées (Annexe 2). Templeton and Butler (2011) stipulent que le processus biologique d'élimination du phosphore est basé sur l'exposition de la biomasse dans les conditions alternant anaérobie et aérobie. Il en résulte donc une absorption élevée dans les cellules. Le processus est communément appelé « absorption cellulaire de luxe ». Cette alternance de conditions améliore l'élimination du phosphore par des microorganismes spéciaux appelés organismes accumulateurs de phosphore (OAP), lesquels sont capables d'absorber 7 à 8 % de phosphore dans leur masse cellulaire, alors que les autres microorganismes ont une capacité d'absorption de 1 à 2 %. Les cellules peuvent être éliminées par la sédimentation des boues riches en phosphore, ou le phosphore peut être libéré des cellules et précipiter de façon chimique avec du sulfate d'aluminium, du chlorure de fer ou de la chaux.

I.3.3 Elimination du sodium

Le sodium est un élément secondaire dont la teneur naturelle dans les sols est faible mais toujours suffisante pour les besoins des cultures. Cette teneur est en général inférieure ou égale à 0,03%. L'analyse du sodium fournit une indication sur la salinité du sol. Dans le cas d'épandages massifs et répétés d'effluents sodiques (effluents agro-industriels type laiterie ou sucrerie), le suivi de la teneur en sodium est indispensable pour éviter les risques de déstabilisation structurale. Sa présence dans les eaux d'irrigation requiert une attention particulière car un excès de sodium entraîne un risque de dégradation de la structure du sol, particulièrement visible en surface par une aggravation de la battance (Sou/Dakouré et al., 2013). En cas de forte teneur, la croissance des végétaux est fortement perturbée et le pH du sol s'élève significativement. Le sodium est un élément retenu avec une faible énergie sur la capacité d'échange cationique (CEC). Il est donc facilement et rapidement lessivable par les pluies drainantes hivernales. C'est un composé chimique dont le rayon ionique vaut 0,095 nm et le rayon hydraté 0,28 nm (Carretier, 2014). L'élimination du sodium dans les eaux fait appel à des procédés de filtration sur membranes (osmose inverse ou nanofiltration), d'électrodialyse, de désionisation (avec de résines échangeuses d'ions) ou de distillation (Imran et al., 2016). L'osmose inverse est très utilisée dans le cadre du dessalement de l'eau mer c'est-à-dire l'élimination du chlorure de sodium (NaCl). La nanofiltration pour sa part, permet avec une consommation énergétique moins importante que l'osmose inverse, de retenir les ions de façon générale avec des rendements intéressants. Ces rendements pourraient être suffisants dans le cadre du traitement des eaux usées où les besoins de réutilisation pour l'irrigation commandent des concentrations de sodium inférieures à 150 mg/L (FAO, 2003).

I.4 Les technologies membranaires

Une membrane est une barrière (fine couche de matière) de quelques centaines de nanomètres à quelques millimètres d'épaisseur, permisélective, qui sous l'effet d'une force motrice de transfert, va permettre ou interdire le passage de certains composants entre deux milieux qu'elle sépare (Figure 1.4). Le perméat se compose du solvant et des composés capables de traverser la membrane et le retentât contient les composés retenus par la membrane. La séparation membranaire permet donc de purifier, de concentrer ou de fractionner une solution en contrôlant et en orientant les échanges de matière à travers une barrière sélective.

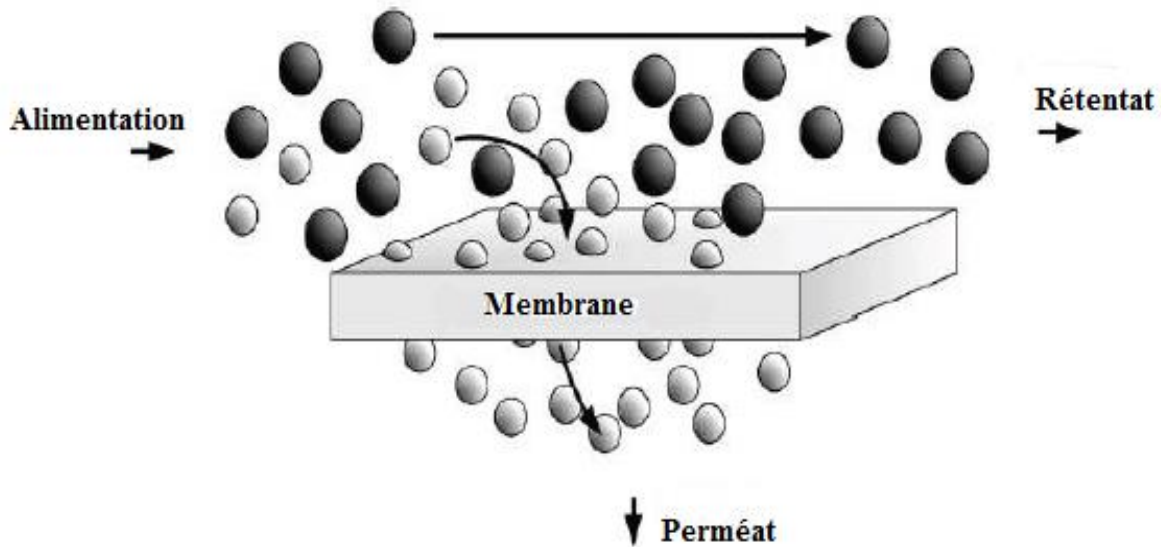


Figure 1.4 : Schéma simplifié d'une opération de séparation membranaire

Les techniques de séparation membranaire constituent un ensemble de procédés de séparation qui permettent des séparations allant des micro-organismes, aux ions en passant par les molécules de taille plus faible et les macromolécules. Cette technologie connaît une forte expansion en raison de son ouverture à divers domaines : industries chimiques, industries alimentaires et pharmaceutiques, biotechnologie, secteur médical (dialyse rénale). Outre leurs capacités de séparation liées aux caractéristiques de la membrane utilisée, ces procédés sont caractérisés par un faible impact sur l'environnement (procédés ne nécessitant pas l'utilisation de solvant ou d'adjuvant) et une conception modulaire permettant l'adaptation des installations aux quantités à traiter (Zheng et al., 2015).

Les procédés de séparation par membrane, comme tous les procédés de séparation, peuvent être évalués par deux paramètres importants : l'efficacité de rétention et la productivité (Cui et al., 2010). La productivité est caractérisée par le paramètre flux de perméat. Le flux d'une espèce donnée peut être défini comme la masse (ou le volume) de cette espèce qui traverse la membrane pendant un temps donné (Fane et al., 2011). Dans le cas particulier du traitement de l'eau, le flux (J_w) est un paramètre très intéressant et permet d'exprimer la productivité du système. Il peut s'exprimer par l'équation 1.4 :

$$J_w = \frac{Q_p}{A} \quad \text{équation 1.4}$$

où :

Q_p = débit du perméat (m^3/s ou L/h)

A = surface de la membrane (m^2)

Le flux J_w peut être exprimé en $m^3/m^2.s$ ou en $L/m^2.h$ ou LMH.

L'efficacité, quant à elle, est définie par le taux de rétention R d'un soluté. R est obtenu à partir de l'équation 1.5 :

$$R = 100 \times \left(1 - \frac{C_p}{C_a}\right) \quad \text{équation 1.5}$$

Avec : C_p = la concentration du soluté dans le perméat (mg/L)

C_a = la concentration du soluté dans l'alimentation (mg/L)

Le transfert d'un soluté à travers la membrane s'effectue sous l'action d'une force motrice, qui peut-être un gradient de concentration, de potentiel électrique, d'activité ou de pression.

I.4.1 Le Bioréacteur à Membrane (BàM)

Le BàM est un procédé continu qui associe un réacteur biologique et une unité de séparation liquide/solide constituée de membranes poreuses. Cette technologie est une amélioration du système biologique à boues activées, qui se caractérise par le remplacement du traditionnel décanteur secondaire par une unité de filtration membranaire (Seyhi et al., 2011), dont la sélectivité remarquable représente une barrière infranchissable par les espèces épuratoires, quel que soit leur état de floculation. Le processus de métabolisation avec ces deux aspects (anabolisme et catabolisme) observés dans un système de boues activées est similaire à celui mis en jeu dans un BàM. La rétention totale des microorganismes, favorise une augmentation de la concentration des boues et permet une séparation complète des temps de rétention hydraulique et temps de rétention des boues (Gander et al., 2000; Ozgun et al., 2013; Skouteris et al., 2012; Wei et al., 2014; Zheng et al., 2015). Ainsi, l'élimination des polluants dissout et particulaires permet d'obtenir une eau traitée d'excellente qualité, pouvant être réutilisée pour un certain nombre d'applications (arrosage des espaces verts, lavage des rues, fontaines, arrosage des terrains de golf, etc.).

Selon Lin et al. (2013), Mutamim et al. (2013) et Le-Clech et al. (2006), le Bàm est l'une des innovations les plus importantes dans le traitement des eaux usées, car il permet de surmonter les inconvénients du procédé de boues activées classique tels que l'exigence d'un grand espace pour les clarificateurs secondaires, les problèmes de séparation liquide-solide, la production de boues en excès et les limites avec le retrait des polluants difficilement biodégradables.

I.4.1.1 Les configurations de Bàm

L'opérationnalisation du Bàm a conduit à deux types de configurations en fonction de la localisation de la membrane dans le système : le bioréacteur à membrane externe et le bioréacteur à membrane immergée.

- **Le bioréacteur à membrane externe ou à boucle externe**

Il s'agit de la première génération de Bàm. Ce type de Bàm est constitué de membranes tubulaires ou planes, logées dans des compartiments placés à l'extérieur du réacteur biologique (Lesjean and Huisjes, 2008). La biomasse circule à grande vitesse dans ces boucles de façon à limiter le colmatage des membranes et à réduire les fréquences de lavages chimiques. La biomasse retenue par filtration membranaire est recyclée afin de maintenir une concentration beaucoup plus élevée dans le bioréacteur. Le maintien de la perméabilité membranaire à un niveau économiquement intéressant est obtenu en pratiquant une filtration « tangentielle », imposant une circulation de la suspension dans le module membranaire à grandes vitesses (0,5 à 4 m/s), éventuellement combinée à une circulation gazeuse. Le Bàm à boucle externe est généralement utilisé pour le traitement des eaux usées caractérisées par des températures relativement élevées, des charges organiques élevées ou des pH élevés (Yang et al., 2006). Cependant, leurs inconvénients sont essentiellement liés aux taux de cisaillement importants subit par la biomasse ainsi que la consommation énergétique relativement élevée (de l'ordre de 10 à 50 kWh/m³) et le coût des membranes minérales utilisées (Gander et al., 2000; Grasmick et al., 2007; Le-Clech et al., 2006).

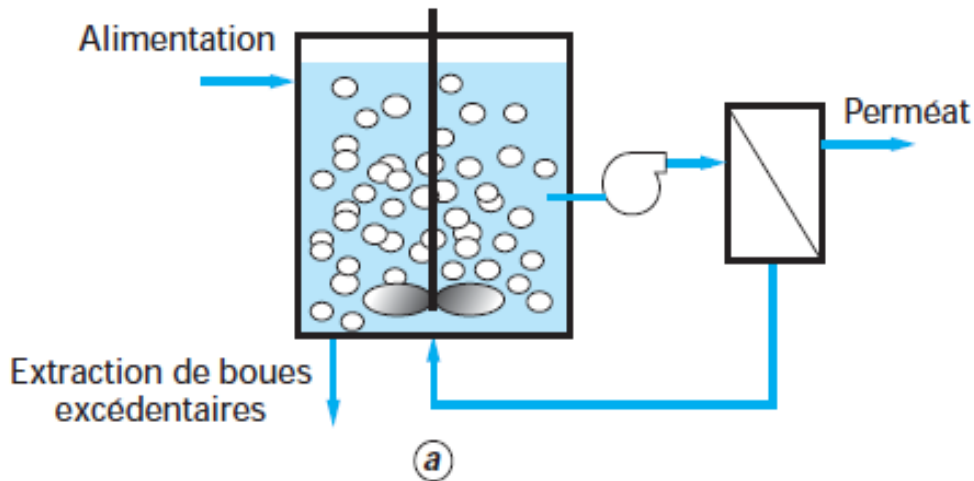


Figure 1.5 : BàM à boucle externe (Grasmick et al., 2007)

▪ Le bioréacteur à membrane immergée ou interne

Le principe de cette configuration repose sur l'immersion des membranes directement dans les boues activées, soit dans le réacteur principal, soit dans une cuve annexe reliée directement à celui-ci. Les modules utilisés sont généralement des fibres creuses ou des membranes planes. La filtration (pseudo-frontale) est accomplie par l'application d'une pression négative du côté du perméat et par injection d'air directement sous le module membranaire et à l'intérieur afin de maintenir les particules en suspension et nettoyer la surface externe de la membrane. Ce système est largement utilisé pour traiter les effluents domestiques et municipales (Yang et al., 2006). La maîtrise de la perméabilité membranaire en cours d'opération est obtenue par simple aération, mais aussi par des conceptions spécifiques des modules membranaires. La turbulence engendrée peut s'avérer très efficace pour des besoins limités en énergie. Il est certain que, dans le domaine du traitement des eaux usées urbaines, ce second système présente des avantages sur le plan technico-économique, d'autant que les procédés biologiques mis en œuvre intègrent toujours une étape en aérobiose où les besoins d'aération sont importants.

Le bioréacteur à membrane immergée est la technologie la plus répandue à cause de sa faible consommation d'énergie et fournit les mécanismes pour une réduction du colmatage. Cependant la surface de la membrane à installer est plus importante du fait d'une filtration effectuée avec de plus faibles flux de perméat (Gander et al., 2000; Melin et al., 2006; Sutton, 2006). C'est donc un système extensif sur le plan de la filtration dont l'utilisation s'est accrue

grâce au développement de membranes organiques dont le coût est plus modéré que celui des membranes minérales largement utilisées dans les systèmes à boucle externe, avec une réduction significative des charges d'exploitation (Grasmick et al., 2007).

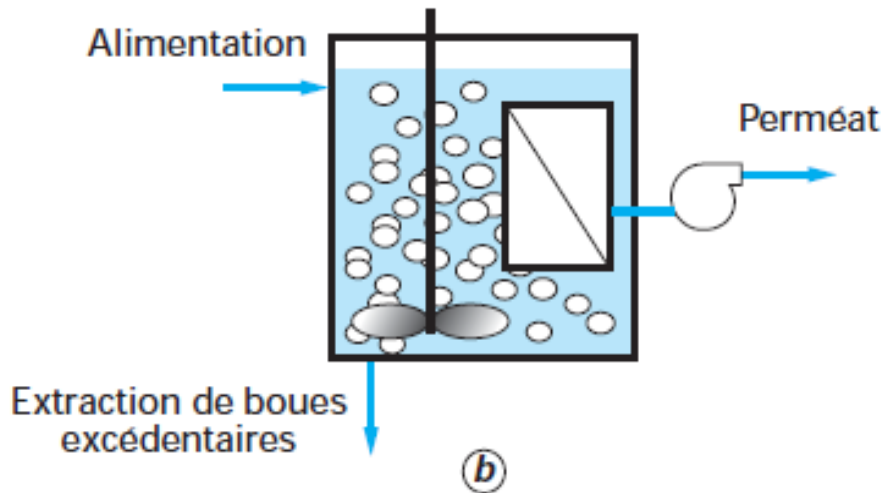


Figure 1.6 : BàM à membrane immergée (Grasmick et al., 2007)

I.4.1.2 Les avantages et limites du BàM

L'application des technologies membranaires a prouvé son utilité dans le domaine du traitement des eaux usées et connaît une forte expansion (Gagnaire et al., 2008). L'association du système biologique et de l'étape de séparation sur membranes poreuses pour le traitement des eaux usées présentent plusieurs avantages par rapport aux systèmes conventionnels (Iorhemen et al., 2016; Skouteris et al., 2012; Sutton, 2006) :

- Le BàM est plus compact (la surface au sol pouvant être divisée par un facteur 5) et est susceptible d'être implanté dans des espaces réduits car contrairement à une boue activée classique, il ne nécessite pas de bassin de décantation.
- Le BàM a l'avantage d'être modulaire et offre la possibilité d'augmenter ou de réduire facilement la surface membranaire mise en jeu notamment dans le cas du bioréacteur à membranes externes.
- Le BàM est facilement implantable dans des installations existantes, possédant déjà des réacteurs biologiques comme, par exemple, lors de la réhabilitation d'anciennes stations de traitement où les décanteurs peuvent alors être reconvertis en bassins tampons.

- Le Bàm peut fonctionner avec des temps de séjour hydraulique réduits et des temps de séjour des solides longs favorisant le développement des organismes à croissance lente tels que les bactéries nitrifiantes et ceux capables de dégrader les composés organiques.
- Le Bàm conduit à un effluent de grande qualité contenant des teneurs faibles en matières en suspension et en particules colloïdales.
- Le Bàm permet le maintien dans le réacteur d'une teneur contrôlée et élevée en biomasse qui permet une intensification des processus biologiques et une faible production de boue.
- L'utilisation du Bàm conduit à une désinfection poussée dont l'intensité dépend du seuil de coupure et de la distribution des diamètres des pores des membranes.
- Avec le Bàm, les composés non biodégradables ont tendance à être éliminés avec la boue plutôt qu'avec l'eau traitée.
- Le Bàm peut fonctionner généralement de façon autonome excepté les contrôles de performances périodiques et la maintenance des composantes mécaniques.
- Le Bàm peut être la première étape idéale pour la production d'eau pour une réutilisation à travers une membrane d'osmose inverse.

Cependant, l'utilisation des Bàm présente quelques inconvénients, tels que la consommation élevée en énergie, le colmatage de la membrane, le potentiel coût élevé du remplacement d'une membrane. Le colmatage est généralement défini comme un processus résultant d'une chute des performances (diminution de flux de filtrat et/ou de la sélectivité) d'une membrane en raison du dépôt de matières en suspension ou dissoutes sur sa surface extérieure (Cui et al., 2010) ou à l'intérieur des pores de la membrane (Fane et al., 2011). C'est une modification réversible ou irréversible de la membrane provoquée par des interactions physiques et/ou chimiques entre la membrane et les composants présents dans les solutions d'alimentation (Charcosset, 2012). Cette modification nécessite un nettoyage ou le remplacement de la membrane et ne peut généralement pas être résolue simplement en arrêtant le processus de filtration. Plusieurs paramètres peuvent influencer le degré d'encrassement d'une membrane : la nature et la concentration des solutés et des solvants, le type de membrane, la distribution de la taille des pores, les caractéristiques de la surface et des matériaux membranaires et l'hydrodynamique du module. Le colmatage peut être lié à différents modes tels que l'adsorption, la formation de gâteau et le blocage des pores par des particules. Ces mécanismes peuvent conduire à l'obstruction ou au blocage partiel de la zone active de la membrane ou au dépôt d'une couche sur la surface de la membrane (Charcosset, 2012; Cui et al., 2010; Delgado, 2009).

L'effet net du colmatage est soit la réduction du flux d'eau à pression constante appliquée ou l'augmentation de la pression transmembranaire (PTM) pour maintenir un flux constant d'eau. Dans les deux cas, la demande d'énergie pour traiter une unité de volume d'eau peut être augmentée de manière significative. L'impact négatif du colmatage sur le développement du Bàm en a fait un sujet de recherche conduisant à des solutions de mitigation du phénomène. Il est donc nécessaire d'effectuer un nettoyage approprié de la membrane encrassée afin de retrouver ses caractéristiques initiales. L'élimination des éléments colmatant des membranes peut se faire par nettoyage physique (ou mécanique) et/ou par l'utilisation d'une solution de nettoyage spécifique contenant des détergents appropriés et/ou des produits chimiques (acides et bases). Le nettoyage physique consiste à décoller et retirer la matière accumulée sur la membrane par des forces mécaniques, d'origine hydrodynamique. La procédure généralement utilisée est le rétrolavage : une partie du perméat est retournée à contre-courant à travers la membrane. Une telle pratique nécessite une membrane qui soit en mesure de supporter physiquement un gradient de pression inversé. Une autre pratique consiste à utiliser des écoulements pulsés, ce qui permet d'augmenter périodiquement la vitesse tangentielle à la surface de la membrane. Enfin, par injection continue ou occasionnelle d'air (ou de gaz) à travers la membrane, la matière déposée en surface peut se décoller (Charcosset, 2012; Gupta and Ali, 2013; Martin-Garcia et al., 2011). En cas de non restauration complète de la membrane, un processus de nettoyage chimique peut être appliqué. Le nettoyage chimique se compose d'une séquence de lavage acide et basique, ainsi que des phases de rinçage. Le nettoyage à base d'acide, a pour but de solubiliser les couches d'entartrage contenant les sels de calcium (carbonate et phosphate) et les oxydes métalliques et ainsi d'éviter la formation d'hydroxydes insolubles difficiles à éliminer. Le nettoyage alcalin, quant à lui, a pour but d'hydrolyser la silice, les colloïdes inorganiques, la matière organique et biologique.

I.4.1.3 Les principaux paramètres opératoires d'un Bàm

La mise en œuvre d'un Bàm nécessite la prise en compte d'un certain nombre de facteurs qui gouvernent chaque opération de base, notamment le dimensionnement du Bàm, les conditions hydrodynamiques de fonctionnement, la structure de la membrane, la configuration du module membranaire, le coût de la membrane. En outre, une parfaite connaissance des relations entre les paramètres opératoires, les paramètres biologiques (temps de rétention hydraulique, âge des boues, flux critique, rendement, activité de la biomasse, concentration de biomasse, etc.) et les

paramètres physiques (filtration, durabilité, colmatage des membranes, rétro-lavage, etc.) est nécessaire pour optimiser le design et le fonctionnement du Bàm (Martin-Garcia et al., 2011).

En général, les paramètres suivis en cours d'opération sont la pression transmembranaire (PTM), le flux de filtration, les concentrations de MES et MVS dans l'eau à traiter et dans le bioréacteur, le temps de rétention hydraulique et la concentration d'oxygène dissout (Seyhi et al., 2011).

▪ La pression transmembranaire (PTM)

La pression transmembranaire est la pression de filtration membranaire s'exerçant de part et d'autre de la membrane. Dans un Bàm à boucle externe, la PTM est obtenue suivant l'équation 1.6 :

$$PTM = \frac{P_a + P_c}{2} - P_p \quad \text{équation 1.6}$$

Où :

P_a = pression d'alimentation (bar),

P_p = pression du perméat (bar) et

P_c = pression du concentrât ou retentât (bar).

Les opérations de filtration peuvent être conduites en imposant soit un gradient de pression, soit un flux de perméation. Le Bàm doit toujours être opéré en dessous d'une certaine PTM appelée pression critique. La valeur de la pression critique dépend de la nature chimique de la membrane et est souvent donnée par le fournisseur.

▪ Le flux membranaire et la charge organique de l'influent

Le flux membranaire est un paramètre important aussi bien du point de vue économique que du point de vue technique. En effet un flux de membrane plus important permet une plus petite surface de membrane pour une capacité de traitement hydraulique donnée. Cependant, il existe un flux critique au-delà duquel on enregistre un colmatage rapide de la membrane (Stephenson et al., 2000). Le flux pratiqué pour un traitement par membrane est dépendant non seulement des propriétés de la membrane (composition, taille des pores, porosité, hydrophobicité et charge

de surface) mais également des propriétés des boues et des conditions opérationnelles et environnementales (Skouteris et al., 2012). Les flux membranaires rapportés dans la littérature varient de 4 à 250 LMH pour les modules à membrane externe, et de 3 à 80 LMH pour les modules à membrane immergée. Les flux membranaires les plus utilisés pour les bioréacteurs à membrane anaérobies sont compris entre 10 et 40 LMH pour des températures mésophiles et thermophiles de 20-50°C (Hogetsu et al., 1992; Liao et al., 2006; Ross et al., 1992).

En général, lorsque la charge organique augmente, le risque d'une dégradation de la performance de la filtration due à l'accumulation d'acides gras volatiles (AGV) est accru. Il en résulte une élimination plus faible de la DCO et des efficacités faibles en raison de l'inhibition de l'activité microbienne (Bohdziewicz et al., 2008; Wijekoon et al., 2011; Wong et al., 2009). Pour une composition donnée d'eaux résiduaires, une charge organique plus élevée permet un temps de rétention hydraulique plus court et un plus petit réacteur.

▪ **Le pH et la température**

Le pH dans le Bàm a une influence sur certaines propriétés physico-chimiques des polluants. La plupart des Bàm fonctionne avec un pH proche de la neutralité, lequel est habituellement atteint à travers une neutralisation. Cependant, le procédé de neutralisation requiert une utilisation excessive de produits chimiques car plusieurs eaux usées industrielles ont des valeurs de pH extrêmes. Enfin, il convient de mentionner que les chocs de pH provoquent des effets négatifs durables sur l'efficacité de l'élimination de la DCO (Gao et al., 2012). La plupart des processus biologiques impliquant les microorganismes dans la mise en œuvre des réactions, les fortes variations de pH modifient les équilibres et par conséquent affectent l'activité des espèces.

La température dans un Bàm est un paramètre intervenant aussi bien dans la régulation de l'activité biologique que dans les propriétés de la suspension biologique et la solubilité de certains composés et gaz (Martinez-Sosa et al., 2011; Ozgun et al., 2013). Selon Lin et al. (2013), la plupart des Bàm aérobies fonctionnent à températures autour de 20-30°C, alors que les Bàm anaérobies fonctionnent avec des températures élevées entre 30 et 40°C. Les températures les plus rencontrées pour le traitement des eaux résiduaires industrielles par Bàm anaérobies sont comprises entre 35°C et 55°C (Liao et al., 2006; Skouteris et al., 2012). Knowles et al. (1965) ont rapporté que pour une croissance optimale des microorganismes, la température devrait être située dans la fourchette de 28 et 36 °C. Yang (2014) pour sa part, a

mis en évidence que l'équilibre $\text{NH}_3/\text{NH}_4^+$ peut être perturbé par la température, ce qui entraîne une influence sur l'activité de la biomasse bactérienne. Ho et Sung (2010) ont rapporté que l'augmentation de la température augmente également le flux de filtration de la membrane parce que la viscosité de la liqueur mixte diminue à des températures plus élevées. Il a à contrario été rapporté qu'au voisinage du flux critique, l'élévation de la température accélère la formation du gâteau sur la membrane, la rend plus compacte et diminue de ce fait la perméabilité de la membrane (Kang et al., 2002).

▪ **Le temps de rétention hydraulique (HRT) et le temps de rétention solide (SRT)**

Le temps de rétention hydraulique et le temps de rétention solide sont des paramètres importants dans les processus biologiques. Le HRT détermine le temps dont on dispose pour dégrader les composés solubles (Seyhi et al., 2011). Ce paramètre influence significativement le coût en capital d'investissement car il conditionne le volume du bassin de réception des eaux usées à la sortie du complexe industriel. Les études de Lin et al. (2012) ont montré que les HRT généralement rencontrés dans le traitement des eaux usées industrielles par Bàm sont compris entre 0,5 et 3 jours en aérobie et entre 2 et 10 jours en anaérobie. De plus, la présence de la membrane permet au Bàm de fonctionner à de fortes concentrations de biomasse et des âges des boues élevées, indépendamment du HRT.

Le temps de rétention solide (SRT) ou âge des boues peut être considéré comme le temps requis pour dégrader les composés particuliers et permettre le renouvellement de la biomasse épuratoire (Delgado, 2009). Il influence donc directement la teneur des MES dans le réacteur. Le SRT est un paramètre fondamental dans le traitement des eaux usées, car il détermine la diversité biologique des boues, la quantité de bactéries prédominantes dans la biomasse active et leur activité enzymatique. Ensuite, pour un bon fonctionnement biologique, il faudra s'assurer de ne pas être en oxygène limitant. C'est un paramètre dont les valeurs rapportées par la littérature se situent entre 20 et 80 jours (Cirja et al., 2007; Meng et al., 2009). Comparativement au procédé conventionnel de boues activées, la possibilité de travailler avec de fortes concentrations en biomasse et des SRT élevés confère au Bàm des atouts particuliers pour intensifier les performances de traitement. Pour une même charge volumique à traiter, à vitesse spécifique d'épuration équivalente, les vitesses apparentes de réaction sont intensifiées et la taille du volume réactionnel est d'autant plus réduite que la concentration en biomasse est augmentée. Les SRT élevés imposés au système favorisent le développement de communautés nitrifiantes, mais également de communautés bactériennes susceptibles d'assurer la dégradation

de certains composés considérés comme difficilement biodégradables dans des conditions de travail conventionnelles (Grasmick et al., 2007). Cependant, avec un SRT important ($\theta \geq 100$ jours), les concentrations des MES et des MVS dans le réacteur biologique augmentent, tandis que les paramètres cinétiques de croissance de la biomasse, le rendement de production de boue Y et le coefficient de maintenance diminue (Lobos et al., 2009). Han et al. (2005) ont montré que des âges de boues prolongés provoquent des effets nuisibles sur l'activité spécifique de la biomasse : le taux spécifique de consommation d'oxygène, le taux spécifique de nitrification et le taux spécifique de dénitrification ont diminué. Ils suggèrent que les effets nuisibles puissent être expliqués par la diminution du taux de transfert de substrat et d'oxygène et à l'accumulation de la biomasse inerte.

I.4.1.4 Le bioréacteur à membrane anaérobie (AnBàM)

Le bioréacteur à membrane anaérobie (AnBàM) est un système intégré associant un réacteur biologique anaérobie à une membrane d'ultrafiltration (UF) ou de microfiltration (MF). Les premiers travaux publiés sur le traitement des eaux usées par AnBàM sont apparus dans la fin des années 70 et au début des années 80 (Choate et al., 1983 ; Grethlein, 1978 ; Li et al., 1985). Les applications industrielles ont été pour leur part, introduites au début des années 1990 (Ince et al., 1995, Fakhru'l-Razi, 1995). Le développement de l'AnBàM est lié à ses avantages comparatifs vis-à-vis des procédés de digestion anaérobie conventionnelle. Il s'agit notamment d'un démarrage rapide des réacteurs, d'une compacité des installations donc une faible emprise au sol, de la production d'eau traitée d'excellente qualité avec l'élimination totale des matières en suspension (MES), d'un taux de charge organique élevée sans pertes de biomasse, d'un contrôle des temps de séjour hydraulique et de la biomasse, quelle que soit la taille de la boue et son niveau de granulation des solides, de la désinfection de l'eau par la rétention de bactéries et virus par la membrane, ce qui permet d'envisager la réutilisation des eaux traitées, de la rétention des matières difficile à dégrader et donc l'amélioration de la biodégradation de ces espèces et de la production d'énergie sous forme de biogaz (Akram et al., 2008 ; Aquino et al., 2006 ; Di Bella et al., 2010 ; Dominguez et al., 2012 ; Ferratis et al., 2009 ; Meng et al., 2009 ; Skouteris et al., 2012 ; Van Nieuwenhuijzen et al., 2008 ; Yuan et al., 2008). L'AnBàM est donc une technologie très intéressante pour le traitement des eaux usées résiduaire car le coût du traitement plus faible lié à la faible production de boues et à l'absence d'aération rend possible la dépollution des eaux en minimisant la consommation énergétique globale du procédé et l'ensemble des coûts de fonctionnement. Cependant, il apparaît que du fait de sa

complexité, l'expansion de la technologie AnBàM n'a pas connu le développement qui lui était destiné (Gao et al., 2010).

Très peu de travaux sur les AnBàM ont concerné les eaux de brasserie. Les plus récents sont ceux de Chen et al (2016) et de Torres et al (2011). Chen et al. (2016) ont réalisé leurs tests avec une solution synthétique d'eaux usées de brasserie sur un pilote de laboratoire fonctionnant avec une membrane externe en céramique. Torres et al. (2011) pour leur part, ont utilisé un bioréacteur à membrane anaérobie équipé d'une membrane tubulaire externe en céramique. Les efficacités d'élimination de la DCO ont varié de 76% à 99% selon les études sur le traitement des eaux usées industrielles (Skouteris et al., 2012). Pour le cas des brasseries, des taux d'élimination de la DCO compris entre 96 et 99% ont été rapportés (Chen et al., 2016 ; Ince et al., 1995, Fakhru'l-Razi, 1995 ; Torres et al., 2011). La contribution de la membrane dans l'élimination de la DCO a été estimée à environ 10% selon les travaux de Chen et al (2016) sur le traitement des eaux usées de brasserie. Le traitement des eaux usées industrielles par AnBàM conduit à une élimination presque totale des MES avec des valeurs enregistrées supérieures à 99% (Kocadagistan et Topcu, 2007 ; Saddoud et al., 2007). Sur le plan microbiologique, concernant les agents pathogènes, une élimination totale d'*Escherichia coli* et des entérocoques, a été rapportée dans la plupart du temps, prouvant ainsi que les effluents peuvent être réutilisés pour une irrigation non restreinte des cultures (Saddoud et al., 2009 ; WHO, 2006). Un autre aspect de l'évaluation des performances d'un réacteur anaérobie est sa capacité à produire du biogaz. Des rendements de production de biogaz allant de 0,28 à 0,48 m³ CH₄/kg DCO ont été rapportés par Chang (2014). Chen et al. (2016) et Torres et al. (2011) ont obtenu un rendement moyen de production de biogaz de 0,53 m³ CH₄/kg DCO avec des eaux usées de brasserie. Une comparaison des principales performances des bioréacteurs aérobie et anaérobie a été présentée par Lin et al. (2013) dans le tableau 1.4.

Le colmatage membranaire est un verrou de cette technologie pourtant très prometteuse. Cette question est encore plus marquée avec les AnBàM du fait des concentrations élevées en MVS. Un moyen de mitigation a consisté en une recirculation du biogaz produit, à une injection d'azote gazeux (Wang et al., 2013) ou à un recours aux forces de cisaillement lors de la filtration transversale avec un module membranaire à boucle externe (Torres et al., 2011). Il a été rapporté que des SRT longs entraînent un colmatage plus poussé des membranes. Cela est probablement dû à une accumulation de produits microbiens solubles (SMP) et à une formation de substances polymériques extracellulaires (EPS). En ce qui concerne le HRT, il est admis qu'une diminution

de sa valeur accroît la croissance de la biomasse menant à l'accumulation de SMP (Huang et al., 2011). L'annexe 3 présente les différentes configurations adoptées pour une réduction du colmatage.

Tableau 1.4

Comparaison des performances des bioréacteurs aérobie et anaérobie (Lin et al., 2013)

Fonctionnalités	BàM aérobie	BàM anaérobie
Élimination de la matière organique	haute	haute
Qualité de l'effluent	excellente	haute
Taux de charge organique	haut à modéré	haut
Production de boues	haute à modérée	faible
Emprise au sol	faible	faible
Rétention de la biomasse	totale	totale
Besoin en nutriments	haut	faible
Besoin en alcalinité	faible	haute à modérée
Besoin énergétique	haut	faible
Sensibilité à la température	faible	faible à modérée
Temps de démarrage	<1 semaine	<2 semaines
Production d'énergie	non	oui
Mode de traitement	total	total ou prétraitement

I.4.2 La nanofiltration

La nanofiltration (NF) est une technologie membranaire relativement récente avec les premiers travaux présentés qui datent des années 80. Ce procédé repose sur des membranes dont les propriétés se situent entre celles de l'ultrafiltration et de l'osmose inverse. Les membranes de NF ont un seuil de coupure de 100 à 1000 Daltons, une taille de pores comprise entre 0,5 à 10 nm et des pressions transmembranaires atteignant 30 bars (Cheng et al., 2012; Oatley et al., 2013; Oatley-Radcliffe et al., 2017; Teixeira et al., 2005). La couche active des membranes de NF est généralement constituée de polymères amphotères hydrophiles, par exemple de polyamide qui possèdent des groupes carboxyliques et aminés dissociables, présentant une

charge de surface positive ou négative dépendante du pH et/ou de la température (Luo and Wan, 2013; Oatley et al., 2005; Owusu-Agyeman et al., 2018; Roy et al., 2017). Elle présente des rétentions significativement meilleures que l'ultrafiltration pour les petites molécules telles que les sucres, les acides aminés, les peptides et même les ions. Comparativement à l'osmose inverse, la NF présente un faible rejet des ions monovalents, une rétention élevée des ions divalents, un flux de filtration plus élevé et une faible consommation énergétique (Bason and Freger, 2010; Pérez-González et al., 2015). Bien que le nombre d'applications de NF augmente régulièrement, cette technologie souffre encore de certains inconvénients tels que le colmatage de la membrane.

Selon Mohammad et al. (2015) et Oatley et al. (2012), la rétention des composés en NF est un processus extrêmement complexe qui dépend des événements micro hydrodynamiques et interfaciaux se produisant à la surface de la membrane et à l'intérieur des nanopores membranaires. La rétention par les membranes NF peut être attribuée à une combinaison d'effets stériques, Donnan, diélectriques et de transport. Le transport des solutés neutres se fait par l'intermédiaire du mécanisme stérique, c'est-à-dire une exclusion basée sur la taille (Deen, 1987). L'effet Donnan classique décrit les interactions d'équilibre et de potentiel membranaire entre une espèce chargée et l'interface de la membrane chargée (Donnan, 1995). La charge de la membrane provient de la dissociation des groupes ionisables à la surface de la membrane et de la structure des pores de la membrane (Ernst et al., 2000; Hagemeyer and Gimbel, 1998). Ces groupes peuvent être de nature acide ou basique ou bien une combinaison des deux en fonction des matériaux spécifiques utilisés au cours du processus de fabrication. En plus des groupes de surface ionisables, les membranes NF ont une faible capacité d'échange ionique et, dans certains cas, les ions de la solution en contact peuvent s'adsorber à la surface de la membrane, provoquant une légère modification de la charge membranaire (Afonso et al., 2001; Schaep and Vandecasteele, 2001). La répulsion ou l'attraction électrostatique a lieu en fonction de la valence ionique et de la charge fixe de la membrane qui peut varier en fonction de l'environnement ionique localisé du fait des phénomènes susmentionnés.

La NF connaît un intérêt grandissant du fait de la bonne capacité d'élimination des contaminants, la baisse des prix des membranes, la réduction de la consommation d'énergie et l'augmentation de la durée de vie des membranes par rapport à l'osmose inverse (Pontié et al., 2008). La NF est appliquée par de nombreux chercheurs dans les applications environnementales pour le traitement des eaux souterraines, des eaux de surface et de la

récupération des eaux usées. En dehors du but typique d'élimination des sels divalents et des petites matières organiques, des études récentes ont montré que la NF est de plus en plus utilisée pour de nombreuses applications intéressantes telles que l'élimination de l'arsenic (Ahoulé, 2016; Harisha et al., 2010 ; Saitua et al., 2011), des ions fluorures (Jadhav et al., 2015 ; Nasr et al., 2013; Shen and Schäfer, 2014), d'autres ions (Jadhav et al., 2016 ; Yan et al., 2016), des polluants organiques persistants (Teodosiu et al., 2018) et des composés pharmaceutiques actifs (Lin et al., 2014; Zaviska et al., 2013).

L'utilisation de la NF pour le traitement et le recyclage des eaux usées industrielles a été rapportée par plusieurs auteurs (Cartagena et al., 2013; Chmiel et al., 2003; Noronha et al., 2002; Oatley et al., 2005; Wang et al., 2015). Afonso and Bórquez (2003) ont utilisé la NF pour traiter les eaux usées de poissonnerie. Les résultats obtenus montrent que la NF a réduit la charge organique dans les eaux usées et a favorisé leur dessalement partiel, rendant possible la réutilisation de l'eau. Liu et al. (2011) ont réalisé une étude comparative sur le traitement des effluents textiles traités biologiquement par NF et OI pour la réutilisation de l'eau. Les résultats expérimentaux ont montré que les deux membranes adoptées dans cette étude pouvaient efficacement éliminer complètement la couleur et réduire la DCO à un niveau souhaitable. Cependant, l'efficacité d'élimination de la DCO par la membrane NF était meilleure que celle de l'OI, tandis que la membrane d'OI réduisait la salinité dans une plus grande mesure que la NF. L'eau traitée de bonne qualité pourrait être recyclée dans le processus, offrant ainsi des avantages économiques en réduisant la consommation d'eau et le coût du traitement des eaux usées.

La NF a aussi été utilisée en combinaison avec le bioréacteur à membrane comme post-traitement. Ainsi, Zaviska et al. (2013) ont développé un nouveau type de bioréacteur à membrane NF céramique pour le traitement des boues activées acclimatées dopées artificiellement par deux composés pharmaceutiques (cyclophosphamide et ciprofloxacine). Les résultats ont montré un fort abattement de la demande chimique en oxygène (DCO), des matières en suspension et une élimination des couleurs confirmant le potentiel du couplage B_aM-NF. Andrade et al. (2014) pour leur part, ont évalué l'application du bioréacteur à membrane comme traitement secondaire et la NF comme traitement tertiaire des effluents réels d'industries laitières. Le B_aM seul a montré une efficacité d'élimination élevée de la DCO (moyenne de 98%) et des nutriments (86% d'azote total et 89% de phosphore). Cependant, la concentration de solides dissouts dans le perméat empêchait encore sa réutilisation. Afin

d'éliminer ces solides, le perméat du Bàm a été nanofiltré. Le système de traitement proposé (Bàm + NF) a montré des rendements globaux de 99,9% pour la DCO et de 93,1% pour les solides totaux permettant ainsi de réutiliser l'eau traitée dans les systèmes de refroidissement ou de chauffage et pour de bonnes pratiques de fabrication.

Les résultats satisfaisants obtenus avec l'utilisation de la NF dans les travaux sur les eaux usées industrielles renforcent l'intérêt de ce procédé pour la résolution des problèmes de pénurie et de qualité de l'eau. D'un point de vue environnemental, cependant, la NF apparaît comme un processus intensif en énergie. L'utilisation de NF alimentée par des énergies renouvelables est une tendance croissante, en particulier dans les zones arides et semi-arides en raison du potentiel de ces zones pour la production d'énergies renouvelables (Owusu-Agyeman et al., 2018; Richards et al., 2015; Shen et al., 2016, 2015).

I.4.3 L'électrodialyse

L'électrodialyse (ED) est une technologie de séparation par membranes basée sur la migration sélective des ions à travers des membranes sous l'effet d'un champ électrique extérieur comme force motrice. Elle fait intervenir deux types de procédés d'électrodialyse : l'électrodialyse conventionnelle (EDC) et l'électrodialyse à membranes bipolaires (EDMB)(Garcia-Vasquez et al., 2013; Lee et al., 2009; Luiz et al., 2017).

L'EDC repose sur l'utilisation de membranes échangeuses d'ions encore appelées membranes homopolaires. Elle est la plus ancienne mais demeure encore la plus utilisée. L'EDC peut être opérée sous plusieurs configurations pour constituer le motif élémentaire afin de permettre diverses opérations de transformation (configuration à 2 compartiments, à 3 compartiments ou à 4 compartiments). La configuration à deux compartiments est la plus utilisée. Elle fait intervenir des membranes échangeuses de cations (MEC) et des membranes échangeuses d'anions (MEA) disposées en alternance. Elle repose sur une «cellule» ou «motif élémentaire» composée d'un couple de membranes MEA/MEC. Enfin, deux compartiments d'électrodes, disposés à chaque extrémité de l'empilement, permettent d'appliquer une différence de potentiel électrique (Al-Rawajfeh et al., 2013; Luiz et al., 2018; Mondor et al., 2009).

L'EDMB, est beaucoup plus récente. Elle repose sur l'utilisation, dans des empilements de diverses configurations, de membranes bipolaires et de membranes échangeuses d'ions (homopolaires). Une membrane bipolaire est constituée de trois couches : une face échangeuse de cations (EC), une face échangeuse d'anions (EA) et une interface hydrophile de jonction.

Sous l'effet d'un champ électrique dans des conditions spécifiques, l'eau contenue dans la membrane est dissociée en ions H^+ et OH^- . Les faces EC et EA sont disposées respectivement du côté de la cathode et du côté de l'anode, de façon à permettre le transfert des ions ainsi produits vers les solutions adjacentes. L'utilisation d'une membrane bipolaire permet donc de réaliser une titration physique, c'est-à-dire sans ajout d'acide ou de base. La figure 1.7 présente les modes de fonctionnement en ED.

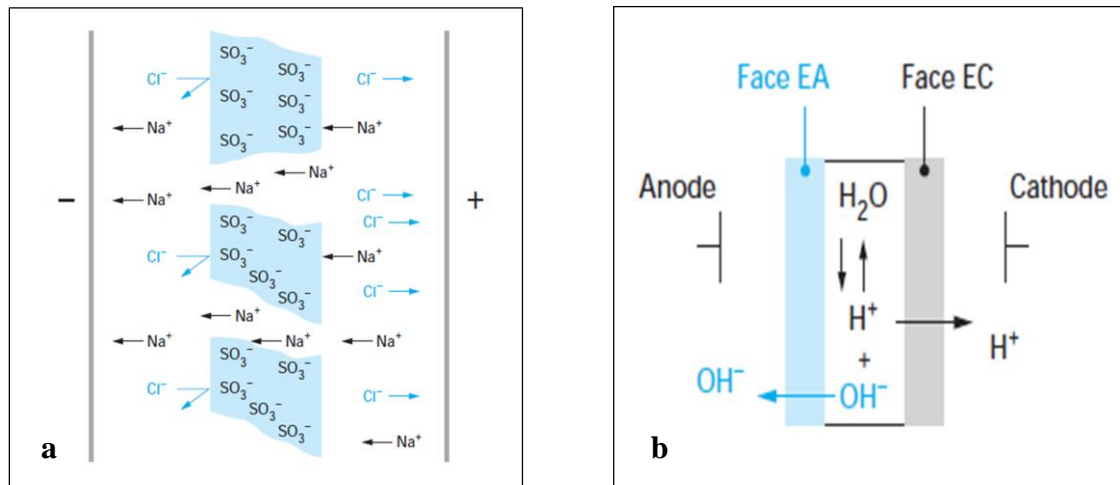


Figure 1.7 : Représentation schématique des membranes d'ED : a) membranes homopolaires et b) membranes bipolaires (Strathmann, 2010)

La membrane échangeuse d'ions est installée en parallèle entre les deux électrodes. On enregistre alors deux flux principaux dans un système d'électrodialyse. L'un est progressivement dessalé et appelé comme flux de produits tandis que l'autre augmente de concentration et constitue le flux concentré. En plaçant plusieurs membranes en parallèle, laissant passer alternativement les ions positifs et les ions négatifs, on peut éliminer certains ions de l'eau (Figure 1.8). L'addition d'acide et de produits chimiques de conditionnement est nécessaire pour le nettoyage de la membrane.

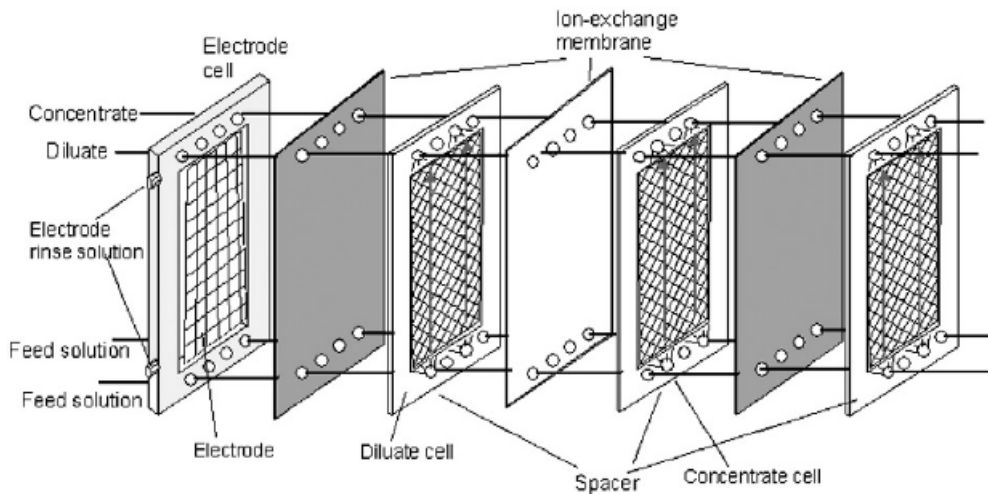


Figure 1.8 : Représentation schématique d'une cellule d'électrolyse industrielle
(Strathmann, 2010)

L'électrodialyse intervient principalement dans la production d'eau potable à partir des eaux saumâtres. Avec le développement de la technologie, notamment les travaux sur l'électrodésionisation continue et la désionisation capacitive, plusieurs autres applications ont été identifiées (traitement des eaux usées, traitement des eaux de process industriel, production agroalimentaire) (Arar et al., 2013; Fu et al., 2009; Sun et al., 2016). Chao and Liang (2008) ont étudié l'utilisation de l'électrodialyse pour le traitement d'eaux usées industrielles avec un dispositif de traitement associant un filtre à sable et une unité d'électrodialyse inversé. Avec un taux de conversion de l'eau de 75%, un taux d'élimination de la DCO de 51% a été obtenu pour une consommation électrique pour les électrodes et le pompage estimée de 0,85 kWh/m³ d'eau traitée. Le coût total d'opération incluant l'électricité, les frais et les coûts des produits chimiques sont d'environ 0,146 dollars US/ m³ d'eau traitée. Plusieurs autres applications dans la production agroalimentaire ont également été rapportées. Il s'agit notamment de la stabilisation tartrique du vin (Gonçalves et al., 2003), du dessalement du petit-lait du fromage utilisé dans les glaces, gâteaux, sauces et aliments pour bébé (Ghalloussi et al., 2014 ; Greiter et al., 2002 ; Wang et al., 2009), la désacidification des jus de fruits (Calle et al., 2002; Vera et al., 2009) et la déminéralisation du jus de sucre de canne (El Khattabi et al., 1996).

Conclusion partielle

Ce chapitre a fait ressortir que les eaux usées industrielles ont des compositions particulières en fonction du process industriel et des produits utilisés. Les industries brassicoles en particulier rejettent des eaux chargées en matières organiques et polluants minéraux. L'utilisation du Bàm pour le traitement des eaux usées de brasserie a conduit à de forte élimination de la pollution organique. En conditions anaérobies, les études ont conduit en plus de l'élimination de la pollution, à la production de biogaz pouvant servir à l'alimentation électrique du dispositif. Malgré les résultats prometteurs, les contraintes liées au colmatage membranaires ont été rapportées dans la plupart des expériences. S'agissant des eaux usées d'industrie de boissons en particulier, les travaux ont concerné soit des eaux usées de brasserie, soit des eaux usées d'industrie de boissons gazeuses. Il n'a pratiquement pas été rapporté d'études sur des eaux usées d'industrie produisant à la fois des boissons gazeuses et de la bière. L'étude bibliographique ne fournit pas de détails sur les conditions d'inoculation des bioréacteurs pour la conduite des études de traitement des eaux usées industrielles par les Bàm.

Dans cette partie, il a également été mis en évidence les excellentes performances de l'ED pour l'élimination des ions dans les eaux de façon générale. La NF a aussi permis de réduire la concentration de certains ions dans les effluents même si les taux d'élimination sont inférieurs à ceux de l'OI. Il est notamment ressorti que les ions divalents par exemple présentent des pourcentages d'élimination supérieurs à 90 % dans la plupart des cas. Cependant, les ions monovalents sont relativement, moins éliminés par NF. La combinaison de ces procédés avec le Bàm a mis en évidence la possibilité d'obtenir des effluents de bonne qualité.

Chapitre II : MATERIEL ET METHODES

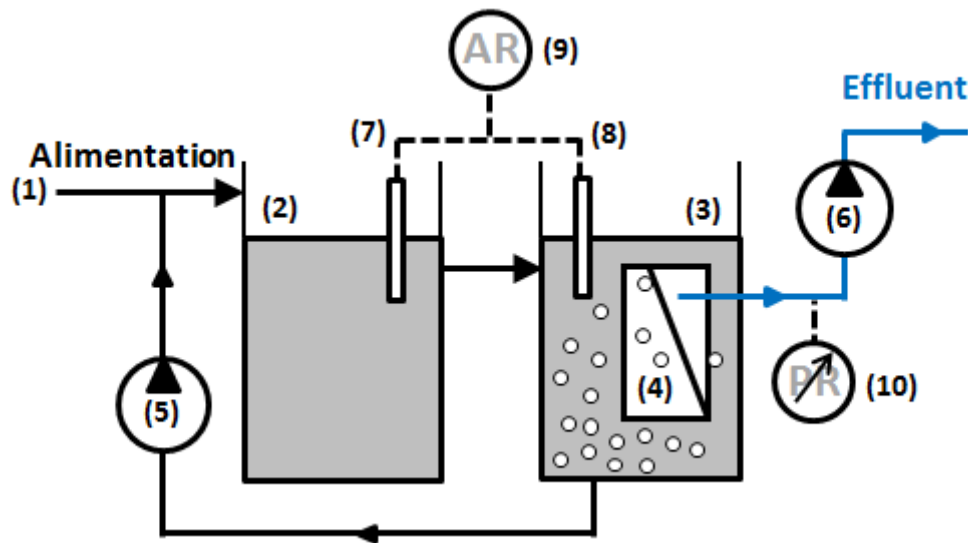
II.1 Dispositifs expérimentaux

La conduite de cette étude a nécessité l'utilisation de divers procédés et configurations membranaires. Ces pilotes ont été soumises à des conditions opératoires variées pour juger de leur capacité d'adaptation aux variations des paramètres d'utilisation. L'enregistrement de données par des capteurs en ligne et/ou des analyses ponctuelles de paramètres choisis sur des échantillons prélevés dans les flux circulants ont permis d'assurer le suivi du fonctionnement des pilotes et de juger des performances relativement à l'évolution des espèces épuratrices et de l'élimination des polluants.

II.1.1 Le pilote de Bàm 1

Le pilote utilisé est un Bàm à membrane immergée et est constitué de deux chambres réactionnelles (aéré et anoxique) de 30 L chacune. Une agitation mécanique dans la première cuve assure le mélange pour maintenir en suspension la fraction particulaire sans apport d'air gazeux (cuve anoxie). Le module membranaire est connecté à la seconde cuve, dans laquelle un mélange par le système d'aération placé à la base du module membranaire, permet de lutter contre le colmatage. La figure 2.1 présente le pilote de Bàm à membrane immergé utilisé dans cette étude (Bàm 1).

Une pompe péristaltique alimente le système en apportant à débit constant le substrat concentré dans le bassin anoxique. Un apport d'eau de robinet, contrôlé par un capteur de niveau située dans le bassin aéré, assure la dilution nécessaire de l'alimentation. La recirculation des boues du bassin aéré vers le bassin anoxique est assurée par une pompe péristaltique à un débit qui vaut quatre fois celui de l'alimentation. Les deux compartiments sont liés par un déversoir qui induit un écoulement gravitaire à débit constant de la suspension biologique du compartiment anoxique vers celui aéré. Des capteurs reliés à un ordinateur assurent un suivi en ligne de certains paramètres : potentiel redox, température, oxygène dissout, concentrations de formes azotées (N-NH₄⁺ et N-NO₃⁻). Une sonde de pH connecté à un système de dosage automatique permet de maintenir le pH dans le bassin aéré entre 7,2 et 7,5 par ajout en cas de besoin d'une solution d'acide sulfurique 1N. Le temps de séjour hydraulique est réglé par le débit d'eau filtrée alors que le temps de séjour des boues est imposé par une extraction journalière d'un volume fixé de boue. Une pompe de filtration connectée au compartiment membrane assure le soutirage du perméat à un débit constant suivant un débit régulier programmé.



1. Alimentation	6. Pompe de filtration
2. Réacteur anoxique	7. ORP mètre
3. Réacteur aéré	8. pH mètre
4. Membrane	9. Automate
5. Pompe de recirculation	10. Capteur de pression

Figure 2.1 : Schéma du BâM 1 (BâM aéré à membrane immergée)

Chaque cycle de filtration dure 10 minutes et se compose de plusieurs phases. Pendant chaque cycle, l'eau est filtrée et récoltée durant 525 secondes, ensuite un rétrolavage de 45 secondes retourne une partie de l'eau filtrée dans le réacteur. La filtration et le rétrolavage sont séparés de périodes de relaxation, c'est-à-dire des arrêts de pompe, qui durent 15 secondes pour permettre l'inversion du sens de rotation de la pompe. Le tableau 2.1 résume la durée de chaque phase pendant un cycle complet de filtration.

Tableau 2.1

Cycle de filtration sur le pilote BâM 1

Période	Durée (s)
Filtration	525
Relaxation	15
Rétrolavage	45
Relaxation	15

Le module membranaire est constitué d'une association de trois membranes planes d'ultrafiltration en Polyethersulfone (PES). La filtration est réalisée en mode externe/interne. Les caractéristiques de la membrane sont présentées dans le tableau 2.2.

Tableau 2.2

Caractéristiques de la membrane utilisée pour le pilote Bàm 1

Caractéristiques	
Type	Plane
Matériau membranaire	Polyethersulfone (PES)
Diamètre des pores	0,04 μm
Epaisseur de la membrane	2 mm
Surface filtrante	0,34 m^2
Densité de conditionnement	220 m^2/m^3
Résistance hydraulique	1,51.10 ¹² m^{-1}
Angle de contact	63,2°
Fabricant	Microdyn Nadir

II.1.2 Le pilote de Bàm 2

Il s'agit d'un Bàm à boucle externe. Le réacteur est composé d'un bassin anoxique de 20 L et d'un bassin aéré de 40 L. Le débit d'alimentation est régulé (entre un niveau haut et un niveau bas) par deux capteurs de niveau pour maintenir constant le volume de suspension au sein des bassins. Une pompe péristaltique asservie à ces niveaux alimente le pilote en eaux résiduaires à partir d'une cuve et apporte en continu un substrat d'appoint. Une vanne située à mi-volume permet le retour de l'effluent vers la cuve de dénitrification (anoxique). La vitesse tangentielle le long de la membrane est régulée par une pompe de recirculation. Une aération s'effectue au moyen de quatre diffuseurs disposés au fond du réacteur de nitrification (aéré), fournissant l'oxygène nécessaire à la bonne épuration. L'air est apporté par un compresseur via un débitmètre à flotteur. Les cycles d'aération sont fixés par des transmetteurs d'oxygène ou de redox qui commandent l'insufflation d'air.

L'effluent traité est séparé de la biomasse épuratrice par une filtration tangentielle sur une membrane en céramique placée dans un module à l'extérieur du bioréacteur. Le tableau 2.3 présente les caractéristiques de la membrane.

Tableau 2.3

Caractéristiques de la membrane utilisée avec le pilote Bàm 2

Caractéristiques	
Type	Tubulaire type P10
Matériau membranaire	Céramique
Surface filtrante	0,45 m ²
Seuil de coupure	15 kD / entre 10 et 20 nm
Longueur de membrane	1178 cm
Diamètre des canaux	6 mm
Fabricant	Pall Exekia

La filtration de la suspension se réalise de l'intérieur de la membrane vers l'extérieur grâce à une pompe centrifuge à vitesse et débit variables. Une vanne de contre-pression placée en sortie du carter membranaire dans le circuit de recirculation, permet au besoin d'augmenter la pression à l'intérieur de la membrane. Une vanne micrométrique permet de régler la pression du perméat lors de l'utilisation de la cartouche d'ultrafiltration à haute pression. Le retentât est recyclé vers le réacteur de nitrification par l'entremise d'un échangeur de chaleur à tubes concentriques et une vanne de contre-pression dont l'opérateur régule la pression de commande. En fonction de la mesure de la température du réacteur de nitrification, un fluide de refroidissement peut être injecté dans la double enveloppe de l'échangeur de chaleur du circuit du retentât. La figure 2.2 offre une représentation schématique de l'ensemble du système et le schéma fonctionnel est présenté à l'annexe 5.

Afin de suivre les performances du réacteur et son contrôle par rapport au colmatage, on enregistre la pression transmembranaire fonctionnant à flux constant, une augmentation du colmatage étant associée à une augmentation de la pression transmembranaire. Un logiciel permet d'enregistrer toutes les 20 secondes (fréquences d'échantillonnage réglables) simultanément la pression transmembranaire, le pH, la température, la concentration en oxygène dissout, le potentiel redox et la conductivité électrique dans chaque compartiment.

Le pilote est équipé d'une cuve en inox pour le lavage chimique de la membrane. Le nettoyage des membranes est effectué par des solutions d'hydroxyde de sodium (NaOH), d'acide nitrique (HNO₃) et de chlore actif. Les solutions sont introduites successivement dans le bac de lavage et envoyées en boucle dans la membrane à travers la pompe de filtration. Elles sont ensuite remplacées par de l'eau distillée pour un rinçage prolongé de la membrane (annexe 6).

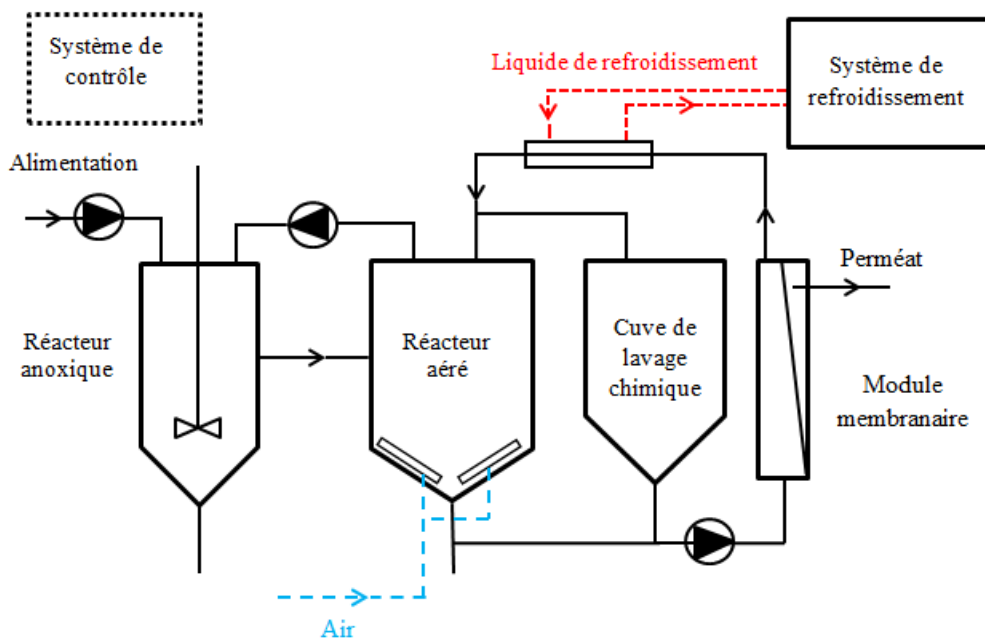


Figure 2.2 : Schéma du BâM 2 (BâM aéré à boucle externe)

II.1.3 Le pilote de BâM 3

Le Bioréacteur à membrane est composé de deux lignes identiques. Chaque ligne est composée d'une cuve d'alimentation, deux cuves anaérobies de 12 L chacune et un compartiment membranaire d'une capacité de 6 L dans laquelle la membrane est immergée. Le substrat est apporté en continu par une pompe volumétrique à partir de la cuve d'alimentation de 10 L. Une dilution de ce substrat est faite à l'eau du robinet par une vanne commandée par un capteur de niveau se trouvant dans le compartiment membranaire. La boucle de recirculation de la liqueur mixte est assurée par deux pompes péristaltiques. Cette filtration se fait par succion grâce à une pompe péristaltique à partir de laquelle il est possible de régler le flux de perméat le long de la membrane. Le perméat est recueilli dans une cuve de 10 L. La membrane qui permet la séparation de l'effluent traité et de la biomasse épuratrice est en polyéther sulfone (PES). Elle

est identique à celle du pilote Bàm 1 et dont les caractéristiques ont été détaillées dans le tableau 2.2.

Un système informatique permet le pilotage automatique du Bàm grâce à un logiciel et enregistre à des fréquences bien définies la pression transmembranaire et le niveau de boue dans chaque cuve. Le suivi du pH, de la température et du potentiel redox est effectué grâce à des sondes. Pour garantir un environnement proche des conditions sahéniennes, un système de régulation de la température permet de maintenir la température à 35°C pendant la durée de la campagne. La figure 2.3 offre un aperçu du pilote utilisé. Le schéma fonctionnel est présenté à l'annexe 7.



Figure 2.3 : Pilote Bàm 3 (Bàm anaérobie à membrane immergée)

II.1.4 Le pilote de Bàm 4

Le pilote Bàm 2 a été modifié pour avoir un système anaérobie à boucle externe. La cuve aérée a été supprimée et un système de collecte du biogaz a été installé. Le système ainsi obtenu possède un volume utile de vingt litres. Il est alimenté en continu par une pompe péristaltique asservie à des capteurs de niveau. Un piquage au-dessus de la cuve permet de collecter et de quantifier la production du biogaz. Le reste du circuit est identique à celui du pilote Bàm 2. La figure 2.4 décrit le nouveau système ainsi constitué.

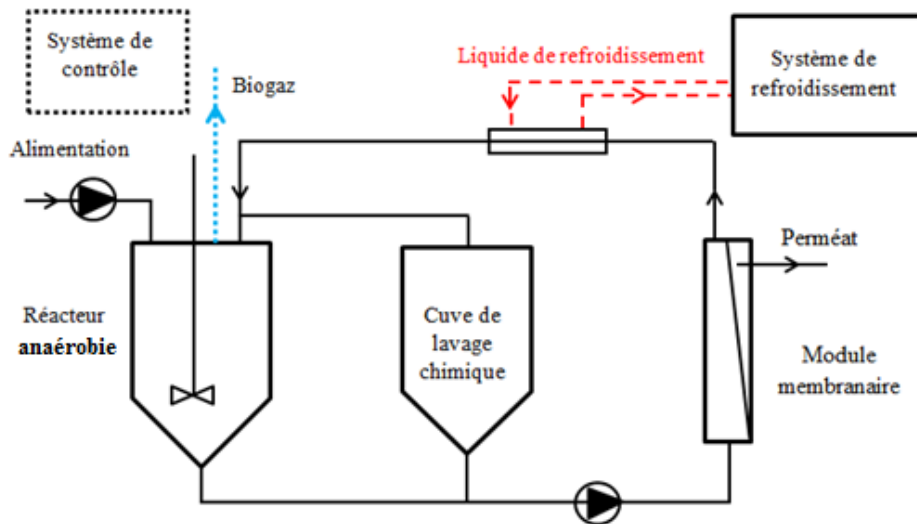


Figure 2.4 : Schéma du BâM 4 (BâM anaérobie à boucle externe)

II.1.5 Le pilote de nanofiltration 1 (NF1)

Le pilote de nanofiltration 1 est un système offrant une filtration tangentielle de la solution dans un réservoir en inox (Koch Membrane Systems Labcell-F-1). Le perméat du BâM est introduit dans le réservoir d'alimentation (1) d'une capacité maximum de 500 mL grâce à une pompe centrifuge (3). Il est possible de réguler la température du réservoir d'alimentation grâce à sa double enveloppe (5). La pression transmembranaire (TMP) est réglée par un système d'azote comprimé (4) sur lequel est installé un manomètre. Le débit de perméat (6) est obtenu par de mesures de masse de perméat sur une balance électronique (7). La membrane utilisée est une membrane plane NF90 produite par Dow Filmtec et faite de polysulfone sur une couche de support en polyamide. Elle est montée sur le module à membrane (2) et offre une surface totale de membrane de 28 cm². Les principales caractéristiques de la membrane sont consignées dans le tableau 2.4. Les essais ont été réalisés en filtrant 300 mL de perméat du BâM 1 à des PTM constantes de 12 et 16 bars. Une représentation du pilote est fournie à la figure 2.5.

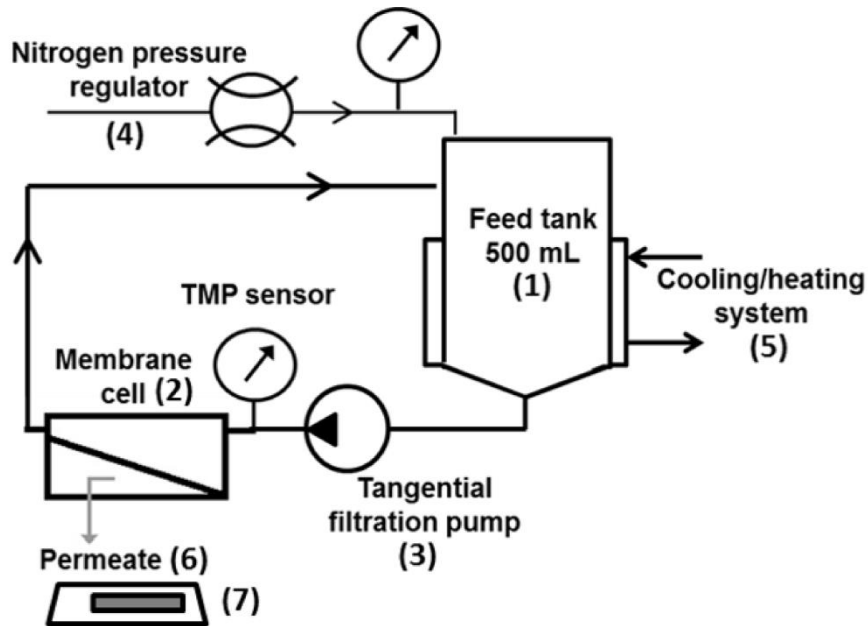


Figure 2.5 : Représentation schématique du pilote de nanofiltration 1(NF1)

Tableau 2.4

Caractéristiques des membranes de NF et ED

Caractéristiques	NF1	NF2	ED
Type	plane	spiralee	échangeuse cation/anion
Matériau	polyamide sur polyether	composite (polyamide, polysulfone, polyester)	
Diamètre des pores (μm)	0,0017		
Epaisseur de la membrane (mm)	0,159		0,14–0,17
Surface filtrante (m^2)	0,0028	2,6	0,2
Résistance hydraulique (10^{+12} m^{-1})	26		
Résistance électrique (Ω/cm^2)			2.4–3.0
Angle de contact ($^\circ$)	50±10		
Potentiel zêta	négative (-30 mV)		
Modèle/Fabricant	NF90/Dow Filmtec	NF270-2540/Dow Filmtec	Neoseta-AMX/CMX Tokuyama Corporation

II.1.6 Le pilote de nanofiltration 2 (NF2)

Le pilote de nanofiltration 2 est un dispositif combiné NF/OI. Il est doté d'une électropompe centrifuge multicellulaire haute pression qui assure la circulation du fluide d'alimentation. Le pilote est équipé d'un dispositif de préfiltration composé de deux filtres à cartouche : un filtre de 25 μm et un filtre à charbon actif. Pour la protection de l'installation contre les surpressions, il est doté de deux soupapes de sécurité tarée respectivement à 5 et 14 bars. Un ensemble de capteurs et des débitmètres permettent un suivi de la PTM, des débits, de la conductivité électrique et de la température (Figure 2.6). Le module membranaire spiralé de nanofiltration (NF270-2540 de Dow Filmtec) est en polymère composite composée de trois couches : une couche support en polyester (120 μm), une couche intercalaire microporeuse en polysulfone (40 μm) et une couche barrière (couche active) ultra mince de polyamide sur la surface supérieure (0,2 μm). Le tableau 2.4 présente les caractéristiques principales de la membrane utilisée. Le schéma fonctionnel est présenté à l'annexe 8.



Figure 2.6 : Pilote de nanofiltration 2 (NF2)

II.1.7 Le pilote d'électrodialyse (ED)

Les tests de post-traitement de l'effluent du Bàm par ED ont été réalisés sur un pilote (EUR2B-10 conçu par Eurodia-France) comportant trois circuits séparés avec un diluant, un concentrât et une solution d'électrolyte dans trois récipients associés de 2 L. Les débits d'alimentation ont été fixés à des valeurs constantes de 300 L/h pour les trois solutions. Le compartiment d'électrolyte est alimenté par 2 L de solution de sulfate de sodium (Na_2SO_4) de concentration de 0,5 mol/L. L'intensité a été fixée à 2 ampères. Les tests ont été réalisés en mode discontinu et sont arrêtés lorsque la conductivité diluée atteint 1 mS/cm pour ne pas dépasser le courant limite. Le module de filtration membranaire est composé de dix cellules de membranes échangeuses d'anions/cations (Neosepta AMX / CMX, Tokuyama Corporation, Japon). La surface d'une membrane est de 0,02 m² par cellule soit une surface totale de 0,2 m² pour l'ensemble du système. Une image du pilote utilisée est fournie à la figure 2.7 et les principales caractéristiques des membranes installées sont présentées dans le tableau 2.4.



Figure 2.7 : Pilote d'électrodialyse

II.2 Boues d'inoculation et substrats d'alimentation

La conduite des tests a nécessité le recours à des substrats d'alimentation et des boues d'inoculation de caractéristiques et d'origines diverses. Trois solutions d'alimentation et quatre types de boues ont été utilisés.

II.2.1 Boues d'inoculation

Les pilotes utilisés au cours de cette étude ont été inoculés avec des boues provenant de stations d'épuration ou de biodigesteurs. Les sites de prélèvement ont été diversifiés pour disposer de caractéristiques et d'aptitudes différentes offrant la possibilité d'une reproduction plus large.

Le Bàm 1 a été inoculé avec des boues provenant de la station d'épuration (STEP) de la Grande Motte. Cet ouvrage de traitement est situé à proximité du bassin de l'Etang de l'Or dans l'Agglomération de Montpellier (annexe 9). C'est une ancienne station à boues activées réhabilitée en Bàm en 2013. Elle présente une capacité maximale de 65 000 équivalents habitants (EH). Pour respecter les normes de rejet de "Zone sensible" (arrêté du 22 juin 2007, Ministère de l'écologie, du développement et de l'aménagement durables, République Française), un traitement de l'azote par nitrification/dénitrification est réalisé grâce à des passages successifs dans des zones anaérobie, anoxie et enfin dans un bassin aéré. La station est équipée de membranes planes immergées de type Kubota Submerged Membrane Unit® (KUBOTA, Japan), réparties dans quatre bassins membranaires d'une surface totale de 16 240 m² et une taille de pores moyenne de 0,2 µm, assurant une désinfection physique poussée. La STEP de La Grande-Motte connaît des ajustements saisonniers pour faire face à la forte affluence touristique de l'été. Le débit entrant dans la station peut varier de 2500 m³/j à 5000 m³/j en moyenne selon la saison (basse saison : Septembre à Mai ; haute saison : Mai à Septembre ; intersaison : transition entre HS/BS et BS/HS). Pour un meilleur contrôle du procédé du fait de la saisonnalité, deux files ont été mises en place de façon à contrôler la montée en débit l'été et limiter l'impact de la faible charge en hiver.

Les boues utilisées pour le démarrage du Bàm 2 ont été prélevées à la station de traitement de l'Hotel Laico à Ouagadougou. Cette station fonctionne suivant le procédé de « boue activée classique » et a une capacité d'environ 418 EH. Les eaux du complexe hôtelier (eaux de toilettes, de buanderie, de cuisine prétraitées, du centre commercial) sont collectées dans une bache à partir de laquelle elles sont acheminées par une pompe à la station. Après le bassin aéré,

les eaux passent par un clarificateur puis un filtre à sable et une unité de désinfection. Les eaux traitées sont réutilisées pour l'arrosage et l'entretien des espaces verts.

Les boues ayant servies à l'inoculation du Bàm 3 proviennent d'un biodigester de la station de Maera (Montpellier-France). Une vue aérienne de la station est fournie à l'annexe 10. Elle reçoit les eaux usées de treize communes de la Métropole de Montpellier et de cinq autres communes voisines (Assas, Teyran, Palavas-les-Flots, Saint-Aunès et Carnon), soit l'équivalent d'environ 470 000 habitants. Elle a été mise en service en 2005 et est la plus importante du territoire de l'agglomération montpellieraine. Le biodigester reçoit les boues de la station et les boues de vidange des localités environnantes pour la production de biogaz.

Pour le Bàm 4, les boues du bassin anaérobie de la station de Kossodo ont été utilisées. C'est une station de lagunage à microphytes avec une capacité de traitement estimée à 140 000 équivalents habitants (annexe 11). Elle a été mise en exploitation en 2004 par l'Office National de l'Eau et de l'Assainissement (ONEA, Burkina Faso) et reçoit les eaux usées du centre-ville et de la zone industrielle. Son volume total est estimé à environ 180 000 m³ et est composée de 2 bassins anaérobies, 2 bassins facultatifs et 3 bassins de maturation. Les eaux usées de la brasserie représentent plus de 70% des eaux qui arrivent à cette station. Une partie des eaux usées est destinée à l'irrigation d'un périmètre maraîcher dédié et l'autre partie rejoint un cours d'eau (le Massili).

Les principales caractéristiques des boues utilisées pour l'inoculation des différents pilotes sont résumées dans le tableau 2.5.

Tableau 2.5

Caractéristiques des boues ayant servies à l'inoculation des pilotes

Paramètres	Lieu de prélèvement			
	STEP de La Grande Motte	Station de l'Hotel Laico	STEP de Maera	STEP de Kossodo
DCO (mg O ₂ /L)	140	165	902	2125
MES (mg/L)	2210	160	23 000	10 000
MVS (mg/L)	1610	136	15 000	6 000

II.2.2 Substrat d'acclimatation

L'acclimatation de la biomasse a nécessité un substrat d'alimentation simple entièrement biodégradable à base de carbone, d'azote et de phosphore. Il est composé de sels de chlorure d'ammonium (NH_4Cl) comme source d'azote à nitrifier et d'acétate de sodium (CH_3COONa) comme source de carbone organique. Le dihydrogénophosphate de potassium (KH_2PO_4), et l'hydrogénophosphate dipotassique (K_2HPO_4) ont été ajoutés pour maintenir un rapport DCO/N/P égal à 100/5/1 nécessaire à la croissance bactérienne (Behra, 2013; Winkler, 2012). Le carbone minéral nécessaire à la croissance des espèces autotrophes a été apporté par l'eau du robinet (TAC= 2,3 °f) utilisée pour préparer la solution synthétique d'alimentation. L'utilisation de l'acétate de sodium, en plus de fournir le carbone nécessaire à l'entretien de la biomasse, enrichit la suspension biologique en sels de sodium offrant ainsi des conditions se rapprochant de l'environnement des eaux usées de brasserie à traiter.

II.2.3 Eaux usées synthétiques de brasserie

L'étude de l'efficacité du traitement et du choix des paramètres opératoires optimaux a été menée avec un influent reconstitué de brasserie. La recette utilisée provient de légères modifications de celles proposées par Scampini (2010) et Chen et al. (2016). Elle est composée de bière, d'extraits de levure, de chlorure d'ammonium (NH_4Cl), d'hydrogénophosphate dipotassique (K_2HPO_4), d'acide acétique glacial ($\text{C}_2\text{H}_4\text{O}_2$), de sulfate de magnésium (MgSO_4) et d'une solution d'éléments traces métalliques. L'annexe 12 présente les quantités de réactifs utilisés pour la préparation de la solution synthétique d'eaux usées de brasserie. La variation de charge d'alimentation a été imposée afin de déterminer la capacité de résistance de la biomasse.

II.2.4 Eaux usées réelles d'industrie de production de bière et de boissons gazeuses

Des effluents réels d'industrie de production de boissons ont été utilisés pour l'alimentation des pilotes Bàm 2 et Bàm 4. Ils ont été prélevés à l'entrée de la station de prétraitement des eaux usées d'une unité industrielle produisant de la bière et des boissons gazeuses à Ouagadougou (Burkina Faso). Une caractérisation effectuée sur une période d'intense production (8 jours dans la dernière semaine du mois de décembre correspondant à la période des fêtes de fin d'années où la demande en boissons est très forte) a permis de mettre en évidence des variations périodiques importantes des principaux paramètres caractéristiques des eaux usées. Les valeurs des principaux paramètres étudiés au cours de cette période de caractérisation sont résumées dans le tableau 3.1.

II.3 Techniques analytiques

Pour les besoins de l'étude, plusieurs paramètres ont été suivis. Le choix des paramètres est fonction de leur pertinence dans l'analyse de l'évolution de la biomasse dans les réacteurs et de l'examen de l'efficacité du traitement. Pour l'ensemble des conditions opératoires testées, des prélèvements ponctuels de l'alimentation, de la suspension biologique au sein du réacteur et du perméat ont été régulièrement effectués pour évaluer les performances des pilotes dans les conditions de travail imposées. Les grandeurs mesurées sont relatives aux matières en suspension totales et volatiles (MES et MVS), aux concentrations des espèces ioniques, à la fraction organique mesurée à travers la demande chimique en oxygène (DCO), la demande biologique en oxygène (DBO₅) et du carbone organique non volatile (COT), les exo-polymères solubles (EPS) avec les protéines et polysaccharides, les cinétiques biologiques et la dynamique de colmatage. Les méthodes utilisées sont brièvement décrites dans cette partie.

II.3.1 Suivi des fractions organiques

La DCO et le COT ont été utilisés pour le suivi des fractions organiques au cours de l'étude. La DBO₅ a été utilisée pour compléter la caractérisation des eaux usées de l'unité industrielle produisant les boissons. Les échantillons filtrés sont utilisés pour la détermination de la DCO et du COT. Des réactifs en tube ont été utilisés pour la mesure de la DCO. Cette méthode est basée sur une réaction d'oxydation par du bichromate de potassium (K₂Cr₂O₇) dans un milieu sulfurique et chauffé à 150°C pendant deux heures dans un bloc chauffant. La DCO équivalente à la quantité de K₂Cr₂O₇ consommée par l'oxydation des composés organiques est directement lue avec un spectrophotomètre UV-Visible Hach Lange DR3900. Le suivi du COT a été réalisé à l'aide d'un COT-mètre SHIMADZU TOC-V CSH/CSN. Les échantillons sont injectés dans la chambre de combustion à 780 °C, le dioxyde de carbone formé est détecté par un analyseur à infrarouge à double faisceau. La mesure de la DBO₅ s'est faite par la méthode respirométrique avec l'utilisation d'Oxytop dans une enceinte thermostatée réglée à 20°C pour une durée de 5 jours.

II.3.2 Suivi des MES et des MVS

Les MES englobent les particules minérales et organiques présentes dans la suspension biologique, alors que les MVS représentent uniquement la fraction organique des MES. Ces deux grandeurs ont été mesurées selon la norme AFNOR FT 90-105 pour les MES et AFNOR FT 90-029 pour les MVS. A l'aide d'une pompe et d'un filtre en microfibre de verre

(Whatman® glass microfiber filters GF/C), de 1,2 µm de diamètre de pores, on filtre un volume (V) bien défini de l'échantillon à caractériser. L'ensemble du filtre avec les matières retenues est placé à l'étuve à 105°C pour deux heures minimum. Ensuite, le filtre et le dépôt sont remis à température ambiante dans un dessiccateur et pesés donnant une masse m_1 . La teneur en MES est alors déterminée par la formule de l'équation 2.1.

$$MES = \frac{m_1 - m_0}{V} \quad \text{équation 2.1}$$

Avec :

MES = concentration des matières en suspension (g/L)

m_1 = masse du filtre après filtration et passage à l'étuve (g)

m_0 = masse du filtre avant filtration (g)

V = volume d'échantillon filtré (L)

Ensuite pour la détermination des MVS, le filtre et les matières sèches sont mis dans un four réglé à 550°C. Deux heures plus tard, ils sont sortis et placés dans un dessiccateur pour les ramener à la température ambiante. Ils sont alors pesés et la masse m_2 est obtenue. Le calcul des MVS se fait par l'intermédiaire de l'équation 2.2 :

$$MVS = \frac{m_1 - m_2}{V} \quad \text{équation 2.2}$$

Avec :

MVS = concentration des matières volatiles en suspension (g/L)

m_1 = masse du filtre après filtration et passage à l'étuve (g)

m_2 = masse du filtre après filtration et passage à l'étuve et au four (g)

V = volume d'échantillon filtré (L)

II.3.3 Suivi des espèces ioniques

Le suivi des espèces ioniques s'est fait à travers les mesures des concentrations des formes azotées et de celles des autres ions. Les mesures de la concentration des formes azotées se sont opérées sur un spectrophotomètre UV-Visible Hach Lange DR3900 à partir d'échantillons filtrés avec des filtres en microfibrilles de verres (Whatman® glass microfiber filters GF/C) de 1,2 µm de diamètre de pores. Les échantillons obtenus ont été dosés dans des tubes LCK 340 pour le nitrate, LCK 342 pour le nitrite et LCK 303 pour l'ammonium. Pour l'ensemble des ions, les analyses ont été réalisées avec des chromatographes ioniques Dionex (Dionex ICS-1000 avec une colonne IonPac AS19 pour les anions et Dionex ICS-900 avec une colonne IonPac CS12A pour les cations). Certains échantillons ont été soumis à des dilutions convenables pour respecter les plages des courbes d'étalonnage établies.

II.3.4 Suivi de l'activité bactérienne et de l'évolution de la biomasse

La respirométrie permet d'étudier simplement et rapidement les cinétiques biologiques en suivant l'évolution de la vitesse de consommation d'oxygène (ou de nitrates) des micro-organismes. L'activité de la culture bactérienne peut être quantifiée au travers de ses besoins respiratoires en condition aérobie, OUR (Oxygen Uptake Rate), en condition endogène après 24 heures d'aération sans apport de substrat exogène ou en condition exogène en présence d'un substrat introduit dans le milieu.

L'activité des organismes hétérotrophes et des organismes autotrophes a été régulièrement suivie dans cette étude par l'exécution de tests de respirométrie. Pour cette mesure, 24 heures après une aération prolongée dans un réacteur, un échantillon de boues est introduit dans une cellule fermée de 250 mL (figure 2.8). La cellule est entièrement remplie de la suspension qui est parfaitement agitée à l'aide d'un agitateur magnétique. Lorsque l'aération est arrêtée, aucun échange gazeux n'est possible avec l'air extérieur. Du fait de la respiration des espèces, la concentration en oxygène dissout diminue dans la cellule au cours du temps. L'évolution de la concentration en oxygène dissout au cours du temps est alors suivie grâce à un oxymètre relié à un ordinateur et permet de déterminer l'activité respirométrique de la biomasse.

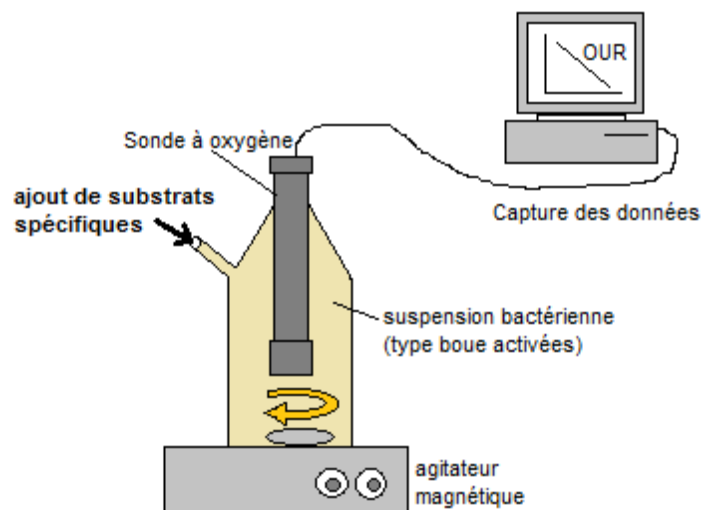


Figure 2.8 : Dispositif expérimental pour la mesure de l'activité d'une culture bactérienne

L'évolution de la biomasse a également été suivie par une observation microscopique. Un échantillon de boue est déposé entre une lame et une lamelle et mis en observation sur un microscope à épi fluorescence (Optika) avec un grossissement de x20.

II.3.5 Spectroscopie de fluorescence d'émission excitation 3D (3DEEM)

Les spectres de fluorescence ont été obtenus en utilisant un spectromètre Perkin-Elmer LS-55 (USA) après dilution de l'échantillon avec de l'eau ultra pure (Milli-Q, Millipore Co. Ltd) pour éviter l'effet de filtre interne (absorbance UV254 inférieure à $0,1 \text{ m}^{-1}$). Le taux de dilution a été déterminé en utilisant la méthode des dilutions successives pour limiter les signaux qui se chevauchent (Carstea et al., 2016 ; Hambly et al., 2015). Les plages de balayage ont été fixées respectivement à 200-500 nm et 280-600 nm d'excitation et d'émission (Chen et al., 2003). La vitesse de balayage a été fixée à 1000 nm/min et l'incrément à 2 nm. La largeur de la fente a été fixée à 10 nm en excitation et en émission. Pour permettre la comparaison des spectres, ils ont été normalisés par la région de Raman (Goletz et al., 2011; Vera et al., 2017) et le spectre d'eau Milli-Q (Peiris et al., 2010). Suite à la correction, les valeurs de la matrice de fluorescence corrigée ont été normalisées par la valeur de l'aire du pic de Raman pour obtenir des intensités en unités Raman (R.U, Raman Unit) et non plus en unités arbitraires (A.U). Cette étape permet de s'affranchir des biais liés à chaque instrument. Il est ainsi possible de comparer des spectres d'une étude à l'autre. L'aire du pic de Raman a été calculée sur un spectre obtenu avec de l'eau

MilliQ en balayant en émission entre 340 et 410 nm, avec un incrément de 2 nm, à la longueur d'onde d'excitation de 348 nm.

Les spectres sont divisés en quatre zones définies par Chen et al. (2003), correspondant aux différents groupes de fluorophores :

- la région I+II associée aux fluorophores de type protéine aromatique (type tyrosine) avec $E_x = 200-250$ nm/ $E_m = 280-380$ nm ;
- la région II correspondant à des fluorophores de type acide fulvique avec $E_x = 200-250$ nm/ $E_m = 380-600$ nm;
- les régions III et IV associées à des fluorophores microbiens solubles ($E_x = 250-350$ nm/ $E_m = 280-380$ nm, type tryptophane) et à des fluorophores de type acide humique ($E_x = 380-600$ nm / $E_m = 250-500$ nm), respectivement.

Pour estimer la matière organique dissoute fluorescente (MOD) retenue par la membrane, une soustraction mathématique simple a été effectuée entre les spectres obtenus à partir d'échantillons de surnageant de Bàm (boues activées) et d'échantillons de perméat de Bàm. Ainsi, un nouveau spectre correspondant à MOD retenu par la membrane a été obtenu. Cette méthode permet une estimation visuelle rapide de la MOD qui est préférentiellement retenue par la membrane et pourrait donc être impliquée dans les mécanismes de colmatage.

L'intégration a été effectuée dans les quatre régions énumérées. Cette méthode permet de prendre en compte l'information de fluorescence complète dans chaque région et d'effectuer une semi-quantification (Jacquin et al., 2017). Les volumes de fluorescence (Φ) ont été calculés à partir de la matrice corrigée, suivant la méthode d'intégration selon Chen et al. (2003) dans chaque région (i), en appliquant l'équation 2.3 :

$$\Phi(i) = MF(i) \sum_{ex} \sum_{em} I(\lambda_{ex}\lambda_{em}) \Delta\lambda_{ex} \Delta\lambda_{em} \quad \text{équation 2.3}$$

Avec :

MF (i) = facteur de normalisation

λ_{ex} = longueur d'onde d'excitation (nm)

λ_{em} = longueur d'onde d'émission (nm)

$\Delta\lambda_{\text{exc}}$ = intervalle de longueur d'onde d'excitation (pris comme 2 nm),

$\Delta\lambda_{\text{em}}$ = intervalle de longueur d'onde d'émission (pris comme 0,5 nm),

$I(\lambda_{\text{exc}}\lambda_{\text{em}})$ est l'intensité de fluorescence à chaque paire excitation-émission (unités Raman).

Dans une étude précédente de Jacquin et al. (2017), des courbes d'étalonnage ont été établies entre le volume de fluorescence avec des mesures de Chromatographie Liquide couplée à la Détermination de la Détection du Carbone Organique (LC-OCD) de protéines provenant de biopolymères et de substances humiques. A partir de cet étalonnage, il a été possible de calculer directement la concentration en COT de protéines, de biopolymères et de substances humiques avec les données de fluorescence.

II.4 Caractérisation des eaux usées de la brasserie

Une campagne de caractérisation intensive a été réalisée au sein de l'unité industrielle pendant une période de forte production. Cette campagne s'est étalée sur une semaine au cours de la période des fêtes de fin d'année correspondant à un moment où la production se déroule en continu 24 sur 24 et pendant les 7 jours de la semaine, avec un débit d'effluent généré pouvant atteindre 3500 m³ par jour (18-24 décembre). Un préleveur automatique recueillant un litre d'échantillon par heure a ainsi généré 168 échantillons individuels. Les analyses se sont focalisées sur les paramètres de pollutions organiques et minérales (matières organiques, concentration des ions) et les caractéristiques physiques (pH, conductivité électrique, température, turbidité, MES) des eaux usées. L'analyse des eaux usées s'est ensuite poursuivie lorsque les pilotes ont été alimentés par ces eaux usées industrielles réelles afin de caractériser les intrants arrivant sur les réacteurs expérimentaux.

II.5 Traitement d'eaux usées de brasserie par Bàm aérobie

L'étude du traitement des eaux usées de brasserie par Bàm aérobie a été réalisée avec les pilotes Bàm 1 et 2 au cours de deux campagnes. Il s'agit de Bàm à deux bassins anoxique et aérobie en condition immergée (Bàm 1 : membrane organique) et externe recirculée (Bàm 2 : membrane minérale).

La campagne 1 a duré 110 jours avec le Bàm 1. Le réacteur a été inoculé avec des boues provenant de la station de traitement de La Grande Motte (LGM) à Montpellier. Cet inoculum est un mélange de boues extraites des compartiments membrane et aérobie de la station de

traitement. Il a été diluée afin d'avoir des concentrations initiales en matière en suspension (MES) et en matières volatiles en suspension (MVS) respectivement de 1,8 g/L et de 1,6 g/L. La charge volumique initiale était de 0,5 g_{DCO}/L/j et a été augmentée par étapes successives jusqu'à 7,07 g_{DCO}/L/j. On a ainsi procédé à six phases d'alimentation de dix à vingt-quatre jours avec un substrat synthétique d'acclimatation (SA) puis une phase d'alimentation avec un influent reconstitué d'eaux usées de brasserie (EUS). Pour accélérer l'acclimatation et la montée en matière en suspension, il n'y a pas eu d'extraction de boues du réacteur jusqu'à ce que la concentration en MES atteigne 10g/L. A partir de ce moment-là (i.e. au bout de 50 jours), l'âge de boue a été fixé à 30 jours par le biais d'une extraction journalière de deux litres. Le temps de rétention hydraulique (HRT) a été fixé à 36 heures. Le pH du réacteur a été ajusté à $7,0 \pm 0,3$ grâce à un contrôleur et une pompe d'injection d'acide sulfurique dilué (1N). Le réacteur a fonctionné à température ambiante avec des valeurs comprises entre 18 et 26 °C pendant toute la durée de l'étude. Une aération est appliquée dans (i) le bassin aérobie pour fournir l'oxygène nécessaire à la croissance des microorganismes, à la nitrification et aussi à la bonne homogénéité du réacteur et (ii) dans le comportement membranaire pour contrôler la formation de gâteau de filtration sur la membrane. Au jour 81, un colmatage de la membrane a conduit au renouvellement de celle-ci.

Pour la campagne 2, le BâM 2 a été mis en route avec des boues provenant de la station de traitement des eaux usées de l'Hotel Laico à Ouagadougou. Il s'agit d'une station à boues activées classiques et l'inoculum présentait un pH de 7,1 et des teneurs faibles en MES et MVS respectivement de 160 mg/L et 136 mg/L. La solution synthétique entièrement biodégradable a été utilisée pour (i) augmenter la teneur en MVS et (ii) acclimater la biomasse au fonctionnement du bioréacteur. Cette opération a été étendue sur les premiers 196 jours de fonctionnement. Pour accélérer la croissance de la biomasse, il n'y a pas eu d'extraction de boues pendant la période d'acclimatation. La concentration initiale de DCO était de 0,2 g_{DCO}/L et a progressivement augmenté pour atteindre 6 g_{DCO}/L à la fin de la période, la charge volumique passant ainsi de 0,3 à 9 g_{DCO}/L/j. Pendant cette période les effets de la température, du pH et de la charge volumique sur la biomasse ont été étudiés à travers trois phases expérimentales. Pendant la première phase, le pH et la température n'ont pas été contrôlés. Au cours de la deuxième phase, le pH a été fixé à 7,0-7,5 mais la température n'a pas été contrôlée. La température ayant atteint un niveau critique (46 °C) plus élevé que les conditions limites rapportées par la littérature (Jaiyeola and Bwapwa, 2016), le pH et la température ont ainsi été contrôlés pendant la troisième phase. Les deux étapes suivantes ont été dédiées au traitement

des eaux usées de brasserie. Elles ont été conduites respectivement avec des eaux usées synthétiques de brasserie (EUS) et des eaux usées réelles (EUR) prélevées sur le site de la Brakina (industrie de production de bières et de boissons gazeuses). L'âge des boues a été fixé à 30 jours, ce qui s'est traduit par une extraction quotidienne de deux litres de boues. Le temps de rétention hydraulique (HRT) a globalement été fixé à 36 heures, soit un flux membranaire $J_w = 8,3$ LMH. Mais les performances de la membrane ont été testées lors de la dernière phase d'acclimatation où le temps de séjour a évolué entre 16 et 58 heures pour un flux allant donc de $J_w = 3,7$ LMH à $J_w = 13,4$ LMH. Pendant les tests de traitement avec les eaux usées réelles, l'évolution des concentrations de DCO ont conduit à une variation de la charge volumique entre 1,1 à 15,9 $g_{DCO}/L/j$. Les conditions de fonctionnement du pilote sont résumées dans le tableau 2.6.

Tableau 2.6

Conditions opératoires des BâM 1 et 2

Phase	Substrat	Période (jour)	Cv ($g_{DCO}/L/j$)	pH	T (°C)	HRT (h)	SRT (j)
Campagne 1 : BâM 1							
Phase 1	SA	1 à 20	0,5	6,7-7,3	18-26	36	∞
Phase 2	SA	21 à 40	0,9	6,7-7,3	18-26	36	∞
Phase 3	SA	41 à 50	1,4	6,7-7,3	18-26	36	∞
Phase 4	SA	51 à 64	1,9	6,7-7,3	18-26	36	30
Phase 5	SA	65 à 90	2,3	6,7-7,3	18-26	36	30
Phase 6	EUS	91 à 110	7,1	6,7-7,3	18-26	36	30
Campagne 2 : BâM 2							
Phase 1	SA	1 à 75	0,3-0,6	variable 5,1-9,2	variable 27-46	36	∞
Phase 2	SA	76 à 100	0,3-0,6	7,0-7,5	variable 27-46	36	∞
Phase 3	SA	101 à 196	0,3-7,5	7,0-7,5	30-35	18-58	∞
Phase 4	EUS	197 à 270	9,0	7,0-7,5	30-35	16	30
Phase 5	EUR	271 à 340	1,1-15,9	7,0-7,5	30-35	16	30

SA : substrat d'acclimatation**EUS** : eaux usées synthétiques**EUR** : eaux usées réelles

II.6 Traitement d'eaux usées de brasserie par Bàm anaérobie

Les pilotes Bàm 3 et 4 ont été utilisés pour le traitement anaérobie des eaux usées de brasserie au cours de deux périodes dénommées respectivement campagne 3 et campagne 4.

Le Bàm 3 est doté de deux lignes identiques permettant ainsi sur une même campagne de faire varier les paramètres opératoires tout en comparant les performances des deux systèmes. Les essais ont été conduits à 35°C par le biais d'un contrôleur de température et de réacteurs à double enveloppe. L'inoculum utilisé pour ensemençer les réacteurs a été prélevé dans le biodigesteur de la station de traitement des eaux usées de Maera (Montpellier, France). Le biodigesteur de Maera est alimenté à partir des boues activées de la station d'épuration (forte charge) comme des boues de vidanges provenant des ménages situés dans ses environs. Le pilote, quant-à lui, a été alimenté de façon continue avec l'effluent synthétique d'eaux usées de brasserie inspiré des travaux de Chen et al. (2016) et de Scampini (2010). Pour limiter les réactions dans la cuve d'alimentation, le pilote a été alimenté par une solution mère diluée dans de l'eau du robinet conformément à la charge volumique imposée. Deux temps de séjour de solides de 30 et 60 jours ont été testés sur les deux lignes 1 et 2 respectivement. Le tableau 2.7 résume les conditions opératoires testées.

Le démarrage du pilote 4 a été réalisé avec l'inoculation du réacteur par des boues issues du premier bassin anaérobie de la station de traitement et d'épuration des eaux usées de Kossodo (Ouagadougou, Burkina Faso). Afin de valider les conditions de fonctionnement dans le contexte climatique sahélien, le pilote a fonctionné à température ambiante et les valeurs enregistrées dans le réacteur ont variées entre 28 et 46 °C. Après une alimentation de 20 jours avec la solution synthétique d'eaux usées de brasserie, le système a été alimenté en continue pendant 103 jours avec des eaux usées réelles d'industrie de production de bières et de boisson gazeuses dont les concentrations en DCO ont variées entre 1235 et 8560 mgO₂/L.

Le pilote de nanofiltration 2 a été utilisé à la suite du Bàm 4. Il a été alimenté de façon discontinue avec le perméat du Bàm. L'eau de sortie du Bàm 4 a donc été stockée pour ensuite alimenter le pilote de nanofiltration. La pression de filtration a été fixée à 10 bars.

Tableau 2.7

Conditions opératoires appliquées aux Bàm 3 et 4

Paramètres	Conditions opératoires		
	Campagne 3 – Bàm 3		Campagne 4 -Bàm 4
	Ligne 1	Ligne 2	
SRT (j)	30	60	30
HRT (h)	36	36	5,3
Température (°C)	35	35	28-46
pH	6,5-7,5	6,5-7,5	6,2-7,8
Durée de fonctionnement (j)	56	56	123
DCO alimentation (mgO ₂ /L)	1400	1400	1235-8560
Flux (LMH)	3,7	3,7	8,3
Cv (g DCO/L/j)	0,93	0,93	5,6-38,5

Conclusion partielle

Pour cette étude plusieurs dispositifs membranaires ont été utilisés pour un éventail large de conditions expérimentales. Au total 4 pilotes de Bàm, 2 pilotes de NF et 1 pilote d'ED ont été testés. Trois substrats d'alimentation différents ont permis d'une part d'étudier les conditions de développement des microorganismes dans les réacteurs et aussi d'évaluer l'effet des paramètres opératoires sur les performances des installations.

Une solution d'acclimatation entièrement biodégradable a permis d'évaluer les conditions de montée en charge des microorganismes, une solution synthétique pour des tests reproductibles d'efficacité de traitement et une solution réelle pour évaluer les performances en situation réelle des dispositifs expérimentaux. Des capteurs en ligne ont permis une collecte en temps réel des paramètres de suivi et des analyses ponctuelles ont complété l'évaluation des performances des installations.

**Chapitre III : TRAITEMENT D'EFFLUENTS
D'INDUSTRIE DE PRODUCTION DE
BOISSONS PAR BÀM AÉROBIE**

Le traitement des eaux usées d'industrie de production de boissons par bioréacteur à membrane nécessite d'ajuster les conditions opératoires en fonction des objectifs de traitement, de la configuration du système de traitement, des caractéristiques des effluents et des conditions environnementales.

Ce chapitre synthétise les résultats de l'étude expérimentale du traitement des eaux usées d'industrie de production de boissons où la filière est composée d'un bassin anoxique, d'un bassin aéré et d'une séparation par membrane (BàM) et de traitement tertiaire (Nanofiltration et/ou Electrodialyse). Il met l'accent sur le comportement de la biomasse pendant la période d'acclimatation et sur l'efficacité du traitement en fonction des conditions opératoires choisies. Les performances de la nanofiltration et de l'électrodialyse sont également exposées en tant que post-traitements potentiels pour réduire les concentrations en sels (rétention des minéraux et de nutriments) pour permettre une réutilisation de l'eau notamment pour l'arrosage et l'irrigation.

III.1 Caractéristiques des eaux usées d'industrie de production de boissons

Le préleveur automatique a permis d'obtenir 168 échantillons individuels correspondant à un prélèvement toutes les heures. Les analyses ont été effectuées sur les échantillons individuels et sur des échantillons moyens journaliers. Les moyennes présentées ont été obtenues à partir des valeurs individuelles des 168 échantillons obtenus. Les valeurs des principaux paramètres étudiés au cours de cette période de caractérisation sont résumées dans le tableau 3.1. La caractérisation a mis en évidence des variations périodiques (horaires et journalières) importantes.

Les figures 3.1, 3.2 et 3.3 présentent les variations du pH (variations journalières et horaires) et de la conductivité électrique au cours de la campagne de caractérisation des eaux usées. Les pH enregistrés sont très alcalins de façon générale même si les prélèvements horaires ont quelquefois permis d'enregistrer des rejets acides. Le pH obtenu présente une moyenne de 11,7 et des valeurs comprises entre 5,4 et 12,7. La conductivité électrique a varié entre 460 et 23400 $\mu\text{S}/\text{cm}$. Les courbes traduisant les évolutions du pH et de la conductivité au cours du temps présentent les mêmes allures. Elles évoluent en dents de scie avec une succession de croissances et de décroissances. Une croissance du pH étant associée à l'utilisation de produits à caractère alcalin et une évolution de la conductivité à l'augmentation de la concentration en ions, ce constat met en évidence l'impact de l'utilisation de produits à base de sels dans les opérations

de nettoyage (lavage et désinfection à la soude caustique, désinfection à l'hypochlorite de sodium) sur les caractéristiques des eaux usées rejetées.

Tableau 3.1

Caractéristiques des eaux usées de l'industrie de production de boissons

Paramètres	Unités	Valeurs		
		minimum	moyenne	maximum
pH	-	5,4	11,7	12,7
Turbidité	NTU	175	462	866
Température	°C	23	28	38
DCO	mg O ₂ /L	327	5737	15540
DBO ₅	mg O ₂ /L	198	2545	6030
Conductivité électrique	µS/cm	460	5275	23400
MES	mg/L	51	234	2184
Nitrate	mg/L	16,4	17,0	44,0
Ammonium	mg/L	1,0	6,2	10,9
NTK	mg/L	2,2	9,3	17,6
Sulfate	mg/L	4,0	28,4	120,0
Sulfure	mg/L	0,0	0,1	0,2
Chlorure	mg/L	22	78	126
Carbonate	mg/L	26,4	49,2	60,12
Hydrogénocarbonate	mg/L	0,0	32,1	224,5
Orthophosphate	mg/L	17,0	34,9	71,0
Calcium	mg/L	4,4	6,9	14,0
Magnésium	mg/L	0,0	2,7	11,3
Sodium	mg/L	237	684	1138
Potassium	mg/L	11,4	15,2	21,8

Dans une unité industrielle agroalimentaire, les caractéristiques des eaux usées produites sont généralement fonction des activités réalisées. Les opérations de production notamment sont accompagnées de variations modérées comparativement aux opérations de nettoyage et de lavage. Ce constat se justifie par les différences de tendances enregistrées au niveau des

échantillons individuels collectés. Les activités de rinçage, de nettoyage et de lavage se caractérisent par des volumes d’eaux usées plus importantes et des variations plus grandes des paramètres. Pour une industrie produisant à la fois de la bière et des boissons gazeuses, l’utilisation alternée des équipements pour la production de différentes boissons exigent des conditions de lavage plus contraignantes. Ces opérations font intervenir de la soude, de l’acide phosphorique, du phosphate trisodique et de l’hypochlorite de sodium selon le cas.

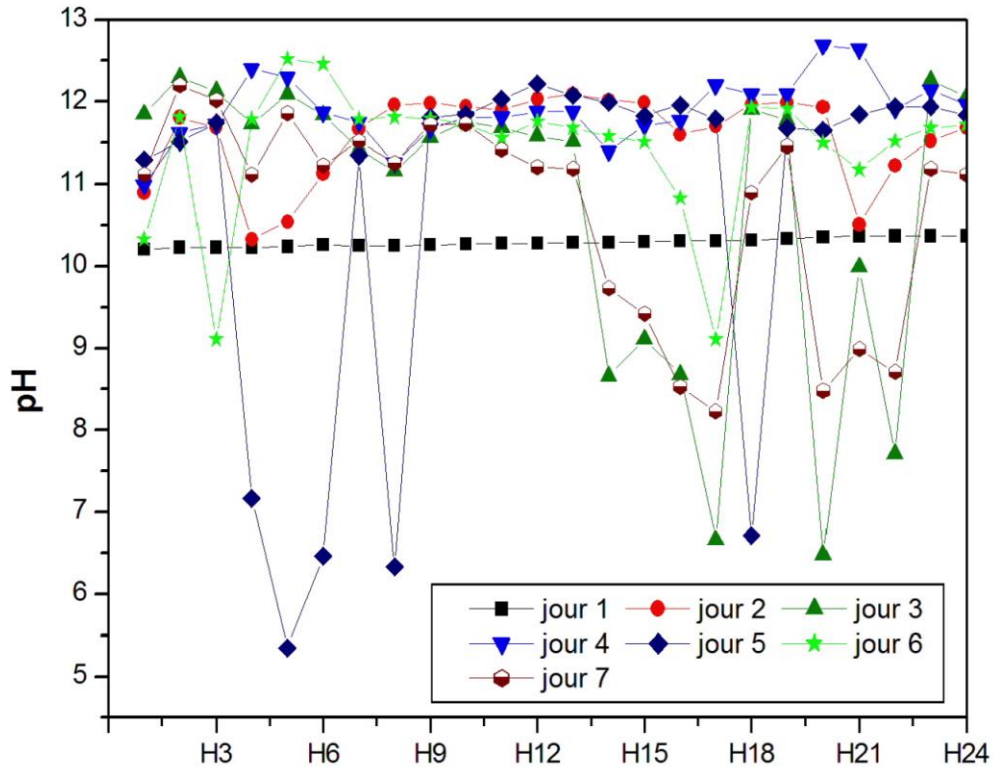


Figure 3.1 : Variations horaires du pH

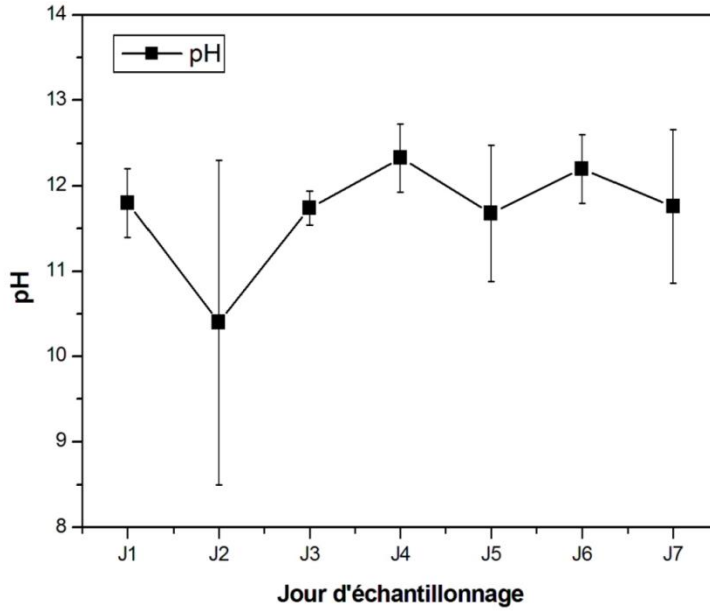


Figure 3.2 : Variations journalières du pH

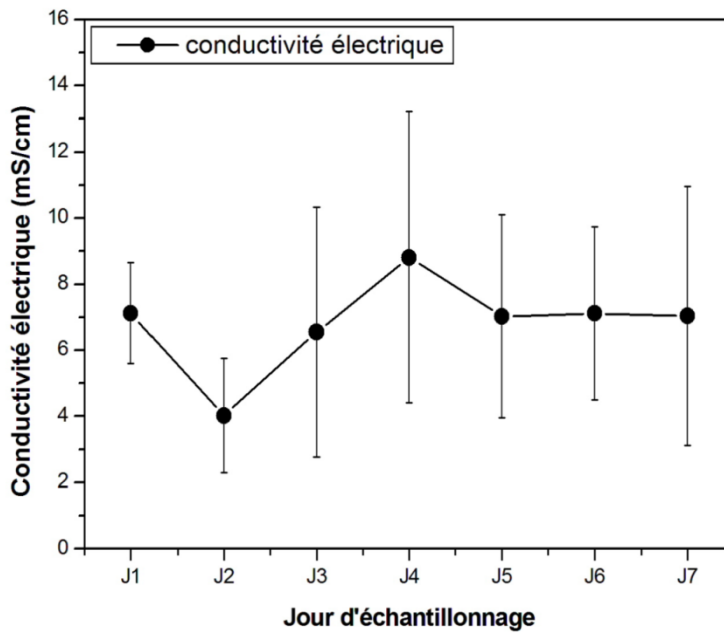


Figure 3.3 : Variations journalières de la conductivité électrique

Les variations de la DCO et de la DBO₅ pendant la campagne de caractérisation des eaux usées sont présentées à la figure 3.4. Les concentrations mesurées sont comprises entre 327 et 15540 mgO₂/L pour la DCO et entre 198 et 5620 mgO₂/L pour la DBO₅. Le rapport moyen de

biodégradabilité DCO/DBO₅ est de 2,2. Ces eaux usées présentent donc un bon potentiel de biodégradabilité. Les analyses des échantillons filtrés et non filtrés ont permis de mettre en évidence une contribution des MES estimée en moyenne à 29% pour la DCO et 31% pour la DBO₅. La production des boissons fait intervenir plusieurs matières premières telles que le maïs, le malt et le houblon pour la bière, des sucres et des extraits pour les boissons gazeuses. Les résidus de ces produits entraînés par les eaux de lavages se retrouvent dans les eaux usées et sont responsables des fortes valeurs de DCO enregistrées. Lors de la production de bière, on retrouve des levures, du Kieselguhr (poudre de diatomée utilisée comme média filtrant) et de la drèche (résidus du brassage des céréales), comme principales composantes des matières en suspension.

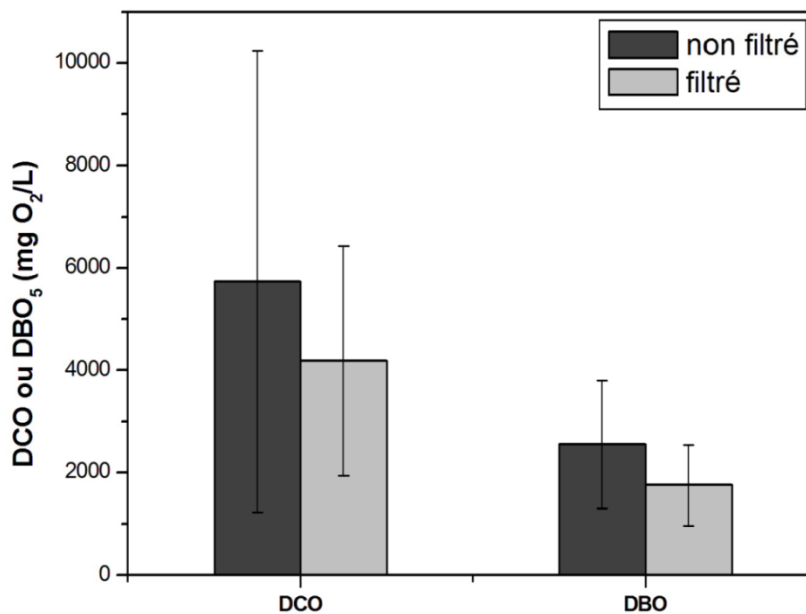


Figure 3.4 : Variations de la DCO et de la DBO₅

Des concentrations importantes de sodium ont été mises en évidence au cours de la caractérisation des effluents collectés. La concentration moyenne est estimée à 684 mg/L avec des concentrations variant entre 237 et 1138 mg/L. Ces résultats pourraient résulter de l'utilisation de soude dans les différentes opérations de lavage et de désinfection ce qui est cohérent avec le pH mesuré des effluents.

III.2 Evolution de la biomasse

Le traitement des eaux usées d'industrie de production de bière et de boissons gazeuses par Bàm aérobie a eu lieu au cours des campagnes 1 et 2 avec les pilotes Bàm 1 (membrane organique immergée) et Bàm 2 (membrane minérale externe récirculée).

Les performances des réacteurs biologiques sont liées à l'activité de la biomasse épuratrice, notamment sa capacité à oxyder les matières organiques et minérales en présence de polluants variés. Pourtant le passage des microorganismes d'un environnement à un autre peut affecter leur activité et donc leur capacité à dégrader la pollution. C'est pourquoi le suivi de la croissance et de l'activité de la biomasse revêt un intérêt certain pour les processus de dégradation biologique.

La figure 3.5 montre l'évolution des concentrations en MES et MVS dans les réacteurs du Bàm 1 ainsi que celle de la charge volumique en DCO pendant les différentes phases au cours de la campagne 1.

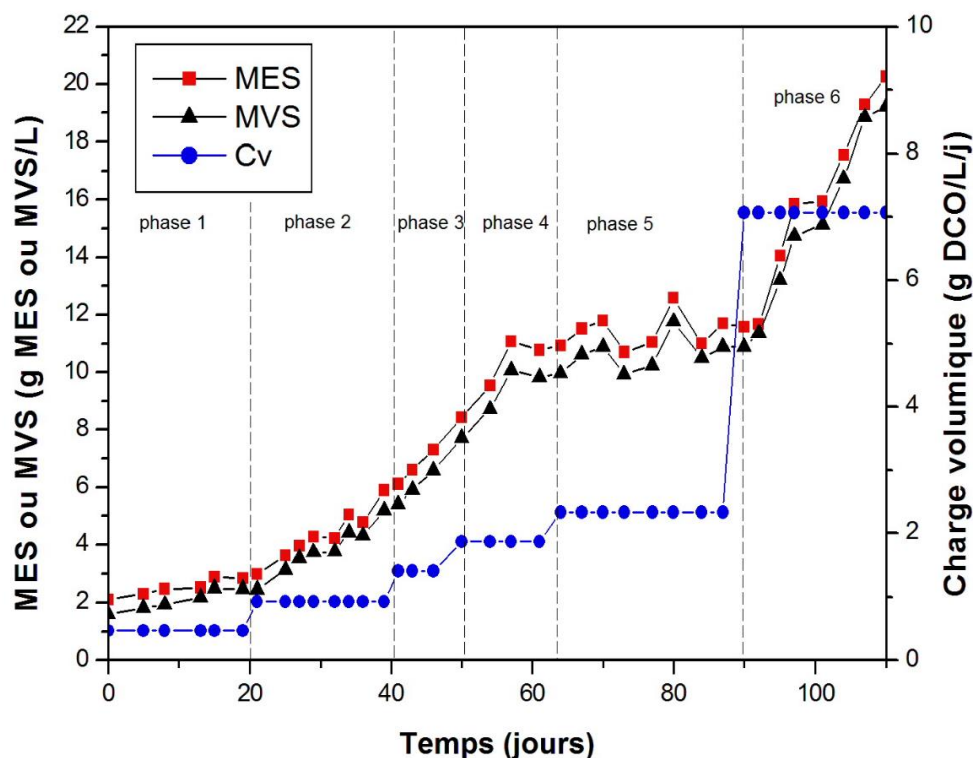


Figure 3.5 : Evolution des MVS au cours de la campagne 1

Les courbes obtenues montrent une augmentation régulière (croissance) avec le temps des MES et des MVS dans les deux réacteurs (aéré et anoxique). La différence de pente de la courbe d'évolution de concentration des MES et MVS avec le temps de fonctionnement du réacteur traduit des changements de comportement des microorganismes en fonction de la charge du substrat. La concentration de sodium due à l'utilisation de l'acétate de sodium comme source de carbone dans le substrat synthétique passe de 0,25 g/L (phase 1) à 1,26 g/L (phase 5). Cela entraîne donc un enrichissement de la suspension en sels et soumet la biomasse à une augmentation des charges de sodium. Les conditions opératoires se sont cependant avérées favorables à une croissance continue de la biomasse tout au long de la période d'étude. Des phases distinctes caractérisent l'évolution de la biomasse dans cette étude. La première phase qui a lieu au cours des trois premières semaines (jours 1-21) est caractérisée par un plateau (faible croissance). Cela pourrait correspondre à un temps d'adaptation des microorganismes aux conditions hydrodynamiques mais surtout environnementales (nature du substrat, flux de matières organiques et minérales, conditions opératoires imposées). En raison de ces nouvelles conditions environnementales, une période de latence peut se manifester dans l'évolution de la charge jusqu'à la stabilisation du système (Alvarado-Lassman et al., 2008). Elle est suivie d'une seconde phase (jours 21-41) au cours de laquelle une forte croissance de la biomasse a été mise en évidence. Il apparaît donc que les conditions analytiques imposées au réacteur ont été favorables à une bonne croissance des micro-organismes. Cela indique également que les changements de charge durant cette période n'ont pas affecté l'évolution de la biomasse. A partir du jour 50, la quantité de MVS a été maintenue autour de 10 g/L par un soutirage quotidien de boue. L'impact de l'extraction de boue ne se produit pas instantanément. Mais du jour 55 au jour 90, le graphique se caractérise par une lente évolution des MVS où la production de boue est proche de l'extraction. En effet, à partir du taux de conversion observé (Y_{Obs}) et présenté dans le tableau 3.2, les MVS sont supposées atteindre une valeur constante lorsque la production de boue est égale à son extraction (équation 3.1)

$$MVS = Y_{Obs} \cdot \frac{SRT}{HRT} S_{Si} = Y_{Obs} \cdot C_F S_{Si} \quad \text{équation 3.1}$$

Avec :

Y_{Obs} = Taux de conversion observé (gMVS/gDCO)

S_{Si} = Concentration du substrat organique (DCO)

C_F = Facteur de concentration = SRT/HRT

Tableau 3.2

Taux de conversion observé des boues

Phase	1	2	3	4	5
Charge volumique (g DCO/L/j)	0,47	0,93	1,40	1,87	2,33
Charge massique moyenne (kgDCO/kgMVS/j)	0,19	0,22	0,23	0,20	0,20
Taux de conversion observé, Y_{Obs} (kgMVS/kgDCO)	0,096	0,151	0,182	0,165	0,166

Après la campagne 1 au cours de laquelle le système de traitement a été mis en route avec des boues provenant d'un BâM, le comportement d'un réacteur inoculé avec des boues peu concentrées en MVS a été étudié lors de la campagne 2 afin de disposer de données sur la phase de mise en route du pilote. L'étude a duré au total 340 jours au cours de laquelle les activités de suivi du réacteur ont été divisées en cinq phases distinctes. Chacune de ces étapes a consisté en l'étude de l'influence d'une ou plusieurs conditions opératoires sur l'activité de la biomasse dans le réacteur. L'évolution des MVS dans le réacteur biologique au cours du temps pour la campagne 2 est représentée à la figure 3.6. D'une valeur initiale de 136 mgMVS/L, la concentration a augmenté jusqu'à 13980 mgMVS/L à la fin de la période d'acclimatation. Il apparaît sur les graphes des évolutions particulières pour chaque phase opératoire du réacteur. Les courbes présentent les mêmes tendances aussi bien pour le bassin anoxique que pour le bassin aéré ce qui confirme le bon mélange entre les deux compartiments. Sur le graphique, il apparaît qu'il n'y a pratiquement pas d'évolution des MVS pendant les 100 premiers jours de fonctionnement du réacteur. Cela correspond aux phases 1 et 2 au cours desquelles la température et le pH n'ont pas connu de régulation ou une régulation partielle. Par contre, une fois que le pH a été maintenu à 7,0-7,5 et la température réglée à 30-35°C, la teneur en MVS a réellement augmenté. Il apparaît ainsi que ces nouvelles conditions de fonctionnement imposées au réacteur ont été favorables à la croissance de la biomasse. Ces résultats reflètent l'influence négative de la non-régulation du pH et de la température sur le développement des

microorganismes. Cela pourrait se justifier par l'hypothèse selon laquelle, aux températures élevées, le réacteur se comporte comme un milieu anaérobie (insuffisance d'oxygène dissous dans le réacteur) ce qui engendre une production très faible de boue. D'autre part, en l'absence de régulation, l'augmentation du pH conduit à un milieu très alcalin avec un effet bactéricide sur les microorganismes. Des travaux antérieurs ont également mis en évidence la nécessité d'une régulation du pH lors du traitement des eaux usées par des systèmes biologiques et plus spécifiquement des eaux usées industrielles (Meng et al., 2013; Zhidong et al., 2009). Sur le même sujet, Tchobanoglous et al. (2003) ont constaté que l'activité des microorganismes dans un processus biologique diminue avec l'augmentation de la température lorsque Knowles et al. (1965) conclut que pour une croissance optimale des microorganismes, la température de la suspension dans le réacteur devrait être comprise entre 28 et 36 °C. D'autre part, l'examen de la courbe montre une modification de la pente de la courbe d'évolution de la concentration de MVS avec le temps de fonctionnement du réacteur et une forte augmentation de la concentration de MVS dans le réacteur. Il apparaît donc que la croissance de la biomasse est influencée par les variations des conditions d'exploitation. En outre, les micro-organismes semblent avoir besoin de beaucoup de temps pour s'adapter aux changements de conditions (Alvarado-Lassman et al., 2008; Villain, 2012). Le rapport MVS/MES a varié de 70-80% pendant la phase 1, à 80-95% pendant la phase 2 et 90-95% à la fin de l'étude. Cette tendance a également été observée par Heran et al. (2008) et pourrait s'expliquer par (i) l'absence de matière inorganique particulaire dans l'influent et (ii) l'absence d'accumulation de solides minéraux dans les boues malgré un âge de boues élevé. La petite fraction de composés inorganiques particuliers présents dans la solution d'alimentation est également non significative (Delgado et al., 2011).

La densité et la morphologie des boues dans les réacteurs biologiques ont également été suivies afin d'observer l'impact des conditions opératoires sur la structure des boues et la croissance des microorganismes (Mesquita et al., 2013). En fait, de nombreux problèmes peuvent survenir en raison de la structure des boues qui pourraient avoir un impact sur la filtrabilité de la suspension. La figure 3.7 montre que les boues dans le réacteur sont passées d'un état de boues de très faible densité (figure 3.7a) à des flocs dispersés (figure 3.7b) et que les boues se sont regroupées très souvent autour d'un support organique (figures 3.7c et 3.7d).

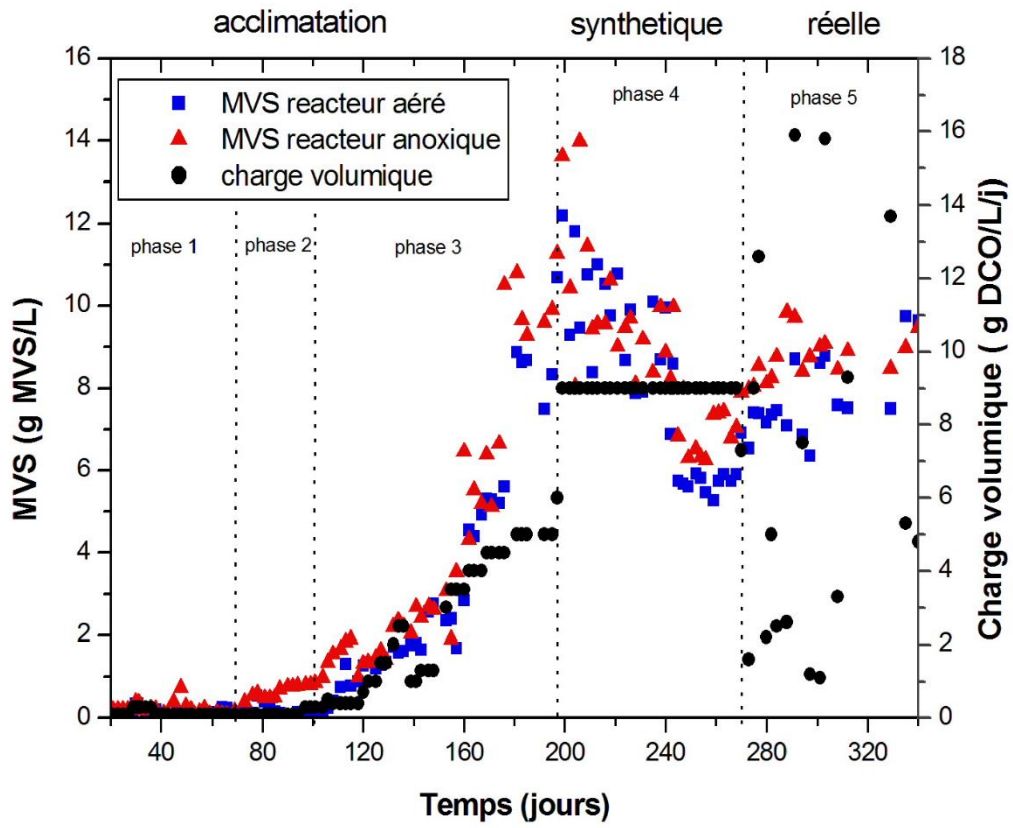


Figure 3.6 : Evolution des MVS au cours de la campagne 2

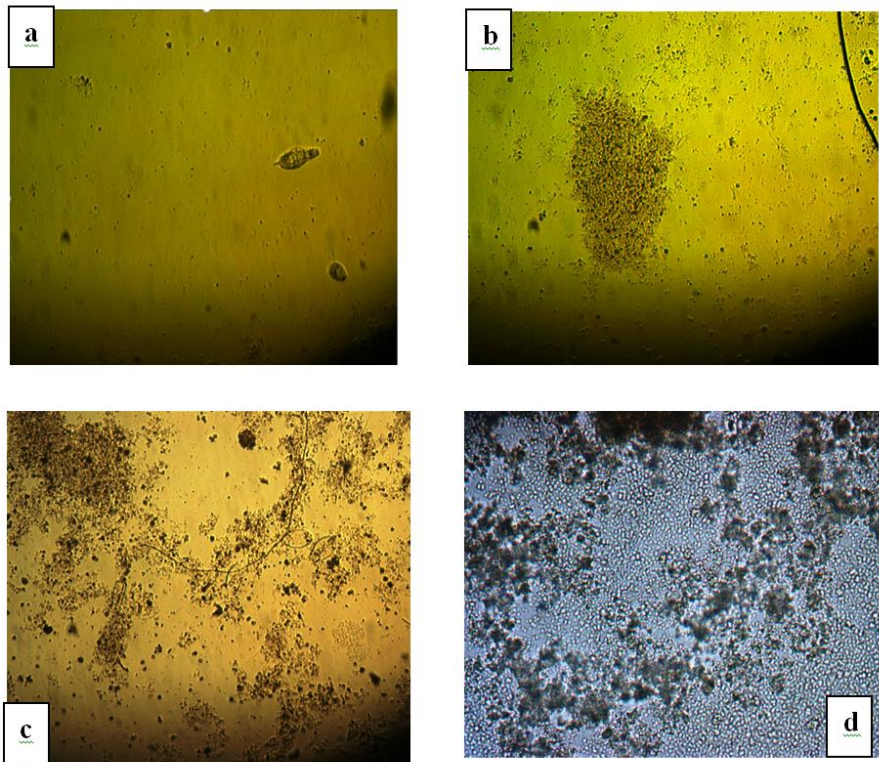


Figure 3.7: Observations microscopiques des boues (grossissement x20)

III.3 Performances épuratoires du Bàm aéré

III.3.1 Traitement de la matière organique

L'un des objectifs de cette étude est de mettre en évidence le potentiel d'un Bàm pour une bonne épuration des eaux usées d'industrie de production de boissons. Ainsi, après une phase d'acclimatation, des eaux usées synthétiques et réelles ont été utilisées au cours des deux campagnes pour évaluer l'abattement de la pollution. Les résultats du suivi de l'élimination de la pollution organique au cours du temps avec le Bàm 1 sont présentés à la figure 3.8.

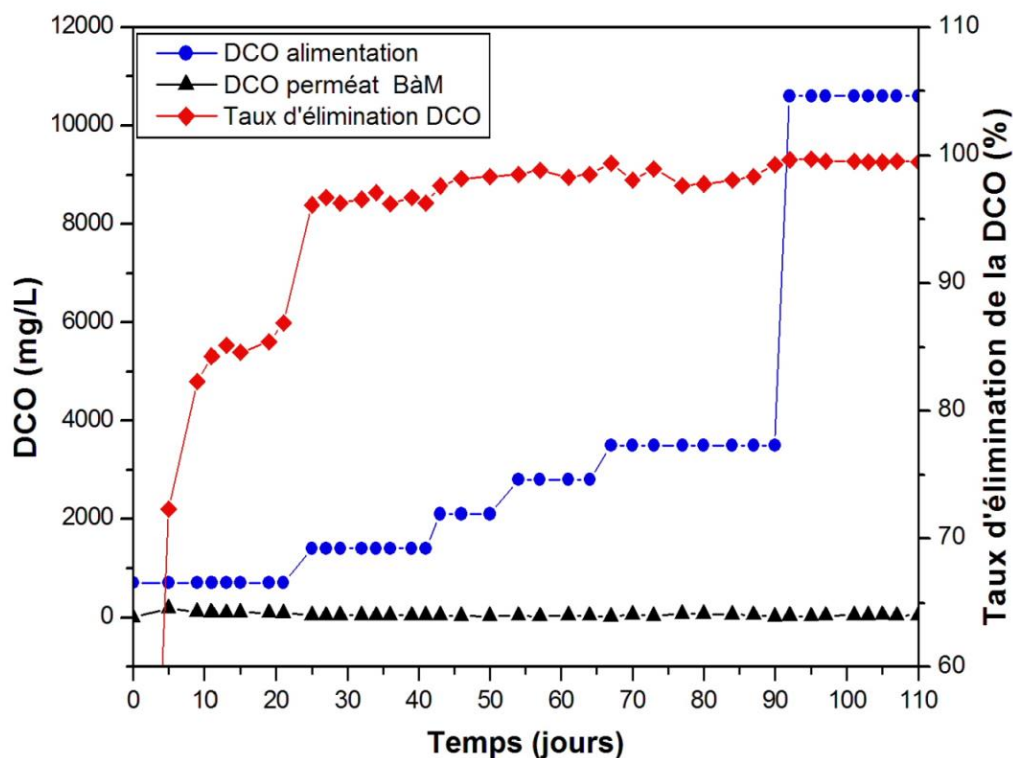


Figure 3.8: Concentration de la DCO et taux d'élimination au cours de la campagne 1

Les concentrations de DCO dans le perméat sont comprises entre 21 et 194 mgO₂/L pour des charges volumiques qui ont varié de 0,467 à 7,07 gDCO/L/j. Les pourcentages d'élimination de la DCO obtenus sont compris entre 72 et 98%. De faibles pourcentages d'élimination ont été obtenus au démarrage du pilote. Ces résultats traduisent un conditionnement insuffisant des micro-organismes dû au changement d'environnement. De faibles efficacités épuratoires pendant la phase de mise en route ont également été rapportées dans des travaux antérieurs sur le traitement d'eaux usées industrielles par des réacteurs biologiques (Alvarado-Lassman et al.,

2008; Chen et al., 2016). Malgré l'augmentation de la charge organique de l'effluent, les taux d'élimination de la DCO ont augmenté pour se stabiliser à des valeurs supérieures à 96%. Le pourcentage d'élimination de la DCO le plus élevé a été obtenu lors de l'utilisation de la solution synthétique d'eaux usées de brasserie. Ces performances d'élimination de la DCO sont plus élevées que celles rapportées dans des études antérieures sur les eaux usées d'industries de production de bières ou de boissons gazeuses (Chen et al., 2016; Dong et al., 2015; Oktem and Tüfkçi, 2006; Sheldon and Erdogan, 2016). Pour établir un lien entre les performances du réacteur et l'activité de la biomasse, la vitesse de consommation de l'oxygène en fonction du temps a été évaluée pour différentes phases de l'étude. Les résultats obtenus montrent que l'activité de la biomasse a considérablement évolué au cours des opérations. En effet sur la figure 3.9 présentant l'évolution de la consommation d'oxygène par des boues extraites du réacteur, il apparaît une augmentation significative de l'activité microbienne au cours du temps. L'activité de la biomasse augmente linéairement avec la charge organique appliquée malgré les changements de conditions opératoires (notamment l'augmentation de la teneur en sels de sodium). Cela pourrait donc justifier les meilleurs pourcentages d'élimination de la DCO enregistrés au cours de la dernière phase de l'étude avec les eaux usées synthétiques de brasserie.

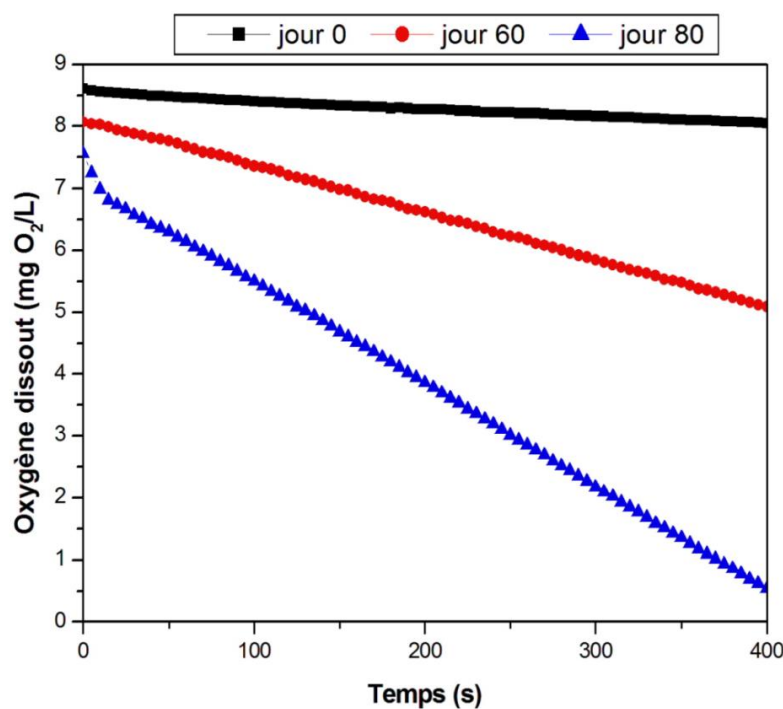


Figure 3.9: Evolution de la vitesse de consommation de l'oxygène

La campagne 1 ayant fourni des éléments d'appréciation de la conduite des tests de traitement d'eaux usées synthétiques avec un BâM aéré, l'influence des conditions environnementales (pH et température) a été mise en évidence avec des eaux usées réelles au cours de la campagne 2.

L'évolution des concentrations de DCO dans l'influent et le perméat ainsi que le taux d'élimination de la DCO au fil du temps sont illustrés à la figure 3.10. Les résultats montrent des abattements faibles de la DCO au démarrage du pilote. Les taux d'abattement se sont améliorés au fur et à mesure de l'évolution de l'étude malgré l'augmentation de la concentration de la DCO du substrat d'alimentation. Jusqu'au jour 120, l'abattement de la DCO a évolué en dents de scie pour atteindre 98%. La teneur en DCO dans le perméat augmente légèrement à partir du jour 132 pour atteindre un niveau constant (515 mgDCO/L) à partir du jour 197, jour à partir duquel la concentration en boue est limitée par une extraction quotidienne de 2 litres de boues. Ceci est aussi corrélé à la forte charge massique atteinte dans les réacteurs (Phase 4 $\overline{C_M} = 1,12 \text{ kgDCO/kgMVS/j}$). En effet, à partir du jour 197, le passage aux eaux usées synthétiques a entraîné une perturbation au niveau de l'élimination de la DCO. La présence de composés présents dans l'alimentation notamment dans la bière et les extraits de levures utilisées pour la préparation de la solution synthétique pourraient être responsables de ces variations de performance par l'introduction d'une fraction de DCO soluble inerte. On peut quand même souligner, qu'une fois les paramètres température et pH contrôlés, et pour un intrant 100% biodégradable le taux d'élimination de la DCO a atteint 98%. Ensuite, les pourcentages d'élimination de la DCO pendant le traitement des eaux usées synthétiques ont varié de 90 à 98% avec une valeur moyenne de 93% contre des variations de 88 à 98% avec une valeur moyenne de 93% pour les eaux usées réelles de brasserie. Cependant, l'alimentation avec les eaux usées réelles a entraîné de fortes variations de la concentration en matière organique dans l'alimentation (de 116 à 10610 mg DCO/L). Cette situation n'a pourtant pas entraîné d'énormes changements au niveau des performances du réacteur ce qui souligne la bonne réactivité des boues comme le pouvoir tampon qu'elles autorisent.

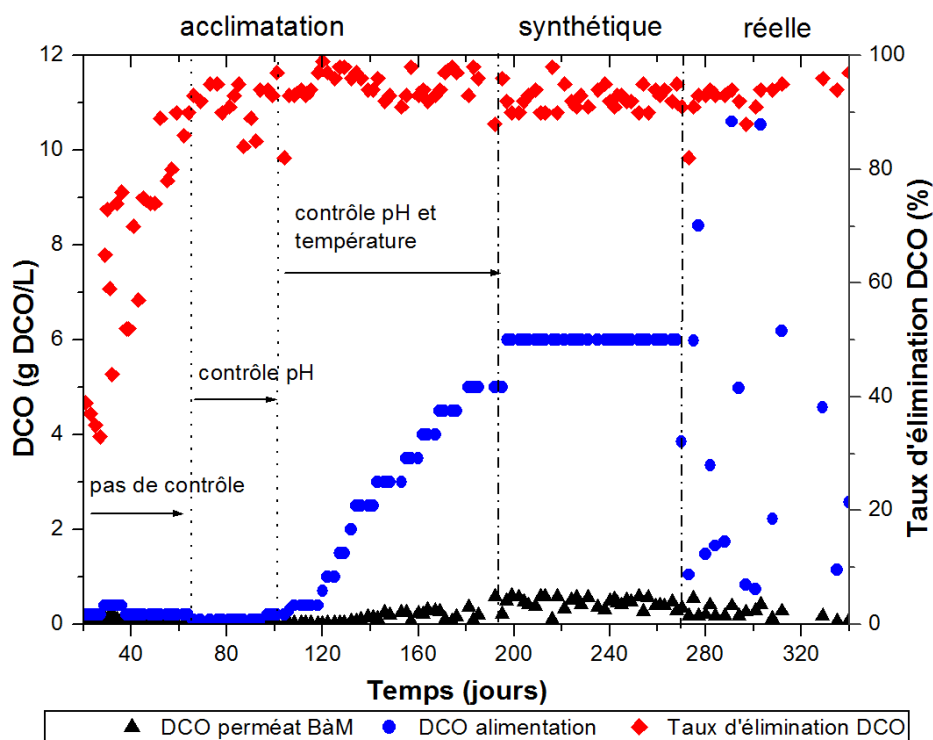


Figure 3.10 : Concentration de la DCO et taux d'élimination au cours de la campagne 2

Les taux d'élimination de la DCO obtenus montrent le potentiel que présente le Bàm pour le traitement des eaux usées de brasserie. Ces résultats avec des eaux usées réelles viennent confirmer ceux des travaux déjà réalisés avec des eaux usées synthétiques (Chen et al., 2016 ; Villain, 2012). Le rôle déterminant de la membrane comme étape finale de séparation de phases, est mis clairement en évidence. Contrairement à une simple décantation, qui ne retient qu'environ 56 % des fractions particulières des eaux usées urbaines, la membrane a une efficacité totale, et ce quel que soit l'état de floculation de la biomasse, ce qui assure une grande qualité de l'eau traitée notamment pendant des périodes d'augmentation de charges ou de dysfonctionnement. En plus de la robustesse apportée par la rétention membranaire, les concentrations élevées en MES atteintes apportent aussi un élément de plus dans la robustesse du procédé bioréacteur à membrane pour tamponner les variations importantes de charge en entrée et ainsi assurer une bonne élimination de la DCO. Les valeurs de DCO enregistrées dans le perméat se situent entre 65 et 612 mgO₂/L pendant le traitement avec des eaux usées réelles. Les dispositions normatives en vigueur au Burkina Faso imposent que les eaux à rejeter directement dans les réseaux d'égout aient des concentrations en DCO inférieures à 1000 mg/L. Il apparaît donc que les eaux issues du traitement peuvent être déversées directement dans le réseau d'égout mais pas dans l'environnement (selon les dispositions réglementaires, la teneur en DCO doit être inférieure à 150 mg/L). Néanmoins, les normes de réutilisation des eaux usées

en agriculture recommandent une concentration en DBO₅ inférieure à 500 mg/L (Darell, 2002 ; OMS, 2012). Ce qui permet de noter que les eaux issues du Bàm peuvent servir à l'entretien des espaces verts du site de l'unité agroindustrielle. Il faudra cependant bien surveiller la concentration en sodium (résidus des lavages basiques) afin de protéger les sols. Des techniques d'irrigation avec drainage pourront alors être recommandées pendant les phases sans dilution extérieure (pluie).

III.3.2 Traitement de l'azote

La conception des pilotes pour l'ensemble des deux campagnes a été guidée par des envies de traitement de l'azote des eaux usées. Malgré le fait que, sur la campagne d'analyses des effluents de la Brakina (tableau 3.1), les résultats montrent de faibles concentrations en nutriments (N, P), pendant la période d'acclimatation, le réacteur a été alimenté avec un substrat contenant de l'ammonium avec des concentrations comprises entre 35 et 175 mg/L. Le rapport C/N/P a été ajusté à 100/5/1. Cela correspond à la demande en azote pour la croissance hétérotrophe. Tout l'ammonium est de ce fait utilisé par les micro-organismes pour la croissance cellulaire (Yang et al., 2014). En d'autres termes, cela fait ressortir que pour dégrader 100 g de DCO, les bactéries assimilent environ 5 g d'azote (sous forme N-NH₄⁺) et 1 g de phosphore.

Au cours de la campagne 1, des perturbations de l'élimination de l'azote au début de chaque phase d'alimentation ont été notées avec une augmentation de la concentration de l'ammonium dans le perméat, ce qui n'est pas le cas pour les composés organiques. Cela prouve la capacité des bactéries hétérotrophes à stocker le substrat organique comme produit de stockage contrairement aux composés azotés qu'elles ne sont pas capables de stocker. Les concentrations d'ammonium, de nitrate et de nitrite dans les différents compartiments sont résumées dans le tableau 3.3. Les résultats obtenus reflètent un rendement d'élimination de l'azote proche de 100% après le jour 84 du fonctionnement du réacteur qui se déroule en régime permanent. Aussi, la solution d'eaux usées de brasserie synthétique a une concentration en azote plus faible que le substrat d'acclimatation utilisé pour l'alimentation du réacteur.

Pendant toute la période de suivi pour la campagne 2, les concentrations en ammonium à l'entrée du Bàm ont varié entre 5 et 1200 mg/L. A la sortie, les concentrations résiduelles en ammonium ont fluctué entre 0,07 et 31 mg/L. Les concentrations d'ions nitrite et nitrate fluctuent respectivement entre 0,03 et 6,10 mg/L, 0,9 et 15 mg/L. Des augmentations de

concentrations de nitrates ont été enregistrées à certaines dates dont l'examen indique des périodes de dysfonctionnement du pilote dû à des pannes d'équipements. Cela traduit donc que les performances du réacteur relativement au traitement de l'azote sont influencées par les conditions opératoires notamment l'aération et la recirculation des boues dans le réacteur. Avec une élimination de l'ammonium atteignant 97%, les résultats obtenus traduisent une efficacité du réacteur pour l'élimination de l'azote indépendamment du flux d'alimentation.

Tableau 3.3

Concentration des formes azotées au cours des campagnes 1 et 2

Paramètres	Campagne 1		Campagne 2	
	alimentation	perméat	alimentation	perméat
N-NH ₄ ⁺ (mg/L)	35-175	0,0	5-1200	0-31
N-NO ₃ ⁻ (mg/L)	0	9-22	5-25	0-15
N-NO ₂ ⁻ (mg/L)	0	0,0	0-23	0-6

III.4 Etude du colmatage des membranes

La filtration à débit constant pendant le fonctionnement des pilotes induit des modifications des pressions au niveau de la membrane. Les figures 3.11 et 3.12 présentent les profils des pressions membranaires (PTM) au cours des deux campagnes.

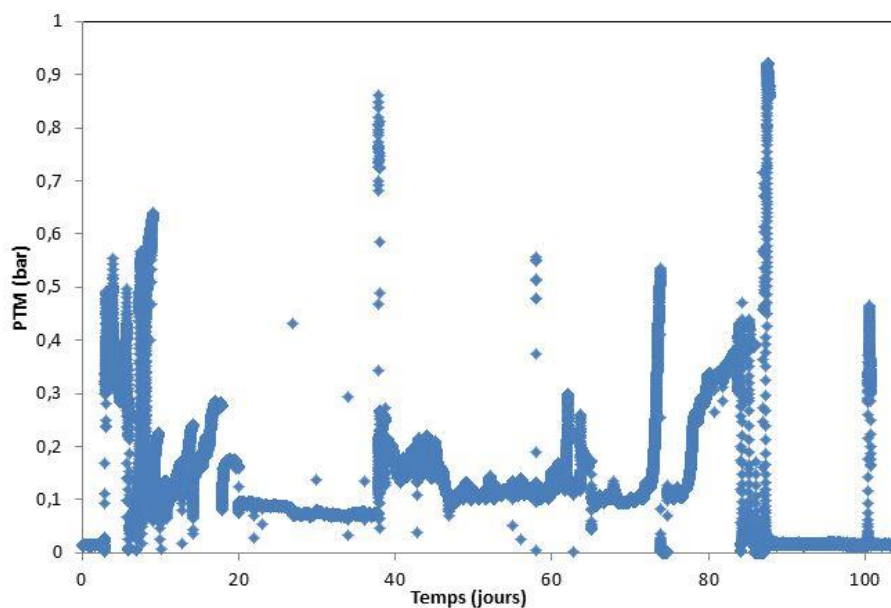


Figure 3.11 : Variation de la PTM au cours de la campagne 1

Pour la campagne 1, la PTM a connu de fortes fluctuations atteignant 0,95 bar. On note des variations importantes au démarrage du pilote jusqu'au jour 20. Au-delà du jour 20, la maîtrise des conditions de filtration a permis une stabilisation de la PTM autour de 0,1 bar. Une augmentation brusque de la PTM à 0,887 au jour 38 a mis en évidence un colmatage de la membrane. Jusqu'au jour 85 les variations de la PTM se sont maintenues entre 0,1 et 0,2 bar. Malgré les opérations de retrolavage pratiquées, des valeurs de PTM supérieures à 0,5 bar ont été enregistrées aux jours 38, 72, 87 et 100. Au jour 87, il n'a pas été possible de maintenir le flux qui a donc baissé. Cela a ainsi entraîné l'installation d'une nouvelle membrane. Les variations de caractéristiques de la suspension dans le compartiment membrane ont influencé l'évolution de la PTM. Les mesures de mitigation (retrolavage, aération membranaire) du colmatage n'ont pas empêché l'apparition d'épisodes de perturbations des performances de filtration du système occasionnant des opérations de maintenance. L'allure de la courbe (Figure 3.11) au-delà du jour 101 fait remarquer que même si les caractéristiques de la suspension et le programme de filtration influence l'évolution de la PTM, l'état de la membrane semble être un des principaux facteurs qui contrôle le colmatage membranaire.

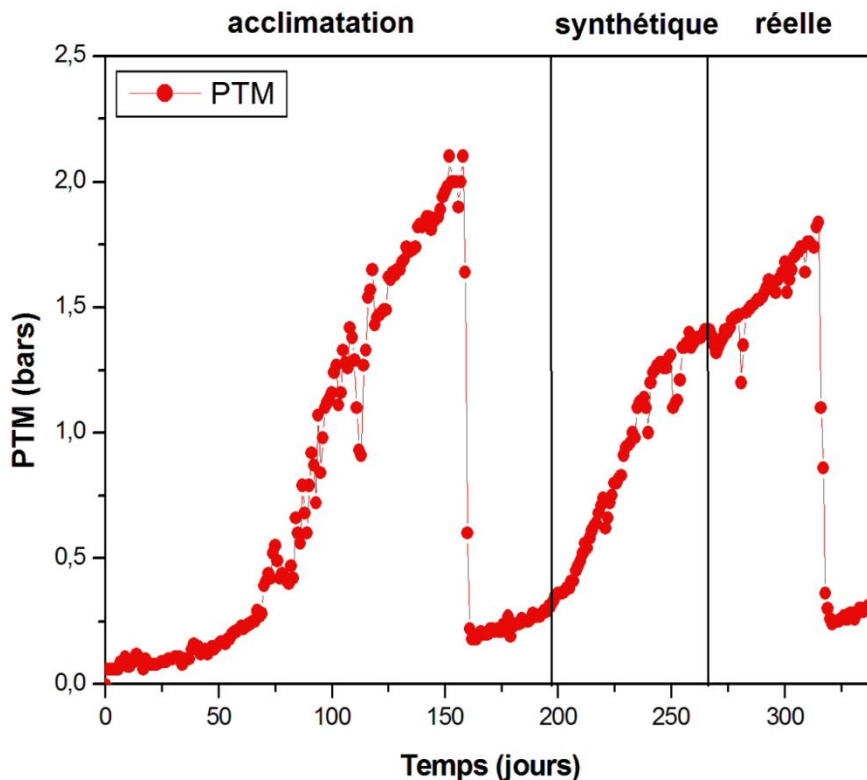


Figure 3.12 : Variation de la PTM au cours de la campagne 2

Les variations de la PTM enregistrées à la campagne 2 se situent dans l'intervalle 0,06 à 2,10 bars pour des flux de perméat compris entre 0,13 et 6 LMH. La courbe traduisant l'évolution de la PTM au cours du temps a connu une évolution presque continue au cours de l'étude. Cette évolution semble suivre l'augmentation de la teneur en MVS dans le réacteur. Les diminutions de MVS au début de chaque phase d'alimentation se traduisent aussi par une baisse de la PTM. A partir du jour 71, pour un flux constant de 5,56 LMH, il y a eu une augmentation plus importante de la PTM. Du jour 125 au jour 149, la forte augmentation de la PTM à 1,91 bars a entraîné une réduction du flux de perméat à 0,13 LMH et l'augmentation du temps de rétention hydraulique. Un nettoyage chimique a été effectué permettant au système de retrouver des performances de filtration proches de celles du démarrage. Le passage du substrat d'acclimatation à la solution synthétique d'eaux usées de brasserie n'a entraîné qu'une légère modification de la variation de la PTM. Par contre la PTM a connu une nette diminution au début de l'alimentation avec les eaux usées réelles. La PTM a en effet d'abord diminué au début de cette phase avant de croître régulièrement jusqu'au lavage chimique intervenu au jour 317. Il est à noter que les eaux usées réelles semblent avoir moins d'effet sur l'encrassement de la membrane que les eaux usées synthétiques. Cela pourrait être occasionnée par les variations importantes de charges organiques de ces influents créant des situations de relaxation favorables à l'activité des microorganismes. Au total pour cette campagne qui a duré 340 jours avec 70 jours de traitement d'eaux usées synthétiques et 70 jours d'eaux usées réelles, deux lavages chimiques consécutifs à des variations importantes de flux de perméat du fait de colmatage remarqué de la membrane ont conduit à des lavages chimiques aux jours 162 et 317. Ces opérations ont permis d'enregistrer des flux de filtration importants malgré l'augmentation de charge pour la même pression imposée.

Les précédents travaux ont mis en évidence l'effet des substances accumulées à la surface de la membrane sur la filtrabilité de la suspension (Lahdhiri, 2015b; Yang, 2014). Dans le même ordre d'idée Chen et al. (2016) ont trouvé que l'augmentation graduelle de la PTM pourrait être attribuée à l'accumulation de substances polymériques extracellulaires (EPS) ou de substances inorganiques sur la surface de la membrane, qui pourrait constituer un encrassement irréversible et entraîner une diminution graduelle de la perméabilité. C'est pourquoi la présence de la matière organique dissoute dans des extraits du système a été étudiée à travers la fluorescence d'émission excitation 3D (3DEEM). Les spectres de fluorescence obtenus avec les prélèvements de boues, de retentât et de perméat révèlent quatre zones distinctes représentant chacun des groupes caractéristiques des composés organiques dissouts. Ils sont représentés à la

figure 3.13. La comparaison des spectres de perméat et de retentât avec des boues du réacteur aéré montre une rétention importante des protéines et des produits microbiens solubles (SMP) par la membrane. D'autre part, la membrane semble n'avoir aucun effet sur l'élimination des acides humiques et fulviques. Ces observations sont confirmées par les rendements de rétention apparents calculés. En effet, les protéines et les SMP sont retenus à 52% et 35% respectivement. Il est donc clair que la taille des composés est un élément important de la capacité de rétention de la membrane par rapport aux composés organiques solubles (Jacquin et al., 2017).

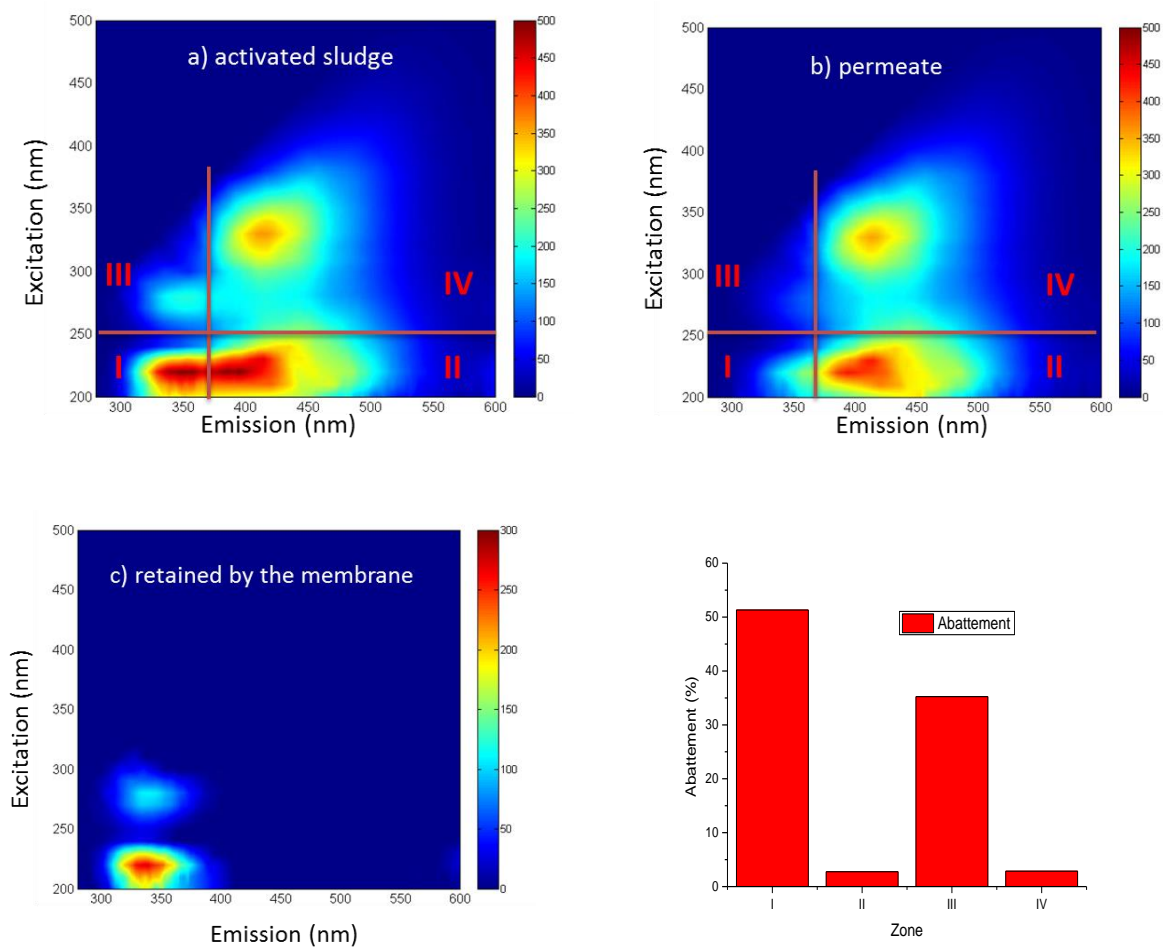


Figure 3.13 : Spectre 3DEEM d'extraits du Bàm et abattements correspondants

III.5 Post traitement des effluents du Bàm avec la nanofiltration et l'électrodialyse

Le tableau 3.4 présente les caractéristiques du perméat du Bàm 1 et les taux d'élimination des principaux ions par ED et NF.

Tableau 3.4

Composition du perméat du Bàm 1 et pourcentages d'élimination de l'ED et la NF

Paramètres	Bàm1	Pourcentage d'élimination (%)		
		ED	NF à 12bars	NF à 16 bars
DCO (mg/L)	56 ± 28	43	81	95
COD (mg/L)	12,3 ± 0,7	32	93	95
Conductivité (mS/cm)	9,3 ± 0,3	95	87	90
N-NH ₄ ⁺ (mg/L)	0,0			
N-NO ₃ ⁻ (mg/L)	16 ± 6	67	0	0
N-NO ₂ ⁻ (mg/L)	0,0			
PO ₄ ³⁻ (mg/L)	66 ± 15	94	98	99
SO ₄ ²⁻ (mg/L)	6290 ± 453	97	98	99
Cl ⁻ (mg/L)	221,5 ± 0,3	88	0	0
Na ⁺ (mg/L)	2676 ± 172	97	89	91
Ca ²⁺ (mg/L)	128 ± 13	98	98	99
K ⁺ (mg/L)	92 ± 1	99	90	92
Mg ²⁺ (mg/L)	26 ± 2	98	94	97

La matière organique de façon générale a été très peu retenue par l'ED. Précisons que la nature même de l'ED limite la rétention de la DCO et de la matière organique dissoute (MOD). En effet, les composés organiques dissouts (COD) sont en effet généralement moins chargés électriquement que les ions et le plus souvent de plus grande taille rendant ainsi difficile le transfert à travers la membrane échangeuse d'ions. Au contraire, la NF étant une barrière physique, la DCO et les COD ont connu des pourcentages de rétention supérieurs à 80% à 12 bars et à environ 95% à 16 bars. En ce qui concerne l'élimination des ions, la conductivité globale a baissé d'environ 95%, 87% et 90% avec l'ED et la NF à 12 bars et 16 bars respectivement. L'ensemble des ions analysés présentent des pourcentages d'élimination

supérieurs à 89%, sauf les nitrates (67%) dont la concentration initiale était d'ailleurs très faible. La membrane de NF soumise à une pression de 12 bars a retenu tous les ions à plus de 89% à l'exception des nitrates et des chlorures qui n'ont pas du tout été retenus. A 16 bars, la même tendance a été observée pour les nitrates et les chlorures mais tous les taux de rejet des autres ions étaient plus élevés confirmant ainsi l'effet de l'augmentation de la pression sur la rétention en NF. En effet, dérivé des équations de transfert de base, une augmentation de la pression effective augmente le taux de rejet de sels en NF.

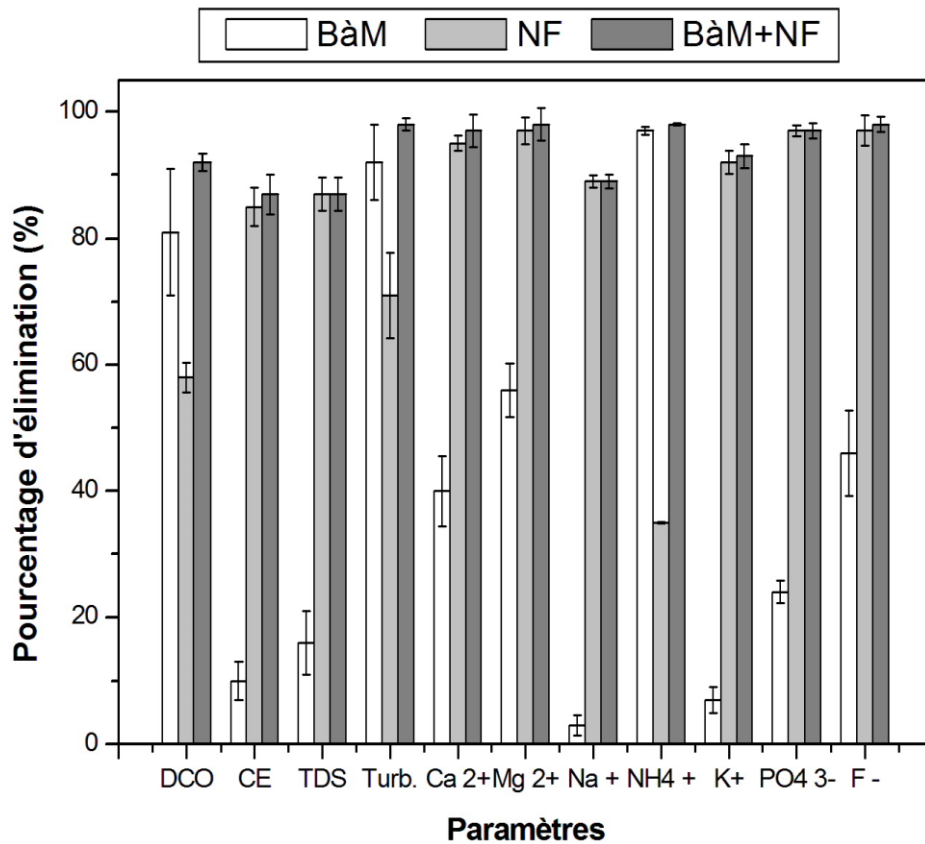
Les principales caractéristiques des solutions utilisées au cours de la campagne 2 sont résumées dans le tableau 3.5. Les pourcentages d'élimination des ions sont compris entre 2,6% pour les ions sodium et 97% pour les ions ammonium. Pour les autres ions, les taux d'élimination étaient inférieurs à 50% à la sortie du Bàm 2. Pour les cations monovalents, les rendements d'élimination étaient relativement faibles. La figure 3.14 présente l'évolution des taux d'élimination des principaux ions à chaque étape du traitement. D'autre part, l'analyse du tableau montre aussi que le Bàm 2 retient plus de 80% de la pollution organique alors que le NF n'en retient que 59% environ. Le perméat de la NF se caractérise par des concentrations relativement faibles d'espèces ioniques. En ce qui concerne le taux de rétention d'ions, il y a une réduction de la conductivité d'environ 10% et 86% respectivement avec Bàm 2 et la NF. Les taux d'élimination des principaux ions étudiés par NF sont compris entre 35% et 99%. Comme prévu également, la rétention par la NF était un peu plus élevée pour les ions divalents que pour les ions monovalents en raison des effets stériques. Ensuite, un rejet élevé d'ions sulfate, présent en quantité relativement élevée par rapport aux cations divalents, peut imposer un rejet plus faible des autres anions pour assurer l'électroneutralité du perméat (Nicolini et al., 2016) également connu sous le nom d'effet Donnan. Parmi les anions monovalents, les nitrates et les chlorures possèdent l'énergie d'hydratation la plus faible (Paugam et al., 2004; Richards et al., 2010) ce qui pourrait expliquer pourquoi ils passent plus facilement à travers les pores de la membrane de NF induisant un taux de rejet plus faible. De plus, la présence de sels à forte concentration pourrait entraîner une réduction du potentiel zêta (la membrane peut être moins chargée négativement ici) ce qui peut induire un éventuel effet de protection qui pourrait réduire la répulsion électrique entre la membrane chargée négativement et les anions. Le sodium possède le taux d'élimination le plus bas alors qu'il est très présent dans l'alimentation et que sa concentration dans l'effluent traité est une condition clé pour la réutilisation en agriculture. La membrane d'ultrafiltration utilisée dans des conditions normales ne présente pas une bonne efficacité de rétention des ions en raison de son seuil de coupure et des phénomènes

d'interactions (Kelewou et al., 2011; Malaisamy et al., 2011; Nicolini et al., 2016). Le Bàm a en effet une bonne efficacité pour le traitement des polluants organiques et azotés mais reste très limité pour la rétention des ions potentiellement utilisables à des fins bactériennes (l'ammonium pour la nitrification, le calcium pour la consolidation des floccs, l'azote et le phosphore pour la croissance de la biomasse). Les concentrations de sodium après les étapes de post-traitement sont inférieures à 150 mg/L. L'objectif étant d'obtenir des effluents pouvant être réutilisés en respect des normes en vigueur, le recours à l'ED et à la NF s'avère donc suffisant.

Tableau 3.5

Caractéristiques physicochimiques de l'alimentation, des perméats et pourcentages d'élimination (campagne 2)

Paramètres	Alim. Bàm 2	Perméat Bàm 2	Perméat NF 2	Pourcentage d'élimination (%)		
				Bàm	NF	Bàm-NF
DCO (mg/L)	10610	986	175	91	58	93
Conductivité (mS/cm)	31,4	28,4	4,2	10	85	87
Turbidité (NTU)	462	4,2	1,2	92	71	98
pH	11,7	8,5	6,4	-	-	-
Ca ²⁺ (mg/L)	40	24	1,2	40	95	97
Mg ²⁺ (mg/L)	9,6	4,2	0,1	56	97	99
N-NH ₄ ⁺ (mg/L)	1200	31	3	97	35	99
N-NO ₃ ⁻ (mg/L)	440	114	7,5	95	98	98
N-NO ₂ ⁻ (mg/L)	6,1	3,8	0,2	38	95	97
PO ₄ ³⁻ (mg/L)	420	320	11	24	96	97
SO ₄ ²⁻ (mg/L)	200	5200	30	-	99	99
Na ⁺ (mg/L)	1900	1850	186	3	89	90
K ⁺ (mg/L)	2900	2650	198	7	92	93
F ⁻ (mg/L)	52	28	0,7	46	97	98



CE : Conductivité électrique **Turb.** : Turbidité **TDS** : solides totaux dissouts

Figure 3.14 : Pourcentages d'élimination des paramètres dans les différents effluents

Conclusion partielle

Les eaux usées d'industrie de production de bières et de boissons gazeuses sont très hétérogènes. Les moyennes journalières des principaux paramètres de pollution (pH, conductivité électrique, DCO) varient peu contrairement aux prélèvements individuels. Il ressort également que ces eaux usées sont chargées en sodium avec des teneurs atteignant 1 g/L. Les deux campagnes ont permis d'obtenir des performances épuratoires comparables de façon générale avec des rendements moyens d'élimination de la DCO de 95% et 93%. Par contre de façon spécifique des particularités se sont dégagées dans le comportement de certains composants et pour l'évolution de la biomasse. L'acclimatation avec des boues issues d'une station de BàM est plus rapide que celle d'une boue activée classique. Cette biomasse cultivée

a été très peu perturbée par les variations de charges et s'est révélée particulièrement efficace pour l'épuration des eaux usées de brasserie. Par contre avec des boues très peu chargées, il est possible moyennant une augmentation séquencée de la charge organique d'obtenir des boues aptes à la prise en charge d'eaux usées industrielles particulières. D'autre part, la croissance des microorganismes requiert un suivi des conditions opératoires notamment le pH, la température et la charge volumique. La configuration du Bàm a influencé les performances de traitement. La membrane externe en céramique a permis un meilleur suivi avec un colmatage plus lent malgré les flux de filtration plus importants. Les concentrations d'ions sulfate et sodium étaient particulièrement élevées dans les perméats de Bàm. L'utilisation de l'ED ou de la NF a permis une réduction importante des concentrations des ions. L'ED a conduit à une meilleure élimination de la salinité à la suite du Bàm mais moins de celle la matière organique dissoute. La NF pour sa part, a éliminé aussi bien la matière organique dissoute que les ions. De plus, une augmentation de la pression effective de la NF a entraîné une légère amélioration des taux de rétention des composés mais cela augmente également le besoin en énergie et le potentiel de colmatage. Les membranes de NF n'ont pas présenté de différences de performances notables. Aussi bien avec l'ED qu'avec la NF, la concentration de sodium dans l'effluent final obtenue à la suite du Bàm est inférieure à 150 mg/L. Il est donc possible de réutiliser les eaux usées traitées en agriculture conformément aux normes en vigueur pour la réutilisation des eaux usées traitées en agriculture (OMS, 2012). Le couplage Bàm-NF ou Bàm-ED peut donc être une alternative pour le traitement des influents d'industries de production de bières et de boissons gazeuses en vue d'une réutilisation éventuelle.

**Chapitre IV : TRAITEMENT D'EAUX USEES
D'INDUSTRIE DE PRODUCTION DE
BOISSONS PAR BÀM ANAEROBIE**

La digestion anaérobie est un procédé complexe qui se traduit par la dégradation de la matière organique en méthane, dioxyde de carbone et en eau. Elle fait intervenir des populations microbiennes qui forment des associations stables dans des conditions environnementales bien précises (potentiel redox EH autour de -330 mV, pH voisin de la neutralité, températures généralement thermophiles ou mésophiles). Elle se déroule normalement dans la nature lorsqu'une concentration élevée de matière organique (MO) est maintenue en anaérobiose. La production de biogaz est le critère le plus représentatif et le plus simple pour quantifier les performances de la digestion. Elle dépend principalement de la température, du temps de séjour, du flux et du degré de stabilisation de la matière organique admise en digestion.

Les teneurs en matières organiques des eaux usées de brasserie et les fortes températures du climat sahélien sont ainsi favorables à un traitement dans des conditions anaérobies. De plus, la digestion anaérobie connaît un regain d'intérêt ces dernières décennies du fait de sa faible consommation énergétique et de sa production de biogaz. C'est donc un procédé, qui en plus de générer de l'énergie grâce au biogaz, produit moins de boues, est favorable à des charges organiques plus élevées et, requiert des besoins énergétiques et une quantité de nutriments (N, P) plus faibles par rapport à une oxydation aérobie par boues activées.

Dans ce chapitre, il sera donc étudié les performances du Bàm en conditions anaérobies pour le traitement d'eaux usées d'une unité industrielle productrice de bières et de boissons gazeuses dans le contexte climatique sahélien. Il s'agira aussi d'évaluer les performances d'un traitement tertiaire type nanofiltration afin de réduire les concentrations en sels indésirables.

IV.1 Evolution de la biomasse

La campagne 3 (Bàm 3, deux lignes) a étéensemencée avec des boues de concentrations initiales de 23,5 gMES/L et 14,9 gMVS/L. La figure 4.1 présente l'évolution des concentrations en MES et MVS sur les 56 jours de la campagne 3. Malgré des âges de boues différents (30 jours pour la file 1 contre 60 jours pour la file 2), les courbes traduisant l'évolution des MES et des MVS au cours du temps présentent la même allure pour les deux lignes pour une charge volumique constante de 0,93 gDCO/L/j. De façon générale, les concentrations en MES et MVS augmentent jusqu'au jour 25 avant de diminuer. Cette diminution brusque apparaît entre les jours 25 et 31 et résulte d'un dysfonctionnement du système. En effet, une panne au niveau des capteurs de niveau dans la cuve a conduit à des débordements occasionnant des pertes de boues et une maintenance prolongée du pilote sur cette période. Après le jour 31, une croissance

continue en MES et MVS et identique à celle des 25 premiers jours a été observée. A partir de concentrations initiales identiques, les courbes de la figure 4.1 montrent que les teneurs en MES et MVS sont plus élevées au niveau de la ligne 2. Les HRT des deux lignes étaient identiques (36 heures) alors que le SRT était de 30 jours pour la ligne 1 et de 60 jours pour la ligne 2. Le SRT étant corrélé au volume de boues extraites du réacteur, avec une valeur deux fois plus grande pour la ligne 2, le volume de boues soutirées était deux fois plus petit que celui de la ligne 1. Les résultats obtenus confirment qu'à cette étape du processus, un volume de purge plus grand entraîne une élimination plus importante d'une partie de la biomasse dans le réacteur. Le SRT influencera donc directement la teneur en MVS dans le réacteur. Sur l'influence du SRT sur la biomasse, Meng et al. (2009) et Cirja et al. (2007) ont rapporté que c'est un paramètre fondamental dans le traitement des eaux usées car il détermine la diversité biologique des boues, la quantité de bactéries prédominantes dans la biomasse active et leur activité enzymatique. Les résultats obtenus permettent de noter que le changement d'environnement n'a pas impacté négativement l'évolution des microorganismes. Les conditions opératoires proposées ont été favorables à la croissance de la biomasse. Toutefois, la sensibilité des microorganismes aux conditions de fonctionnement du système a été mise en évidence.

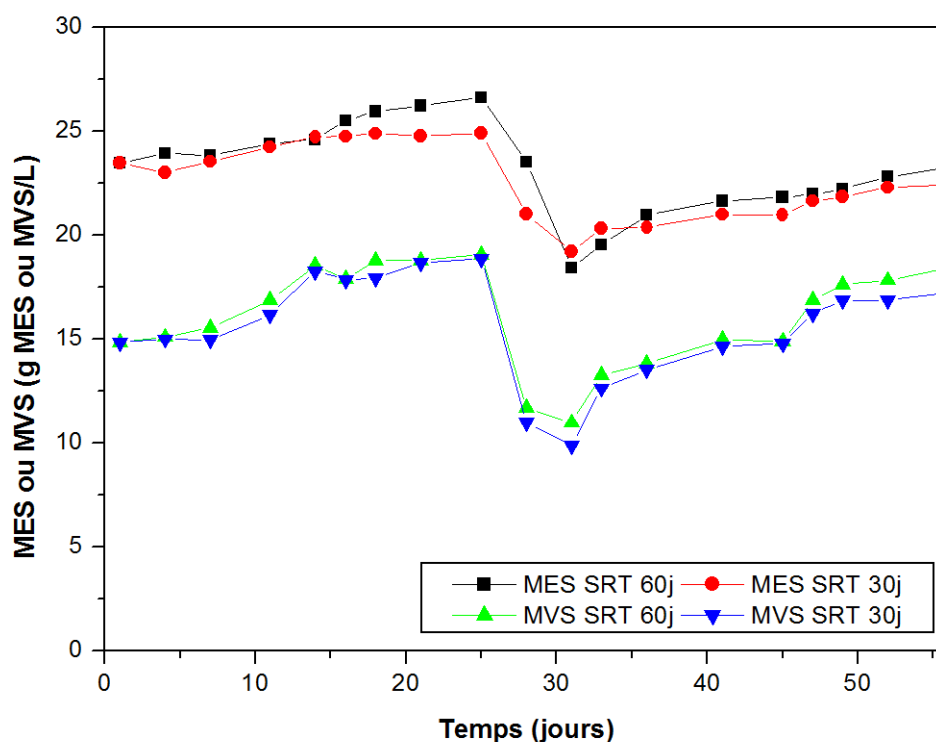


Figure 4.1 : Evolution des MES et des MVS sur les deux lignes au cours de la campagne 3

L'évolution de la proportion relative des MVS par rapport aux MES au cours du temps est représentée à la figure 4.2. Les rapports MVS/MES enregistrés pour la ligne 2 sont compris entre 0,50 et 0,79. Ceux de la ligne 1 ont varié entre 0,51 et 0,77. On note que ces évolutions suivent celles individuelles des MES et des MVS. En effet une chute brutale du rapport MES/MVS a été obtenue entre le jour 25 et le jour 31 correspondant à la période de dysfonctionnement du réacteur. La biomasse active est donc négativement impactée par le dysfonctionnement d'un réacteur biologique avec un stress des microorganismes ou un taux de décès plus important. Une boue non réactive peut donc entraîner une accumulation de matières inertes dans les réacteurs. La proportion relative moyenne des MVS par rapport aux MES durant toute l'étude est évaluée à $0,69 \pm 0,07$ pour la ligne 2 et $0,69 \pm 0,08$ pour la ligne 1. Ainsi durant cette période le SRT n'a pas influencé l'évolution de la biomasse active dans le réacteur.

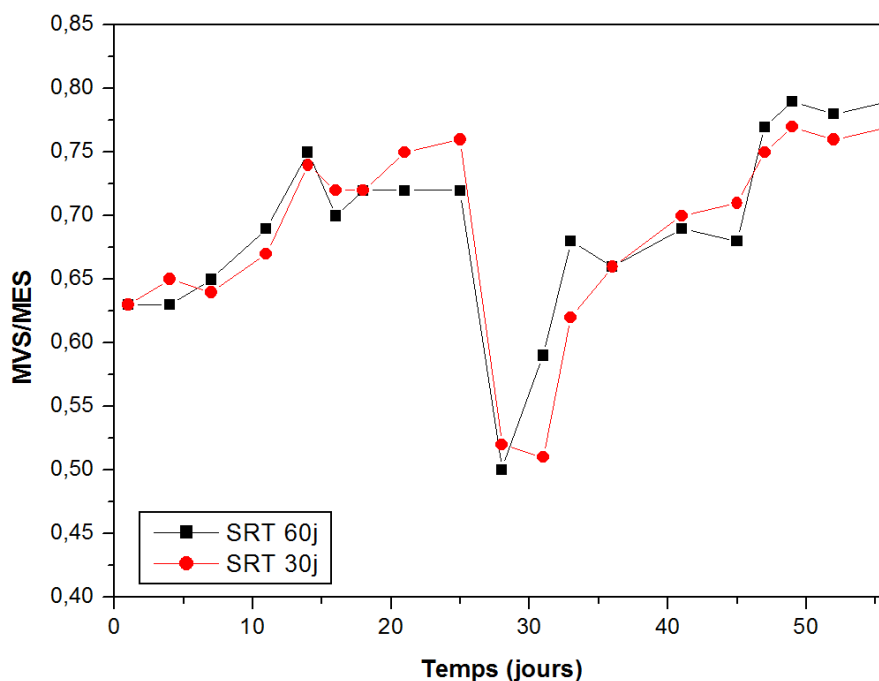


Figure 4.2 : Evolution du rapport MVS/MES au cours de la campagne 3

En ce qui concernant la campagne n°4, les eaux usées brutes sont prélevées régulièrement (tous les 2 jours) sur le site de l'unité industrielle où de fortes variations de la composition en DCO ont été mises en évidence ce qui entraîne des fluctuations importantes de la charge volumique

entrante ($20,66 \pm 9,95$ gDCO/L/j). Le BâM anaérobie a étéensemencé avec des boues provenant d'un réacteur anaérobie d'une station de traitement par lagunage aéré. Concernant la biomasse, l'évolution des MES et des MVS au cours du temps est représentée par les courbes de la figure 4.3.

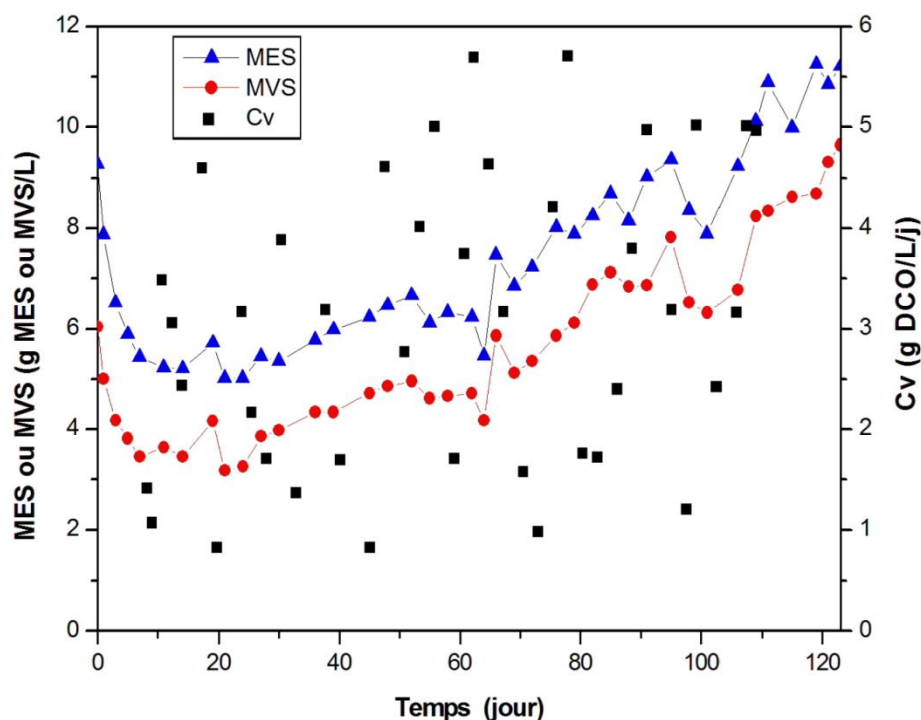


Figure 4.3 : Evolution des MES et MVS au cours de la campagne 4

La campagne 4 a débuté avec des teneurs en MES de 9,3 g/L et en MVS de 6,0 g/L. La courbe montre une phase de décroissance liée au changement de substrat et de conditions opératoires (jours 0-8) (Skouteris et al., 2012; Yang et al., 2006), puis une phase de latence (concentration constante du jour 8 à 21) et ensuite une phase de croissance quasi continue sur les 100 jours restants. Les boues se sont très vite adaptées aux nouvelles conditions et ont connu une croissance continue durant la conduite des essais : la phase d'adaptation aura donc duré 21 jours. Cependant, quand on regarde les performances biologiques (Figure 4.8), il faut attendre 60 jours pour atteindre un rendement stable et performant (95%) sur la DCO. Les variations brutales de la charge entrante ne semblent ni impacter l'évolution des MES ni le rendement d'épuration. Elles influent légèrement sur les valeurs de la DCO de sortie (Figure 4.4). Enfin, on note une augmentation du ratio MVS/MES. Celui-ci est en effet passé de 0,63 en début de campagne à 0,86 à la fin de l'étude. On peut donc dire que les conditions opératoires proposées

entraînent une production plus importante de biomasse (matière organique) au détriment de la matière minérale.

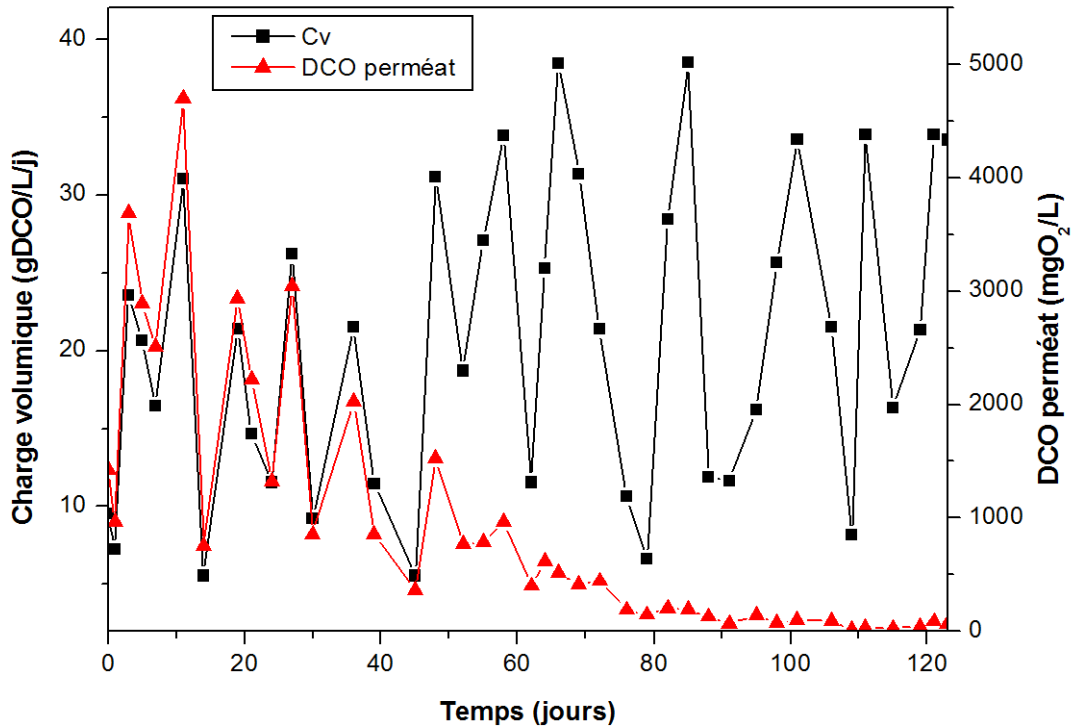


Figure 4.4 : Evolution de la DCO du perméat en fonction de la charge volumique au cours de la campagne 4

Afin de quantifier la production de boue et donc d'accéder au taux de conversion observé, l'évolution de la production cumulée de boues au sein du bioréacteur a été calculée au cours du temps. Ce calcul prend en compte (i) la masse de boue extraite pour respecter le temps de séjour solide (age des boues) comme (ii) l'accumulation de boue dans le réacteur. La production journalière de boue et la production cumulée de boue au cours de la campagne ont donc été évaluées à partir des équations 4.1 et 4.2 :

$$P_X = Q_w \times MVS_R + V_R \times \frac{\Delta MVS_R}{\Delta t} \quad \text{équation 4.1}$$

$$P_{Xcumulée} = \sum_{jour=1}^i P_X \quad \text{équation 4.2}$$

Avec :

P_X : Production journalière de boues (g/j)

P_X cumulée : Production cumulée de boues (g/j)

Q_w : Débit de purges (L/j)

MVS_R : Matières volatiles en suspension au sein du bioréacteur (g/L)

ΔMVS_R : Variation de la concentration en MVS au sein du bioréacteur (g/L)

Δt : Variation du temps (j)

La figure 4.5 représentant l'évolution de la production cumulée de boue au cours du temps montre une stabilité assez rapide du système. Il est admis en effet, qu'un procédé est considéré comme stable lorsque la linéarité de la $P_{Xcumulée}$ est obtenue (Delgado, 2009). Ainsi au bout de 21 jours de fonctionnement (phase d'adaptation) le réacteur semble avoir atteint une première stabilité mais la pente augmente après le jour 64. Cette augmentation de pente est liée à l'efficacité du système. En effet, la figure 4.8 montre que celle-ci évolue linéairement entre 30 et 95% entre les jours 21 et 64 pour se stabiliser autour de 95% pour le reste des essais (jours 64-123). La vitesse moyenne de production de boue au-delà du jour 64 est estimée à $0,129 \pm 0,026$ gMVS/L.j. En prenant une charge volumique moyenne de 20,66 gDCO/L.j, et un rendement d'épuration de 95%, le calcul donne un taux de conversion observé de 0,045 kgMVS/kgDCO. Ce taux appartient bien à la fourchette communément admise pour les traitements anaérobies.

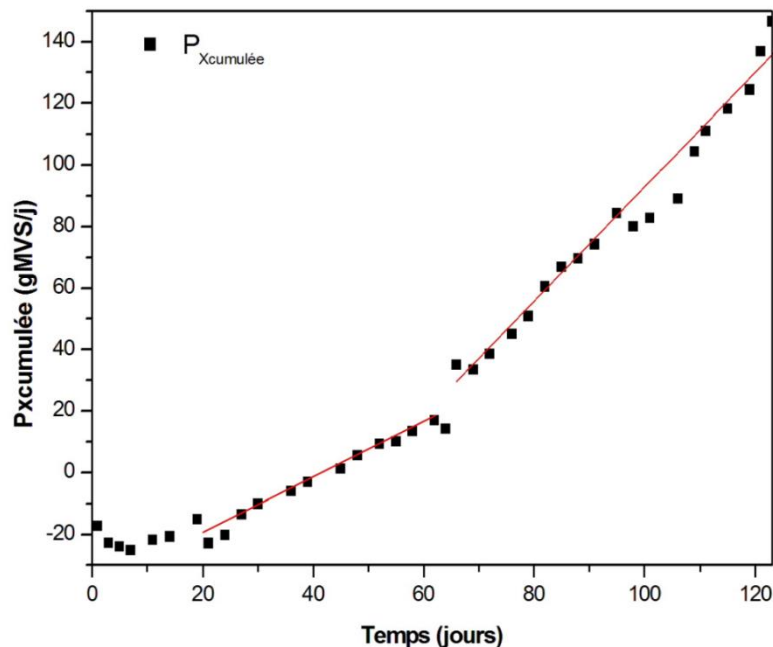


Figure 4.5 : Production cumulée de boues au cours de la campagne 4

Pour compléter le suivi de la biomasse, la figure 4.6 présente les images des observations microscopiques au début (a) et à la fin de l'étude (b). L'augmentation de la densité des microorganismes qui y apparait confirme les observations précédentes.

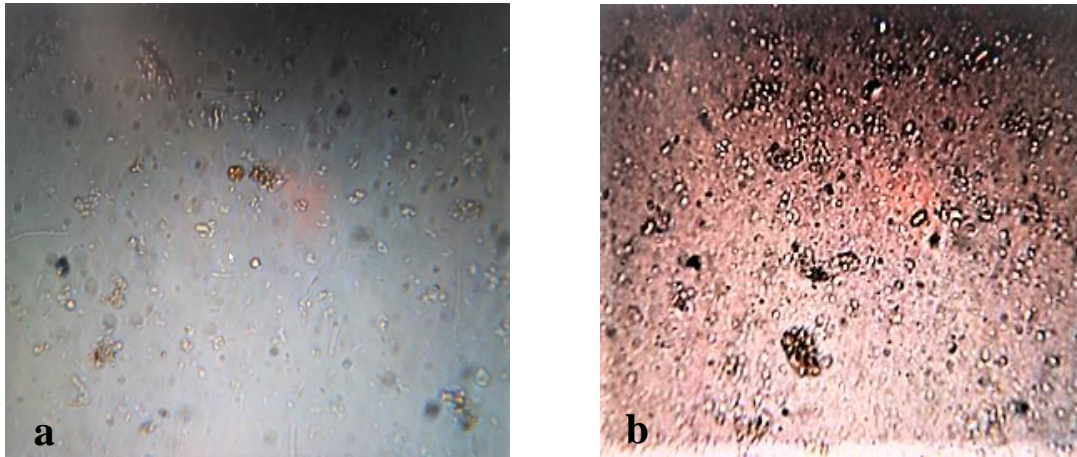


Figure 4.6 : Densité des boues a) au début et b) à la fin de la campagne 4

IV.2 Performances épuratoires du Bàm anaérobie

Les performances épuratoires des systèmes de traitement étudiés seront analysées à travers le suivi de la DCO dans les alimentations et perméats au cours du temps. Des eaux usées réelles ont été utilisées pour l'alimentation du Bàm 4.

La figure 4.7 présente les concentrations de DCO ainsi que les rendements d'élimination de la DCO dans l'alimentation et le perméat pour la campagne 4. Le réacteur a été alimenté en continu pendant 123 jours par des effluents réels prélevés au niveau de la station de traitement des eaux usées de la Brakina. Plusieurs prélèvements ont été effectués durant cette période et les caractéristiques des eaux usées ont varié d'un prélèvement à l'autre. La DCO a varié de 1235 à 8560 mgO₂/L conduisant à une valeur moyenne de 4590±2210 mgO₂/L. Les autres paramètres ont enregistré des valeurs moyennes de 4280±2416 µS/cm pour la conductivité électrique, 10,6±1,2 pour le pH, 568±86 NTU pour la turbidité, 550±288 mg/L pour le sodium et 110±26 mg/L pour les chlorures. Au démarrage du pilote des pourcentages d'élimination faibles de la DCO (31 à 40%) ont été enregistrés. Ce qui correspond à la période d'acclimatation de la biomasse à l'effluent à dégrader. Puis au-delà du jour 24 le taux d'élimination de la pollution organique augmente linéairement. A partir du jour 64, le réacteur semble avoir atteint

ses performances maximales avec des pourcentages d'élimination de la DCO supérieurs à 90%. De plus, et malgré des fluctuations toujours fortes dans l'eau d'alimentation, les variations de concentrations dans le perméat sont lissées ce qui renforce l'intérêt des procédés biologiques pour atténuer les fluctuations de charge. La teneur moyenne en DCO dans l'eau produite durant cette période est estimée à 290 ± 60 mg/L ce qui correspond à un pourcentage moyen d'élimination de la DCO de $94 \pm 2\%$. La concentration résiduelle de DCO dans le perméat a quant à elle varié de 112 à 4102 mgO₂/L. La valeur maximale a été obtenue en début de campagne pendant la phase d'acclimatation de la biomasse. Durant la phase de stabilité (à partir du jour 64) la teneur en DCO dans le perméat est restée inférieure à 400 mgO₂/L malgré les fortes variations dans l'alimentation. Les résultats obtenus sont conformes à ceux rapportés par Waeger et al., (2010) qui ont noté que des abattements de DCO variant de 70 à plus de 95% selon la nature des membranes et le type de suspension peuvent être obtenus. Par contre, des taux d'abattement plus grands ont été obtenus par d'autres auteurs. En effet, Torres et al (2011) ont rapporté un abattement de 99% de la DCO et 100% des matières organiques à une température de 30° et un pH de 6,9 lors du traitement des eaux usées de brasserie avec un BâM anaérobie en utilisant une membrane céramique. C'est aussi le cas de Chen et al. (2016) qui ont obtenu un abattement de 98% lors du traitement d'effluents synthétiques de brasserie avec un bioréacteur à membrane anaérobie fonctionnant à une charge volumique de DCO de 10 gDCO/L.j. Pour aller plus loin, il serait alors opportun d'approfondir les investigations sur la matière organique qui compose la DCO de sortie : substrat, DCO dure, métabolite ? Aussi, les résultats obtenus permettent de noter qu'avec une phase d'acclimatation réduite de 60 jours ($\eta=30\%$ pendant 21 jours puis le rendement passe de 30 à 94% en 39 jours), le BâM anaérobie testé a conduit à des performances remarquables pour le traitement d'eaux usées industriels à grande variation de charge organique (Pollice et al., 2008; Yang et al., 2012).

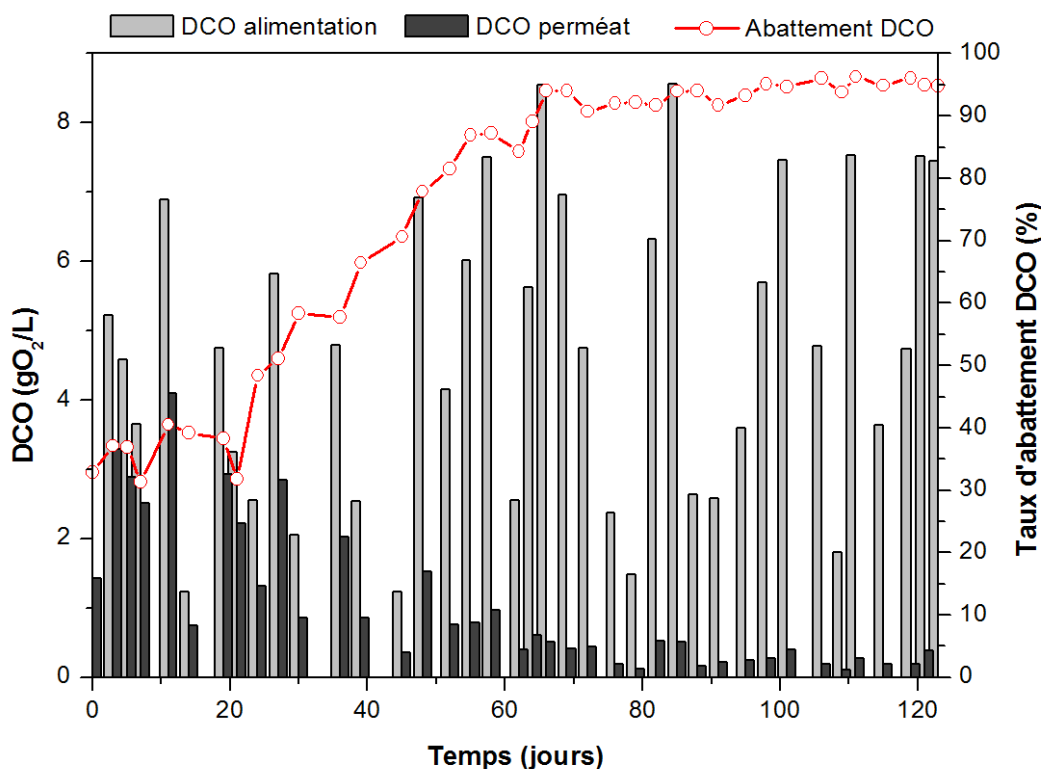


Figure 4.7 : Evolution de la DCO au cours de la campagne 4

IV.3 Evolution de la PTM et étude du colmatage

Les figures 4.8 et 4.9 illustrent les différentes variations de la PTM en fonction du temps lors des deux campagnes. Des équipements et configurations différents ont été utilisés lors des deux campagnes et qui peuvent avoir une influence sur la filtration. Pour la campagne 3, les deux lignes étaient équipées de membranes en Polyéther sulfone (PES) immergées dans la liqueur mixte. Ces membranes étaient donc soumises à la pression atmosphérique et la filtration était assurée par une pompe péristaltique. Les courbes obtenues montrent une augmentation de la PTM avec le temps sur les deux lignes. La PTM a varié de 0,022 à 0,216 bar sur la ligne 1 et de 0,012 à 0,242 bar sur la ligne 2. Au démarrage du pilote, on note que les deux lignes ont pratiquement des profils d'évolution de la PTM identiques avec des perturbations liées aux réglages des paramètres de filtration. Au-delà du jour 20, la PTM de la ligne 2 est supérieure à celle de la ligne 1. Les résultats précédents ayant mis en évidence une augmentation plus importante des MVS sur la ligne 2, l'évolution plus importante de la PTM pourrait donc résulter de la différence de concentration. Le programme de filtration (filtration : 20 minutes ; retrolavage : 15 secondes ; relaxation : 5 secondes) n'a donc pas empêché le colmatage des

membranes au cours de la conduite des essais. L'augmentation graduelle de la PTM étant lié à l'accumulation de substances à la surface et dans les pores de la membrane des tests de perméabilité à l'eau avant et après l'étude ont été réalisées. Les résultats obtenus montrent que sur toutes les deux lignes la perméabilité a diminué passant de 105,74 à 102,77 LMH/bar (2,8%) sur la ligne 1 et de 157,03 à 123,16 LMH/bar (21,6%) sur la ligne 2. Ces diminutions sont consécutives à une augmentation de la résistance membranaire ($1,20 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$ contre $2,00 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$ (66%) sur la ligne 1 et $1,51 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$ contre $2,4 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$ sur la ligne 2 (59%)). Les essais de perméabilité réalisés sur les membranes des deux lignes du Bàm 3 permettent d'envisager des lavages chimiques lors de l'utilisation en continue des membranes en PES pour le traitement d'eaux usées de brasserie du fait de l'apparition au cours du temps d'un colmatage de la membrane.

Le pilote 4 était équipé d'une membrane en céramique logée dans un carter. La courbe représentant l'évolution de la PTM au cours du temps montre que la PTM augmente régulièrement au cours de la campagne. La pression à l'entrée a été réglée à 2,5 bars et la PTM a varié de 0,007 à 1,689 bars au cours des essais. Cette évolution est plus importante à partir du jour 83. La pression à l'entrée étant maintenue constante, l'augmentation de la concentration en MES dans le réacteur pourrait être à l'origine de cette évolution de la PTM. Aussi, les variations de charge organique dans l'alimentation semblent se ressentir au niveau de la PTM dont la variation a perdu sa régularité au cours du temps.

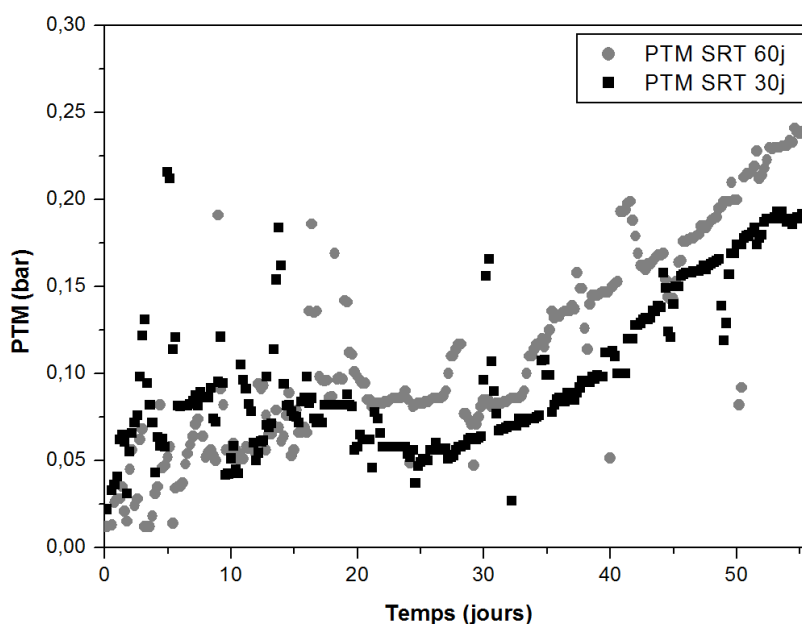


Figure 4.8 : Evolution de la PTM au cours de la campagne 3

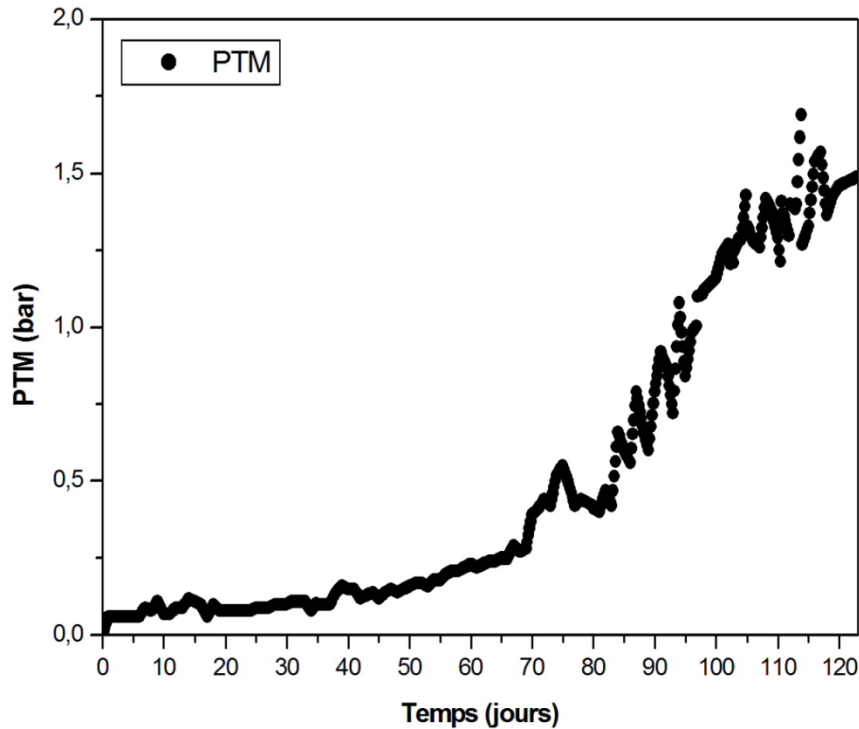


Figure 4.9 : Evolution de la PTM au cours de la campagne 4

IV.4 Production de biogaz

La figure 4.10 présente les volumes de biogaz mesurés au cours du temps et les rendements de production correspondants. Les volumes de biogaz sont faibles au début de l'étude ce qui confirme la mise en place du traitement et donc des microorganismes méthanogènes. En régime stabilisé, c'est à dire après 60 jours de fonctionnement, les rendements de production de biogaz correspondants oscillent entre 0,18 et 0,27 L biogaz/gDCO éliminé durant toute l'étude avec un rendement moyen de $0,21 \pm 0,03$ L biogaz/gDCO éliminé. Ce rendement reste légèrement inférieur au rendement théorique de 0,5 L CH₄/gDCO éliminé. Il est aussi inférieur à celui obtenu par Chen et al. (2016) ($0,53 \pm 0,015$ L biogaz/gDCO éliminé). Cette différence pourrait provenir des problèmes d'étanchéité rencontrés lors de la collecte du biogaz (Arantes et al., 2017; Ozgun et al., 2013). Malgré des dysfonctionnements au démarrage du réacteur, les eaux usées réelles utilisées ont montré un potentiel appréciable de production de biogaz. Toutefois, les tentatives de caractérisation du biogaz par chromatographie gazeuse sont restées vaines du fait de l'inadéquation des sacs de collecte utilisés.

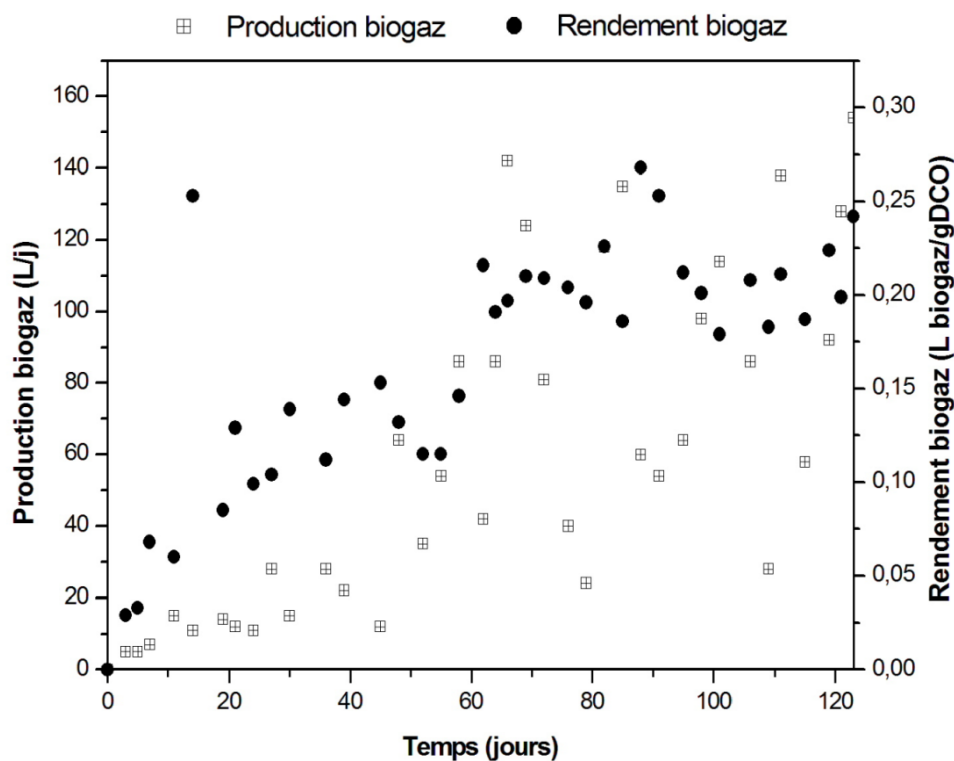


Figure 4.10 : Production et rendement du biogaz au cours de la campagne 4

IV.5 Post-traitement des effluents du Bàm avec la nanofiltration

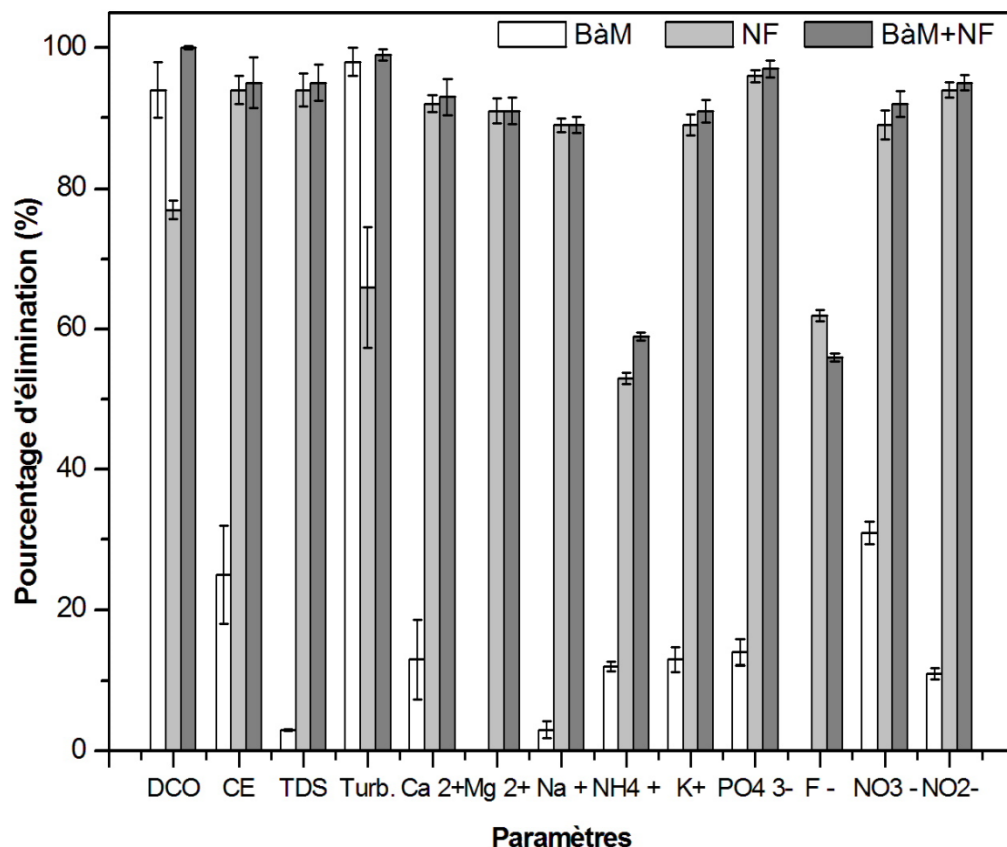
L'utilisation du Bàm anaérobie a conduit à des valeurs moyennes de DCO de 290 ± 60 mg/L et de sodium de 417 ± 64 mg/L dans le perméat. Au regard de la réglementation, même si ces teneurs permettent un déversement direct dans le réseau d'égout, elles n'autorisent pas une réutilisation des eaux usées traitées. C'est pourquoi le perméat du Bàm a été soumis à un post traitement par nanofiltration. Les tests ont été réalisés par batch avec une pression d'entrée de 10 bars à la température ambiante ($28-42^\circ\text{C}$ durant la période de l'étude). Les résultats obtenus sont consignés dans le tableau 4.1. Les résultats montrent que les taux d'abattement obtenus avec la nanofiltration sont compris entre 53 et 96%. La NF a donc permis un bon abattement de la concentration des principaux polluants (Figure 4.11). Le pourcentage d'élimination le plus élevé est obtenu avec les ions orthophosphates (trivalents) dont la concentration est passée de 270 mg/l à 9 dans le perméat final. Le sodium a été éliminé à 92% avec une concentration finale de 41 mg/L en moyenne. La concentration moyenne de DCO dans le perméat est de 10 mg/L conduisant à un rendement total d'élimination de 99,8% pour le couplage Bàm-NF. Des pourcentages d'élimination comparables ont été rapportés par Braeken et al. (2004) pour la

DCO et le sodium lors du traitement d'eaux usées de brasserie par NF. Comme attendu, la NF est un bon traitement tertiaire pour l'élimination de la conductivité électrique (CE) et donc des sels totaux dissous (TDS) (Berlet et Juery, 2002). Le couplage de la NF avec le Bàm permet donc de disposer d'un effluent offrant à la fois un rejet sans risque dans le réseau d'égout mais surtout la possibilité de valoriser les eaux usées traitées comme eau de lavage, d'arrosage et d'irrigation pour l'agriculture.

On observe aussi qu'il n'est malheureusement pas possible d'être sélectif en fonction du potentiel intérêt des ions. En effet, les rétentions du sodium et des chlorures (indésirables) sont du même ordre de grandeurs que celles des sels d'intérêt agronomique (N, P, K, Mg).

Tableau 4.1
Paramètre de pollution et pourcentages d'élimination

Paramètres	Entrée Bàm	Sortie Bàm	Sortie NF	Taux d'abattement (%)		
				Bàm	NF	Bàm+NF
DCO (mg O ₂ /L)	4590	290	10	94	77	100
Conductivité (µS/cm)	4280	3220	206	25	94	95
TDS (ppm)	1335	1289	71	3	94	95
Turbidité (NTU)	568	9	3	98	66	99
Ca ²⁺ (mg/L)	24	21	2	13	92	93
Mg ²⁺ (mg/L)	8	8	1	0	91	91
NTK (mg/L)	34	30	14	12	53	59
N-NH ₄ ⁺ (mg/L)	92	73	19	31	89	92
P-PO ₄ ³⁻ (mg/L)	270	232	9	14	96	97
Na ⁺ (mg/L)	550	527	41	4	92	93
K ⁺ (mg/L)	67	58	6	13	89	91
Cl ⁻ (mg/L)	108	81	18	25	77	83



CE : Conductivité électrique Turb. : Turbidité TDS : solides totaux dissouts

Figure 4.11 : Pourcentages d'élimination des paramètres dans les effluents lors des traitements par B&M et NF

Conclusion partielle

L'utilisation en conditions anaérobies de B&M pour le traitement d'eaux usées réelles de brasserie a conduit à des performances remarquables pour le traitement d'eaux usées industrielles à grande variation de charge organique. La mise en route à partir d'un inoculum local a été assez rapide et a permis d'obtenir des rendements d'élimination de la DCO de 94% en 60 jours. Les volumes de biogaz mesurés ont atteint 154 L/j conduisant à un rendement moyen de production estimé à $0,21 \pm 0,03$ L biogaz/gDCO éliminé. L'utilisation de la NF a conduit à un effluent final avec des teneurs en DCO et en sodium permettant une réutilisation pour l'irrigation et un déversement sans risque dans le réseau d'égout et dans l'environnement. Malheureusement, le taux de rejet du sodium est du même ordre de grandeur que celui des sels d'intérêt agronomique (N, P, K, Mg).

**Chapitre V : ETUDE TECHNICO
ECONOMIQUE DE L'INSTALLATION D'UNE
UNITE DE TRAITEMENT DES EAUX USEES
DE BRASSERIE PAR COUPLAGE Bàm/NF**

Les essais de traitement des eaux usées d'industrie de production de boissons par Bàm ont conduit à des résultats satisfaisants aussi bien en conditions aéré qu'anaérobie. Les couplages avec la NF et l'ED sont néanmoins indispensables afin de disposer d'eaux traitées offrant des possibilités de réutilisation. Toutefois, la mise en œuvre dans le contexte réel d'une unité industrielle requiert la prise en compte d'un certain nombre de facteurs (stratégique, économique, réglementaire, environnemental et social) pouvant garantir son appropriation comme son bon fonctionnement. Le présent chapitre explore les possibilités de l'adaptation du système existant à l'utilisation d'un Bàm et analyse les principaux avantages et les contraintes.

V.1 Présentation du site d'étude

La réalisation de cette étude a nécessité une collecte importante de données. Celles-ci ont été obtenues à travers i) des entretiens avec des acteurs intervenant dans l'émission, la collecte, le prétraitement, le traitement des eaux usées produites et la réutilisation des eaux usées traitées (Brakina, ONEA, maraîchers), ii) des prélèvements et analyses pour la caractérisation des eaux usées, iii) des observations de terrain et iv) des essais en laboratoire.

L'étude a été menée au sein des Brasseries du Burkina (Brakina). Cette unité agro industrielle produit de la bière, des boissons gazeuses et de l'eau minérale. Elle est implantée sur une superficie de sept hectares dans la zone industrielle de Kossodo au nord-est de Ouagadougou, la capitale du Burkina Faso. Filiale du groupe Castel, la Brakina est l'une des plus importantes industries agroalimentaires du pays et se présente aujourd'hui comme le principal fournisseur de bières (Brakina, Castel, Beaufort, Flag, Guinness), de boissons gazeuses (Coca-Cola, Fanta, Sprite, Malta, Tonic, Youki, XXL, Laafi gazeuse, Bulvit) et d'eau minérale (Laafi). La commercialisation de ses produits est assurée par la Société de Distribution de Boissons (Sodibo) dont elle est l'actionnaire principal. Pour le fonctionnement de son site de Ouagadougou, le consortium Brakina/Sodibo emploie environ 350 travailleurs permanents et 400 temporaires. Sa production annuelle est estimée actuellement à 3 500 000 hectolitres de bières et 800 000 hectolitres de boissons gazeuses. Les activités de production se déroulent en continue à l'exception du dimanche et de certains jours fériés. De façon générale, les activités au sein de l'usine se déroulent selon un cycle hebdomadaire avec les opérations de lavage et de désinfection qui s'effectuent de façon préférentielle les samedis et dimanches. Avec le maïs, le malt et le houblon pour la bière, le sucre et des extraits pour les boissons gazeuses, l'eau constitue une des principales matières premières. L'eau utilisée pour la production des boissons est fournie par une unité de traitement d'eau autonome qui est approvisionnée à partir d'eaux

brutes de surface prélevées dans le barrage de Loumbila (retenue d'eau située à une quinzaine de kilomètre du site de l'usine). Selon les estimations, la production d'un litre de bière requiert l'utilisation d'un volume moyen de six litres d'eau contre quatre litres pour celle de boisson gazeuse. Les eaux usées produites transitent par une station de prétraitement avant de rejoindre la station d'épuration des eaux usées (STEP) de Kossodo par le réseau d'égout.

La STEP de Kossodo est située dans la zone industrielle du même nom à la périphérie nord-est de la ville de Ouagadougou (Burkina Faso). Cette station qui a été mise en route en 2004 reçoit les eaux municipales et industrielles du centre-ville et de la zone industrielle. Elle fonctionne suivant le procédé de lagunage naturel à microphytes. Les effluents arrivent par un réseau alternant un écoulement gravitaire et un refoulement avec trois postes de refoulement installés le long du réseau. La STEP de Kossodo est composée de huit lagunes sur une superficie d'environ 20 hectares. Les trois premiers bassins sont en parallèles et permettent une dégradation de la pollution par voie anaérobie (bassins anaérobies). Ils sont suivis de deux bassins facultatifs en parallèles dont le rôle est d'assurer un traitement à la fois aérobie et anaérobie. Enfin, les trois derniers bassins dits bassins de maturation sont en série et éliminent la pollution par voie aérobie. Le tableau 5.1 résumant les principales caractéristiques des ouvrages. La station comprend des lits de séchage de boues, un laboratoire, deux bâtiments administratifs et des latrines. Depuis 2017, la construction et la mise en route d'un biodigesteur permet de produire du biogaz à partir des boues de la STEP et de boues de vidange dépotées par des camions vidangeurs. Le temps de séjour est d'environ un mois et les eaux ainsi traitées sont rejetées dans le Massili, un affluent de la Volta. Il a été aussi prévu que les eaux traitées soient réutilisées pour l'irrigation de parcelles agricoles avec la mise en place d'un périmètre de réutilisation aménagé en aval de la station. Sur une superficie totale de 30 hectares prévus, seuls 13 hectares ont été aménagés en parcelles pour accueillir 490 maraichers environ. Au fil des années, l'irrigation avec les eaux usées traitées a conduit à une dégradation des sols causant par la même occasion son abandon (Sou/Dakouré et al., 2013). Des images et schémas descriptifs des principaux ouvrages sont fournis en annexe (annexe 11).

Tableau 5.1

Caractéristiques des ouvrages de traitement de la STEP de Kossodo

Désignation	Surface (m ²)		Volume (m ³)	Profondeur (m)	
	Fond	Crête	Eau	Eau	total
Bassin anaérobie 1	1681	4082	10235	4	4,7
Bassin anaérobie 2	1681	4082	10235	4	4,7
Bassin anaérobie 3	1681	4082	10235	4	4,7
Bassin facultatif 1	27025	31940	51500	1,8	2,5
Bassin facultatif 2	27025	31940	51500	1,8	2,5
Bassin de maturation 1	12524	16166	27000	1,2	2,7
Bassin de maturation 2	5964	8529	6850	1,2	2,7
Bassin de maturation 3	5964	8529	6850	1,2	2,7

Source : Avant Projet Détaillé du Plan Stratégique d'Assainissement de la ville de Ouagadougou, 2001

L'évaluation des coûts d'investissement s'est faite sur la base des données collectées sur l'année 2018. Les résultats de la caractérisation des eaux usées durant les tests de traitement avec les eaux usées réelles ont servi de base pour évaluer les concentrations de DCO. Pour le volume d'eaux usées traitées un pourcentage de 90 % des eaux usées produites a été retenu pour tenir compte des pertes éventuelles d'eau au cours des différentes opérations. Concernant les dépenses énergétiques, elles ont été fixées à 1,1 kWh/m³ d'eau traitée et 0,54kWh/m³ d'eau traitée respectivement pour le Bàm et la NF. Ces données proviennent des travaux de Andrade et al. (2015) sur des eaux usées agroalimentaires notamment des eaux usées de laiterie où les opérations de lavage et de désinfection sont très proches de celles de l'industrie de production de boissons.

V.2 Etat des lieux de la gestion des eaux usées de l'unité industrielle

V.2.1 Caractérisation des eaux usées

La production de boissons est une activité qui nécessite des volumes importants d'eau. L'eau est utilisée pour la production, le nettoyage des installations et la consommation domestique au sein des entités du complexe industriel. Ces consommations induisent des rejets d'eaux usées notamment du fait des opérations de lavage, de rinçage et de désinfection. Même s'il existe des lignes dédiées exclusivement à la fabrication de certains produits, la plupart des installations sont utilisées pour la production de boissons de différentes marques occasionnant des nettoyages plus importants. Les principales activités génératrices d'eau usées sont i) le processus de fabrication de la bière, ii) le processus de production des boissons gazeuses, iii) le processus d'embouteillage et iv) le traitement des eaux potables brutes. Les rejets sont donc constitués d'eaux et de résidus de production. Les eaux issues du lavage des cuves et des tuyauteries sont constituées d'eaux sodées, de divers additifs comme des désinfectants, des matières organiques, du sucre et de l'alcool, des acides (acide phosphorique), des dégraissants (phosphate trisodique) et de l'hypochlorite de sodium. On retrouve aussi dans les eaux de lavage, les levures utilisées pour la fermentation de la bière ainsi que des substances minérales (poudre de diatomée dénommée Kieselguhr) utilisées lors de la filtration de la bière. Les eaux d'embouteillage contiennent aussi des résidus de soude mais sont peu chargées en matière organique. Les quantités d'eaux usées produites varient donc d'une opération à une autre et également d'un produit à un autre. Les données récoltées ont permis d'estimer les volumes d'eaux usées rejetées à 1073100 m³ pour l'année 2017 soit un débit journalier de 2 980 m³. Le volume moyen d'eaux usées rejetées pour l'année 2018 est estimé à 3140 m³/j. La figure 5.1 présente les débits moyens journaliers d'eaux usées enregistrées pour les trois dernières années et une estimation de celles de l'année en cours. Aussi sur la base des données fournies par l'Office National de l'Eau et de l'Assainissement (ONEA), la part des eaux usées de la brasserie est estimée à 70 % de l'ensemble des eaux usées municipales et industrielles traitées à la STEP de Kossodo (140 000 EH raccordés).

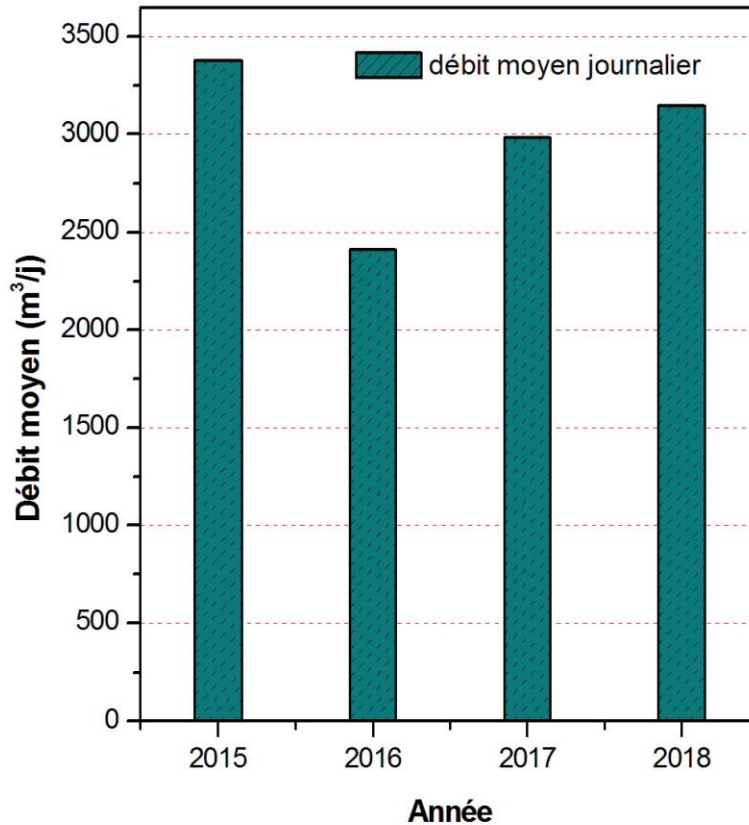


Figure 5.1 : Débits moyens journaliers d’eaux usées produites par Brakina

Les eaux usées produites sont majoritairement chargées en matières organiques et en sodium. Le tableau 5.2 présente les principales caractéristiques des eaux usées au cours des opérations de la campagne de caractérisation et des tests de traitement avec les eaux usées réelles. La concentration moyenne en DCO est de 5737 ± 1640 mg/L et 4590 ± 2210 mg/L pour les campagnes 2 et 4 respectivement. Les teneurs moyennes en sodium obtenues sont estimées à 684 ± 108 mg/L pour la campagne 2 et 550 ± 48 mg/L pour la campagne 4. Des variations périodiques importantes ont été mises en évidence et discutées au paragraphe III.1.2.

Tableau 5.2

Caractéristiques des eaux usées de la Brakina pendant les différentes phases de l'étude

Paramètres	Campagne 2	Campagne 4
pH	11,7±0,9	11,0±1,1
DCO (mg/L)	5737±1640	4590±2210
Conductivité (mS/cm)	5,2±2,6	4,3±1,8
TDS (ppm)	2012±106	1335±728
Turbidité (NTU)	462±188	568±94
Ca ²⁺ (mg/L)	6,9±1,2	24,2±3,6
Mg ²⁺ (mg/L)	2,7±1,4	8,4±1,1
NTK (mg/L)	9,3±3,6	10,2±1,2
N-NH ₄ ⁺ (mg/L)	6,2±1,4	34,0±2,3
N-NO ₃ ⁻ (mg/L)	17,0±5,8	92,4±12,3
P-PO ₄ ³⁻ (mg/L)	34,9±16,3	270,2±15,4
SO ₄ ²⁻ (mg/L)	10,7±3,8	18,4±4,8
Na ⁺ (mg/L)	684±108	550±48
K ⁺ (mg/L)	12,2±5,4	67,0±9,7
Cl ⁻ (mg/L)	78±21	108±14

La Brakina a construit, pour le pretraitement de ses rejets liquides, une station type physico-chimique. Cet ouvrage construit en 2005 a connu plusieurs réhabilitations (la dernière a été opérée en 2015) mettant ainsi en évidence la volonté de cette entreprise à améliorer continuellement ses performances en respect de sa politique qualité et environnementale. Le système de traitement est constitué de plusieurs ouvrages. Les eaux usées arrivent à la station par trois exutoires (arrivée 1 : traitement d'eaux et chaufferie ; arrivée 2 : embouteillage, siroperie et fabrication (brassage + cave) ; arrivée 3 : presse à casier, eaux de la laveuse G7). Elles sont ensuite mélangées dans un bassin d'homogénéisation avant de rejoindre un bassin tampon après passage par un système de dégrillage. Un système automatisé d'injection d'acide sulfurique concentré assure la neutralisation de l'alcalinité des eaux usées dans le bassin tampon. Après cette correction du pH, les eaux usées sont pompées vers un bassin de

décantation après passage sur un tamis statique de 1 mm de diamètre. Les particules flottantes sont raclées à la surface du bassin par un moteur muni de scrapers. Les eaux traitées sont déversées dans le réseau d'égout. Toutes les deux heures, la boue est pompée et acheminée vers un bassin de boue d'où elle est enlevée par des camions vidangeurs et conduite vers le biodigesteur de la station de traitement des boues de vidange de Kossodo ou celui de Faso Biogaz. Une représentation schématique de la station est fournie à la figure 5.2.

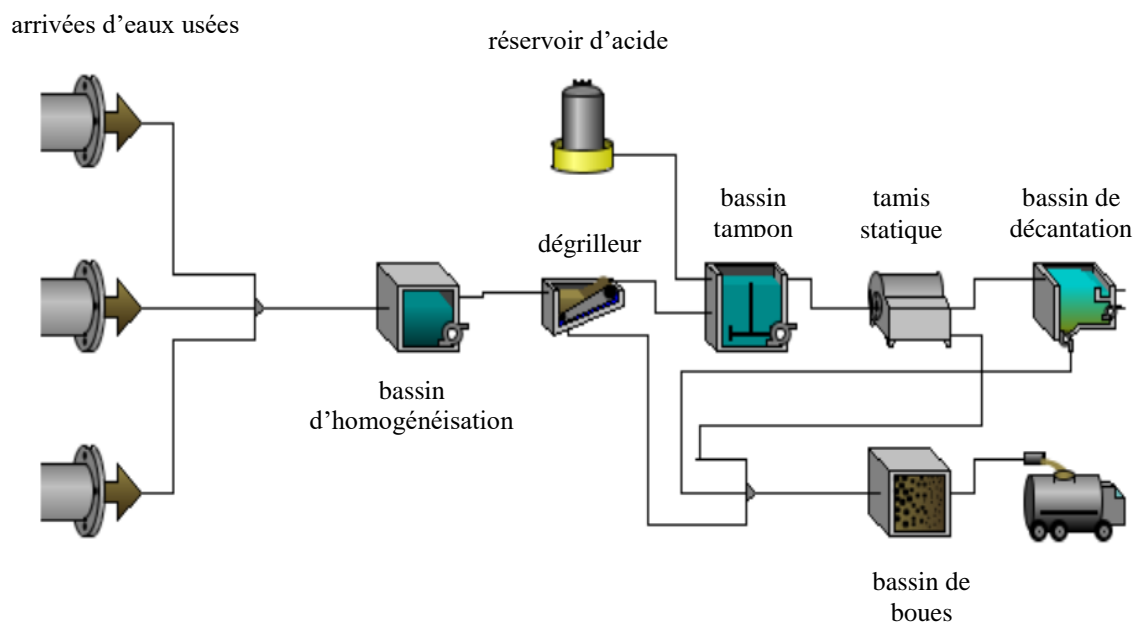


Figure 5.2 : Représentation schématique de la station de prétraitement des eaux usées de Brakina

V.2.2 Performances de la station de prétraitement de la Brakina

Un laboratoire d'analyse a été construit et équipé afin de mesurer les performances de la station et de faciliter son exploitation et sa maintenance. Du personnel y est affecté et procède aux analyses usuelles (pH, température, DCO, DBO, MES, matières sèches, orthophosphates, sodium) comme à la maintenance des équipements et ouvrages. Des échantillons sont prélevés quotidiennement et les résultats sont utilisés pour les réglages des conditions de fonctionnement des ouvrages. L'ONEA procède, une fois par semaine, à une vérification de la qualité des eaux rejetées dans le réseau d'égout. Les relevés obtenus pour le dernier trimestre de l'année 2017 et le premier trimestre de l'année 2018 montrent que les concentrations de DCO à la sortie de la station de traitement sont comprises entre 108 et 2540 mg O₂/L. Celles de la DBO₅ se situent entre 100 et 1400 mg O₂/L et le pH varie de 6,0 à 11,8. Cela correspond à des taux moyens

mensuels de conformité relativement aux normes de rejet dans le réseau d'égout de 92% pour la DCO et de 42% pour la DBO₅. A la sortie du bassin de décantation, les MES varient entre 100 et 600 mg/L avec un rendement moyen d'élimination de 90%. Les dispositions réglementaires autorisent un déversement dans le réseau d'égout pour des concentrations en DCO et DBO₅ inférieures respectivement à 2000 mgDCO/L et 800 mgDBO₅/L. Les données collectées par l'ONEA pour l'année 2017 ont mis en évidence des dépassements des limites maximales autorisées pour le déversement dans le réseau d'égout de 8% en moyenne pour la DCO et de 58% en moyenne pour la DBO₅ comme le montre la figure 5.3.

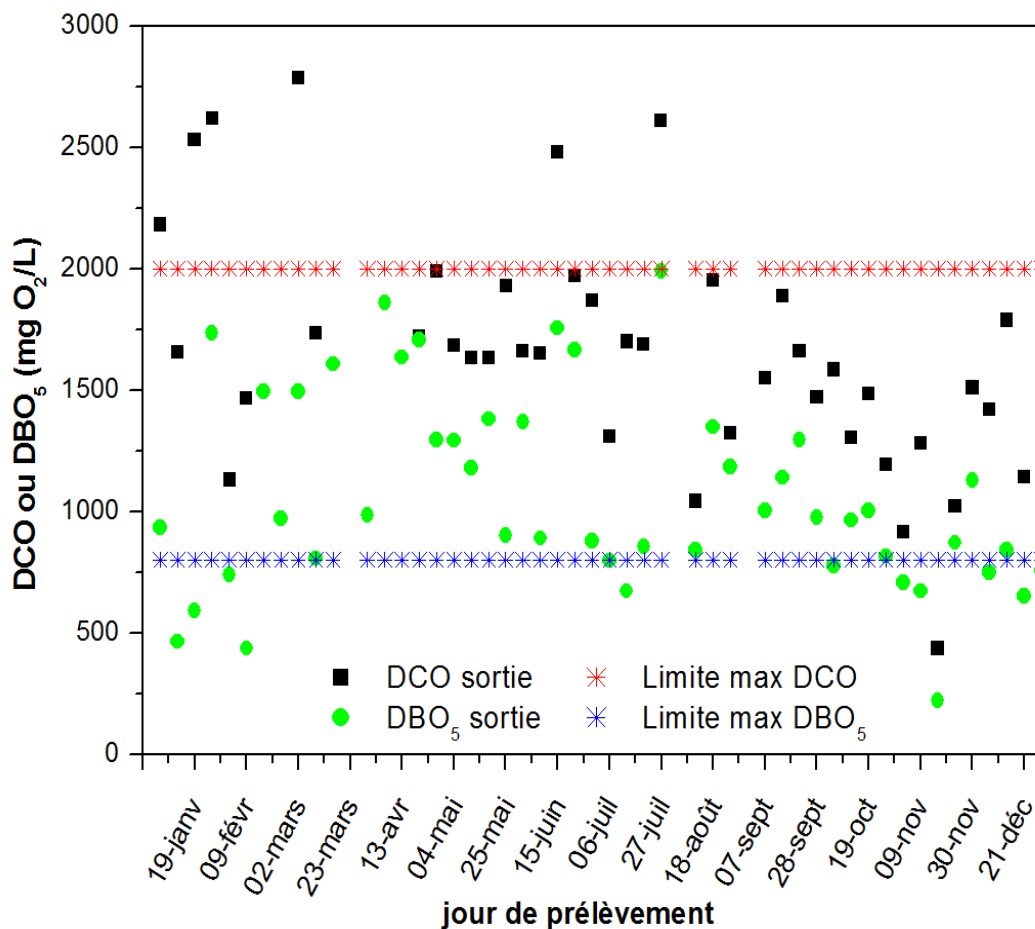


Figure 5.3 : Concentrations de DCO et DBO₅ dans les rejets de Brakina (Résultats ONEA 2017)

V.2.3 Evaluation des coûts de traitement des eaux usées

Le fonctionnement de la station occasionne des coûts. Les plus importants dont il sera tenu compte pour l'évaluation des coûts de traitement concernent notamment :

- charges de personnel (C_P)

Deux agents permanents sont affectés à la station pour des opérations de prélèvements, d'analyses et de maintenance. Ils veillent donc de façon permanente au bon fonctionnement des ouvrages. Ils sont assistés d'un ouvrier temporaire qui s'occupe des tâches de nettoyage des équipements et de la propreté de la station. L'ensemble des activités de suivi est supervisé par le Responsable des laboratoires.

- charges de fonctionnement (C_F)

Pour le fonctionnement de la station, l'un des postes les plus importants est la consommation énergétique des équipements. Parmi ceux-ci on dénombre trois pompes pour l'acheminement des eaux usées du bassin tampon vers le bassin de décantation, un moteur pour le raclage des particules flottantes dans le bassin de décantation, un compresseur d'air pour l'aération du bassin de boues et une pompe pour le pompage de la boue du bassin de décantation vers le bassin des boues. D'autre part, des camions vidangeurs assurent l'évacuation des boues dans le bassin des boues et dans le bassin de collecte des eaux usées brutes. Une fréquence journalière de deux vidanges a été considérée. La neutralisation de l'alcalinité des eaux usées requiert l'utilisation d'acide. La quantité moyenne d'acide sulfurique concentrée utilisée a été évaluée à 890 L/j.

- charges de suivi et de maintenance (C_{SM})

Des analyses sont réalisées quotidiennement pour le suivi des performances de la station. Ces opérations concernent surtout le pH, la DCO, la DBO₅ et les MES.

- charges d'amortissement des équipements (C_A)

Un taux arbitraire de 5% des charges de fonctionnement et de suivi est comptabilisé au titre de l'amortissement des équipements (Andrade et al., 2015).

L'évaluation des coûts de la station est donc résumée par l'équation 5.1 :

$$C_T = C_P + C_F + C_{SM} + C_A \quad \text{équation 5.1}$$

Sur la base des postes de dépenses listées et des fréquences proposées, les frais de gestion journalière de la station sont évalués à 426480 FCFA/j (651 euros/j). En tenant compte d'un

débit journalier de 3140 m³, le cout moyen de traitement des eaux usées est estimé à 136 FCFA/m³ eau traitée (0,21 euros/m³ eau traitée). Le tableau 5.3 présente la répartition des charges de gestion de la station et la contribution de chaque secteur.

Tableau 5.3

Répartition des charges liées à la gestion de la station de prétraitement de Brakina

Postes de consommation		Charges (FCFA/m ³ eau traitée)	Taux (%)
Charges de personnel	Personnel	8,28	6,1
Charges de suivi et de maintenance	Suivi et maintenance	7,96	5,86
Charges de fonctionnement	Relevage	9,46	6,97
	Aération boue	1,43	1,05
	Raclage surnageant	0,103	0,08
	Neutralisation acide	98,08	72,22
	Evacuation des boues	9,55	7,03
	Total fonctionnement	118,62	87,34
Charges d'amortissement	Amortissement équipements	0,95	0,70
Charges totales		135,82	100

Il apparait donc qu'avec plus de 72% des frais, la neutralisation des eaux usées par l'ajout de l'acide sulfurique concentré est le poste de consommation le plus important. De façon plus générale, le fonctionnement est l'activité qui engendre le plus de charges avec une contribution de plus de 87%. La consommation énergétique quant à elle ne représente qu'environ 8% des frais de gestion de la station (Figure 5.4). Les détails de l'estimation du coût de traitement des eaux usées sont fournis en annexe (annexe 13).

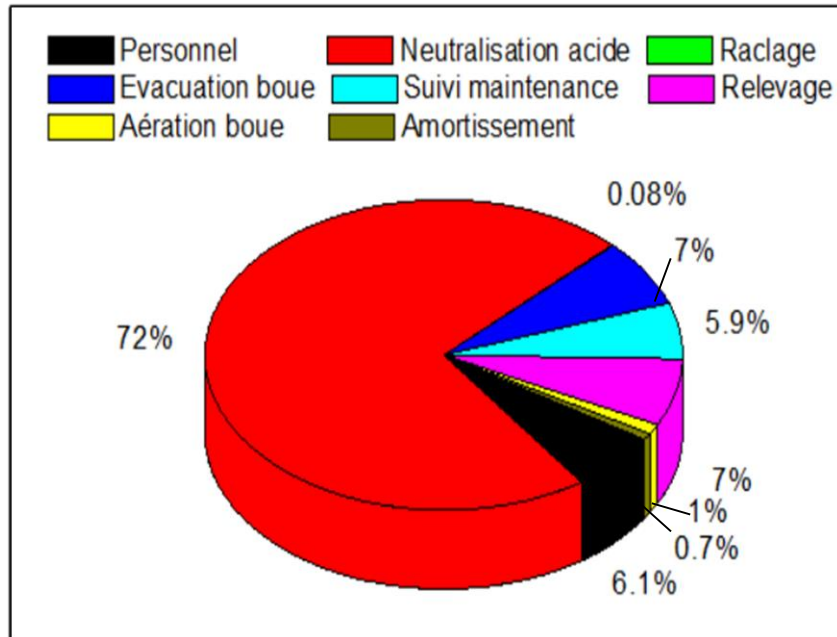


Figure 5.4 : Répartition des charges par activités à la station de prétraitement de la Brakina

V.3 Proposition d'un nouveau système de traitement des eaux usées de l'unité industrielle

Des propositions de traitement des eaux usées d'industrie de production de boissons gazeuses seront présentées dans cette partie. Les tests ayant conduit à des résultats probants pour les configurations aéré et anaérobie, deux scénarii seront exposés :

1. Le couplage Bàm aéré/nanofiltration
2. Le couplage Bàm anaérobie/nanofiltration.

V.3.1 Paramètres de dimensionnement

V.3.1.1 Le Bàm

Les données utilisées lors des tests ont été complétées par des valeurs de la littérature pour le dimensionnement des ouvrages. Le tableau 5.4 présente les variables de dimensionnement utilisées pour le Bàm. L'objectif du traitement est d'obtenir une eau traitée dont la DCO est inférieure à 150 mg O₂/L pour une utilisation directe en irrigation (Norme Burkina Faso). Le BRM étant suivi d'un traitement supplémentaire par NF, la DCO dans le perméat du BRM devra être inférieure ou égale à 250 mg O₂/L pour optimiser les investissements et l'occupation spatiale (le rendement d'élimination moyen correspondant est de 94%).

Tableau 5.4

Paramètres de dimensionnement des BâM (Andrade et al., 2017)

Paramètres	unités	valeurs
Débit à l'entrée du réacteur (Qe)	m ³ /j	3140
DCO à l'entrée (Se)	g O ₂ /L	5,0
DCO dans le perméat (S)	g O ₂ /L	0,25
Concentration de biomasse dans le réacteur (X)	g MES/L	10
Temps de séjour des boues (Tb)	j	30
Taux de décès de la biomasse (Kd)	j ⁻¹	0,10
Taux de conversion apparent de la biomasse (Y _H)	gMVS/gDCO	0,45
Rapport MVS/MES		0,80

Les caractéristiques de la biomasse sont déterminées à partir des équations 5.2, 5.3, 5.4 et 5.5 suivant le formalisme bactérien de la respiration endogène :

- Rendement de production de boues observé (Y_{obs})

$$Y_{obs} = \frac{Q_W X}{Q(S_e - S)} = \frac{Y_H}{1 + k_d * T_b} \quad \text{équation 5.2}$$

$$Y_{obs} = \mathbf{0,1125 \text{ gMVS/gDCO}}$$

- La charge massique dans le réacteur (C_m)

$$C_m = \frac{Q(S_e - S)}{V X} = \frac{k_d + T_b^{-1}}{Y_H} \quad \text{équation 5.3}$$

$$C_m = \mathbf{0,296 \text{ gMVS/gDCOj}}$$

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

$$M = \frac{Q * (S_e - S)}{C_m} \quad \text{équation 5.4}$$

$$M = \mathbf{40 \ 535 \ 438 \text{ gMVS}}$$

$$M' = V X = \frac{M}{0,8} \quad \text{équation 5.5}$$

$$M' = \mathbf{47 \ 688 \ 750 \text{ gMES}}$$

Les caractéristiques du Bàm sont données par les équations suivantes :

- Le volume du réacteur (V)

$$V = \frac{M'}{X} \quad \text{équation 5.6}$$

$$V = 4\,768,87 \text{ m}^3$$

- Le temps de séjour hydraulique (T_H)

$$T_H = \frac{V}{Q} \quad \text{équation 5.7}$$

$$T_H = 40,5 \text{ h}$$

- Le volume de purge journalière (Q_w)

$$Q_w = \frac{V}{T_b} \quad \text{équation 5.8}$$

$$Q_w = 159 \text{ m}^3/\text{j}$$

- La quantité d'oxygène nécessaire ($Q(O_2)$)

$$Q(O_2) = Q * (S_e - S) - Q_w * X * 0,8 * 1,44 \quad \text{équation 5.9}$$

$$Q(\text{air}) = \frac{Q(O_2)}{0,21} * \frac{29}{32} \quad \text{équation 5.10}$$

$$Q(O_2) = 10\,179 \text{ kg/j}$$

$$Q(\text{air}) = 42\,928 \text{ kg/j}$$

Pour la suite du dimensionnement, l'exemple de membrane de microfiltration *Polymem MF 100L* sera utilisé pour la détermination des caractéristiques du compartiment membranaire à installer. Les principales caractéristiques de cette membrane sont résumées dans le tableau 5.5

Tableau 5.5Caractéristiques de la membrane *Polymem MF 100L*

Paramètres	unités	valeurs
Flux (Jw) maximal admissible (L/h/m ²)	LMH	30
Perméabilité de la membrane (Lp)	L/h/m ² /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

Le temps de filtration (Tf) a été fixé à 1 heure et le temps de retrolavage (Trl) à 30 secondes à une pression (Prl) de 1 bars.

- Le Flux instantané (Jbrut)

$$J_{m,brut} = 30 \quad \text{équation 5.11}$$

$$J_{m,brut} = 30 \text{ L/h/m}^2$$

- Le Flux net de filtration (Jnet)

$$J_{net} = \frac{J_{brut} * T_f - L_p * P_{rl} * T_{rl}}{T_f + T_{rl}} \quad \text{équation 5.12}$$

$$J_{net} = 23,14 \text{ L/h/m}^2$$

- Le nombre de modules membranaires nécessaires (Nm)

$$N_m = \frac{Q}{Q_{net}} = \frac{Q}{J_{net} S_{Module}} \quad \text{équation 5.13}$$

$$N_m = 1257 \text{ modules}$$

Le tableau 5.6 résume les résultats du dimensionnement du Bàm. Les résultats ainsi obtenus montrent que la charge massique correspondante est de 0,296 gMVS/gDCO/j. Pour une concentration en MES dans le bioréacteur fixé à 10 gMES/L, le volume du réacteur biologique à installer est estimée à 4769 m³ correspondant ainsi à un temps de séjour hydraulique de 40,5 h. Pour maintenir l'âge des boues à 30 jours, une purge quotidienne de 159 m³ de boue doit être

effectuée. Dans le cas de la configuration aérée, la quantité d'air nécessaire est estimée à 42928 kg/j. Le compartiment membranaire sera donc constitué de 1257 modules parallèles de membrane de microfiltration *Polymem MF 100L*.

Tableau 5.6

Caractéristiques du réacteur biologique et du compartiment membranaire

Paramètres	unité	valeur
La charge massique dans le réacteur (Cm)	g _{MVS} /g _{DCO} /j	0,296
La masse de MVS dans le bioréacteur (M)	g _{MVS}	40 535 438
La masse de MES dans le bioréacteur (M')	g _{MES}	47 688 750
Le volume du réacteur (V)	m ³	4769
Le temps de séjour hydraulique (T _H)	h	40,5
Le volume de purge journalière (Q _w)	m ³ /j	159
La quantité d'oxygène nécessaire (Q(O ₂))	kg/j	10 179
La quantité d'air nécessaire (Q(air))	kg/j	42 928
Le Flux brut de filtration (J _{brut})	LMH	30
Le Flux net de filtration (J _{net})	LMH	23
Le nombre de modules membranaires nécessaires (Nm)	-	1257
La surface membranaire	m ²	5656,5

V.3.1.2 La NF

Les données communément employées pour le procédé de NF ont été utilisées pour le dimensionnement. Les caractéristiques de la membrane *Polymem NE 2540-70* ont servi pour la suite de l'étude. Elles sont résumées dans le tableau 5.7.

Tableau 5.7Caractéristiques de la membrane *Polymem NE 2540-70*

Paramètres	unités	valeurs
Flux moyen (J)	LMH	20
Perméabilité membranaire (L _p)	LMHB	3,85
Surface utile (S)	m ²	2,5
Diamètre du module (dm)	mm	64
Longueur du module (L _m)	mm	1016

Selon les spécifications techniques du fabricant, le flux moyen correspondrait à une pression de 5,2 bars. Pour les paramètres opératoires, il sera donc fixé une pression de filtration (Pf) de 5,2 bars pendant 2 heures (Tf). Un temps de retrolavage de 60 secondes (Trl) à une pression (Prl) de 2,5 bars complétera chaque cycle de filtration.

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

$$Q_{m,brut} = \frac{J * S * P_f}{5,2} \quad \text{équation 5.14}$$

$$Q_{m,brut} = 50 \text{ L/h} = 1,200 \text{ m}^3/\text{j}$$

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

$$Q_{m,net} = \frac{Q_{m,brut} * T_f - J * S * P_{rl} * T_{rl}}{T_f + T_{rl}} \quad \text{équation 5.15}$$

$$Q_{m,net} = 48,55 \text{ L/h} = 1,165 \text{ m}^3/\text{j}$$

- Le nombre de modules membranaires nécessaire (Nm)

$$N_m = \frac{Q}{Q_{m,net}} \quad \text{équation 5.16}$$

$$N_m = 2425 \text{ modules}$$

Le tableau 5.8 résume les résultats du dimensionnement du système de NF. Le dispositif de nanofiltration devra donc être équipé de 2425 modules de membrane *Polymem NE 2540-70*. Compte tenu des taux d'élimination de la DCO supérieur à 95% pour les modules de NF, la concentration à la sortie du système BâM+NF sera inférieure à 12,5 mg O₂/L.

Tableau 5.8

Caractéristiques du système de NF

Paramètres	unité	valeur
Le débit brut de filtration ($Q_{m,brut}$)	L/h	50
Flux brut de filtration	LMH	20
Le débit net de filtration ($Q_{m,net}$)	L/h	48,55
Le nombre de modules membranaires nécessaire (N_m)		2425
Surface membranaire totale requise	m ²	6062,5

V.3.2 Evaluation des conditions d'installation d'un nouveau système de traitement

Le nouveau système de traitement proposé est une combinaison de l'unité existante auquel il sera accolé un Bàm couplé à un traitement d'affinage par NF. Ainsi, le bassin d'homogénéisation et le bassin tampon serviront à un prétraitement des eaux usées avant le Bàm. Les eaux usées seront donc collectées et mélangées puis passeront à travers un dégrilleur avant de rejoindre le bassin tampon où une neutralisation du pH sera opérée avant l'entrée dans le Bàm. Une partie du bassin de décantation servira au stockage de l'eau traitée du Bàm pour les opérations de retrolavage et l'alimentation de la NF. Cet ouvrage pourrait également servir à stocker l'eau traitée dont une partie pourrait être réutilisée par la Brakina et l'autre rejetée dans le réseau d'égout pour rejoindre la STEP de Kossodo. Le bassin de boues sera utilisé pour accueillir les boues produites par le Bàm avant l'enlèvement par les vidangeurs (Figure 5.5).

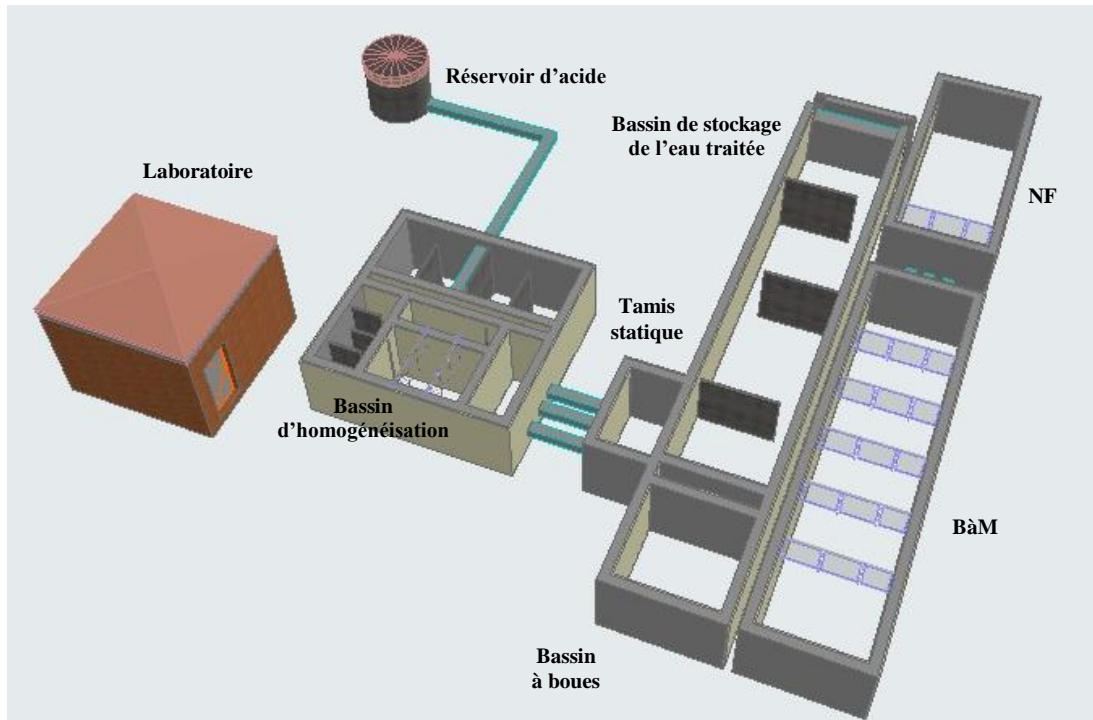


Figure 5.5 : Représentation schématique du nouveau système de traitement

Les couts d'investissement et d'exploitation du BàM sont déterminés à partir des équations 5.17 et 5.18 proposées par Iglesias et al. (2018):

$$y = 82147x^{-0,495} \quad \text{équation 5.17}$$

où :

y est le coût de l'installation en euro/m³/j

x est le débit journalier d'eaux usées en m³/j

$$y' = 4,4499x'^{-0,34} \quad \text{équation 5.18}$$

où :

y' est le coût d'exploitation du système en euro/m³/j

x' est le débit journalier d'eaux usées traitées en m³/j

En utilisant un débit d'eaux usées entrant de 3140 m³/j, on obtient un investissement de 4 792 269 euros soit 3 143 522 339 FCFA. Ce cout d'investissement tient compte d'une prise en main de la station pour une période de 3 à 6 mois. S'agissant du cout d'exploitation, le résultat obtenu est 196 FCFA/m³ d'eau traitée (0,298 euros/m³d'eau traitée). Ce cout englobe l'ensemble des charges y compris, les charges de personnel, du prétraitement, de gestion de la filière boue, des produits chimiques pour les lavages, de suivi et de maintenance et d'amortissement avec le remplacement de certains composants (membranes).

Pour le système de NF, l'utilisation des données du Fonds National pour le Développement des Adductions d'Eau potable de France (FNDAE, 2002) conduisent à des charges d'investissement de 4 998 392 FCFA/m³d'eau brute/h (7 620 euro/m³d'eau brute/h) et un coût d'exploitation de 20 FCFA/m³d'eau traitée (0,03 euro/m³d'eau traitée). Tenant compte du débit journalier d'eaux usées produites de 130 m³/h estimée, les charges d'investissement s'élèvent à 653 956 331 FCFA (996950 euros).

L'évaluation des charges totales pour le système ainsi constitué prendra en compte les charges pour la neutralisation acide et pour le relevage du bassin tampon vers le Bàm. Les charges totales d'investissement sont donc estimées à 3 797 478 670 FCFA (5 789 219 euros).

En choisissant d'installer un Bàm aéré les charges d'exploitation tenant compte de l'ensemble des postes de dépenses conduisent à un cout d'exploitation estimatif de l'ordre de 322 FCFA/m³ d'eau traitée (0,49 euros/ m³ d'eau traitée). Les figures 5.6 et 5.7 présentent les répartitions des charges d'investissement et d'exploitation du nouveau système de traitement proposé.

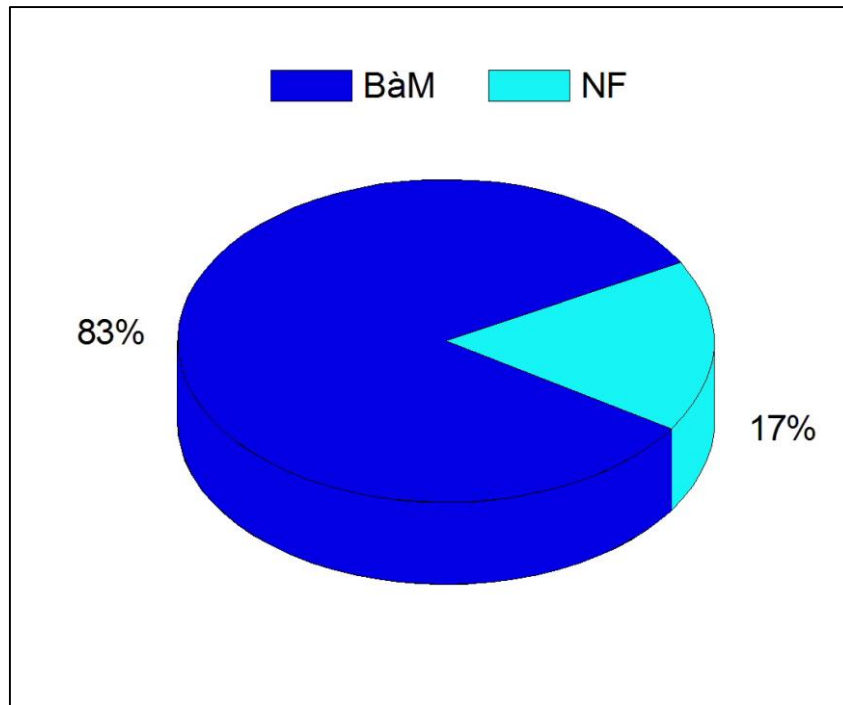


Figure 5.6 : Répartition des charges d'investissement de la station proposée

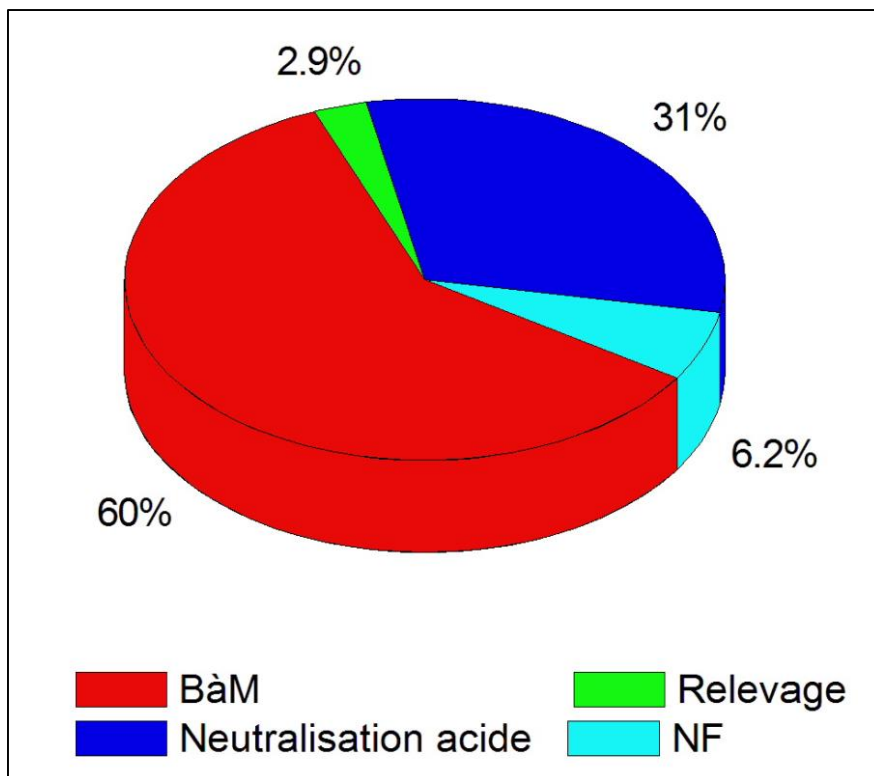


Figure 5.7 : Répartition des charges d'exploitation de la station proposée

Par contre, pour un Bàm anaérobie, la production de biogaz pourrait permettre de supporter une partie des besoins énergétiques. Les tests en laboratoire ont conduit à un rendement de production biogaz estimé à $0,21 \pm 0,03$ Lbiogaz/g_{DCO} éliminé. La charge de DCO à l'entrée étant estimée à 5 g_{DCO}/L et celle dans le perméat à 0,25 g_{DCO}/L, on obtient une élimination moyenne de 4,75 g_{DCO}/L. Pour un débit moyen d'eaux usées à l'entrée de 3140 m³/j, on obtient une production journalière de 3132 m³/j de biogaz. En considérant un pourcentage de méthane de 59% dans le biogaz (Chen et al., 2016), la quantité de méthane produite est alors évaluée à 1848 m³CH₄/j. La production d'électricité correspondante est alors estimée à 17925 kWh/j. Andrade et al. (2015) ont rapporté que les besoins pour un Bàm traitant des eaux usées industrielles (laiterie) sont estimés à 1,1 kWh/m³ d'eau traitée. Le fonctionnement du Bàm nécessiterait donc 3109 kWh/j. Selon les données d'études antérieures, les besoins énergétiques moyens de la NF sont estimés à 0,18kWh/m³ d'eau traitée, ce qui conduit à une consommation énergétique de 565 kWh/j. L'évaluation des charges de fonctionnement de la station de traitement de la Brakina présentée au paragraphe V.2.3 et détaillée à l'annexe 13 a conduit à une consommation énergétique 396 kWh/j pour le relevage des eaux usées après le bassin tampon. D'autre part, on note une absence d'aération et de chauffage du réacteur biologique (les conditions climatiques soudano sahéliennes sont caractérisées par un fort ensoleillement et des températures favorables à une digestion anaérobie). Le bilan énergétique présenté au tableau 5.9 montre que l'apport d'énergie par la production du biogaz s'avère suffisant pour les besoins énergétiques de l'installation. D'autre part, selon Iglesias et al. (2018), les besoins énergétiques du Bàm représentent 41% des couts d'exploitation ce qui conduit à un cout d'exploitation de 111,51 FCFA/m³. Les charges d'exploitation de la variante Bàm anaérobie sont estimées au total à 227 FCFA/m³ d'eau traitée (0,35 euro/m³ d'eau traitée) soit une baisse de 30% relativement au coût d'exploitation du Bàm. Aussi, le bilan énergétique global de la station met en évidence un excédent énergétique d'environ 17 000 kWh/j. L'utilisation de cette énergie (moyennant un investissement pour la conversion du biogaz en électricité) pourrait générer des économies couvrant largement l'ensemble des charges de fonctionnement (personnel, suivi et maintenance, amortissement).

Tableau 5.9

Bilan des dépenses énergétiques du nouveau système de traitement proposé

Filière	Opérations unitaires	Consommation/Production (kWh/j)
Filière BaM aéré	Pompage et relevage	396
	BaM aéré	3 109
	NF	566
	Bilan énergétique global	4 071
Filière BaM anaérobie	Pompage et relevage	396
	BaM anaérobie	-17 925
	NF	566
	Bilan énergétique global	-16 963

V.3.3 Evaluation des avantages et contraintes de l'installation d'un nouveau système de traitement

La gestion de l'eau est un domaine transversal et une telle initiative mérite d'être analysé sous différents aspects : i) technique, ii) administratif, réglementaire et normatif, iii) économique, iv) social et v) environnemental.

L'installation d'un nouveau dispositif de traitement dans ce complexe agroindustriel contribuerait à une meilleure gestion des eaux usées produites. Sur le plan technique cette station serait l'une des premières à être équipée de technologies membranaires (BàM et NF) au Burkina Faso et même dans la sous-région ouest africaine. Aussi bien la pollution organique que les fortes teneurs en sodium seront considérablement abattues par le couplage BàM-NF. L'option proposé d'associer les nouveaux équipements à l'ouvrage existant garantirait une continuité des activités pendant les travaux et ne nécessiterait qu'un raccordement à la fin. D'autre part, la possibilité d'automatisation de plusieurs opérations conduirait à une prise en main du nouveau système par le personnel dédié dans des délais réduits. Sur le plan réglementaire et normatif, la mise en service d'un tel ouvrage permettrait à la Brakina de se conformer aux dispositions du Décret N°2015_1205_PRESTRANS/PM/MERH/MEF/MARHASA/MS/MRA/MICA/MME/MIDT/MATD du 28 octobre 2015 portant normes et conditions de déversements des eaux usées dans le réseau. Aussi les caractéristiques de l'eau traitée offrirait la possibilité d'une réutilisation

au sein de l'usine pour les opérations de lavage, de refroidissement, d'hygiène et d'entretien des espaces verts. Il ne sera donc plus question de payer des pénalités relatives aux déversements d'eaux prétraitées non conformes dans le réseau d'égout. Aussi, la possible production de biogaz offrirait de l'énergie supplémentaire à utiliser au sein de l'usine. Les sous-produits de traitement (boues brutes et boues séchées) pourraient être revendus à des fermiers pour l'amendement des périmètres agricoles. Ces eaux traitées moins chargées en sodium pourraient améliorer les performances de la STEP de Kossodo notamment en offrant la possibilité d'irrigation sur le long terme des périmètres maraichers aménagés en aval. Sur la base des enquêtes réalisées et en ne tenant compte que de la moitié des 490 maraichers installés au démarrage de la STEP de Kossodo, la reprise de l'activité maraichère pourrait générer environ 12 millions FCFA de revenus nets par mois (18 675 euros). Cela pourrait réduire par la même occasion les nuisances engendrées par les excès de sodium sur l'environnement. Les avantages sociaux et environnementaux contribueraient à rehausser l'image de la Brakina et à renforcer sa politique qualité et sa responsabilité sociale et environnementale.

La mise en route d'un tel projet peut être freinée par des contraintes objectives auxquelles l'entreprise doit faire face. L'une des principales difficultés pourraient être le cout de l'investissement. En effet, l'étude économique a conduit à des charges d'investissement cumulées de 3,8 milliards de FCFA (5,7 millions d'euros) pour le nouveau système. En plus, les charges d'exploitation sont plus importantes que celles supportées actuellement et occasionneraient donc des dépenses supplémentaires. Dans une industrie déjà fonctionnelle, dont les rejets respectent la plupart du temps les normes de rejets et qui n'est pas disposé à réutiliser les eaux traitées dans le process, ces couts d'investissement semblent importants. Aussi, quoique les technologies membranaires soient caractérisées par leur compacité, l'implantation d'un tel système requiert un espace supplémentaire. Pourtant, compte tenu de l'importance de l'espace dans le monde industriel, l'extension de la station existante en y incluant les nouvelles installations pourraient occasionner un manque à gagner sur le plan de l'occupation spatiale. Sur le plan technique, l'inexistence de structures spécialisées maitrisant le fonctionnement d'un tel système pourrait entraîner des blocages en cas de panne prolongée. Enfin, une valorisation plus importante des boues par l'industrie pourrait perturber le fonctionnement du biodigesteur de la station de Kossodo et de Fasobiogaz qui sont alimentées en grande partie par des boues de la station de prétraitement de la Brakina.

Conclusion partielle

L'état des lieux du fonctionnement de la station de prétraitement de la Brakina a fait ressortir des variations importantes des principaux paramètres de pollution. L'analyse des performances a mis en évidence le respect des normes de rejets dans le réseau d'égout pour les principaux paramètres de pollution en dehors de la DBO₅. La prise en compte des différents postes de consommation a conduit à des charges d'exploitation estimées à 135 FCFA/m³ d'eau traitée (0,207 euro) dont environ 72% sont consacrées à la neutralisation des eaux usées par l'addition d'acide. Une proposition d'un nouveau système de traitement associant l'ouvrage existant à un couplage Bàm-NF a conduit à un investissement estimé à 3,8 milliards de FCFA (5,7 millions d'euros). Dans le cas d'un Bàm aéré, les charges d'exploitation seraient de 322 FCFA/m³ d'eau traitée (0,49 euros/m³ d'eau traitée) contre une valeur de 30% plus faible pour un Bàm anaérobie, la quantité de biogaz produite dans ce cas couvrant les besoins énergétiques du système. L'injection de l'énergie supplémentaire produite dégagerait des économies couvrant l'ensemble des charges d'exploitation de la station. L'analyse des avantages et des contraintes a montré que des eaux de meilleure qualité contribueraient à un meilleur fonctionnement de la STEP de Kossodo et une possible réutilisation prolongée des eaux usées traitées pour la production maraîchère. Cela pourrait générer des revenus nets supérieurs à 12 millions FCFA/mois (18 675 euros) et constituer une occupation saine pour plusieurs centaines de personnes. Même si un tel projet boosterait la RSE de la Brakina, les charges d'investissement qui en découlent ont été identifiées comme l'une des principales contraintes. Cependant, l'identification des usages responsables (i) des consommations en produits chimiques et (ii) des freins à la réutilisation montre que c'est le poste lavage des installations à la soude qui pose problème. Il entraîne des consommations importantes pour neutraliser l'effluent et la présence de sodium obère la réutilisation à des fins de maraichage. Peut-on agir directement sur cette cause (en remplaçant par exemple la soude par de la potasse), ou peut-on agir à la source en nettoyant les cuves à la vapeur, ou en proposant une régénération sur place de la soude par procédé membranaire comme cela commence à se faire dans l'industrie laitière ? Avant de commencer les investissements, il est donc important (i) d'avoir une vue globale, intégrée et chiffrée avec des outils de type ACV ou analyses coût/bénéfices (ii) de suivre le côté normatif sur les rejets liquides avant de proposer en sortie d'usine une filière de traitement complète et complexe.

CONCLUSION GENERALE

L'étude bibliographique a mis en évidence de bonnes performances du BâM pour le traitement des eaux usées d'industrie de production de bière ou de boissons gazeuses dont les caractéristiques varient généralement en fonction des process industriels et des matières utilisées. Il ressort aussi que les techniques membranaires comme l'osmose inverse (OI), la nanofiltration (NF) et l'électrodialyse (ED) sont utilisées pour éliminer la pollution minérale dissoute. L'OI présente des efficacités de 97 à 99 % sur l'ensemble des sels dissous, alors que la NF et l'ED sont plutôt performants pour la rétention des ions multivalents pour des eaux faiblement colmatante (NF) ou légèrement colmatante (ED). D'autre part, très peu d'informations relatives à des industries produisant à la fois de la bière et des boissons gazeuses, de même que sur les conditions d'inoculation des réacteurs biologiques industriels n'ont pu être obtenues dans la littérature.

Dans un premier temps, les eaux usées industrielles de la Brakina ont été caractérisées. Cette caractérisation a mis en évidence de fortes variations périodiques des paramètres. Des concentrations de sodium atteignant 1 g/L et des pH moyens de 11 ont notamment été obtenus. Ensuite, différents procédés biologiques, pour le traitement des eaux usées d'industrie de production de boissons ont été testés et associés à des technologies membranaires. L'étude a été menée aussi bien avec des eaux usées synthétiques que des eaux usées réelles d'industrie de production de bière et de boissons gazeuses.

La mise en route des réacteurs a nécessité des tests avec des inocula d'origines différentes. L'étude a montré que le paramètre déterminant pour la biomasse n'est pas sa concentration encore moins son aspect mais plutôt son origine. Ainsi, une biomasse familière avec des effluents de l'industrie de boisson a été utilisée pratiquement sans acclimatation contrairement à des boues issues d'une station à boues activées classiques traitant des eaux usées domestiques pour lesquelles l'acclimatation a duré environ 200 jours. Aussi, l'évolution de la biomasse dans le réacteur requiert un contrôle de certaines conditions opératoires notamment le pH, la température, la charge organique de l'alimentation, le temps de séjour des boues et les performances mécaniques du système. Des conditions d'acclimatation de la biomasse ont ainsi été développées pour le démarrage de réacteurs biologiques tenant compte des caractéristiques de l'inoculum utilisé.

La configuration du BâM a influencé les performances de traitement. En condition aéré les paramètres de fonctionnement se sont avérés plus faciles à mettre en œuvre qu'avec un BâM anaérobie où le programme de fonctionnement a nécessité une période d'essais plus longue

pour obtenir des conditions garantissant une réduction du colmatage de la membrane. La membrane externe en céramique a permis un meilleur suivi avec un colmatage plus lent malgré les flux de filtration plus importants. Les rendements d'élimination de la pollution organique obtenus sont compris entre 93 et 96 % aussi bien en conditions aérobie qu'anaérobie. L'élimination de la pollution organique a été influencée par l'acclimatation de la biomasse et par la charge massique dans le réacteur. Comme attendu, le sodium a été très peu retenu par le traitement au Bàm avec des taux d'élimination faibles. Le fonctionnement en condition anaérobie a conduit à la production de biogaz à un débit moyen de 89 ± 40 L/j et un rendement moyen de production estimé à $0,21 \pm 0,03$ L_{biogaz}/gDCO_{éliminé}. L'étude n'a cependant pas permis de caractériser le biogaz et d'en connaître ainsi sa teneur en méthane.

L'affinage du traitement pour l'élimination de la pollution minérale et particulièrement le sodium avec la NF et l'ED a montré une réduction importante des concentrations des ions. L'ED a conduit à une meilleure élimination de la salinité à la suite du Bàm mais elle n'impacte pas la matière organique dissoute. La NF agit aussi bien sur la matière organique dissoute que sur les ions car l'eau produite doit traverser la membrane contrairement à l'ED. L'augmentation de la pression de 10, à 12 et à 16 bars montre une amélioration de la rétention des ions. Les concentrations de sodium dans les produits finaux de traitements obtenus avec la NF et l'ED autorisent une possible réutilisation des eaux traitées pour l'irrigation agricole et un déversement sans risque pour l'environnement. Les résultats obtenus permettent donc de conclure que le couplage Bàm-NF ou Bàm-ED est performant pour le traitement des eaux usées d'industries de production de bières et de boissons gazeuses en vue d'une réutilisation éventuelle et pour une décharge sans risque dans l'environnement.

En outre, l'étude technico économique a montré qu'avec le système de prétraitement actuel l'industriel respecte les normes de rejets des eaux usées dans le réseau d'égout pour les principaux paramètres de pollution suivis malgré quelques non-conformités. Tenant compte des différentes opérations unitaires, le coût d'exploitation de la station est estimé à 136 FCFA/m³ d'eau traitée (0,21 euros) dont une proportion d'environ 72% est consacrée à la neutralisation des eaux usées par l'addition d'acide concentré. Un nouveau système de traitement a été proposé sur la base des résultats des tests effectués. Il s'agit d'un Bàm couplé à la NF en association avec certains ouvrages du système existant. L'estimation des coûts fait ressortir un investissement estimé à 3,8 milliards de FCFA (5,7 millions d'euros). Les charges d'exploitation calculées sont de 322 FCFA/m³ d'eau traitée (0,49 euros/m³ d'eau traitée) pour un Bàm aéré contre 227 FCFA/m³ d'eau traitée (0,35 euro/m³ d'eau traitée) pour un Bàm

anaérobie soit une baisse de 30% car la quantité de biogaz produite dans ce cas assure une couverture complète des besoins énergétiques du système.

Enfin, l'analyse des avantages et des contraintes a montré que des eaux de meilleure qualité amélioreraient la réutilisation des eaux usées traitées en sortie du lagunage aéré de la STEP de Kossodo. En diminuant les concentrations en sodium dans les eaux traitées cela permettrait de pérenniser et de rendre durable la valorisation de l'eau dans la production maraîchère. La pérennisation de la maraîcheculture en aval de la station de traitement de Kossodo entrainerait des centaines d'emplois permanents avec des revenus nets supérieurs à 12 millions FCFA/mois (18 675 euros/mois). La construction d'un tel système rehausserait par la même occasion l'image de marque de la Brakina et constituerait un élément clé de sa politique sociale et environnementale. Les investissements importants, les besoins en espace que nécessite la concrétisation de cette proposition et la non disponibilité sur place de compétences techniques pour la maintenance curative du système ont été identifiés comme des contraintes à sa mise en œuvre. Face à ces contraintes fortes et en l'absence de contraintes normatives, une réflexion plus profonde doit donc être menée afin d'identifier dans l'usine les usages responsables des consommations majoritaires de la station de traitement comme l'identification de l'origine du sodium. Ensuite, il faut mettre en place des stratégies de réduction à la source afin d'agir sur ces causes : est-il possible de trouver des produits de substitution ? peut-on agir à la source en changeant les protocoles de nettoyage des cuves (vapeur, tensio-actif...) ? peut-on régénérer in-situ les solutions de nettoyage ?

PERSPECTIVES

La conduite de cette étude a mis en évidence des limites dont la réalisation pourrait d'une part permettre une meilleure compréhension des phénomènes et d'autre part compléter les résultats obtenus. Ainsi, il serait intéressant de :

- Réaliser une caractérisation individuelle des différentes eaux usées produites au sein de l'industrie et étudier la possibilité d'isoler les eaux sodées. Le problème résidant dans la présence du sodium dans les eaux à traiter, la réduction des quantités d'eaux usées pourrait contribuer à baisser les charges d'exploitation et même l'investissement pour le nouveau système proposé.
- Réaliser l'étude avec le pilote installé directement dans l'industrie pour tenir compte des variations de composition des eaux usées dans l'évaluation des performances. Il sera alors possible d'obtenir des données plus proches de la réalité pour un ajustement des paramètres de dimensionnement du système à proposer.
- Associer les pilotes de B&M et de NF ou d'ED pour une alimentation en continu afin d'étudier l'influence des paramètres opératoires sur les performances de l'ensemble. Cela permettrait notamment d'étudier l'effet des paramètres opératoires sur le colmatage des membranes de NF et d'ED.
- Etudier la possibilité d'une rétention sélective des minéraux pour une valorisation des ions d'intérêt pour la croissance des plantes dans la réutilisation en agriculture.
- Etudier les possibilités d'association du système de traitement proposé avec les énergies renouvelables. Le couplage avec l'énergie solaire pour le fonctionnement du système pourrait permettre d'envisager une réduction importante des coûts d'exploitation et de l'empreinte écologique.

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- Abdel-Fatah, M.A., Sherif, H.O., Hawash, S.I., 2017. Design parameters for waste effluent treatment unit from beverages production. *Ain Shams Eng. J.* 8, 305–310.
doi : 10.1016/j.asej.2016.04.008
- Abegunrin, T.P., Awe, G.O., Idowu, D.O., Adejumbi, M.A., 2016. Impact of wastewater irrigation on soil physico-chemical properties, growth and water use pattern of two indigenous vegetables in southwest Nigeria. *CATENA* 139, 167–178.
doi : 10.1016/j.catena.2015.12.014
- Afonso, M.D., Bórquez, R., 2003. Nanofiltration of wastewaters from the fish meal industry. *Desalination* 151, 131–138. doi : 10.1016/S0011-9164(02)00991-8
- Afonso, M.D., Hagemeyer, G., Gimbel, R., 2001. Streaming potential measurements to assess the variation of nanofiltration membranes surface charge with the concentration of salt solutions. *Sep. Purif. Technol.* 22–23, 529–541. doi : 10.1016/S1383-5866(00)00135-0
- Ahoulé, D.G.M., 2016. Performances comparatives des techniques de nanofiltration et d'osmose inverse pour le traitement d'eau de consommation contaminée à l'arsenic au Burkina Faso (Thèse en cotutelle). Institut International d'ingénierie de l'Eau et de l'Environnement (2iE) / Université de Montpellier, Ouagadougou.
- Al-Khatib, N., Shoqeir, J.A.H., Özerol, G., Majaj, L., 2017. Governing the reuse of treated wastewater in irrigation : the case study of Jericho, Palestine. *Int J Glob. Environ. Issues* 16, 135–148.
- Al-Rawajfeh, A.E., Al-Shamaileh, E.M., Al-Whoosh, K., Al-Ma'abrah, A., Al-Zorqan, R., Zanoon, R., Rawajfeh, K., Al-Jufout, S., 2013. Adsorption desalination of chloride ions on composite natural–synthetic materials : An approach for the reduction of chlorine corrosion in electrodeionization units. *J. Ind. Eng. Chem.* 19, 1895–1902. doi : 10.1016/j.jiec.2013.02.035
- Aluyor, E.O., Badmus, O.A.M., 2008. COD removal from industrial wastewater using activated carbon prepared from animal horns. *ResearchGate* 7.
- Alvarado-Lassman, A., Rustrián, E., García-Alvarado, M.A., Rodríguez-Jiménez, G.C., Houbroun, E., 2008a. Brewery wastewater treatment using anaerobic inverse fluidized bed reactors. *Bioresour. Technol.* 99, 3009–3015. doi : 10.1016/j.biortech.2007.06.022
- Alvarado-Lassman, A., Rustrián, E., García-Alvarado, M.A., Rodríguez-Jiménez, G.C., Houbroun, E., 2008b. Brewery wastewater treatment using anaerobic inverse fluidized bed reactors. *Bioresour. Technol.* 99, 3009–3015. doi : 10.1016/j.biortech.2007.06.022

- Andrade, L.H., Mendes, F.D.S., Espindola, J.C., Amaral, M.C.S., 2014. Nanofiltration as tertiary treatment for the reuse of dairy wastewater treated by membrane bioreactor. *Sep. Purif. Technol.* 126, 21–29. doi : 10.1016/j.seppur.2014.01.056
- Andrade, L.H., Mendes, F.D.S., Espindola, J.C., Amaral, M.C.S., Federal University of Minas Gerais, Brazil, 2015. Reuse of dairy wastewater treated by membrane bioreactor and nanofiltration : technical and economic feasibility. *Braz. J. Chem. Eng.* 32, 735–747. doi :10.1590/0104-6632.20150323s00003133
- Arantes, M.K., Alves, H.J., Sequinel, R., da Silva, E.A., 2017. Treatment of brewery wastewater and its use for biological production of methane and hydrogen. *Int. J. Hydrog. Energy* 42, 26243–26256. doi : 10.1016/j.ijhydene.2017.08.206
- Arar, Ö., Yüksel, Ü., Kabay, N., Yüksel, M., 2013. Demineralization of geothermal water reverse osmosis (RO) permeate by electrodeionization (EDI) with layered bed configuration. *Desalination* 317, 48–54. doi : 10.1016/j.desal.2013.02.020
- Ayoub, S., Al-Shdiefat, S., Rawashdeh, H., Bashabsheh, I., 2016. Utilization of reclaimed wastewater for olive irrigation : Effect on soil properties, tree growth, yield and oil content. *Agric. Water Manag.* 176, 163–169. doi : 10.1016/j.agwat.2016.05.035
- Banque Mondiale/IFC, 2007. Directives environnementales, sanitaires et sécuritaires pour les brasseries.
- Barrera-Díaz, C., Linares-Hernández, I., Roa-Morales, G., Bilyeu, B., Balderas-Hernández, P., 2009. Removal of Biorefractory Compounds in Industrial Wastewater by Chemical and Electrochemical Pretreatments. *Ind. Eng. Chem. Res.* 48, 1253–1258. doi :10.1021/ie800560
- Bason, S., Freger, V., 2010. Phenomenological analysis of transport of mono- and divalent ions in nanofiltration. *J. Membr. Sci.* 360, 389–396. doi: 10.1016/j.memsci.2010.05.037
- Behra, P., 2013. *Chimie et Environnement, EDITEUR DE SAVOIRS*. Ed. DUNOD, Paris.
- Bloor, J.C., Anderson, G.K., Willey, A.R., 1995. High rate aerobic treatment of brewery wastewater using the jet loop reactor. *Water Res.* 29, 1217–1223. doi :10.1016/0043-1354(94)00310-4
- Boari, G., Mancini, I.M., Trulli, E., 1997. Technologies for water and wastewater treatment. *ResearchGate, Options Méditerranéenne* 31, 262–287.
- Bohdziewicz, J., Neczaj, E., Kwarciak, A., 2008. Landfill leachate treatment by means of anaerobic membrane bioreactor. *Desalination* 221, 559–565. doi: 10.1016/j.desal.2007.01.117

- Bolzonella, D., Fatone, F., di Fabio, S., Cecchi, F., 2010. Application of membrane bioreactor technology for wastewater treatment and reuse in the Mediterranean region : Focusing on removal efficiency of non-conventional pollutants. *J. Environ. Manage.* 91, 2424–2431. doi : 10.1016/j.jenvman.2010.07.024
- Braeken, L., Van der Bruggen, B., Vandecasteele, C., 2004. Regeneration of brewery waste water using nanofiltration. *Water Res.* 38, 3075–3082.
doi : 10.1016/j.watres.2004.03.028
- Breisha, G., Winter, J., 2010. Bio-removal of nitrogen from wastewaters-A review. ResearchGate 1–12.
- Brito, A.G., Peixoto, J., Oliveira, J.M., Oliveira, J.A., Costa, C., Nogueira, R., Rodrigues, A., 2007. Brewery and Winery Wastewater Treatment : Some Focal Points of Design and Operation, in : Oreopoulou, V., Russ, W. (Eds.), *Utilization of By-Products and Treatment of Waste in the Food Industry*. Springer US, pp. 109–131.
- Calle, E.V., Ruales, J., Dornier, M., Sandeaux, J., Sandeaux, R., Pourcelly, G., 2002. Deacidification of the clarified passion fruit juice (*P. edulis f. flavicarpa*). *Desalination* 149, 357–361. doi :10.1016/S0011-9164(02)00822-6
- Camperos, R., Nacheva, M., Tapia, D., 2004. Treatment techniques for the recycling of bottle washing water in the soft drinks industry.pdf. *Water Sci. Technol.* 50, 104–112.
- Carretier, S., 2014. Thèse Séverine Carretier 2015.pdf. Université de Montpellier 2.
- Carstea, E.M., Bridgeman, J., Baker, A., Reynolds, D.M., 2016. Fluorescence spectroscopy for wastewater monitoring : A review. *Water Res.* 95, 205–219.
doi : 10.1016/j.watres.2016.03.021
- Cartagena, P., El Kaddouri, M., Cases, V., Trapote, A., Prats, D., 2013. Reduction of emerging micropollutants, organic matter, nutrients and salinity from real wastewater by combined MBR–NF/RO treatment. *Sep. Purif. Technol.* 110, 132–143. doi: 10.1016/j.seppur.2013.03.024
- Cervantes, F.J., Pavlostathis, S.G., Haandel, A.C.V., 2006. *Advanced Biological Treatment Processes for Industrial Wastewaters : Principles and Applications*. ResearchGate.
- Chaitanyakumar, D., Unnisa, S.A., Rao, B., Kumar, G.V., 2011. Efficiency assessment of combined treatment technologies : a case study of charminar brewery wastewater treatment plant. *Indian J. Fundam. Appl. Life Sci.* 1, 138–145.
- Chan, Y.J., Chong, M.F., Law, C.L., Hassell, D.G., 2009a. A review on anaerobic–aerobic treatment of industrial and municipal wastewater. *Chem. Eng. J.* 155, 1–18.
doi : 10.1016/j.cej.2009.06.041

- Chan, Y.J., Chong, M.F., Law, C.L., Hassell, D.G., 2009b. A review on anaerobic–aerobic treatment of industrial and municipal wastewater. *Chem. Eng. J.* 155, 1–18.
doi : 10.1016/j.cej.2009.06.041
- Chao, Y.-M., Liang, T.M., 2008. A feasibility study of industrial wastewater recovery using electro dialysis reversal. *Desalination* 221, 433–439. doi : 10.1016/j.desal.2007.04.065
- Charcosset, C., 2012. *Membrane Processes in Biotechnology and Pharmaceuticals*. Elsevier.
- Charfi, A., 2014. Etude d'un procédé membranaire de traitement des eaux usées : effet des paramètres biotiques et abiotiques sur le colmatage de la membrane. Université de Carthage, Tunisie.
- Chen, H., Chang, S., Guo, Q., Hong, Y., Wu, P., 2016a. Brewery wastewater treatment using an anaerobic membrane bioreactor. *Biochem. Eng. J.* 105, 321–331.
doi : 10.1016/j.bej.2015.10.006
- Chen, H., Chang, S., Guo, Q., Hong, Y., Wu, P., 2016b. Brewery wastewater treatment using an anaerobic membrane bioreactor. *Biochem. Eng. J.* 105, 321–331.
doi : 10.1016/j.bej.2015.10.006
- Chen, W., Westerhoff, P., Leenheer, J.A., Booksh, K., 2003. Fluorescence Excitation–Emission Matrix Regional Integration to Quantify Spectra for Dissolved Organic Matter. *Environ. Sci. Technol.* 37, 5701–5710. doi :10.1021/es034354c
- Cheng, S., Oatley, D.L., Williams, P.M., Wright, C.J., 2012. Characterisation and application of a novel positively charged nanofiltration membrane for the treatment of textile industry wastewaters. *Water Res.* 46, 33–42. doi : 10.1016/j.watres.2011.10.011
- Cheng, W.P., Chi, F.H., Yu, R.F., Lee, Y.C., 2005. Using Chitosan as a Coagulant in Recovery of Organic Matters from the Mash and Lauter Wastewater of Brewery. *ResearchGate* 13, 383–388. doi :10.1007/s10924-005-5533-0
- Chmiel, H., Kaschek, M., Blöcher, C., Noronha, M., Mavrov, V., 2003. Concepts for the treatment of spent process water in the food and beverage industries. *Desalination* 152, 307–314.
- Choi, H.-J., 2015. Effect of Mg-sericite flocculant for treatment of brewery wastewater. *Appl. Clay Sci.* 115, 145–149. doi : 10.1016/j.clay.2015.07.037
- Cirja, M., Ivashechkin, P., Schäffer, A., Corvini, P.F.X., 2007a. Factors affecting the removal of organic micropollutants from wastewater in conventional treatment plants (CTP) and membrane bioreactors (MBR). *Rev. Environ. Sci. Biotechnol.* 7, 61–78.
doi :10.1007/s11157-007-9121-8

- Cirja, M., Ivashechkin, P., Schäffer, A., Corvini, P.F.X., 2007b. Factors affecting the removal of organic micropollutants from wastewater in conventional treatment plants (CTP) and membrane bioreactors (MBR). *Rev. Environ. Sci. Biotechnol.* 7, 61–78.
doi :10.1007/s11157-007-9121-8
- Corcoran, E., Nellesmann, C., Baker, E., Bos, R., Osborn, D., Savelli, H., 2010. Sick water? The central role of wastewater management in sustainable development, 2010th ed. Birkeland Trykkeri AS, Norway.
- Cronin, C., Lo, K.V., 1998. Anaerobic treatment of brewery wastewater using UASB reactors seeded with activated sludge. *Bioresour. Technol.* 64, 33–38. doi:10.1016/S0960-8524(97)00154-5
- Crous, L., Britz, P., 2010. The use of constructed wetland technology in the treatment and beneficiation of brewery effluent for aquaculture. *Proceeding 12th Int. Conf. Wetl. Syst. Water Pollut. Control IWA IRIDRA Srl Pan Srl Padova Italy* 1255–1259.
- Cui, Z.F., Jiang, Y., Field, R.W., 2010. Chapter 1 - Fundamentals of Pressure-Driven Membrane Separation Processes, in : *Membrane Technology*. Butterworth-Heinemann, Oxford, pp. 1–18.
- Deen, W.M., 1987. Hindered transport of large molecules in liquid-filled pores. *AIChE J.* 33, 1409–1425. doi :10.1002/aic.690330902
- Delgado, L.F., 2009. Bioréacteur à membrane externe pour le traitement d'effluents contenant des médicaments anticancéreux : élimination et influence du cyclophosphamide et de ses principaux métabolites sur le procédé. Université de Toulouse, Toulouse, France.
- Delgado, S., Villarroel, R., González, E., Morales, M., 2011. Aerobic Membrane Bioreactor for Wastewater Treatment – Performance Under Substrate-Limited Conditions.
doi :10.5772/17409
- Dong, Y., Qu, Y., He, W., Du, Y., Liu, J., Han, X., Feng, Y., 2015. A 90-liter stackable baffled microbial fuel cell for brewery wastewater treatment based on energy self-sufficient mode. *Bioresour. Technol.* 195, 66–72. doi : 10.1016/j.biortech.2015.06.026
- Donnan, F.G., 1995. Theory of membrane equilibria and membrane potentials in the presence of non-dialysing electrolytes. A contribution to physical-chemical physiology. *J. Membr. Sci., The early history of membrane science selected papers celebrating vol. 100* 100, 45–55. doi :10.1016/0376-7388(94)00297-C
- Driessen, W., Vereijken, 2003. Recent developments in biological treatment of brewery effluent. *Inst. Guild Brew. Conv. Livingstone Zamb.* 10.

- El Khattabi, M.O., Alaoui Hafidi, M.R., El Midaoui, A., 1996. Reduction of melassigenic ions in cane sugar juice by electrodialysis. *Desalination* 107, 149–157.
doi :10.1016/S0011-9164(96)00156-7
- Elgallal, M., Fletcher, L., Evans, B., 2016. Assessment of potential risks associated with chemicals in wastewater used for irrigation in arid and semiarid zones : A review. *Agric. Water Manag.* 177, 419–431. doi : 10.1016/j.agwat.2016.08.027
- Emamjomeh, M.M., Sivakumar, M., 2009. Review of pollutants removed by electrocoagulation and electrocoagulation/flotation processes. *J. Environ. Manage.* 90, 1663–1679. doi : 10.1016/j.jenvman.2008.12.011
- Ernst, M., Bismarck, A., Springer, J., Jekel, M., 2000. Zeta-potential and rejection rates of a polyethersulfone nanofiltration membrane in single salt solutions. *J. Membr. Sci.* 165, 251–259. doi :10.1016/S0376-7388(99)00238-0
- Falizi, N.J., Hacifazlıoğlu, M.C., Parlar, İ., Kabay, N., Pek, T.Ö., Yüksel, M., 2018. Evaluation of MBR treated industrial wastewater quality before and after desalination by NF and RO processes for agricultural reuse. *J. Water Process Eng.* 22, 103–108. doi : 10.1016/j.jwpe.2018.01.015
- Fane, A.G., Tang, C.Y., Wang, R., 2011. *Membrane Technology for Water : Microfiltration, Ultrafiltration, Nanofiltration, and Reverse Osmosis.* ResearchGate 301–335.
doi :10.1016/B978-0-444-53199-5.00091-9
- FAO, 2016. *Climate change, agriculture and food security, The state of food and agriculture.* FAO, Rome.
- FAO, 2003. *L'irrigation avec des eaux usées traitées : manuel d'utilisation.* FAO, Rome.
- Fillaudeau, L., Blanpain-Avet, P., Daufin, G., 2006. Water, wastewater and waste management in brewing industries. *J. Clean. Prod.* 14, 463–471.
doi: 10.1016/j.jclepro.2005.01.002
- Fillaudeau, L., Boissier, B., Moreau, A., Blanpain-avet, P., Ermolaev, S., Jitariouk, N., Gourdon, A., 2007. Investigation of rotating and vibrating filtration for clarification of rough beer. *J. Food Eng.* 80, 206–217. doi : 10.1016/j.jfoodeng.2006.05.022
- FNDAE, 2002. *Les procédés membranaires pour l'eau.pdf.*
- Fu, L., Wang, J., Su, Y., 2009. Removal of low concentrations of hardness ions from aqueous solutions using electrodeionization process. *Sep. Purif. Technol.* 68, 390–396. doi: 10.1016/j.seppur.2009.06.010
- Gagnaire, J., Moulin, P., Marrot, B., 2008. Bioréacteurs à membranes : un intérêt grandissant. *Eau Ind. Nuis.* 64–74.

- Gander, M., Jefferson, B., Judd, S., 2000. Aerobic MBRs for domestic wastewater treatment: a review with cost considerations. *Sep. Purif. Technol.* 18, 119–130.
- Gao, W.J., Qu, X., Leung, K.T., Liao, B.Q., 2012. Influence of temperature and temperature shock on sludge properties, cake layer structure, and membrane fouling in a submerged anaerobic membrane bioreactor. *J. Membr. Sci.* 421–422, 131–144. doi: 10.1016/j.memsci.2012.07.003
- Garcia-Vasquez, W., Dammak, L., Larchet, C., Nikonenko, V., Pismenskaya, N., Grande, D., 2013. Evolution of anion-exchange membrane properties in a full scale electro dialysis stack. *J. Membr. Sci.* 446, 255–265. doi : 10.1016/j.memsci.2013.06.042
- Ghalloussi, R., Chaabane, L., Larchet, C., Dammak, L., Grande, D., 2014. Structural and physicochemical investigation of ageing of ion-exchange membranes in electro dialysis for food industry. *Sep. Purif. Technol.* 123, 229–234. doi : 10.1016/j.seppur.2013.12.020
- Goldammer, T., 2008. *The Brewer's Handbook*, Clifton. Ed. Apex publisher.
- Goletz, C., Wagner, M., Grübel, A., Schmidt, W., Korf, N., Werner, P., 2011. Standardization of fluorescence excitation–emission–matrices in aquatic milieu. *Talanta* 85, 650–656. doi : 10.1016/j.talanta.2011.04.045
- Gonçalves, F., Fernandes, C., Cameira dos Santos, P., de Pinho, M.N., 2003. Wine tartaric stabilization by electro dialysis and its assessment by the saturation temperature. *J. Food Eng.* 59, 229–235. doi :10.1016/S0260-8774(02)00462-4
- Götz, G., GeiBen, S.-U., Ahrens, A., Reimann, S., 2014. Adjustment of the wastewater matrix for optimization of membrane.pdf. *J. Membr. Sci.* 465, 68–77.
- Grasmick, A., Cabassud, C., Sperandio, M., 2007. Bioréacteurs à membranes (BAM) et traitement des eaux usées. *Tech. Ing. Technol. Eau* 1.
- Greiter, M., Novalin, S., Wendland, M., Kulbe, K.-D., Fischer, J., 2002. Desalination of whey by electro dialysis and ion exchange resins: analysis of both processes with regard to sustainability by calculating their cumulative energy demand. *J. Membr. Sci.* 210, 91–102. doi :10.1016/S0376-7388(02)00378-2
- Gupta, V.K., Ali, I., 2013. *Environmental Water: Advances in Treatment, Remediation and Recycling*. Newnes.
- Hagmeyer, G., Gimbel, R., 1998. Modelling the salt rejection of nanofiltration membranes for ternary ion mixtures and for single salts at different pH values. *Desalination* 117, 247–256. doi :10.1016/S0011-9164(98)00109-X

- Hambly, A.C., Arvin, E., Pedersen, L.-F., Pedersen, P.B., Seredyńska-Sobecka, B., Stedmon, C.A., 2015. Characterising organic matter in recirculating aquaculture systems with fluorescence EEM spectroscopy. *Water Res.* 83, 112–120.
doi: 10.1016/j.watres.2015.06.037
- Han, S.-S., Bae, T.-H., Jang, G.-G., Tak, T.-M., 2005. Influence of sludge retention time on membrane fouling and bioactivities in membrane bioreactor system. *Process Biochem.* 40, 2393–2400. doi : 10.1016/j.procbio.2004.09.017
- Hassane, B., Durand, A., Garba, Z., Dieppois, B., Sebag, D., Rajot, J. L., Diedhiou, A., Ngounou Ngatcha, B., Traore, A. 2016. Can daily meteorological measurement of near-surface wind detect climate changes in the Sahel (SE Niger, 1950-1992) ? *Journal of Arid Environments*, 124, 91-101. doi : 10.1016/j.jaridenv.2015.07.014
- Harisha, R.S., Hosamani, K.M., Keri, R.S., Nataraj, S.K., Aminabhavi, T.M., 2010. Arsenic removal from drinking water using thin film composite nanofiltration membrane. *Desalination* 252, 75–80. doi : 10.1016/j.desal.2009.10.022
- Haroon, H., Waseem, A., Mahmood, Q., 2013. Treatment and reuse of wastewater from beverage industry. *J Chem Soc Pak* 35.
- Heran, M., Wisniewski, C., Orantes, J., Grasmick, A., 2008. Measurement of kinetic parameters in a submerged aerobic membrane bioreactor fed on acetate and operated without biomass discharge. *Biochem. Eng. J.* 38, 70–77.
doi : 10.1016/j.bej.2007.06.015
- Ho, J., Sung, S., 2010. Methanogenic activities in anaerobic membrane bioreactors (AnMBR) treating synthetic municipal wastewater. *Bioresour. Technol.* 101, 2191–2196. doi: 10.1016/j.biortech.2009.11.042
- Hogetsu, A., Ishikawa, T., Yoshikawa, M., Tanabe, T., Yudate, S., Sawada, J., 1992. High Rate Anaerobic Digestion of Wool Scouring Wastewater in a Digester Combined with Membrane Filter. *Water Sci. Technol.* 25, 341–350. doi :10.2166/wst.1992.0166
- Hoinkis, J., Deowan, S.A., Panten, V., Figoli, A., Huang, R.R., Drioli, E., 2012. Membrane Bioreactor (MBR) Technology – a Promising Approach for Industrial Water Reuse. *Procedia Eng.* 33, 234–241. doi : 10.1016/j.proeng.2012.01.1199
- IFC, 2007. Environmental, Health, and Safety Guidelines BREWERIES.
- Iglesias, R., Simón, P., Moragas, L., Arce, A., Rodriguez-Roda, I., 2018. Cost comparison of full-scale MBRs. MBR Site. URL <https://www.thembrsite.com/features/cost-comparison-of-full-scale-water-reclamation-technologies-with-an-emphasis-on-membrane-bioreactors/> (accessed 7.27.18).

- Imran, B., Sher Khan, J. S., Qazi, A. I., Arshad, M. 2016. Removal and recovery of sodium hydroxide (NaOH) from industrial wastewater by two-stage diffusion dialysis (DD) and electrodialysis (ED) processes. *Desalination and Water Treatment*, 57(17), 7926-7932. DOI: 10.1080/19443994.2015.1048742
- Ince, B.K., Ince, O., Sallis, P.J., Anderson, G.K., 2000. Inert COD production in a membrane anaerobic reactor treating brewery wastewater. *Water Res.* 34, 3943–3948.
- Iorhemen, O.T., Hamza, R.A., Tay, J.H., 2016. Membrane Bioreactor (MBR) Technology for Wastewater Treatment and Reclamation : Membrane Fouling. *Membranes* 6, 33. doi :10.3390/membranes6020033
- Jacquín, C., Lesage, G., Traber, J., Pronk, W., Heran, M., 2017. Three-dimensional excitation and emission matrix fluorescence (3DEEM) for quick and pseudo-quantitative determination of protein- and humic-like substances in full-scale membrane bioreactor (MBR). *Water Res.* 118, 82–92. doi : 10.1016/j.watres.2017.04.009
- Jadhav, S.V., Bringas, E., Yadav, G.D., Rathod, V.K., Ortiz, I., Marathe, K.V., 2015. Arsenic and fluoride contaminated groundwaters : A review of current technologies for contaminants removal. *J. Environ. Manage.* 162, 306–325. doi : 10.1016/j.jenvman.2015.07.020
- Jadhav, S.V., Marathe, K.V., Rathod, V.K., 2016. A pilot scale concurrent removal of fluoride, arsenic, sulfate and nitrate by using nanofiltration : Competing ion interaction and modelling approach. *J. Water Process Eng.* 13, 153–167. doi : 10.1016/j.jwpe.2016.04.008
- Jaiyeola, A.T., Bwapwa, J.K., 2016. Treatment technology for brewery wastewater in a water-scarce country : A review. *South Afr. J. Sci.* 112, 1–8.
- Judd, S., 2008. The status of membrane bioreactor technology. *Trends Biotechnol.* 26, 109–116. doi : 10.1016/j.tibtech.2007.11.005
- Kang, K.-H., Shin, H.S., Park, H., 2002. Characterization of humic substances present in landfill leachates with different landfill ages and its implications. *Water Res.* 36, 4023–4032.
- Kelewou, H., Lhassani, A., Merzouki, M., Drogui, P., Sellamuthu, B., 2011. Salts retention by nanofiltration membranes : Physicochemical and hydrodynamic approaches and modeling. *Desalination* 277, 106–112. doi : 10.1016/j.desal.2011.04.010
- Knowles, G., Downing, A.L., Barrett, M.J., 1965. Determination of kinetic constants for nitrifying bacteria in mixed culture, with the aid of an electronic computer. *J. Gen. Microbiol.* 38, 263–278. doi :10.1099/00221287-38-2-263

- Kone, M., 2011. Infiltration-percolation sur sable et sur fibres de coco, filtres plantés et épuration d'eaux usées domestiques à dominance agroalimentaire sous climat tropical sec : cas des eaux usées résiduelles urbaines de Ouagadougou, Burkina Faso (Thèse en cotutelle). Université de Ouagadougou/Université Claude Bernard Lyon 1, Lyon.
- Kouawa, T., Wanko, A., Beck, C., Mose, R., Maïga, A. H. 2015. Feasibility study of faecal sludge treatment by constructed wetlands in Sahelian context : Experiments with *Oryza longistaminata* and *Sporobolus pyramidalis* species in Ouagadougou. *Ecological Engineering*, 84, 390–397. <http://dx.doi.org/10.1016/j.ecoleng.2015.09.021>
- Lahdhiri, A., 2015. Compréhension des processus biologiques dans les bioréacteurs à membranes : Choix d'un outil simplifié de simulation et identification des critères déterminant le contrôle des processus. (Thèse en cotutelle). Université de Montpellier/Université Gabès.
- Le-Clech, P., Chen, V., Fane, T.A.G., 2006. Fouling in membrane bioreactors used in wastewater treatment. *J. Membr. Sci.* 284, 17–53. doi : 10.1016/j.memsci.2006.08.019
- Lee, H.-J., Hong, M.-K., Han, S.-D., Cho, S.-H., Moon, S.-H., 2009. Fouling of an anion exchange membrane in the electrodialysis desalination process in the presence of organic foulants. *Desalination, Issues 1 and 2 : First International Workshop between the Center for the Seawater Desalination Plant and the European Desalination Society* 238, 60–69. doi : 10.1016/j.desal.2008.01.036
- Lesjean, B., Huisjes, E.H., 2008. Survey of the European MBR market : trends and perspectives. *Desalination, Selected Papers Presented at the 4th International IWA Conference on Membranes for Water and Wastewater Treatment, 15-17 May 2007, Harrogate, UK. Guest Edited by Simon Judd ; and Papers Presented at the International Workshop on Membranes and Solid-Liquid Separation Processes, 11 July 2007, INSA, Toulouse, France. Guest edited by Saravanamuthu Vigneswaran and Jaya Kandasamy* 231, 71–81. doi : 10.1016/j.desal.2007.10.022
- Liao, B.-Q., Kraemer, J.T., Bagley, D.M., 2006a. Anaerobic Membrane Bioreactors : Applications and Research Directions. *Crit. Rev. Environ. Sci. Technol.* 36, 489–530. doi :10.1080/10643380600678146
- Lin, H., Gao, W., Meng, F., Liao, B.-Q., Leung, K.-T., Zhao, L., Chen, J., Hong, H., 2012. Membrane Bioreactors for Industrial Wastewater Treatment : A Critical Review. *Crit. Rev. Environ. Sci. Technol.* 42, 677–740. doi :10.1080/10643389.2010.526494

- Lin, H., Peng, W., Zhang, M., Chen, J., Hong, H., Zhang, Y., 2013. A review on anaerobic membrane bioreactors : Applications, membrane fouling and future perspectives. *Desalination* 314, 169–188. doi : 10.1016/j.desal.2013.01.019
- Lin, Y.-L., Chiou, J.-H., Lee, C.-H., 2014. Effect of silica fouling on the removal of pharmaceuticals and personal care products by nanofiltration and reverse osmosis membranes. *J. Hazard. Mater.* 277, 102–109. doi : 10.1016/j.jhazmat.2014.01.023
- Liu, M., Lü, Z., Chen, Z., Yu, S., Gao, C., 2011. Comparison of reverse osmosis and nanofiltration membranes in the treatment of biologically treated textile effluent for water reuse. *Desalination* 281, 372–378. doi : 10.1016/j.desal.2011.08.023
- Lobos, J., Heran, M., Grasmick, A., 2009. Optimization of the operations conditions in membrane bioreactors through the use of ASM3 model simulations. *ResearchGate* 9, 126–130. doi : 10.5004/dwt.2009.761
- Lucas, M.S., Peres, J.A., Li Puma, G., 2010. Treatment of winery wastewater by ozone-based advanced oxidation processes (O₃, O₃/UV and O₃/UV/H₂O₂) in a pilot-scale bubble column reactor and process economics. *Sep. Purif. Technol.* 72, 235–241. doi : 10.1016/j.seppur.2010.01.016
- Luiz, A., McClure, D.D., Lim, K., Leslie, G., Coster, H.G.L., Barton, G.W., Kavanagh, J.M., 2017. Potential upgrading of bio-refinery streams by electro dialysis. *Desalination* 415, 20–28. doi : 10.1016/j.desal.2017.02.023
- Luiz, A., Spencer, E., McClure, D.D., Coster, H.G.L., Barton, G.W., Kavanagh, J.M., 2018. Membrane selection for the desalination of bio-refinery effluents using electro dialysis. *Desalination* 428, 1-11. doi : 10.1016/j.desal.2017.11.006
- Luo, J., Wan, Y., 2013. Effects of pH and salt on nanofiltration-a critical review. *J. Membr. Sci.* 438, 18-28. doi : 10.1016/j.memsci.2013.03.029
- Madaeni, S.S., Mansourpanah, Y., 2006. Screening membranes for COD removal from dilute wastewater. *Desalination* 197, 23–32. doi : 10.1016/j.desal.2006.01.015
- Malaisamy, R., Talla-Nwafo, A., Jones, K.L., 2011. Polyelectrolyte modification of nanofiltration membrane for selective removal of monovalent anions. *Sep. Purif. Technol.* 77, 367–374. doi : 10.1016/j.seppur.2011.01.005
- Martinez-Sosa, D., Helmreich, B., Netter, T., Paris, S., Bischof, F., Horn, H., 2011. Anaerobic submerged membrane bioreactor (AnSMBR) for municipal wastewater treatment under mesophilic and psychrophilic temperature conditions. *Bioresour. Technol.* 102, 10377-10385. doi : 10.1016/j.biortech.2011.09.012

- Martin-Garcia, I., Monsalvo, V., Pidou, M., Le-Clech, P., Judd, S.J., McAdam, E.J., Jefferson, B., 2011. Impact of membrane configuration on fouling in anaerobic membrane bioreactors. *J. Membr. Sci.* 382, 41-49.
doi : 10.1016/j.memsci.2011.07.042
- Matošić, M., Prstec, I., Jakopović, H.K., Mijatović, I., 2009. Treatment of beverage production wastewater by membrane bioreactor. *Desalination* 246, 285–293.
doi : 10.1016/j.desal.2008.04.051
- Melin, T., Jefferson, B., Bixio, D., Thoeye, C., De Wilde, W., De Koning, J., van der Graaf, J., Wintgens, T., 2006. Membrane bioreactor technology for wastewater treatment and reuse. *Desalination* 187, 271–282. doi : 10.1016/j.desal.2005.04.086
- Meng, F., Chae, S.-R., Drews, A., Kraume, M., Shin, H.-S., Yang, F., 2009. Recent advances in membrane bioreactors (MBRs) : Membrane fouling and membrane material. *Water Res.* 43, 1489–1512. doi : 10.1016/j.watres.2008.12.044
- Meng, F., Zhou, Z., Li, L., Li, R., Jia, X., Li, S., 2013. A novel nearly plug-flow membrane bioreactor for enhanced biological nutrient removal. *AIChE J.* 59, 46–54.
doi : 10.1002/aic.13799
- Mertz, O., Mbow, C., Reenberg, A., Genesio, L., Lambin, E. F., D’haen, S., Zorom, M., Rasmussen, K., Diallo, D., Barbier, B., Moussa, I. B., Diouf, A., Nielsen, J., Sandholt, I. 2011. Adaptation strategies and climate vulnerability in the Sudano-Sahelian region of West Africa. *Atmos. Sci. Let.* 12, 104–108. doi : 10.1002/asl.314
- Mesquita, D.P., Amaral, A.L., Ferreira, E.C., 2013. Activated sludge characterization through microscopy : A review on quantitative image analysis and chemometric techniques. *Anal. Chim. Acta* 802, 14–28. doi : 10.1016/j.aca.2013.09.016
- Mohammad, A.W., Teow, Y.H., Ang, W.L., Chung, Y.T., Oatley-Radcliffe, D.L., Hilal, N., 2015. Nanofiltration membranes review : Recent advances and future prospects. *Desalination* 356, 226–254. doi : 10.1016/j.desal.2014.10.043
- Mohsen, M.S., Jaber, J.O., 2003. Potential of industrial wastewater reuse. *Desalination* 152, 281–289. doi : 10.1016/S0011-9164(02)01075-5
- Mondor, M., Ippersiel, D., Lamarche, F., Masse, L., 2009. Fouling characterization of electro dialysis membranes used for the recovery and concentration of ammonia from swine manure. *Bioresour. Technol.* 100, 566–571.
doi : 10.1016/j.biortech.2008.06.072

- More, T.T., Yan, S., Tyagi, R.D., Surampalli, R.Y., 2012. Applications of Membrane Processes for Concentrated Industrial Wastewater Treatment, in : Membrane Technology and Environmental Applications. American Society of Civil Engineers, pp. 217–238.
- Mozo, I., Lesage, G., Yin, J., Bessiere, Y., Barna, L., Sperandio, M., 2012. Dynamic modeling of biodegradation and volatilization of hazardous aromatic substances in aerobic bioreactor. *Water Res.* 46, 5327–5342. doi : 10.1016/j.watres.2012.07.014
- Mutamim, N.S.A., Noor, Z.Z., Hassan, M.A.A., Yuniarto, A., Olsson, G., 2013. Membrane bioreactor : Applications and limitations in treating high strength industrial wastewater. *Chem. Eng. J.* 225, 109–119. doi : 10.1016/j.cej.2013.02.131
- Nasr, A.B., Charcosset, C., Amar, R.B., Walha, K., 2013. Defluoridation of water by nanofiltration. *J. Fluor. Chem.* 150, 92–97. doi : 10.1016/j.jfluchem.2013.01.021
- Neoh, C.H., Noor, Z.Z., Mutamim, N.S.A., Lim, C.K., 2016. Green technology in wastewater treatment technologies : Integration of membrane bioreactor with various wastewater treatment systems. *Chem. Eng. J.* 283, 582–594. doi : 10.1016/j.cej.2015.07.060
- Nicolini, J.V., Borges, C.P., Ferraz, H.C., 2016. Selective rejection of ions and correlation with surface properties of nanofiltration membranes. *Sep. Purif. Technol.* 171, 238–247. doi : 10.1016/j.seppur.2016.07.042
- Noronha, M., Britz, T., Mavrov, V., Janke, H.D., Chmiel, H., 2002. Treatment of spent process water Tom a fkuit juice company for purposes of reuse : hybrid process concept and on-site test operation of a pilot plant. *Desalination* 143, 183–196.
- Norton-Brandão, D., Scherrenberg, S.M., van Lier, J.B., 2013. Reclamation of used urban waters for irrigation purposes – A review of treatment technologies. *J. Environ. Manage.* 122, 85–98. doi : 10.1016/j.jenvman.2013.03.012
- Oatley, D.L., Cassey, B., Jones, P., Richard Bowen, W., 2005. Modelling the performance of membrane nanofiltration—recovery of a high-value product from a process waste stream. *Chem. Eng. Sci.* 60, 1953–1964. doi : 10.1016/j.ces.2004.12.007
- Oatley, D.L., Llenas, L., Aljohani, N.H.M., Williams, P.M., Martínez-Lladó, X., Rovira, M., de Pablo, J., 2013. Investigation of the dielectric properties of nanofiltration membranes. *Desalination* 315, 100–106. doi : 10.1016/j.desal.2012.09.013
- Oatley, D.L., Llenas, L., Pérez, R., Williams, P.M., Martínez-Lladó, X., Rovira, M., 2012. Review of the dielectric properties of nanofiltration membranes and verification of the single oriented layer approximation. *Adv. Colloid Interface Sci.* 173, 1–11. doi : 10.1016/j.cis.2012.02.001

- Oatley-Radcliffe, D.L., Walters, M., Ainscough, T.J., Williams, P.M., Mohammad, A.W., Hilal, N., 2017. Nanofiltration membranes and processes : A review of research trends over the past decade. *J. Water Process Eng.* 19, 164–171.
doi : 10.1016/j.jwpe.2017.07.026
- Oktem, Y., Tüfkçi, N., 2006. Treatment of brewery wastewater by pilot scale UASB in mesophilic temperature Yalcim Oktem.pdf. *J. Sci. Ind. Res.* 65, 248–251.
- Olafadehan, O.A., Jinadu, O.W., Salami, L., Popoola, L.T., 2012. Treatment of brewery wastewater effluent using activated carbon from coconut shell. *Int. J. Appl. Sci. Technol.* 2, 165–178.
- Olajire, A.A., 2012. The brewing industry and environmental challenges. *J. Clean. Prod.*
doi : 10.1016/j.jclepro.2012.03.003
- Owusu-Agyeman, I., Shen, J., Schäfer, A.I., 2018a. Renewable energy powered membrane technology : Impact of pH and ionic strength on fluoride and natural organic matter removal. *Sci. Total Environ.* 621, 138–147. doi : 10.1016/j.scitotenv.2017.11.111
- Ozgun, H., Dereli, R.K., Ersahin, M.E., Kinaci, C., Spanjers, H., van Lier, J.B., 2013. A review of anaerobic membrane bioreactors for municipal wastewater treatment : Integration options, limitations and expectations. *Sep. Purif. Technol.* 118, 89–104.
doi : 10.1016/j.seppur.2013.06.036
- Parawira, W., Kudita, I., Nyandoroh, M.G., Zvauya, R., 2005. A study of industrial anaerobic treatment of opaque beer brewery wastewater in a tropical climate using a full-scale UASB reactor seeded with activated sludge. *Process Biochem.* 40, 593–599.
doi : 10.1016/j.procbio.2004.01.036
- Paugam, L., Diawara, C.K., Schlumpf, J.P., Jaouen, P., Quéméneur, F., 2004. Transfer of monovalent anions and nitrates especially through nanofiltration membranes in brackish water conditions. *Sep. Purif. Technol.* 40, 237–242.
doi : 10.1016/j.seppur.2004.02.012
- Peiris, R.H., Budman, H., Moresoli, C., Legge, R.L., 2010. Optimization of a Membrane Filtration Process for Drinking Water Treatment using Fluorescence-based measurements. *IFAC Proc. Vol., 9th IFAC Symposium on Dynamics and Control of Process Systems* 43, 835–840. doi : 10.3182/20100705-3-BE-2011.00138
- Pérez-González, A., Ibáñez, R., Gómez, P., Urtiaga, A.M., Ortiz, I., Irabien, J.A., 2015. Nanofiltration separation of polyvalent and monovalent anions in desalination brines. *J. Membr. Sci.* 473, 16–27. doi : 10.1016/j.memsci.2014.08.045

- Pettigrew, L., Blomenhofer, V., Hubert, S., Groß, F., Delgado, A., 2015. Optimisation of water usage in a brewery clean-in-place system using reference nets. *J. Clean. Prod.* 87, 583–593. doi : 10.1016/j.jclepro.2014.10.072
- Piadeh, F., Alavi Moghaddam, M.R., Mardan, S., 2014. Present situation of wastewater treatment in the Iranian industrial estates : Recycle and reuse as a solution for achieving goals of eco-industrial parks. *Resour. Conserv. Recycl.* 92, 172–178. doi : 10.1016/j.resconrec.2014.06.004
- Pollice, A., Laera, G., Saturno, D., Giordano, C., 2008. Effects of sludge retention time on the performance of a membrane bioreactor treating municipal sewage. *J. Membr. Sci., A special Issue on Membrane Reactors & Bioreactors* 317, 65–70. doi : 10.1016/j.memsci.2007.08.051
- Pontié, M., Dach, H., Leparç, J., Hafsi, M., Lhassani, A., 2008. Novel approach combining physico-chemical characterizations and mass transfer modelling of nanofiltration and low pressure reverse osmosis membranes for brackish water desalination intensification. *Desalination, European Desalination Society and Center for Research and Technology Hellas (CERTH), Sani Resort 22 –25 April 2007, Halkidiki, Greece* 221, 174–191. doi : 10.1016/j.desal.2007.01.075
- Prazeres, A.R., Rivas, J., Almeida, M.A., Patanita, M., Dôres, J., Carvalho, F., 2016. Agricultural reuse of cheese whey wastewater treated by NaOH precipitation for tomato production under several saline conditions and sludge management. *Agric. Water Manag.* 167, 62–74. doi : 10.1016/j.agwat.2015.12.025
- Qin, L., Liu, Q., Meng, Q., Fan, Z., He, J., Liu, T., Shen, C., Zhang, G., 2017. Anoxic oscillating MBR for photosynthetic bacteria harvesting and high salinity wastewater treatment. *Bioresour. Technol.* 224, 69–77. doi : 10.1016/j.biortech.2016.10.067
- Quist-Jensen, C.A., Macedonio, F., Drioli, E., 2015. Membrane technology for water production in agriculture : Desalination and wastewater reuse. *Desalination* 364, 17–32. doi : 10.1016/j.desal.2015.03.001
- Richards, B.S., Capão, D.P.S., Früh, W.G., Schäfer, A.I., 2015. Renewable energy powered membrane technology : Impact of solar irradiance fluctuations on performance of a brackish water reverse osmosis system. *Sep. Purif. Technol.* 156, 379–390. doi : 10.1016/j.seppur.2015.10.025
- Richards, L.A., Vuachère, M., Schäfer, A.I., 2010. Impact of pH on the removal of fluoride, nitrate and boron by nanofiltration/reverse osmosis. *Desalination, Special Issue in memory of Sidney Loeb (1917-2008)* 261, 331–337. doi : 10.1016/j.desal.2010.06.025

- Rosa, M., Beloborodko, A., 2015. A decision support method for development of industrial synergies : case studies of Latvian brewery and wood-processing industries. *J. Clean. Prod.* 105, 461–470. doi : 10.1016/j.jclepro.2014.09.061
- Ross, W.R., Barnard, J.P., Strohwal, N.K.H., Grobler, C.J., Sanetra, J., 1992. Practical Application of the ADUF Process to the Full-Scale Treatment of a Maize-Processing Effluent. *Water Sci. Technol.* 25, 27–39. doi :10.2166/wst.1992.0235
- Roy, Y., Warsinger, D.M., Lienhard, J.H., 2017. Effect of temperature on ion transport in nanofiltration membranes : Diffusion, convection and electromigration. *Desalination* 420, 241–257. doi : 10.1016/j.desal.2017.07.020
- Saitua, H., Gil, R., Padilla, A.P., 2011. Experimental investigation on arsenic removal with a nanofiltration pilot plant from naturally contaminated groundwater. *Desalination* 274, 1–6. doi : 10.1016/j.desal.2011.02.044
- Sangare, D., Sawadogo, B., SouDakoure, M., Ouedraogo, D.M., Hijikata, N., Yacouba, H., Coulibaly, L., Funamizu, N., 2018. Short term effects of treated greywater by high rate algal ponds process on vegetable yield and soil properties under Sudano-Sahelian climate conditions. *Environ. Prog. Sustain. Energy* 37, 465–470. doi:10.1002/ep.12658
- Scampini, A.C., 2010. Upflow anaerobic sludge blanket reactors for treatment of wastewater from the brewery industry. Massachusetts Institute of Technology.
- Schaep, J., Vandecasteele, C., 2001. Evaluating the charge of nanofiltration membranes. *J. Membr. Sci.* 188, 129–136. doi :10.1016/S0376-7388(01)00368-4
- Seyhi, B., Droguil, P., Buelna, G., Blais, J.-F., Heran, M., 2011. État actuel des connaissances des procédés de bioréacteur à membrane pour le traitement et la réutilisation des eaux usées industrielles et urbaines. *Rev. Sci. Eau* 24, 283. doi :10.7202/1006478ar
- Shao, X., Peng, D., Teng, Z., Ju, X., 2008. Treatment of brewery wastewater using anaerobic sequencing batch reactor (ASBR). *Bioresour. Technol.* 99, 3182–3186. doi : 10.1016/j.biortech.2007.05.050
- Sheldon, M.S., Erdogan, I.G., 2016a. Multi-stage EGSB/MBR treatment of soft drink industry wastewater. *Chem. Eng. J.* 285, 368–377. Doi : 10.1016/j.cej.2015.10.021
- Sheldon, M.S., Erdogan, I.G., 2016b. Multi-stage EGSB/MBR treatment of soft drink industry wastewater. *Chem. Eng. J.* 285, 368–377. Doi : 10.1016/j.cej.2015.10.021
- Shen, J., Mkongo, G., Abbt-Braun, G., Ceppi, S.L., Richards, B.S., Schäfer, A.I., 2015. Renewable energy powered membrane technology : Fluoride removal in a rural community in northern Tanzania. *Sep. Purif. Technol.* 149, 349–361. Doi : 10.1016/j.seppur.2015.05.027

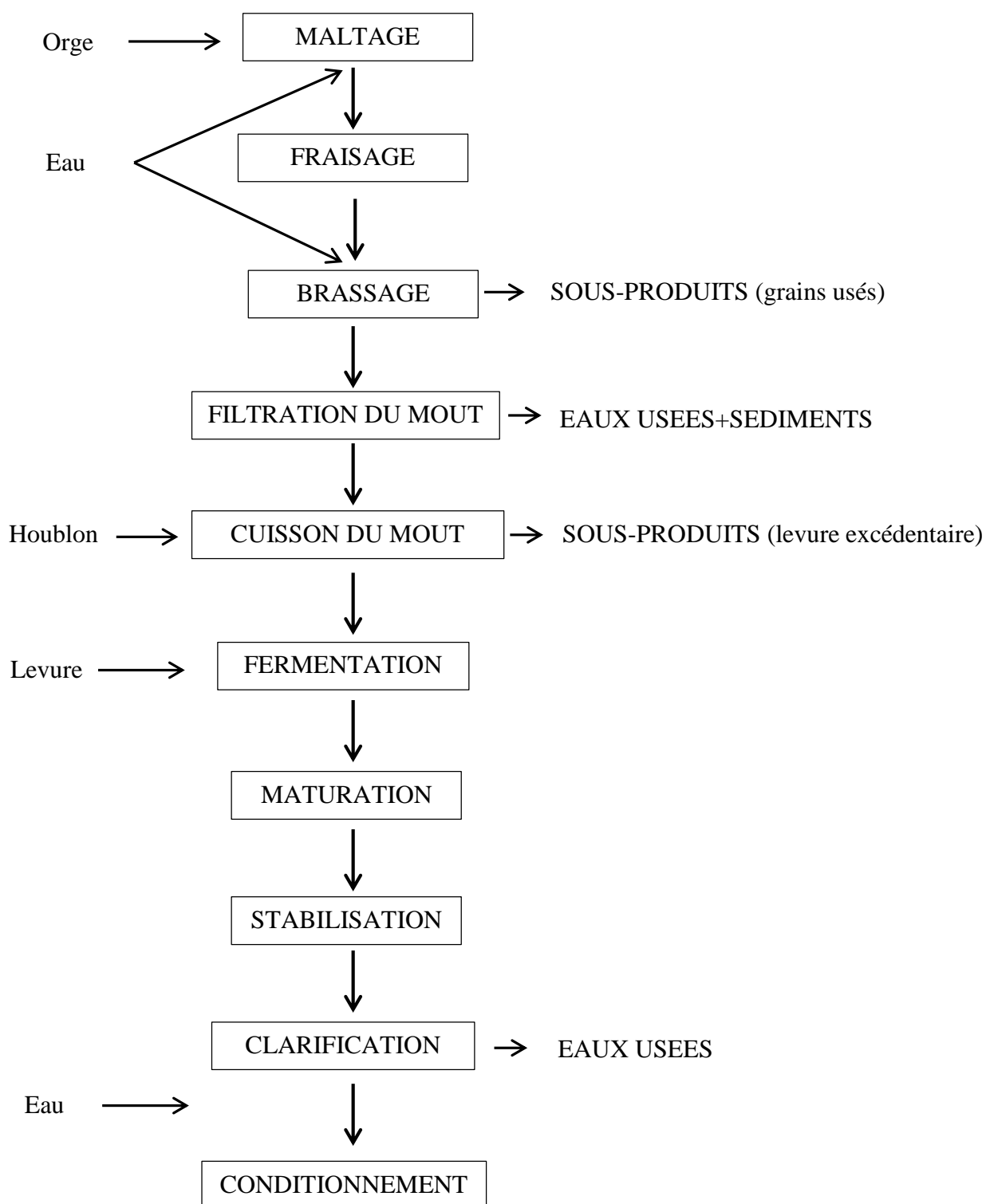
- Shen, J., Richards, B.S., Schäfer, A.I., 2016. Renewable energy powered membrane technology : Case study of St. Dorcas borehole in Tanzania demonstrating fluoride removal via nanofiltration/reverse osmosis. *Sep. Purif. Technol.* 170, 445–452.
doi : 10.1016/j.seppur.2016.06.042
- Shen, J., Schäfer, A., 2014. Removal of fluoride and uranium by nanofiltration and reverse osmosis : A review. *Chemosphere* 117, 679–691.
Doi : 10.1016/j.chemosphere.2014.09.090
- Shi, H., 2000. Industrial wastewater types, amounts and effects, in : point sources of pollutions : local effects and it's control. *Encyclopedia of Life Support Systems*, Paris, France, p. 4.
- Simate, G.S., 2015. The treatment of brewery wastewater for reuse by integration of coagulation/flocculation and sedimentation with carbon nanotubes ‘sandwiched’ in a granular filter bed. *J. Ind. Eng. Chem.* 21, 1277–1285.
Doi : 10.1016/j.jiec.2014.06.001
- Simate, G.S., Cluett, J., Iyuke, S.E., Musapatika, E.T., Ndlovu, S., Walubita, L.F., Alvarez, A.E., 2011. The treatment of brewery wastewater for reuse : State of the art. *Desalination* 273, 235–247. doi : 10.1016/j.desal.2011.02.035
- Singh, P.K., Deshbhratar, P.B., Ramteke, D.S., 2012. Effects of sewage wastewater irrigation on soil properties, crop yield and environment. *Agric. Water Manag.* 103, 100–104.
doi : 10.1016/j.agwat.2011.10.022
- Skouteris, G., Hermosilla, D., López, P., Negro, C., Blanco, Á., 2012. Anaerobic membrane bioreactors for wastewater treatment : A review. *Chem. Eng. J.* 198–199, 138–148.
doi : 10.1016/j.cej.2012.05.070
- Sou/Dakouré, M.Y., Mermoud, A., Yacouba, H., Boivin, P., 2013. Impacts of irrigation with industrial treated wastewater on soil properties. *Geoderma* 200–201, 31–39.
doi : 10.1016/j.geoderma.2013.02.008
- Stephenson, T., Brindle, K., Judd, S., Jefferson, B., 2000. *Membrane Bioreactors for Wastewater Treatment*. IWA Publishing.
- Strathmann, H., 2010. Electrodialysis, a mature technology with a multitude of new applications. *Desalination* 264, 268–288. doi : 10.1016/j.desal.2010.04.069
- Sun, X., Lu, H., Wang, J., 2016. Brackish water desalination using electrodeionization reversal. *Chem. Eng. Process. Process Intensif.* 104, 262–270.
doi : 10.1016/j.cep.2016.03.014

- Sutton, P.M., 2006. Membrane bioreactors for industrial wastewater treatment : Applicability and selection of optimal system configuration. *Proc. Water Environ. Fed.* 2006, 3233–3248.
- Tchobanoglous, G., Franklin Burton, Stensel, D., 2003a. *Wastewater Engineering, Treatment and Reuse*, Metcalf & Eddy, Inc. ed. McGraw-Hill, Inc., New York.
- Teixeira, M.R., Rosa, M.J., Nyström, M., 2005. The role of membrane charge on nanofiltration performance. *J. Membr. Sci.* 265, 160–166.
Doi : 10.1016/j.memsci.2005.04.046
- Templeton, M.R., Butler, D., 2011. *An Introduction to wastewater treatment*. Spon press, united kingdom.
- Teodosiu, C., Gilca, A.-F., Barjoveanu, G., Fiore, S., 2018. Emerging pollutants removal through advanced drinking water treatment : A review on processes and environmental performances assessment. *J. Clean. Prod.* 197, 1210–1221.
doi : 10.1016/j.jclepro.2018.06.247
- UN WATER, 2017. *Rapport mondial des Nations Unies sur la mise en valeur des ressources en eau 2017*. Place de Fontenoy, 75352 Paris 07-SP.
- Urbano, V.R., Mendonça, T.G., Bastos, R.G., Souza, C.F., 2017a. Effects of treated wastewater irrigation on soil properties and lettuce yield. *Agric. Water Manag.* 181, 108–115. doi : 10.1016/j.agwat.2016.12.001
- Vera, E., Sandeaux, J., Persin, F., Pourcelly, G., Dornier, M., Ruales, J., 2009. Modeling of clarified tropical fruit juice deacidification by electro dialysis. *J. Membr. Sci.* 326, 472–483. doi : 10.1016/j.memsci.2008.10.034
- Vera, M., Aspé, E., Martí, M.C., Roeckel, M., 1999. Optimization of a Sequential Anaerobic-Aerobic Treatment of a Saline Fishing Effluent. *Process Saf. Environ. Prot.* 77, 275–290. doi : 10.1205/095758299530152
- Vera, M., Cruz, S., Boleda, M.R., Mesa, J., Martín-Alonso, J., Casas, S., Gibert, O., Cortina, J.L., 2017. Fluorescence spectroscopy and parallel factor analysis as a dissolved organic monitoring tool to assess treatment performance in drinking water trains. *Sci. Total Environ.* 584–585, 1212–1220. doi : 10.1016/j.scitotenv.2017.01.184
- Verma, A.K., Dash, R.R., Bhunia, P., 2012. A review on chemical coagulation/flocculation technologies for removal of colour from textile wastewaters. *J. Environ. Manage.* 93, 154–168. doi : 10.1016/j.jenvman.2011.09.012
- Vijayaraghavan, K., Ahmad, D., Lesa, R., 2006. Electrolytic Treatment of Beer Brewery Wastewater. *Ind. Eng. Chem. Res.* 45, 6854–6859. doi : 10.1021/ie0604371

- Villain, M., 2012. Bioréacteur à membranes pour le traitement d'eaux usées domestiques : influence des conditions environnementales et opératoires sur l'activité des biomasses et le transfert de matière. Université Aix Marseille, Marseille, France.
- Vymazal, J., 2014. Constructed wetlands for treatment of industrial wastewaters : A review. *Ecol. Eng.* 73, 724–751. doi : 10.1016/j.ecoleng.2014.09.034
- Wang, J., Li, K., Wei, Y., Cheng, Y., Wei, D., Li, M., 2015. Performance and fate of organics in a pilot MBR–NF for treating antibiotic production wastewater with recycling NF concentrate. *Chemosphere* 121, 92–100. doi : 10.1016/j.chemosphere.2014.11.034
- Wang, Q., Ying, T., Jiang, T., Yang, D., Jahangir, M.M., 2009. Demineralization of soybean oligosaccharides extract from sweet slurry by conventional electrodialysis. *J. Food Eng.* 95, 410–415. doi : 10.1016/j.jfoodeng.2009.05.024
- Wei, C.-H., Harb, M., Amy, G., Hong, P.-Y., Leiknes, T., 2014. Sustainable organic loading rate and energy recovery potential of mesophilic anaerobic membrane bioreactor for municipal wastewater treatment. *Bioresour. Technol.* 166, 326–334. doi : 10.1016/j.biortech.2014.05.053
- Wijekoon, K.C., Visvanathan, C., Abeynayaka, A., 2011. Effect of organic loading rate on VFA production, organic matter removal and microbial activity of a two-stage thermophilic anaerobic membrane bioreactor. *Bioresour. Technol.* 102, 5353–5360. doi : 10.1016/j.biortech.2010.12.081
- Winkler, M., 2012. Rapport d'application. Analyse de laboratoire-Analyse en continu - Traitement des eaux usées- Elements nutritifs. BIOSERVE GmbH, Mayence, Allemagne.
- Wong, K., Xagorarakis, I., Wallace, J., Bickert, W., Srinivasan, S., Rose, J.B., 2009. Removal of Viruses and Indicators by Anaerobic Membrane Bioreactor Treating Animal Waste. *J. Environ. Qual.* 38, 1694–1699. doi :10.2134/jeq2008.0232
- Woodard, F., 2001. *Industrial Waste Treatment Handbook*, WOODARD & CURRAN. ed, Waste Management. Butterworth–Heinemann, United States of America.
- Yan, Z.-Q., Zeng, L.-M., Li, Q., Liu, T.-Y., Matsuyama, H., Wang, X.-L., 2016. Selective separation of chloride and sulfate by nanofiltration for high saline wastewater recycling. *Sep. Purif. Technol.* 166, 135–141. doi : 10.1016/j.seppur.2016.04.009
- Yang, B., Chen, G., Chen, G., 2012. Submerged membrane bioreactor in treatment of simulated restaurant wastewater. *Sep. Purif. Technol.* 88, 184–190. doi : 10.1016/j.seppur.2011.12.026

- Yang, W., Cicek, N., Ilg, J., 2006. State-of-the-art of membrane bioreactors : Worldwide research and commercial applications in North America. *J. Membr. Sci.* 270, 201–211. Doi : 10.1016/j.memsci.2005.07.010
- Yang, Y., 2014. Elimination de l'azote en bioréacteur à membrane sous faible rapport DCO/N: cinétique et modélisation. Université de Montpellier II, Montpellier II.
- Yang, Y., Lesage, G., Barret, M., Bernet, N., Grasmick, A., Hamelin, J., Heran, M., 2014. New urban wastewater treatment with autotrophic membrane bioreactor at low chemical oxygen demand/N substrate ratio. *Water Sci. Technol.* 69, 960–965. doi :10.2166/wst.2013.814
- Yap, W.J., Zhang, J., Lay, W.C.L., Cao, B., Fane, A.G., Liu, Y., 2012. State of the art of osmotic membrane bioreactors for water reclamation. *Bioresour. Technol.* 122, 217–222. doi : 10.1016/j.biortech.2012.03.060
- Zahrim, A.Y., Tizaoui, C., Hilal, N., 2011. Coagulation with polymers for nanofiltration pre-treatment of highly concentrated dyes : A review. *Desalination* 266, 1–16. doi : 10.1016/j.desal.2010.08.012
- Zanetti, F., De Luca, G., Sacchetti, R., 2010. Performance of a full-scale membrane bioreactor system in treating municipal wastewater for reuse purposes. *Bioresour. Technol.* 101, 3768–3771. doi : 10.1016/j.biortech.2009.12.091
- Zaviska, F., Drogui, P., Grasmick, A., Azais, A., Héran, M., 2013. Nanofiltration membrane bioreactor for removing pharmaceutical compounds. *J. Membr. Sci.* 429, 121–129. doi : 10.1016/j.memsci.2012.11.022
- Zheng, X., Zhang, Z., Yu, D., Chen, X., Cheng, R., Min, S., Wang, J., Xiao, Q., Wang, J., 2015. Overview of membrane technology applications for industrial wastewater treatment in China to increase water supply. *Resour. Conserv. Recycl.* 105, Part A, 1–10. doi : 10.1016/j.resconrec.2015.09.012
- Zhidong, L., Yong, Z., Xincheng, X., Lige, Z., Dandan, Q., 2009. Study on Anaerobic/Aerobic Membrane Bioreactor Treatment for Domestic Wastewater. *Pol. J. Environ. Stud.* 18, 1–7.
- Zvauya, R., Parawira, W., Mawadza, C., 1994. Aspects of aerobic thermophilic treatment of Zimbabwean traditional opaque-beer brewery wastewater. *Bioresour. Technol.* 48, 273–274. doi :10.1016/0960-8524(94)90158-9

ANNEXES

Annexe 1 : Etapes du processus de production industrielle de la bière

Annexe 2 : Normes de rejets des eaux usées au Burkina Faso

(Décret n°2001185/PRES/PME/MEE du 7 mai 2001 portant fixation des normes de rejets de polluants dans l'air, l'eau et le sol)

1- Normes de déversement des eaux usées dans le réseau d'égouts au Burkina Faso (Source ONEA)

Paramètres		Valeurs limites
Pollution physique	MES	100 mg/l
	Température	18-40 °C
Pollution chimique	pH	6,4-10,5
	NO ₃ ⁻	90 mg/l
	Pt	50 mg/l
	PO ₄ ³⁻	5 mg/l
	Na ⁺	1000 mg/l
Pollution biologique	DBO ₅	100 mgO ₂ /l
	DCO	800 mgO ₂ /l
	CF	200 (ufc/100mL)

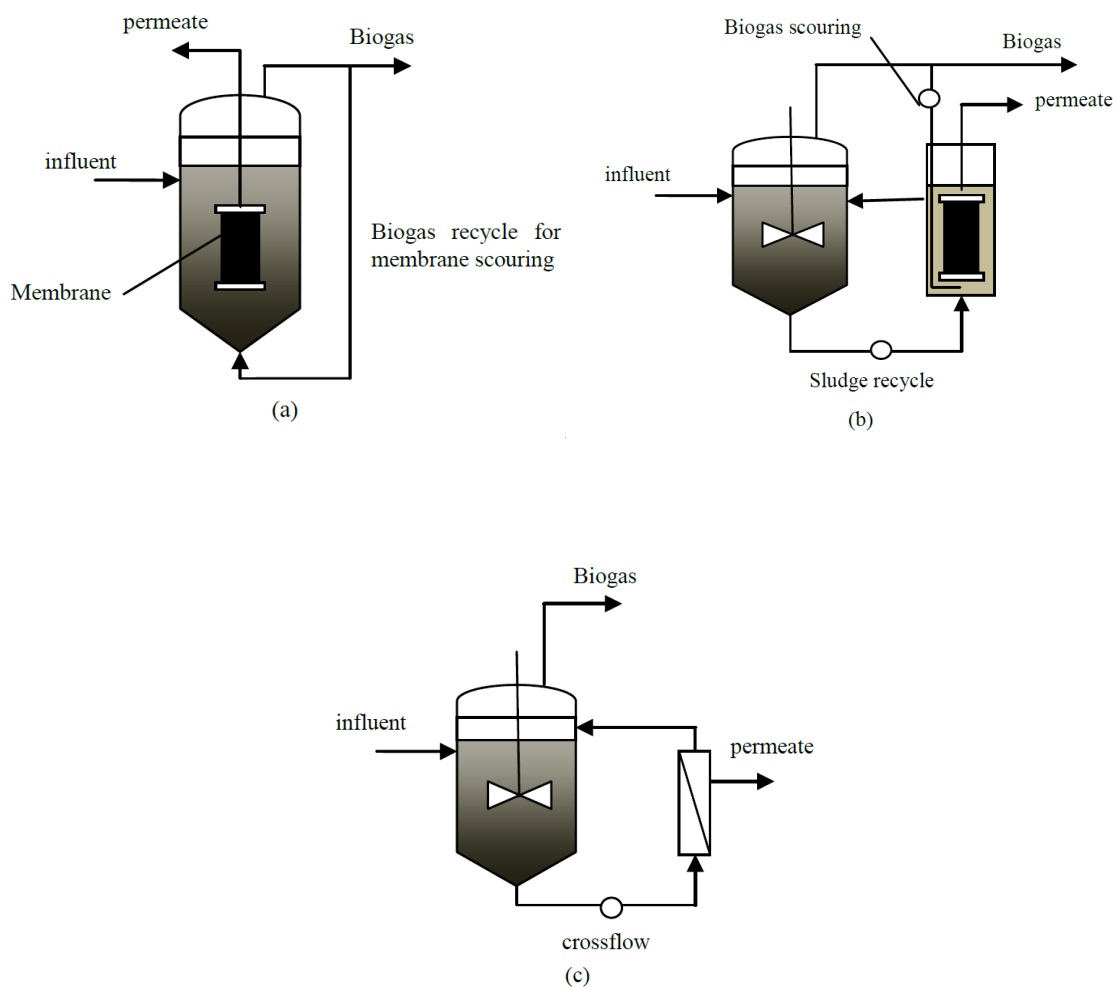
2- Normes de rejet des eaux usées traitées dans les eaux de surface au Burkina Faso (Source ONEA)

Paramètres	Valeurs limites
Température	18- 40°C
pH	6,4-10,5
Oxygène dissous	aucune valeur (mg/L) ou en %
Orthophosphates PO ₄ ³⁻	5 mg/L
Nitrite NO ₂ ⁻	1 mg/L
Nitrate NO ₃ ⁻	50 mg/L
MES	200 mg/L
DCO	150 mgO ₂ /L
DBO ₅	50 mgO ₂ /L
Conductivité électrique	aucune valeur (µS/cm)
Coliformes fécaux	600 (ufc/100mL)
Coliformes totaux	2000 (ufc/100mL)
Streptocoques fécaux	10000 (ufc/100mL)
Chlorures Cl ⁻	aucune valeur (mg/L)
Sulfates SO ₄ ²⁻	600 mg/L
Ammonium NH ₄ ⁺	1 mg/L

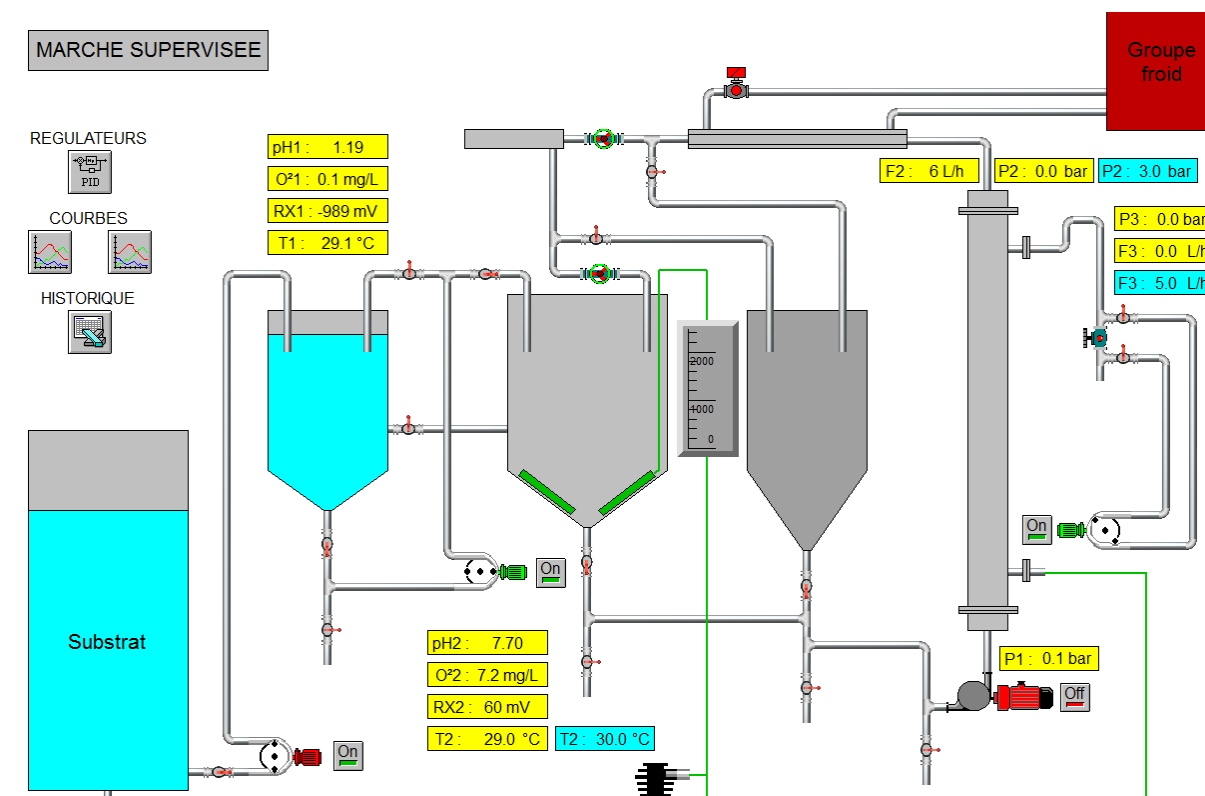
Annexe 3 : Conditions opératoires et performances des traitements aerobie et anaerobie des eaux usées industrielles

Parametres	Aerobie	Anaerobie	Références
SRT	20 à 80 j	18 j à 1an	Skouteris et al., 2012 ; Appels et al., 2008 ; Cirja et al ., 2007 ; Meng et al., 2009
HRT	4 h à 3 j	2 h à 20 j	Hang et al., 2010 ; Skouteris et al., 2012 ; Lin et al., 2012, Liao et al., 2006
Température (°C)	15 à 35	35 à 56	Gao et al, 2010 ; Skouretis et al, 2012 ; Mounguoue Djanni, 2016
Taux d'élimination DCO (%)	≥ 99	96 à 99	Skouteris et al., 2012, Villain et al.,2012
Taux d'élimination MES (%)	≥ 99	≥ 99	Saddoud et al., 2007 ; Kocadagistan et Topcu, 2007
Concentration DCO (mg/l)	160-10500	160-18000	Van et al., 2008 ; Yang et al., 2006
Production de biogaz m ³ CH ₄ /kg DCO	-	0,28 à 0,53	Chang, 2014 ; Chen et al., 2016 ; Torres et al., 2011
Flux (LMH)	10 à 150	10 à 40	Vogelpohl et al., 2003 ; Norddahl et al., 2000 ; Judd et al.,2010
Consommation d'énergie	Haute	Faible	Driessen et al., 2003
Production d'énergie	Non	Oui	Yuan et al., 2008 ; Meng et al., 2009
Abattement de nutriments (N/P)	Haute	Faible	Driessen et al., 2003
Production de boue	Haute	Faible	Mutamim et al, 2013
Emprise au sol	Haute	Faible	Sutton et al., 2006
Opération	Difficile	Facile	Le-clech et al., 2006 ; Lin et al., 2012

Annexe 4 : Différentes configurations de AnBRM : a) AnBRM à membrane immergée ; b) AnBRM à membrane en fibre creuse externe immergée et c) AnBRM à membrane externe (Chang et al, 2014).



Annexe 5 : Schéma fonctionnel du pilote Bàm 2



Annexe 6 : Protocole de lavage chimique des membranes

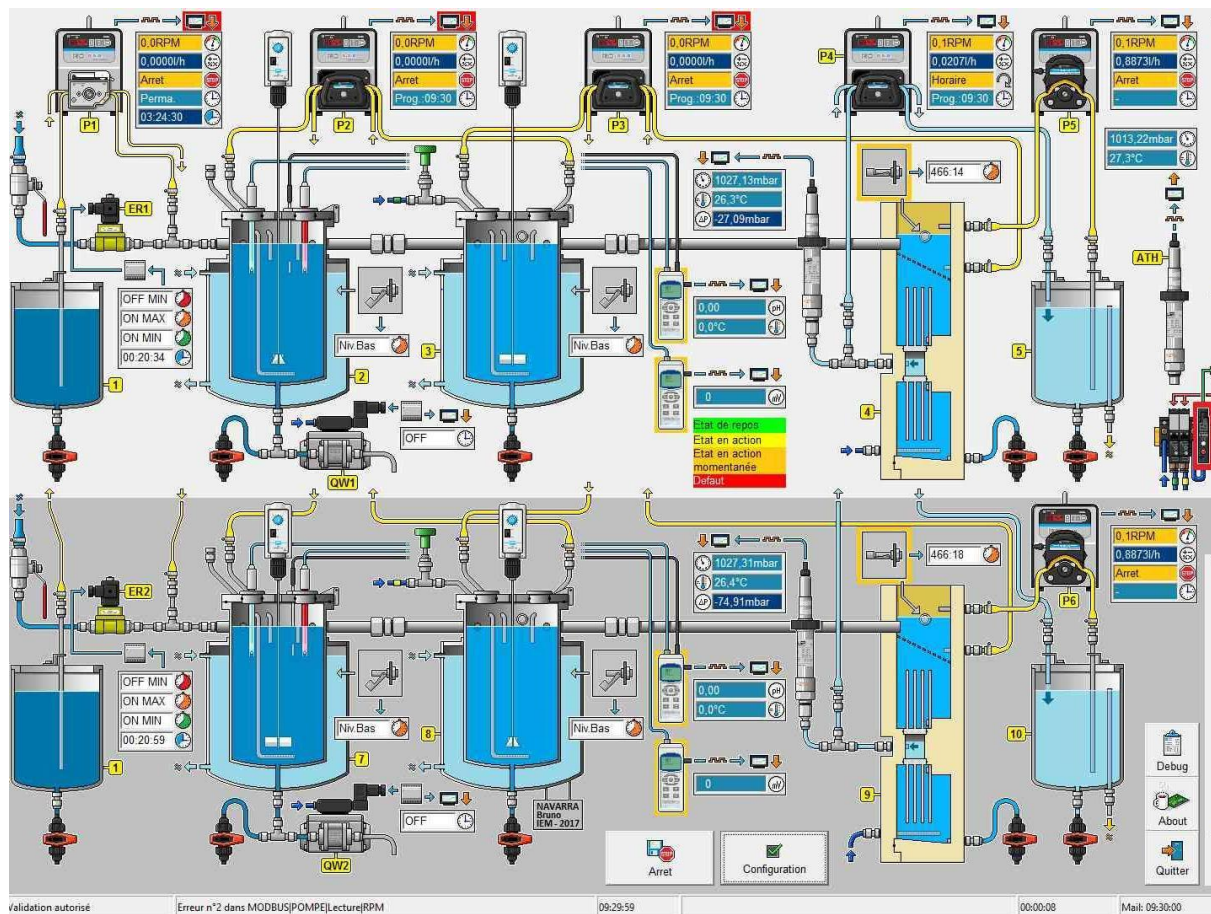
1- Protocole de lavage chimique de la membrane plane Microdyn Nadir en Polyethersulfone

Étapes de lavage	Concentration des réactifs	Durée de l'opération
Bain dans la solution de soude (hydroxide de sodium)	4 g/L	2 h
Bain dans la solution d'acide (acide nitrique)	22 g/L	2 h
Lavage manuel à l'eau		

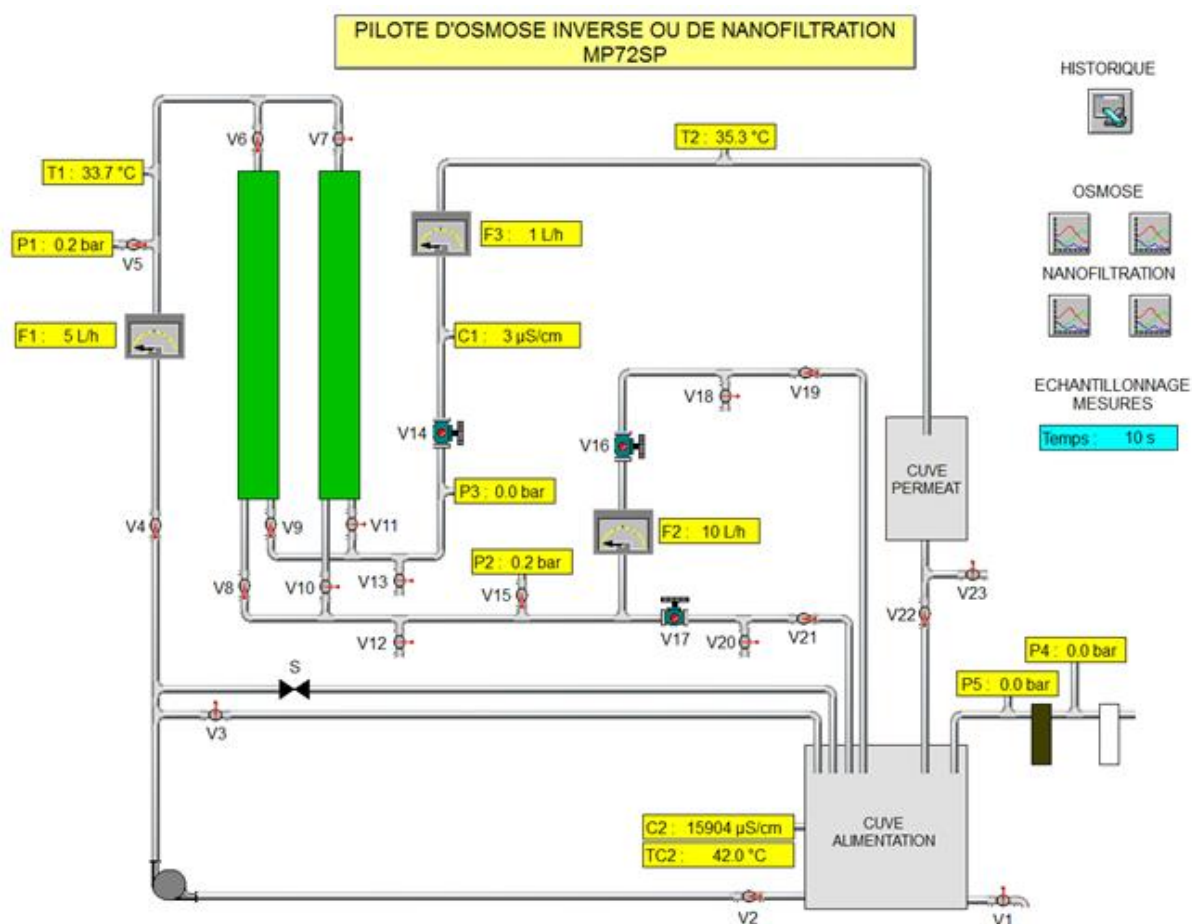
2- Protocole de lavage chimique de la membrane tubulaire céramique Pall Exekia

Étapes de lavage	Concentration des réactifs	Durée de l'opération
Lavage à la solution de soude (hydroxyde de sodium)	4 g/L	2 h
Lavage à la solution d'acide (acide nitrique)	22 g/L	2 h
Lavage à la solution d'hypochlorite de sodium	0,4 g/L	2h
Lavage à l'eau distillée		2h

Annexe 7 : Schéma fonctionnel du pilote Bàm 3



Annexe 8 : Schéma fonctionnel du pilote NF 2



Annexe 9 : Vue aérienne de la station de la Grande Motte (Agglomération de Montpellier, France)



Annexe 10 : Vue aérienne de la station de Maera (Lattes, Agglomération de Montpellier, France)



Annexe 11 : Vue aérienne de la STEP de Kossodo (Ouagadougou, Burkina Faso) et du périmètre de réutilisation des eaux usées traitées



Annexe 12 : Quantités de réactifs utilisés pour préparer le substrat synthétique d'eaux usées de brasseries

1- Composition du substrat synthétique

Eléments	Quantité en mL ou en g pour préparer 1L de solution	Quantité en mL ou en g pour préparer 100L de solution
Bière (g)	16,524	1652,40
Acide acétique glacial (g)	6,9	690
Extraits de levure (g)	0,9	90
NH ₄ Cl (g)	0,228	22,80
K ₂ HPO ₄ (g)	0,144	14,40
MgSO ₄ (g)	0,066	6,60
Eléments traces métalliques (mL)	30,84	3084

2- Composition des éléments en traces métalliques utilisés

Composition de la solution d'éléments trace métalliques	Quantité pour préparer 5 L de solution
FeCl ₂ , H ₂ O (mg)	58,3
MnCl ₂ , 4H ₂ O (mg)	14,6
CoCl ₂ , 6H ₂ O (mg)	58,3
NiCl ₂ , 6H ₂ O (mg)	4,15
ZnCl ₂ (mg)	1,45
Na ₂ SeO ₃ (mg)	3,6
H ₃ BO ₃ (mg)	1,45
HCl (mL)	0,05
EDTA (mg)	29,15

Annexe 13 : Evaluation des charges de gestion de la station de prétraitement de la Brakina

▪ **Charges de Personnel**

Responsable labo 390 000 FCFA/mois (600 euros)

Agent de laboratoire 260 000 FCFA/mois (400 euros)

Ouvrier temporaire 130 000 FCFA /mois (200 euros)

Total mensuel 780 000 FCFA /mois (1200 euros)

Total journalier 26 000 FCFA /j (40 euros)

Total par volume d'eau traitée 26 000 FCFA /3140 soit 8,28 F/m³ (0,0127 euros)

Charge de personnel : 26 000 FCFA/3140 soit 8,28 FCFA/m³ (0,0127 euros)

▪ **Charges de suivi et de maintenance**

Analyses physicochimiques

Total analyses par jour 25 000 FCFA /j (38,17 euros)

Total analyses par volume d'eau traitée 7,96 FCFA/m³ (0,012 euros)

▪ **Charges de fonctionnement**

Refoulement des eaux usées du bassin tampon vers le bassin de décantation

Puissance totale : 5,5kWx3 = 16 kW

Temps de fonctionnement 24h

Energie consommée 396 kWh/j

Charge totale journalière 29 700 FCFA/j

Charge par volume d'eau traitée : 9,46 FCFA/m³ (0,014 euros)

Aération des boues

Puissance totale : 5 kW

Temps de fonctionnement : 12 h

Energie consommée 60 kWh/j

Charge totale journalière 4500 FCFA /j

Charge par volume d'eau traitée : 1,43 FCFA/m³ (0,00219 euros)

Raclage du surnageant

Puissance totale : 0,18 kW

Temps de fonctionnement : 24 h

Energie consommée 4,32 kWh/j

Charge totale journalière 324 FCFA/j

Charge par volume d'eau traitée : 0,103 FCFA/m³ (0,00016 euros)

Neutralisation acide

Volume d'acide 870 L/j

Prix de l'acide 354 F/L (0,54 euros)

Prix de l'acide par jour 307 980 FCFA/j (470 euros)

Total acide 98,08 FCFA/m³ (0,1597 euros)

Charge de neutralisation : 98,08 FCFA/m³ (0,1597 euros)

Vidange des boues

Vidange 2/j soit 30 000 FCFA/j (45,73 euros)

Total vidange par volume d'eau traitée 9,55 FCFA/m³ (0,015 euros)

Charge vidange : 9,55 FCFA/m³ (0,015 euros)

▪ **Charges d'amortissement des équipements**

Charge totale : 5% (charges de fonctionnement + charge se suivi)

Charge totale journalière : 5% x 59524 = 2976,2 F/j

Total amortissement 0,95 FCFA/m³

Charges totales gestion de la station : 135,82 F/m³

Charges totales journalières de gestion de la station : 426480,2 FCFA/j

Annexe 14 : Fonctions de détermination des coûts d'investissement et d'exploitation d'un BâM selon Igesisas et al. (2018)

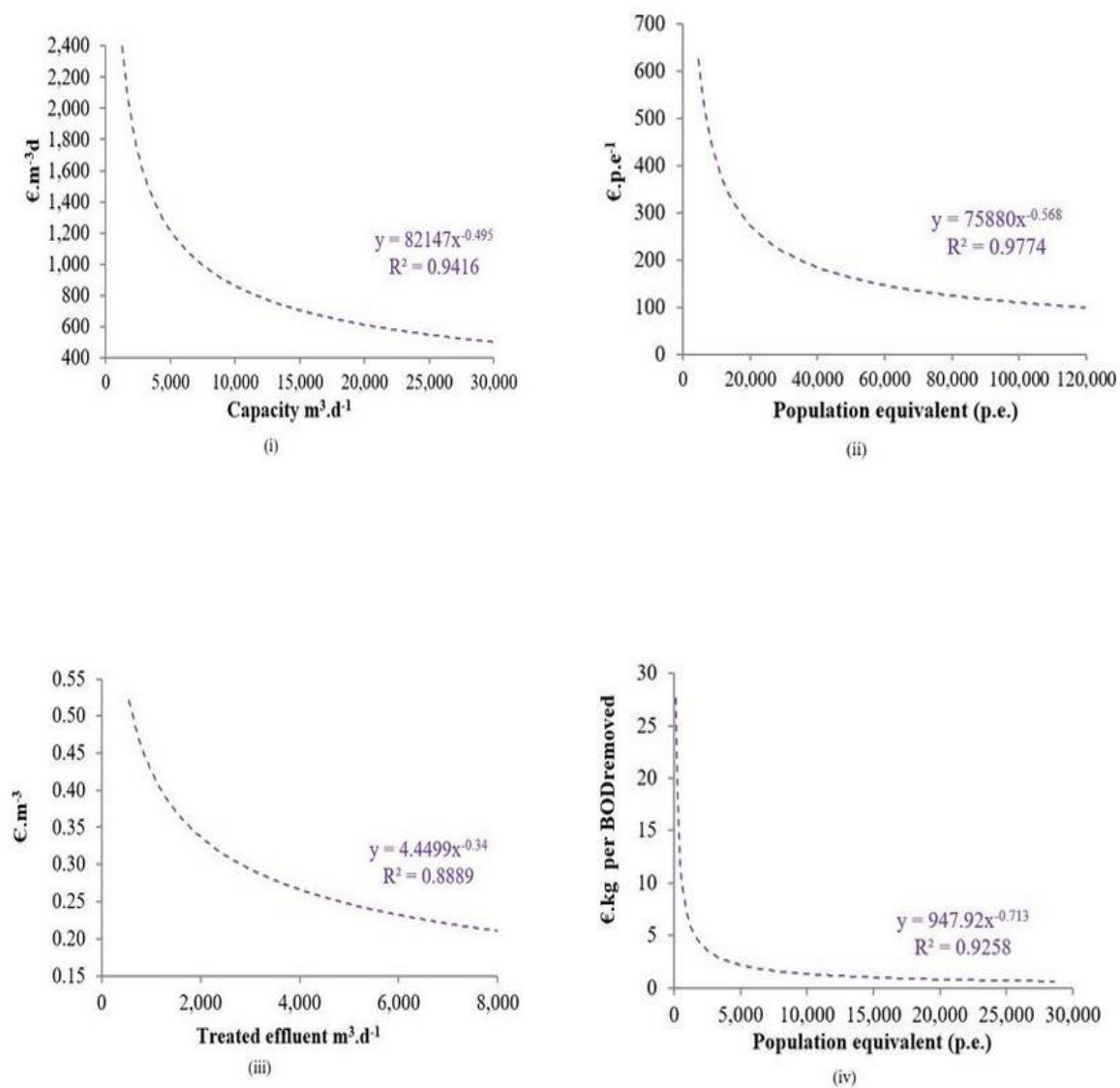


Figure 3. Estimated CAPEX: (i) per unit flow, and (ii) per p.e., and OPEX (iii) per unit flow, and (iv) per p.e. for the MBR facility.

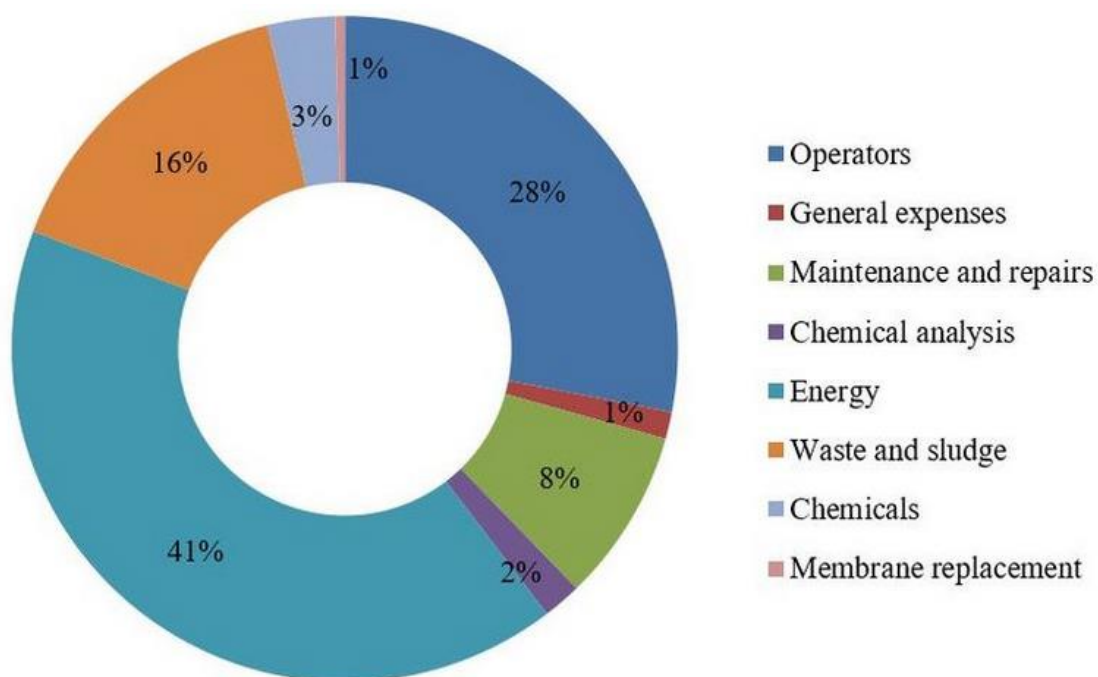
Annexe 15 : Répartition des coûts d'exploitation dans un BâM selon Iglesias et al. (2018)

Figure 6. Overall mean OPEX contribution to MBR plants