

POLYTECHNIQUE MONTRÉAL

affiliée à l'Université de Montréal

**Faisabilité du procédé de boues granulaires aérobies en vue de
déphosphatation biologique des eaux usées agroalimentaires**

- Modélisation et Expérimentation -

THI NGOC QUYNH NGUYEN

Département de génies civil, géologique et des mines

Mémoire

Présenté en vue de l'obtention du diplôme de

Maîtrise ès sciences appliquées

Génie de l'environnement

Décembre 2021

POLYTECHNIQUE MONTRÉAL

affiliée à l'Université de Montréal

Ce mémoire intitulé :

**Faisabilité du procédé de boues granulaires aérobies en vue de
déphosphatation biologique des eaux usées agroalimentaires
- Modélisation et Expérimentation -**

Présenté par

Thi Ngoc Quynh NGUYEN

en vue de l'obtention du diplôme de *Maîtrise ès sciences appliquées*

a été dûment accepté par le jury d'examen constitué de :

Dominique CLAVEAU-MALLET, présidente

Yves COMEAU, membre et directeur de recherche

Peter VANROLLEGHEM, membre et codirecteur de recherche

Lina BELIA, membre externe

DÉDICACE

À mes très chers Công, An, Vy

REMERCIEMENTS

Ce projet de recherche a été réalisé à Polytechnique Montréal, dans l'équipe du Laboratoire de génie de l'environnement (LGE) et au sein du projet Waste2Feed. Ce projet a été financé par le Conseil de recherches en sciences naturelles et en génie du Canada (CRSNG).

Tout d'abord, je tiens à remercier Prof. Yves COMEAU de m'avoir accepté au sein de son équipe de recherche et d'être mon directeur de recherche. Je le remercie également très sincèrement pour sa disponibilité, ses connaissances, ses conseils et sa compréhension.

Je tiens à remercier également Prof. Peter VANROLLEGHEM qui est mon co-directeur de recherche et qui m'apporter des conseils au cours des réunions.

Je suis reconnaissante envers les membres du jury, Prof. Dominique CLAVEAU-MALLET, Mme. Lina BELIA qui m'ont fait l'honneur d'examiner ce travail et de participer à ma présentation de maîtrise.

Sincères remerciements au personnel du CTBM, en particulier M. Benoit PARÉ et Mme. Anik TREMBLAY, pour leur collaboration en nous fournissant des données et informations nécessaires.

Un grand merci à Sanaz ALIZADEH pour m'avoir accompagné et soutenu dès mes premiers jours au LGE.

Je souhaite remercier aussi Mélanie BOLDUC et Gabriel ST-JEAN pour leur aide et leur patience au laboratoire.

Finalement, je voudrais remercier les étudiantes de l'équipe W2F, Maria XIMENA MORA GUERRERO, Frédérique DUBÉ, Myriam GAGNON, qui ont participé au bon déroulement de ce projet.

RÉSUMÉ

Le Centre de Traitement de la Biomasse de la Montérégie (CTBM) traite des eaux usées et des boues organiques provenant principalement de l'industrie agroalimentaire qui sont très riches en nutriments. Dans la perspective de maximiser la récupération de ressources de l'eau et de diminuer la quantité des produits chimiques utilisés au CTBM, ce projet a été effectué pour l'objectif principal de déterminer le potentiel de la déphosphatation biologique (bio-P) et de la récupération de phosphore par le procédé de boues granulaires aérobies (BGA).

La faisabilité de ce projet a été validée à l'aide de BioWin – un logiciel de modélisation des eaux usées - ainsi qu'un dispositif expérimental incluant un réacteur biologique séquentiel à boues granulaires aérobies (RBS/BGA). Le projet comportait de quatre volets.

Le premier volet a consisté en la réalisation d'une revue littérature afin de connaître l'état de l'art du procédé BGA; de mieux comprendre ses mécanismes et ses applications; de concevoir un système RBS/BGA à l'échelle en laboratoire en vue de bio-P; et de prédéterminer la faisabilité de la modélisation de ce procédé à l'aide du logiciel BioWin.

Le deuxième volet a consisté en une analyse détaillée de la base de données du CTBM, révélant la grande variabilité des caractéristiques d'affluent actuel de CTBM, non seulement au cours d'une année sinon d'une année à l'autre. Les concentrations représentatives de l'affluent du CTBM-Iberville et les fractionnements de DCO, d'azote, de phosphore sont déterminés. Parallèlement une analyse de la filière de traitement existante et future est réalisée en vue de comprendre l'opération et le contrôle des filières. Le bassin RBS 32 (370 m³) dans la filière de traitement actuelle est identifié comme l'emplacement idéal pour réaliser le procédé BGA.

Le troisième volet du projet a consisté en la modélisation de la filière CTBM-Iberville, comportant des digesteurs anaérobies, la caractérisation de l'effluent de cette filière, et la modélisation de la filière CTBM-STEP, comportant un RBS/BGA. La simulation de la filière CTBM-Iberville réalisée par le logiciel BioWin a indiqué la nécessité des certaines modifications de cette filière afin d'atteindre des conditions essentielles pour la bio-P sans perdu l'objectif de valorisation des matières organiques sous forme d'énergie. Les résultats de la simulation de CTBM-STEP révèlent la grande faisabilité du procédé BGA pour le traitement des eaux usées à très fortes charges en

matières organiques ainsi qu'en azote, en phosphore et en MES – comme les eaux usées agroalimentaires du CTBM.

Le quatrième volet a porté sur la conception d'un système RBS/BGA à l'échelle de banc d'essai, la détermination des conditions opératoires appropriées et le démarrage du système. La granulation a été effectuée avec succès. Le système, après 3,5 mois d'opération, a atteint une bonne performance d'enlèvement de la DCO et de l'ammonium NH_4 , une partielle dénitrification mais a perdu la déphosphatation biologique. La prochaine étape du projet s'agit de la gestion de la communauté bactérienne sur les granules pour optimiser les processus de nitrification/dénitrification et déphosphatation biologique en simultané.

ABSTRACT

The Montérégie Biomass Treatment Center (CTBM) treats wastewater and organic sludge mainly from the food industry, which is very rich in nutrients. With the perspective to maximizing the recovery of water resources and reducing the amount of chemicals used at the CTBM, this project's objective was to determine the potential of biological phosphorus removal (bio-P) and recovery by the aerobic granular sludge process (AGS).

The feasibility of this project was validated using BioWin – a wastewater modeling software - as well as a lab-scale system including a sequencing batch reactor with aerobic granular sludge (SBR/AGS).

The project had four components. The first part consisted of carrying out a literature review in order to: establish the state of the art of the AGS process; better understand its mechanisms and applications; design a lab-scale SBR/AGS system for bio-P; and determine the feasibility of modeling this process using the BioWin software.

The second part consisted of a detailed analysis of the CTBM database, which revealed the enormous variability in CTBM's current influent characteristics, not only within a year, but also from year to year. The representative concentrations of the CTBM-Iberville influent and the COD, nitrogen and phosphorus fractions were determined. At the same time, an analysis of the existing and future treatment processes was carried out in order to understand their operation and control. The “RBS 32” (370 m³) basin, already part of the current treatment process, was identified as the ideal location to carry out the AGS process.

The third part of the project consisted of the modeling of the CTBM-Iberville process train (comprising of anaerobic digesters and sludge hydrolysis), the characterization of the effluent from this process train, and the modeling of the CTBM-STEP process train which included an SBR/AGS. The simulation of the CTBM-Iberville process train, carried out by the BioWin software, indicated the need for certain modifications in order to achieve conditions essential for bio-P without compromising energy production in the form of biogas.

The results of the simulation of the CTBM-STEP process revealed the AGS process can treat wastewater with very high loads of organic matter as well as nitrogen, phosphorus and suspended

solids - such as the agri-food wastewater received at CTBM. In addition, the modelling showed that bio-P always occurred in the presence of ferric sulfate.

The fourth component involved designing a bench scale SBR/AGS system, determining the appropriate operating conditions and starting-up the system. Granulation was successful. The system, after 3.5 months of operation, achieved good performance in COD and ammonium NH_4 removal and partial denitrification but lost biological phosphorus removal. The next step of the project will include the management of the bacterial community of the granules for simultaneous nitrification / denitrification and bio-P.

TABLE DES MATIÈRES

DÉDICACE	III
REMERCIEMENTS	IV
RÉSUMÉ	V
ABSTRACT	VII
TABLE DES MATIÈRES	IX
LISTE DES TABLEAUX.....	XI
LISTE DES FIGURES.....	XII
LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS	XIV
LISTE DES ANNEXES.....	XVI
CHAPITRE 1 INTRODUCTION.....	1
1.1 Mise en contexte et problématique.....	1
1.2 Hypothèse scientifique	1
1.3 Objectifs	2
1.4 Méthodologie	2
1.5 Originalité et retombées du projet.....	3
CHAPITRE 2 REVUE DE LITTÉRATURE	4
2.1 Déphosphatation biologique.....	4
2.1.1 Principe.....	4
2.1.2 Procédés de déphosphatation biologique	6
2.2 Procédé de boues granulaires aérobies.....	7
2.2.1 Caractéristiques physico-chimiques des BGA	7
2.2.2 Diversité microbienne et voies d'élimination des nutriments sur BGA.....	9
2.2.3 Sélection des PAO/DPAO.....	12
2.2.4 Facteurs affectant la formation des granules aérobies pour but de déphosphatation biologique.....	13
CHAPITRE 3 CENTRE DE TRAITEMENT DE BIOMASSES DE MONTÉRÉGIE – CTBM..	24
3.1 Filières de traitement au CTBM.....	24
3.1.1 Filière actuelle au CTBM.....	24
3.1.2 Filière CTBM-Iberville	27
3.2 Caractérisation d'affluent actuel/futur de CTBM	27

CHAPITRE 4	MODÉLISATION DES FILIÈRES DE TRAITEMENT À L'AIDE DU LOGICIEL BIOWIN.....	30
4.1	Simulateur BioWin version 6.1	30
4.2	Approche de modélisation de l'élément GSST (RBS/BGA) dans BioWin	31
4.3	Modélisation de la filière CTBM-Iberville	32
4.4	Modélisation de la filière proposée pour CTBM-Iberville en vue de favoriser la bio-P au CTBM-STEP	36
4.5	Modélisation de la filière CTBM-STEP.....	39
4.5.1	Configuration du modèle et ses paramètres de conception	39
4.5.2	Résultats de simulation.....	41
4.6	Module de polissage.....	52
4.7	Conclusion pour la partie de modélisation.....	53
CHAPITRE 5	CONCEPTION ET DÉMARRAGE DU SYSTÈME EXPÉRIMENTAL DE RBS/BGA EN VUE DE DÉPHOSPHATATION BIOLOGIQUE.....	56
5.1	Méthodologie	56
5.1.1	Recette de l'affluent synthétique.....	56
5.1.2	Réacteur et accessoires.....	57
5.1.3	Cycle et séquences	59
5.1.4	Montage expérimental automatisé	59
5.1.5	Paramètres de contrôle	61
5.1.6	Démarrage	61
5.2	Premiers résultats et discussion.....	62
5.2.1	Caractéristiques de l'affluent	62
5.2.2	Profil d'oxygène dissous, de pH	63
5.2.3	Enlèvement de DCO, NH_4^+ et o-PO_4	64
5.2.4	Évolution des cations lors de la déphosphatation biologique	67
5.2.5	Évolution de la biomasse.....	68
5.2.6	Précipités	73
5.3	Conclusion et recommandations pour la partie expérimentale	74
CHAPITRE 6	CONCLUSION ET RECOMMANDATIONS.....	76
RÉFÉRENCES		78
ANNEXES		85

LISTE DES TABLEAUX

Tableau 2-1 Activités bactériennes dans une liqueur mixte déphosphatante (Comeau, 2019).....	11
Tableau 2-2 Facteurs principaux affectant la granulation aérobie et leur niveau d'impact (Corsino et al., 2019).....	13
Tableau 2-3 Paramètre de conception et d'opération des systèmes de RBS/BGA combinant l'élimination du phosphore et de l'azote à l'échelle de banc d'essai et leur performance atteinte à la fin de la période d'étude	15
Tableau 3-1 Contribution en débit et en charges en DCO_t , en P_t , en NTK, en MS, en MO de 10 groupes de sources d'intrant (pour la période de données considérées : mai – juin – août 2020).....	29
Tableau 3-2 Caractéristiques de l'affluent du CTBM-Iberville et les fractionnements de DCO, d'azote, et de phosphore selon différentes méthodes de considération.....	29
Tableau 4-1 Données d'entrée du modèle de simulation de CTBM-Iberville	34
Tableau 4-2 Résultats de prédiction du modèle de simulation de CTBM-Iberville.....	35
Tableau 4-3 Données d'entrée du modèle de simulation de CTBM-Iberville modifié.....	37
Tableau 4-4 Résultats de prédiction du modèle de simulation de CTBM-Iberville modifié	38
Tableau 4-5 Fractions calculées de l'effluent de la filière CTBM-Iberville modifiée.....	38
Tableau 4-6 Données d'entrée pour l'affluent du modèle de CTBM-STEP.....	40
Tableau 4-7 Paramètres de conception de RBS/BGA.....	40
Tableau 4-8 Données d'entrée pour RBS/BGA	41
Tableau 4-9 Caractéristiques d'eau traitée par RBS/BGA et celles de cette eau après avoir passé le bloc de séparation ayant un taux d'enlèvement de MES de 99,5 %	42
Tableau 4-10 Composants principaux de boues déshydratées exprimés en différentes unités	49
Tableau 4-11 Données d'entrée liées à l'ajout du $Fe_2(SO_4)_3$ et l'ajout de la base forte.....	50
Tableau 4-12 Comparaison des aspects à considérer entre les deux scénarios	54
Tableau 5-1 Recette de l'affluent synthétique.....	57
Tableau 5-2 Six solutions mères stockées séparément.....	57
Tableau 5-3 Séquences d'un cycle du RBS/BGA	59
Tableau 5-4 Paramètres de contrôle	61
Tableau 5-5 Caractéristiques mesurées de l'affluent synthétique utilisé	62
Tableau 6-1 Configuration de scénarios principaux simulés	89
Tableau 6-2 Résultats obtenus pendant la détermination de k_{La}	94

LISTE DES FIGURES

Figure 2-1 Modèle biochimique anaérobie (a) et aérobie (b) d'une bactérie déphosphatante © Comeau, 2019. Reproduit avec permission.....	5
Figure 2-2 Profil typique de phosphates dans liqueur mixte lors de déphosphatation biologique...	6
Figure 2-3 Configuration d'un procédé de déphosphatation biologique.....	6
Figure 2-4 Schéma d'un granule aérobie avec les différents processus de conversion se pouvant dérouler dans les différentes zones redox au long de la profondeur de granule	9
Figure 3-1 Filière de traitement actuelle au CTBM	26
Figure 3-2 Schéma de la filière CTBM-Iberville installée.....	27
Figure 4-1 Configuration du modèle de simulation de la filière de CTBM-Iberville	33
Figure 4-2 Fractionnement de DCO de l'effluent du modèle de simulation de CTBM-Iberville..	35
Figure 4-3 Configuration du modèle de simulation de CTBM-Iberville modifiée retenue	36
Figure 4-4 Fractions de DCO de l'effluent du modèle de CTBM-Iberville modifié (avec 150 m ³ /d d'eau traitée pour la dilution)	37
Figure 4-5 Configuration du modèle de simulation de CTBM-STEP	39
Figure 4-6 Programme opérationnel détaillé du RBS/BGA.....	41
Figure 4-7 Fluctuation de la masse totale de solides dans le système au régime établi et contribution des granules à la masse totale de solides.....	43
Figure 4-8 Concentration de différents types de biomasse à la couche extérieure des granules ...	44
Figure 4-9 Évolution de la concentration de l'AGV, de l'ammonium, du nitrite, de l'o-PO ₄ , et de l'OD à la couche supérieure du RBS au cours d'un cycle	45
Figure 4-10 Évolution de la concentration (a) du o-PO ₄ , du magnésium et du calcium; (b) de la struvite et de la brushite dans la liqueur mixte du RBS au cours d'un cycle	46
Figure 4-11 Profil (a) des MES, (b) des azotes, (c) de l'AGV, (d) du P _t au long de la profondeur du réacteur (couches 0 à 10) et du granule (couches 11 à 13) à la fin de la phase d'alimentation	47
Figure 4-12 Profil (a) des MES, (b) des azotes, (c) de l'AGV, (d) du P _t au long de la profondeur du réacteur (couches 0 à 10) et du granule (couches 11 à 13) à la fin de la phase de décantation	48
Figure 4-13 Configuration du modèle de simulation de l'effet du fer sur la bio-P dans le RBS/BGA	50
Figure 4-14 Comparaison des caractéristiques de boues déshydratées aux 3 cas sans et en présence de sulfate ferrique (a) débit massique des paramètres principaux; (b) pourcentage de polyP et de Fe dans biosolides.....	51
Figure 4-15 Configuration de module de polissage proposée pour l'eau traitée de RBS/BGA.....	53
Figure 4-16 Système complet proposé pour CTBM	55
Figure 5-1 Schéma détaillé du réacteur et ses dimensions.....	58
Figure 5-2 Schéma du montage expérimental automatisé	60
Figure 5-3 Profile d'oxygène dissous et de pH du cycle 130.....	63

Figure 5-4 Variation de l'efficacité d'enlèvement de la DCO_{cs} , de l' NH_4 , du o-PO_4 au cours du temps d'expérimentation	64
Figure 5-5 Évolution des concentrations dans un cycle typique de différentes périodes	65
Figure 5-6 Évolution de l'alcalinité au cours (a) du temps d'expérimentation; (b) d'un seul cycle	67
Figure 5-7 Évolution de o-PO_4 , et des cations au cours d'un cycle (130°) lors de la déphosphatation biologique.....	67
Figure 5-8 Évolution (a) de MES, MT et des ratios de MVES/MES, MVT/MT ; et (b) du temps de rétention de boues au cours du temps d'expérimentation	68
Figure 5-9 Photos d'observations microscopiques de LM échantillonnée pendant la phase d'aération des différents jours	70
Figure 5-10 Photos (prises au 113 ^e jour - le 1 ^{er} sept. 2021) montrant : (a) la stratification de biomasses dans réacteur pendant la phase de recirculation à débit de 900 mL/min; (b) une vue rapprochée de la stratification (c) une vue rapprochée des granules.....	70
Figure 5-11 Liqueur mixte échantillonnée à la phase d'aération	71
Figure 5-12 Organismes observés dans liqueur mixte	71
Figure 5-13 Micro-colonies de protozoaires ciliées attachées (« stalked ciliates ») sur granules – observées aux 2 amplifications différentes	72
Figure 5-14 Précipités observés dans LM	73
Figure 6-1 Configuration globale du modèle de simulation de différents scénarios proposés pour la modification de CTBM-Iberville pour favoriser la bio-P	89
Figure 6-2 Évolution d'oxygène dissous (a) dans l'eau de robinet; (b) dans le mélange d'eau de robinet et de boues granulaires anaérobies.....	94
Figure 6-3 Photos des bulles d'air prises lors de détermination de k_{La}	94

LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS

AGV	Acides gras volatils
AOB	« Ammonia oxidizing bacteria » - bactéries oxydant l'ammonium
BGA	Boues granulaires aérobies
Bio-P	Déphosphatation biologique
CTBM	Centre de Traitement de la Biomasse de la Montérégie
DBO	Demande biologique en oxygène
DCO	Demande chimique en oxygène
DGAO	« Denitrifying glycogen accumulating organisms » - organismes dénitrifiants accumulant du glycogène
DOHO	« Denitrifying ordinary heterotrophic organisms » - organismes dénitrifiants hétérotrophes ordinaires
DPAO	« Denitrifying phosphate accumulating organisms » - organismes dénitrifiants accumulant des phosphates
EPS	« Extracellular polymeric substances » - substances polymères extracellulaires
F/M	« Food/Microorganism » - DBO ₅ /matières volatiles en suspension
FA	« Free ammonia » - ammoniac libre
FISH	« Fluorescence in situ hybridization » - hybridation in situ en fluorescence
FNA	« Free nitrous acid » - acide nitreux
IVB	Indice de volume de boues
GAO	« Glycogen accumulating organisms » - organismes accumulateurs de glycogène
GSST	« Granular sludge sequencing tanks » - RBS/BGA (Réacteur biologique séquentiel à boues granulaires aérobies)
LM	Liqueur mixte
MES	Matières en suspension
MVES	Matières volatiles en suspension
MT	Matières totales
MVT	Matières volatiles totales
N _t	Azote total
NH ₄	Azote ammoniacal (ammonium + ammoniac)
NO ₂	Nitrite (acide nitreux + ion nitrite)
NO ₃	Nitrate (acide nitrique + ion nitrate)
NOB	« Nitrite oxidizing bacteria » - bactéries oxydant le nitrite
NTK	Azote total Kjeldahl
PAO	« Phosphate accumulating organisms » - organismes accumulateurs de phosphore
OD	Oxygène dissous
OHO	« Ordinary heterotrophic organisms » - organismes hétérotrophes ordinaires
P _t	Phosphore total

RBS	Réacteur biologique séquentiel
REV	Ratio d'échange volumique
SRB	« Sulfur reducing bacteria » - bactéries réductrices de soufre
TCA	Taux de charge d'azote
TCV	Taux de charge volumique
TRB	Temps de rétention de boues
TRH	Temps de rétention hydraulique

LISTE DES ANNEXES

Annexe A Normes de rejets à l'effluent du CTBM	85
Annexe B Dimensions des bassins existants au CTBM.....	86
Annexe C Caractéristiques de l'eau à différents points d'échantillonnage sur la filière de traitement actuelle au CTBM (période de données considérées : mai-décembre 2019 – 244 jours)	87
Annexe D Variation du débit et des concentrations d'effluent du bassin BA-22 des années 2017 - 2019	88
Annexe E Scénarios proposés pour la modification de CTBM-Iberville en vue de favoriser la déphosphatation biologique.....	89
Annexe F Entrée de données conçues pour le RBS/BGA au CTBM à l'interface utilisateur de BioWin	90
Annexe G Consommation de produits chimiques au CTBM.....	91
Annexe H Résultats 2020 de boues déshydratées de CTBM	92
Annexe I Photos de diffuseurs testés.....	93
Annexe J Détermination du k_{La}	94
Annexe K Équations de calcul des paramètres	95
Annexe L Photos du montage expérimental	96
Annexe M Exemple d'un bordereau de transmission d'échantillons aux laboratoires bureau Véritas et de rapport d'analyse externe.....	97

CHAPITRE 1 INTRODUCTION

1.1 Mise en contexte et problématique

Le Centre de Traitement de la Biomasse de la Montérégie (CTBM) traite des eaux usées et des boues liquides provenant principalement de l'industrie agroalimentaire qui sont très riches en nutriments et en particulier en phosphore (moyennement supérieur à 600 mg P/L). L'élimination du phosphore pour répondre les exigences de rejet (inférieur à 1 mg P/L (Annexe A)) est réalisée présentement par voie chimique. Dans une perspective de développement durable, il s'est fixé comme l'objectif prioritaire de valoriser 100 % des déchets organiques et biodégradables. Une déphosphatation biologique à la place de chimique permettrait non seulement d'augmenter le potentiel de valorisation du phosphore et de produire des engrais plus faciles à certifier, mais aussi d'avoir un impact positif sur la durée du cycle de vie.

Parmi les procédés de déphosphatation biologique, le procédé de boues granulaires aérobies (BGA) est une récente technologie prometteuse en raison de sa faible empreinte au sol et de sa capacité à traiter simultanément des DCO, de l'azote et du phosphore. Cette technologie reçoit de plus en plus d'attention au niveau du monde ; et a été appliquée avec succès à pleine échelle sous les marques commerciales Nereda[®] (développée par DHV Royal Haskoning) et S::Select[®] (développée par EssDe GmbH) pour traiter des eaux usées municipales ainsi qu'industrielles.

Cependant, la quantité d'études réalisées sur le procédé BGA pour la déphosphatation biologique des eaux usées industrielles à forte charge (spécifiquement de type agroalimentaire) est encore limitée.

Ce projet de recherche de maîtrise s'inscrit dans le cadre du projet « Waste2Feed », vise à déterminer la faisabilité du procédé de boues granulaires aérobies (BGA) pour réaliser la déphosphatation biologique en vue d'une valorisation agricole du phosphore.

1.2 Hypothèse scientifique

L'hypothèse scientifique de ce projet est que le procédé BGA est une alternative biologique intéressante d'un point de vue technique et économique par rapport au procédé chimique actuellement utilisé. Le procédé BGA avec les granules enrichis en bactéries accumulant du

phosphore permet de récupérer des ressources telles que le phosphore à partir d'eaux usées agroalimentaires de CTBM.

1.3 Objectifs

L'objectif général de ce projet est de déterminer la faisabilité du procédé de boues granulaires aérobies (BGA) pour réaliser la déphosphatation biologique en vue d'une valorisation agricole du phosphore.

Cet objectif se divise en cinq sous-objectifs (SO) :

(SO1) Vérifier si les caractéristiques de ce type d'eau sont appropriées pour faire ce type de traitement

(SO2) Déterminer quel prétraitement est requis pour ajuster les caractéristiques de l'eau permettant d'exploiter le procédé BGA

(SO3) Identifier le meilleur endroit pour l'implantation du procédé BGA sur la filière actuelle de CTMB

(SO4) Démontrer la faisabilité du procédé BGA à pleine échelle pour une élimination simultanée du phosphore et de l'azote d'eaux usées à forte charge en DCO, en nutriments, et en MES par modélisation à l'aide du logiciel BioWin

(SO5) Démontrer expérimentalement à l'échelle laboratoire la faisabilité du procédé BGA pour la déphosphatation biologique d'eaux usées à forte charge en DCO, en nutriments.

1.4 Méthodologie

Les activités permettant d'atteindre les objectifs spécifiques ont été les suivantes :

(1) Revue de littérature à propos de : Déphosphatation biologique ; Procédé BGA ; Conditions requises pour la déphosphatation par BGA ; Facteurs affectant la formation des granules aérobies pour but de déphosphatation biologique ; Modélisation de BGA par Biowin

(2) Analyse de la base de données du CTBM des années 2019 et 2020 : Caractérisation de la variabilité et de la qualité des eaux usées de CTBM ; Bilan de masse de la filière de traitement actuel ; Caractéristiques représentatives des intrants du CTBM – les données d'entrée pour les modèles de simulation

(3) Analyse des filières existantes de traitement : Vérifier le volume utile de chaque bassin ; Comprendre les modes d'opération, de contrôle de la filière

(4) Modélisation à l'aide du logiciel BioWin :

- de la filière CTBM-Iberville installée mais non démarrée, dont son effluent sera l'affluent de la filière CTBM-STEP
- de la filière CTBM-Iberville incluant les modifications nécessaires afin que les propriétés de son effluent répondent aux exigences du procédé de déphosphatation biologique
- de la filière CTBM-STEP avec l'ajout de réacteur séquentiel à boues granulaires aérobies (RBS/BGA) pour bio-P

(5) Conception, détermination des conditions opératoires et démarrage du système expérimental de RBS/BGA.

1.5 Originalité et retombées du projet

Compte tenu du nombre limité de modélisations à l'aide de logiciel BioWin et d'études expérimentales réalisées sur le procédé BGA pour la déphosphatation biologique des eaux usées industrielles, notamment celles agroalimentaires, à des charges très élevées en C, N, P et MES, cette étude conduit à une meilleure compréhension des différents mécanismes et des paramètres et de facteurs qui entraînent un impact significatif sur la performance des processus.

Les résultats de la modélisation à l'aide de logiciel BioWin ainsi que les résultats expérimentaux de ce projet permettent de déterminer l'applicabilité du procédé BGA pour le traitement des eaux usées agroalimentaires, ce qui pourrait représenter une alternative de traitement économique et durable pour la récupération des ressources de l'eau pour CTBM. Ainsi, le phosphore récupéré par ce type de procédé peut être utilisé comme biomatériau durable pour la production d'engrais ou d'amendements agricoles.

CHAPITRE 2 REVUE DE LITTÉRATURE

Ce chapitre consiste en une revue de littérature de la déphosphatation biologique et de la technologie de boue granulaire aérobie. Le principe et les procédés de déphosphatation biologique y sont synthétisés. Les caractéristiques physico-chimiques des boues granulaires aérobies (BGA) ainsi que la diversité microbienne sur BGA sont aussi résumées. Cette revue détaille également les facteurs clés affectant la granulation en vue de l'élimination simultanée des nutriments, qui sont pris en compte lors de la modélisation ainsi que l'expérimentation du projet.

2.1 Déphosphatation biologique

La déphosphatation chimique est la méthode de déphosphatation la plus répandue. Cependant l'intérêt pour la déphosphatation biologique s'est accru ces dernières années. Chaque méthode consiste ses propres avantages/désavantages. Dans le cas d'une valorisation agricole des boues, les phosphates contenus dans les boues déphosphatantes puissent être plus facilement disponibles aux plantes que les phosphates précipités des procédés chimiques (Comeau, 1990).

2.1.1 Principe

La déphosphatation biologique est basée sur l'accumulation de phosphates par certains microorganismes, qui sont capables d'assimiler une quantité plus importante de phosphore que les bactéries hétérotrophes rencontrées dans les boues activées conventionnelles. Ces microorganismes sont appelés les PAO (« phosphorus accumulating organisms » - organismes accumulateurs de phosphore). Pour aboutir à une déphosphatation biologique, il faut fournir aux PAO les conditions optimales pour promouvoir leur croissance par rapport aux autres organismes. Le requiert essentiel est d'exposer les bactéries à une alternance de conditions anaérobies (absence d'oxygène et de nitrate) et aérobies.

Les PAO stockent le phosphore sous forme de polyphosphate au sein de leurs cellules. Pendant la phase anaérobie, ces bactéries se servent de l'énergie libérée par l'hydrolyse intracellulaire des polyphosphates stockés pour assimiler du substrat facilement biodégradable (acétate et propionate) et le transformer sous forme PHA tout en relarguant du phosphore inorganique dans le milieu externe (Figure 2-1a). En condition aérobie, les substrats stockés PHA sont oxydés ce qui engendre une production d'énergie et permet la croissance bactérienne. La respiration (de l'oxygène) produit

l'énergie nécessaire aux bactéries pour reconstituer le stock de polyphosphates à partir du phosphore inorganique puisé dans le milieu (Figure 2-1b).

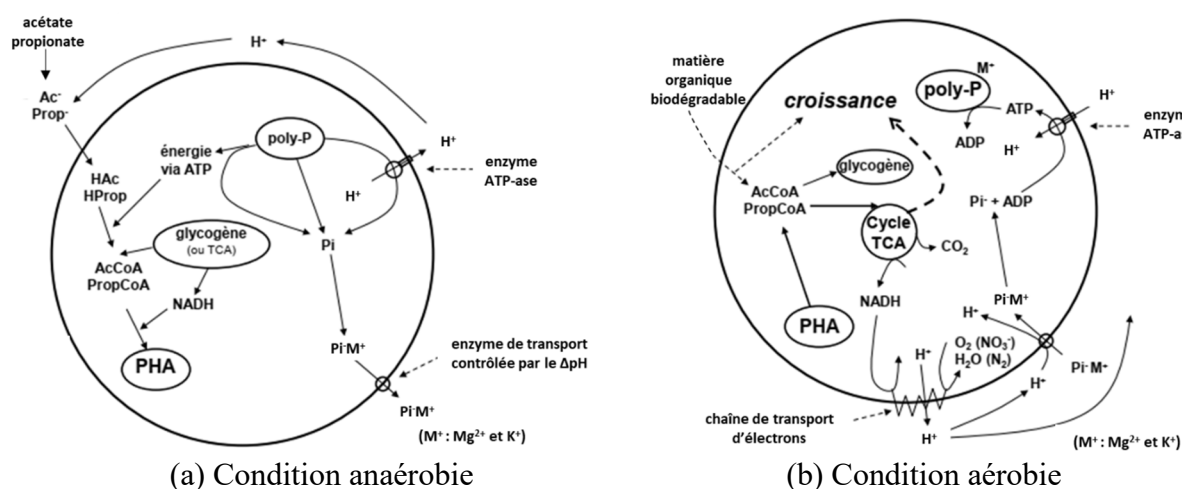


Figure 2-1 Modèle biochimique anaérobie (a) et aérobie (b) d'une bactérie déphosphatante

© Comeau, 2019. Reproduit avec permission.

(Abréviations : Ac⁻, acétate ; AcCoA, acétyl CoA ; ADP, adénosine diphosphate ; ATP, adénosine triphosphate ; ATP-ase, enzyme adénosine triphosphate ; CO₂, dioxyde de carbone ; C.T.E., chaîne de transport d'électrons ; H⁺, ion hydrogène ou proton ; HAc, acide acétique ; HProp, acide propionique ; M⁺, cation métallique ; N₂, azote gazeux ; NADH, nicotinamide adénine dinucléotides réduit ; NO₃⁻, nitrate ; O₂, oxygène ; PHA, poly-β-hydroxyalkanoates ; P_i, phosphates ; P_i⁻, ion phosphate ; polyP, polyphosphates ; Prop⁻, propionate ; PropCoA, propionyl CoA).

Avec la croissance des cellules, le stock de polyphosphates augmente et on obtient alors une assimilation de phosphore supérieure à la quantité relarguée. Le profil typique d'ortho phosphate lors de déphosphatation biologique est schématisée sur la Figure 2-2, où sa concentration augmente pendant la phase anoxie/anaérobie et diminue pendant la phase aérobie (Comeau, 1990 ; van Loosdrecht et al., 1997).

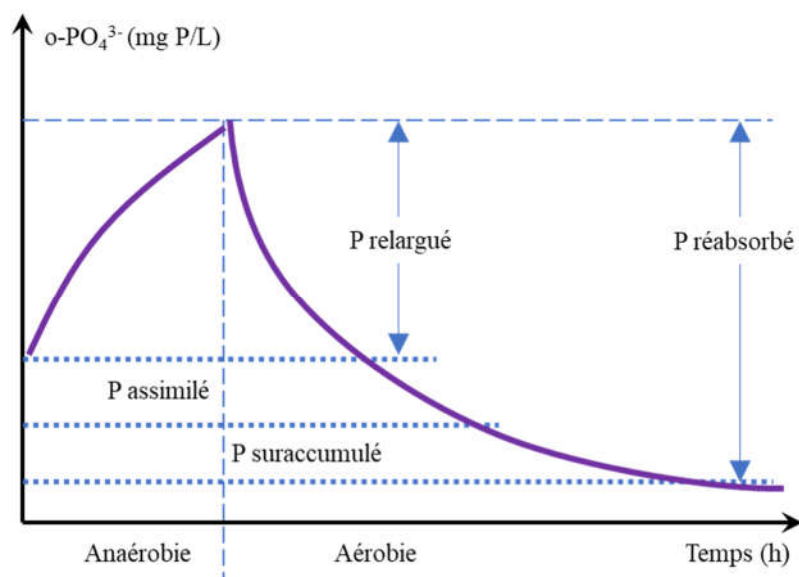


Figure 2-2 Profil typique de phosphates dans liqueur mixte lors de déphosphatation biologique

Ainsi, dans une boue déphosphatante, la teneur en phosphore organique peut atteindre jusqu'à 8, voire 10 %, par unité de poids sec contre environ 1,5 à 2 % pour boue activée (Comeau, 1990). En dernier lieu, l'extraction de la biomasse en excès permettra d'éliminer le phosphore du système.

2.1.2 Procédés de déphosphatation biologique

Comme mentionné antérieurement, le requiert essentiel pour déphosphatation biologique est d'exposer les bactéries à une alternance de conditions anaérobies (absence d'oxygène et de nitrate) et aérobies. Toutes les configurations du procédé de déphosphatation biologique incorporent des zones anaérobies et aérobies. Un exemple d'une configuration est présenté à la Figure 2-3.

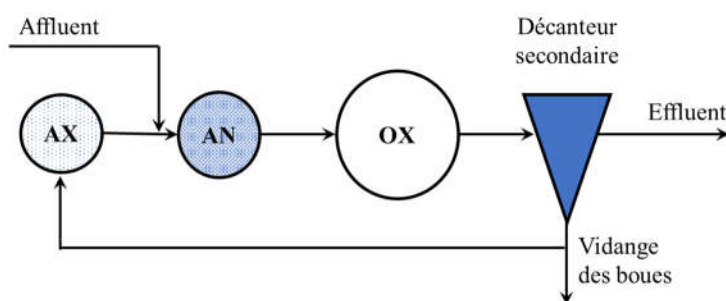


Figure 2-3 Configuration d'un procédé de déphosphatation biologique

(Abréviations : AX anoxie ; AN anaérobie ; OX aérobie)

Il existe de nombreuses variantes de conception pour les procédés de déphosphatation biologique. Les procédés communs peuvent être mentionnés comme Phoredox (A/O), Phoredox modifié (A²O), UCT (Université de Cape Town), VIP (Virginia Initiative Plant), JHB (Johannesburg), boues granulaires aérobies (BGA), Phostrip (M&EA, 2014). L'objectif principal de toutes les configurations est de minimiser le retour des nitrates dans la zone anaérobie. La sélection du procédé de déphosphatation biologique est spécifique à chaque site et un certain nombre de facteurs doivent être pris en compte, notamment (1) exigence de concentration en phosphore à effluent ; (2) processus et équipements existants ; (3) nécessité de la nitrification/dénitrification ; (4) caractéristiques des eaux usées ; (5) récupération/valorisation du phosphore ; (6) exigences opérationnelles.

Selon l'évaluation et l'analyse préliminaires fondées sur ces facteurs, le procédé BGA se montre comme le choix le plus approprié pour CTBM. En effet, la technologie de BGA offre plusieurs avantages par rapport aux boues activées conventionnelles, notamment une excellente propriété de décantation et une rétention élevée de la biomasse, permettant ainsi une charge volumique élevée. D'ailleurs, il offre également une plus grande résilience aux changements drastiques des conditions d'opération telles que la température ou la charge organique, et les composés toxiques (Corsino et al., 2019) – c'est le cas de CTBM (réf. section 3.2).

2.2 Procédé de boues granulaires aérobies

Cette section décrit les caractéristiques physico-chimiques des BGA, la diversité microbienne dans les BGA, les facteurs critiques affectant la granulation et le procédé bio-P de BGA, et en fin les systèmes de BGA à l'échelle du laboratoire utilisés dans les études d'élimination simultanée des nutriments.

2.2.1 Caractéristiques physico-chimiques des BGA

Les granules aérobies se distinguent aux floes de boues activées conventionnelles techniquement par un diamètre moyen entre 0,2 et 5 mm. Leur grande taille et leur morphologie sphérique compacte résultent en un régime de décantation qui ressemble plus à une décantation discrète qu'à une décantation entravée. Ceci est mis en évidence par de faibles valeurs d'indice de volume de boues (IVB) comprises entre 30 et 50 mL/g, où le rapport du volume de boues décantées à

5 minutes sur celui à 30 minutes (IVB₅/IVB₃₀) approche à 1,0. La densité de BGA a été rapportée de 1,004 à 1,1 kg/L, démontrant que les granules sont plus denses que les floccs qui ont généralement des densités de 1,002 à 1,006 (Corsino et al., 2019). La vitesse de décantation des granules (dont diamètre moyen est autour de 1,5 - 2,3 mm) peut atteindre à 35 - 84 m/h (1 – 2,3 cm/s) à 5°C et augmente avec température (Winkler et al., 2012a).

Les granules aérobies sont généralement caractérisés par deux zones distinctes : 1) une zone externe de densité plus élevée principalement composée de biomasse active et d'EPS et 2) une zone interne de densité plus faible contenant de la biomasse morte et principalement composée de protéines non cellulaires associées à la décomposition cellulaire (McSwain et al., 2005). Cependant, des précipités peuvent également être présents dans la zone interne à des degrés divers et faire augmenter la densité nette de granule (Winkler et al., 2013b).

La structure des boues granulaires aérobies peut être largement décrite comme une matrice EPS canalisée où les polysaccharides semblent être l'élément structurel clé (Figdore et al., 2017). Les granules peuvent en conséquence être très poreux, permettant un transfert de masse à travers la matrice de microorganisme-EPS. Avec une porosité plus élevée, il devrait en principe améliorer le transfert de masse dans les granules aérobies, mais ce paramètre et son impact sur l'efficacité du traitement n'ont pas été étudiés en détail (Figdore et al., 2017).

En raison de la porosité, des gradients de concentration en oxygène dissous se développent et des différentes zones redox (aérobies, anoxies et anaérobies) se forment tout au long de la profondeur de granule (Figure 2-4) et du temps de cycle. Cela conduit à une diversité microbienne à travers la profondeur de granule (Winkler et al., 2013a) (Xia et al., 2018). Winkler et al. (2013b) ont montré que les microorganismes qui adhèrent au granule influencent fortement les propriétés physiques (densités) et chimiques (précipités) du granule et donc leur vitesse de sédimentation. Plus précisément, les granules enrichis en PAO se décantent plus rapidement que les granules enrichis en GAO de taille similaire.

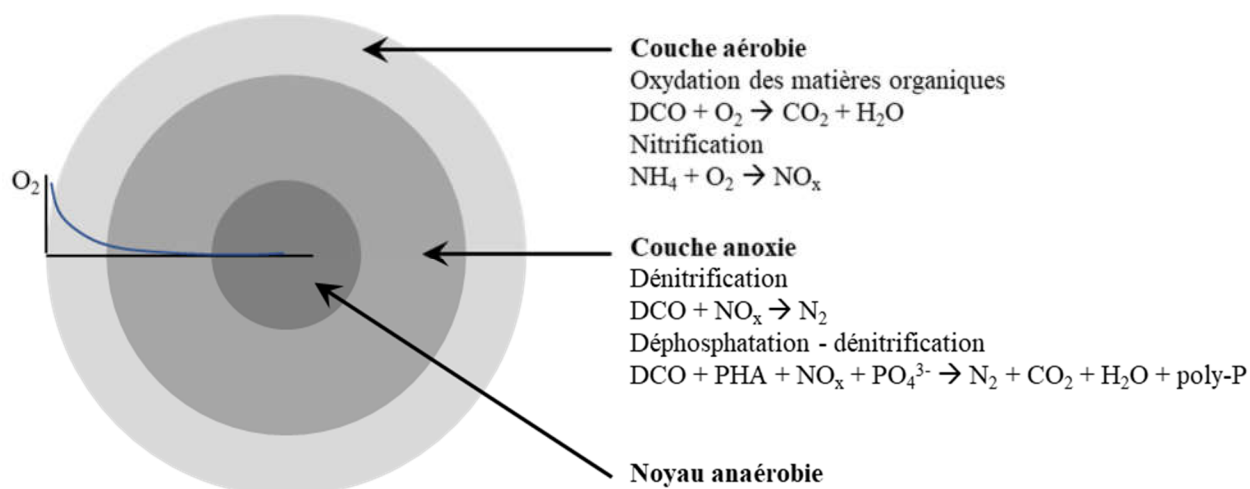


Figure 2-4 Schéma d'un granule aérobie avec les différents processus de conversion se pouvant dérouler dans les différentes zones redox au long de la profondeur de granule

La couleur typique des granules aérobies va du blanc au jaune-brun (Bassin et al., 2012b). La surface des granules aérobies peut être lisse, nouée avec des structures de microcolonies ou peut contenir des excroissances filamenteuses (Figdore et al., 2017).

2.2.2 Diversité microbienne et voies d'élimination des nutriments sur BGA

Différentes conditions redox facilitent la croissance de différents groupes de microorganismes le long de la profondeur du granule. Les microorganismes aérobies tels que OHO, AOB, NOB, PAO, GAO, se développent dans la couche externe qui a typiquement une épaisseur environ de 100 à 200 μm tandis que les couches anoxies/anaérobies plus profondes contiennent des DOHO, DPAO, DGAO, ... (Corsino et al., 2019).

Par rapport à la croissance des micro-organismes hétérotrophes, la croissance des bactéries nitrifiantes est plus lente même dans des conditions de culture optimales. Le taux de croissance spécifique maximal pour les microorganismes hétérotrophes est de l'ordre de 4 à 13,2 day^{-1} , alors que, pour les nitrifiants, la plage est de 0,62 à 0,92 day^{-1} (Bernet & Sperandio, 2009). Les PAO et GAO (de Kreuk & van Loosdrecht, 2004), ainsi que les DPAO et DGAO (Carta et al., 2001) sont également considérés comme des organismes à croissance lente.

Cette diversité bactérienne sur un granule individuel offert à une multiplicité des voies d'élimination des nutriments comme présentée à la Figure 2-4. Le nitrite/nitrate généré par les

AOB et NOB pénètre dans la couche anoxie, et ensuite peut être éliminé sous forme de l'azote gazeux par la dénitrification (DOHO), créant ainsi un gradient de nutriments où le nitrite/nitrate se déplace de la couche aérobie à la couche anoxie. La dénitrification et l'élimination du phosphore peuvent être couplées par les DGAO et DPAO. Bassin et al. (2012a) ont observé que les DGAO étaient les principaux micro-organismes responsables de la réduction des nitrates dans les RBS/BGA fonctionnant à 20 °C et 30 °C. Les mêmes auteurs ont observé qu'une fraction significative du nitrite était réduite en azote par les DPAO.

Les activités bactériennes dans une liqueur mixte déphosphatante sous différentes conditions de redox ont été exprimées en équations comme présentées au Tableau 2-1 (Comeau, 2019).

Pour sélectionner les groupes de bactéries souhaités pour un procédé donné, il est nécessaire de manipuler les conditions opératoires.

Tableau 2-1 Activités bactériennes dans une liqueur mixte déphosphatante (Comeau, 2019)

	MÉTABOLISME SOUS CONDITIONS :		
Groupes bactériens	ANAÉROBIE (sans O ₂ ni NO ₃ ⁻)	ANOXIE (sans O ₂ , mais avec NO ₃ ⁻)	AÉROBIE (avec O ₂ , avec ou sans NO ₃ ⁻)
<u>HÉTÉROTROPHES</u> aérobies strictes (et aussi les filamenteuses, protozoaires, rotifières, ...)	---	---	M.O. + O ₂ → croiss. rapide
dénitrifiantes	---	M.O. + NO ₃ ⁻ → croiss. assez rapide	M.O. + O ₂ → croiss. rapide
fermentaires	M.O. → AGV & croiss. lente		M.O. + O ₂ → croiss. rapide
déphosphatantes (PAO) aérobies strictes	HAc + HProp + poly-P + glycog. → PHA + S _p sans croissance		M.O. + PHA + O ₂ + S _p → croiss. rapide + poly-P + glycog.
déphosphatantes (PAO) dénitrifiantes	HAc + HProp + poly-P + glycog. → PHA + S _p + sans croissance	M.O. + PHA + NO ₃ ⁻ + S _p → croiss. assez rapide + poly-P	M.O. + PHA + O ₂ + S _p → croiss. rapide + poly-P + glycog.
GAO aérobies strictes	HAc + HProp + glycog. → PHA sans croissance		M.O. + PHA + O ₂ → croiss. rapide + glycog.
<u>AUTOTROPHES</u> nitrifiantes	---	---	NH ₄ ⁺ + CO ₂ + O ₂ → croiss. lente + NO ₃ ⁻

Abréviations : AGV : acides gras volatils (ex. : acétate, HAc ; propionate, HProp ; butyrate) ; GAO : glycogen accumulating organisms ; M.O. : matière organique ;
PHA : poly-β-hydroxyalcanoates (PHB + PHV) ; SP : o-PO₄ soluble

2.2.3 Sélection des PAO/DPAO

Dans les systèmes de RBS/BGA conçus pour bio-P, il est important de favoriser la croissance des PAO/DPAO. Les conditions requises consistent une période d'alimentation du réacteur anaérobie, avec suffisamment d'acétate, de propionate et/ou de substrats carbonés facilement fermentescibles ; et une période anoxie et/ou aérobie ultérieure d'une durée suffisante (Lemaire et al., 2008b).

Cependant, sous ces conditions, les compétiteurs de PAO/DPAO, les GAO/DGAO, sont aussi développés puisque les deux groupes bactériens consomment le même substrat, les acides gras volatils (AGV), et ont un métabolisme similaire. Les GAO/DGAO ne sont pas capables d'accumuler du phosphore, ce qui diminue l'efficacité du système (Bassin et al., 2012b). Une forte domination des PAO/DPAO sur les GAO/DGAO est souhaitée pour l'élimination du phosphore et de l'azote au lieu de la dénitrification par les DGAO. Pour y parvenir, il est nécessaire de satisfaire des conditions telles que l'environnement légèrement alcalin ($\text{pH} > 7,3$), la température plus basse ($< 20\text{ }^{\circ}\text{C}$), la coexistence d'acétate et de propionate dans l'alimentation et l'aération complète pendant la période de famine (Lopez-Vazquez et al., 2009 ; Weissbrodt et al., 2013).

L'élimination sélective des boues est une technique supplémentaire qui a été mise en œuvre avec succès pour favoriser les PAO par rapport aux GAO dans les systèmes de BGA grâce à la différence de densité des granules enrichis en PAO et ceux enrichis en GAO (Winkler et al., 2011). Bassin et al. (2012b) ont montré que cette méthode de l'élimination sélective de boues améliorerait les performances de bio-P dans le RBS/BGA.

Outre les GAO, les PAO/DPAO sont également en compétition pour les AGV par les OHO, les DOHO et les SRB. Par conséquent, il est nécessaire de minimiser l'OD, les NO_x et le SO_4 avant d'entrer dans la phase « de feast » pour maximiser la portion d'AGV pour les PAO/DPAO.

Weissbrodt et al. (2013) ont aussi indiqué que des conditions organiques non limitées, le contrôle de l'âge des boues, l'adaptation de durée de phases aérobies-anoxies pendant la période de famine pourraient conduire à une bonne élimination des nutriments du système de BGA.

2.2.4 Facteurs affectant la formation des granules aérobies pour but de déphosphatation biologique

La granulation aérobie est un processus qui évolue progressivement des flocs légers à des granules denses et compacts, influencée par de nombreux paramètres de conception et d'opération, dont les interactions sont complexes.

À l'échelle du laboratoire, les BGA ont été cultivées dans diverses configurations de réacteurs. Celles les plus courantes utilisent des RBS, qui peuvent être classés en RBS à colonnes à bulles, RBS « airlift » et RBS conventionnels. Bien que les systèmes à flux continu aient présenté des résultats satisfaisants en termes de formation de granules, les boues étaient instables et facilement désintégrables. Par conséquent, l'utilisation de systèmes RBS pour la culture BGA est recommandée. Dans cette revue, les paramètres abordés se réfèrent aux systèmes RBS. Les facteurs principaux affectant la granulation aérobie et leur niveau d'impact, de manière générale, peuvent être mentionnés comme au Tableau 2-2.

Tableau 2-2 Facteurs principaux affectant la granulation aérobie et leur niveau d'impact (Corsino et al., 2019)

Facteurs	Niveau d'impact	Manière d'impact
Pression de sélection	essentiel	Permettre la sélection de plus grosses particules à décantation rapide, tout en éliminant les plus petites
Force de cisaillement	très important	Améliorer des caractéristiques physiques et morphologiques ; prévenir la prolifération filamenteuse
Régime d'alimentation ascendante	très important	Améliorer la stabilité des granules et de l'efficacité d'élimination des nutriments (surtout du phosphore)
Condition de « feast-famine »	très important	Permettre la sélection de bactéries avec capacité de stockage
Oxygène dissous	important	Pas trop bas pour éviter l'affaiblissement du noyau ; Pas trop haut pour favoriser une structure en couches appropriée
TRB	non critique	Prévenir le vieillissement excessif des granules qui seront plus sujets à la rupture
TCV	non critique	Des taux de charge organique plus élevés accélèrent le démarrage ; effets sur les caractéristiques physiques
Substrats	non pertinent	Granules aérobies développés avec succès avec plusieurs substrats organiques

Selon l'objectif de traitement, tel que (1) élimination de la DCO ; (2) oxydation de l'ammoniac et du nitrite (NIT) ; (3) élimination de l'azote (NIT-DÉNIT) ; (4) élimination simultanée de l'azote et du phosphore (NIT-DÉNIT-Bio-P), la conception du réacteur et les conditions d'opérateur seront

déterminées de manière appropriée pour favoriser la croissance des groupes microorganismes responsables du/des procédés souhaités.

Dans les systèmes de BGA conçus pour bio-P, il est important de soutenir la croissance des PAO. Le Tableau 2-3 synthétise la conception, les conditions opératoires ainsi que les performances atteintes à la fin de la période d'étude des systèmes de RBS/BGA à l'échelle de banc d'essai combinant l'élimination de l'azote et du phosphore de 6 études précédentes qui ont travaillé avec les eaux usées à des charges élevées, dont cinq sont celles réelles. Ces études sont classées dans le tableau par ordre croissant par année de publication. L'influence de certains facteurs sera discutée plus en détail dans les sous-sections postérieures.

2.2.4.1 Pression de sélection

La pression de sélection est généralement référée à la durée de décantation dans la plupart des études portant sur les BGA. La durée de décantation dans les RBS/BGA est considérée comme un paramètre crucial pour la granulation et une stratégie principale de sélection microbienne. Des études indiquent qu'une durée de décantation courte est essentielle pour la formation de BGA (Corsino et al., 2019).

Mais une durée de décantation très courte conduit à un lessivage prématuré de certaines souches non floculées, d'où une faible biodiversité pour les granules cultivés. Il a également été observé qu'une diminution trop rapide de la durée de décantation entraîne le lessivage des groupes bactériens souhaités telles que les PAO, AOB et NOB (Weissbrodt et al., 2013). Il est donc pertinent d'adopter une stratégie de réduction progressive de la durée de décantation pendant la phase de formation des granules.

Une fois que les granules sont formés, les RBS fonctionnent habituellement avec une durée de décantation comprise entre 2 et 10 minutes (Rollemberg et al., 2019). Cette courte durée de décantation a été démontrée comme une bonne méthode de sélection des groupes de bactéries souhaités. Comme le cas des PAO/GAO, Winkler et al. (2011) ont constaté via une analyse d'hybridation in situ par fluorescence (FISH) que les granules plus denses situés au fond du lit de boues décantées contenaient considérablement plus des PAO que les granules plus légers au-dessus qui étaient dominés par les GAO.

Tableau 2-3 Paramètre de conception et d’opération des systèmes de RBS/BGA combinant l’élimination du phosphore et de l’azote à l’échelle de banc d’essai et leur performance atteinte à la fin de la période d’étude

Système	Unités	A	B	C	D	E	F
Durée d’étude	jours	76	140	390	210	730	500
Matière organique alimentée		E.U. d’abattoir prétraitée par flottation à air dissous	Effluent laitier	E.U. d’abattoir prétraitée par étangs anaérobies + Acétate	E.U. de ferme porcine prétraitée	Acétate ou Propionate	E.U. domestique prétraitée par tamis grossier
Conditions		DCO _i 7700 mg/L ; NTK 1060 mg/L ; N-NH ₄ 50 mg/L ; P _i 217 mg/L ; MES 1742 mg/L	DCO _i 2800 mg/L N _i 140 mg/L ; N-NO ₃ 60 mg/L P _i 30 mg/L ; MES 300 mg/L	DCO _i 1480 mg/L ; NTK 237 mg/L ; N-NH ₄ 222 mg/L P _i 34 mg/L ; MES 205 mg/L	COT 1100 mg/L ; N _i 650 mg/L ; N-NH ₄ 510 mg/L ; P _i 125 mg/L MES 2250 mg/L	DCO _i 800 mg/L N-NH ₄ 50 mg/L P-PO ₄ 36 mg/L	DCO _i 1100 mg/L ; N _i 80 mg/L ; N-NH ₄ 52 mg/L ; P _i 12 mg/L ; P-PO ₄ 8 mg/L ; MES 700 mg/L
Température	°C	20	-	18 -22	20	20	22 ± 3
Contrôle de pH		Oui (Na ₂ CO ₃ 0,5 M)	Ajusté avant l’alim.	Non	Non	Non	Non
pH		7 – 7,5	8 – 8,5	7 – 8,6	-	7,5	6,5 – 8,5
Inoculum		Boues activées	-	BGA (labo)	BGA (labo)	Boues activées	Boues activées
Configuration du réacteur		Colonne à bulles	Colonne à bulles	Colonne à bulles	Colonne à bulles	Colonne à bulles	Colonne à bulles
Ratio H/D		(120/15 ?)	5,3	5,5	3,3	4,25	10
Volume	L	6	12	5	4,5	8	28,7
REV	%	8,3	50	60	13,3	25	60
TRH équivalent	h	72	16	13,3	7,5	24	10
Durée du cycle	h	6	8	8	6	6	6
Phase alimentat. – durée	min	120	80	18	6	130	60
Mode d’alimentation	-	Mélangé	Statique	Statique	Mélangé	Statique	Statique
Phase anoxie - durée	min	-	-	60	90	-	-
Méthode de mélange	-	Non	Non	Agitation magnétique et barbotage intermittent d’N ₂	Mécanique	Non	Non
Phase aérobie - durée	min	220	405	315	120	160	275 – 287
Mélange supplémentaire	-	Oui	Non	Non	Oui	Non	Non
Phase post-anoxie - durée	min	-	-	80	130	-	-
Méthode de mélange	-	Non	Non	Agitation magnétique et barbotage intermittent d’N ₂	Mécanique	Non	Non
Phase de décantation	min	60 - 2	4	2	1	60	15 – 3
Phase de vidange	min	15	5	5	3	10	3
Phase de repos	min	-	5	-	10	-	7
TCV (pour DCO)	kg/m ³ /d	2,7	4,5	2,7	-	-	3,3
Contrôle d’OD		-	-	Oui	Non	Oui	Non
OD	mg/L	40 % de saturation	-	3 – 3,5	0,5 – 3	0,79 – 1,56	0 -8,5
Vitesse superficielle du gaz	cm/s	(1,7 L/min)	1,1 (10 L/min)	0,6 (4 L/min)	(0,3 L/min)	-	1,6 (18 L/min)
TRB	jour	20	-	15 - 20	20 – 25	8	11 ± 1
Diamètre moy. de granule	mm	1,7	-	0,7 – 1,6	> 1	0,28	1,49
MVES	g/L	8	6 – 7	20	6	5,6	13
Précipités formés		-	-	Oui	-	-	Oui
Accumulation de NO ₂		Non	-	Oui	-	Non	Non (non plus de NO ₃)
Efficacité d’enlèvement de DCO, N, P	%	99/ 97 / 98	90 /80 / 67 (après 2h de décantation)	68 / 86 / 74	33 / 99 / 99	100 / 28 / 93	89 / 60 / 76

A : Cassidy & Belia, 2005 ; B: Schwarzenbeck et al., 2005 ; C : Yilmaz et al., 2008; D : Kishida et al., 2009 ; E : Lu et al., 2016 ; F : Cetin et al., 2018

2.2.4.2 Force de cisaillement

La force de cisaillement hydrodynamique est l'une des principales forces de déclenchement importantes pour le procédé BGA (Figdore et al., 2017 ; Rollemberg et al., 2019). Les avantages liés à la force de cisaillement élevée sont la formation rapide de BGA, la bonne performance et la stabilité des granules, l'inhibition de la prolifération des bactéries filamenteuses et des gros granules, la production d'EPS ...

Les forces de cisaillement dans les RBS/BGA sont typiquement liées et quantifiées par l'intensité de l'aération, la vitesse superficielle de l'air, et le rapport hauteur/diamètre (H/D) du réacteur. À l'échelle de laboratoire, pour l'aération, il se peut être utilisé (1) l'air frais à passage unique, ou (2) le gaz d'échappement recirculé avec addition d'air et d'azote pour le contrôle de l'OD. Dans un RBS/BGA, la force de cisaillement est généralement quantifiée en divisant l'intensité d'aération (le débit de flux d'air ascendant) sur la section transversale du réacteur, et est représentée par la vitesse superficielle de l'air. Cette dernière couramment appliquée à l'échelle du laboratoire se situe environ 1,2 – 2,4 cm/s (Corsino et al., 2019) (Tableau 2-3). En ce qui concerne du rapport H/D, Liu & Tay (2002) ont observé qu'un rapport H/D plus élevé peut fournir une trajectoire d'écoulement circulaire plus longue, ce qui crée une attribution hydraulique efficace pour l'agrégation microbienne. De nombreuses études sur le procédé de BGA ont été principalement établies sur des RBS avec un rapport H/D supérieurs à 5 et fréquemment supérieurs à 10 (Figdore et al., 2017).

Il est essentiel à noter que la force de cisaillement peut être également générée du mélange mécanique. Des études ont démontré que la formation de granule n'était pas entravée par un mélange mécanique par des pales (Kishida et al., 2009) ou par un barreau magnétique (Yilmaz et al., 2008) qui était couplé avec une aération à faible intensité (Tableau 2-3).

Dans le cas sans mélange mécanique, selon le modèle basé sur la dissipation d'énergie de Ren et al. (2009), la force de cisaillement du système est significativement contribué par les cisaillements de la bulle de gaz et de la collision de particule-particule ; tandis que la contribution du cisaillement du fluide est négligeable. En conséquence, il se peut conclure qu'à une MVES élevée (par ex. après la granulation), la force de cisaillement du système est fortement impactée par le cisaillement de collision en raison de la fréquence des collisions de particule-particule accrue.

2.2.4.3 Cycle du RBS et phases de « feast »/de « famine »

La plupart des RBS appliqués à la culture de BGA fonctionnent avec une durée totale de cycle compris entre 3 et 8 h (Sepúlveda-Mardones et al., 2019) (Tableau 2-3).

La croissance des microorganismes bénéfiques pour la granulation (PAO, GAO, bactéries nitrifiantes) est favorisée par une alternance de conditions d'excès de substrat (phase de « feast ») et de manque de substrat (phase de « famine »). Par conséquent, une alimentation anaérobie (phase de « feast ») est recommandée (de Kreuk & van Loosdrecht, 2004), et suivie d'une période aérobie (phase de « famine »). La prolifération des microorganismes hétérotrophes est donc limitée par le manque de source de carbone soluble en conditions aérobies. Récemment, certaines études ont utilisé la séquence anaérobie/aérobie/anoxie, visant à améliorer l'élimination simultanée de l'azote et du phosphore (He et al., 2016).

L'équilibre entre les durées des phases de « feast » et de « famine » devrait être assuré. Cela dépend des caractéristiques des eaux usées et du TCV (de Kreuk et al., 2005). Par exemple, la présence de matières biodégradables lentement hydrolysables peut prolonger la durée de la phase de « feast ». La durée de la phase de « famine » aérobie n'est généralement pas limitée par l'absorption de phosphate mais par la nitrification, en raison du taux de croissance plus lent des bactéries nitrifiantes (van Loosdrecht et al., 1997). Corsino et al. (2017) ont noté qu'un déséquilibre dans la durée des phases de « feast » et de « famine », avec une phase de « feast » prolongée au détriment d'une courte phase de « famine », a conduit à la désintégration des granules dans un RBS/BGA avec une distribution anaérobie ascendante des affluents. Il a été suggéré que la durée de la période de « feast » ne devrait pas dépasser 25 % de la durée totale du cycle lors de traitement des eaux usées de brasserie (Corsino et al., 2017) ou d'agrumes (Corsino et al., 2018).

2.2.4.4 Oxygène dissous (OD)

Il apparaît que la concentration en OD n'est pas un paramètre crucial dans la formation des granules, car des granules ont été cultivés avec succès à des concentrations en OD de 0,7 à 7 mg O₂·L⁻¹ (Winkler et al., 2018).

Cependant, il est indiqué que les systèmes BGA aérés en continu à des concentrations en OD élevées sont moins stables que les systèmes BGA avec une distribution d'affluent anaérobie en amont fonctionnant à de faibles concentrations en OD (Corsino et al., 2019 ; Figdore et al., 2017).

D'autre côté, il est suggéré que l'OD induit un impact sur la stratification des communautés microbiennes dans un granule en raison du gradient d'oxygène se créant le long de la profondeur du granule. Yilmaz et al., (2008) ont constaté que l'oxygène ne pénétrait qu'à 50 μm à l'intérieur des granules après d'une heure d'aération, mais jusqu'à 400 μm à la fin de la phase d'aération (315 min). Ainsi, si l'OD est trop élevé, le développement de couches anoxies ou anaérobies pourrait être inhibé, en particulier pour les granules plus petits.

Cette stratification conduit clairement un impact sur les processus d'élimination des nutriments et donc sur la capacité de NIT-DÉNIT simultanées avec Bio-P. Yuan & Gao (2010) ont étudié l'effet de différentes concentrations en OD sur le processus d'élimination biologique de l'azote et les résultats ont montré que la concentration en OD posait un effet significatif sur les efficacités de nitrification. Le taux de nitrification spécifique diminue plus de 60 % lorsque l'OD réduit de 4,5 mg/L à 1,0 mg/L.

Il est rapporté que, pour une bio-P réussie, une concentration en OD de 2,0 mg/L est requise, mais lorsque la nitrification est également nécessaire, un OD de 3,0 à 4,0 mg/L est essentiel (Shehab et al., 1996). Étant donné qu'un OD supérieur à 4 mg/L ne semble pas stimuler davantage de bio-P, le maintien de concentration d'oxygène au-dessus de ce niveau représente un gaspillage d'énergie (Mulkerrins et al., 2004). Au surplus, l'étude de Brdjanovic et al. (1998) révèle qu'une aération excessive affecte négativement la Bio-P, car la cessation de stockage de PO_4 se produit en raison de l'épuisement du poly-hydroxy-butyrates (PHB) dans un processus suraéré (c'est-à-dire l'aération pendant les conditions de famine). Ces auteurs ont, en conclusion, recommandé de correctement contrôler l'aération pour une déphosphatation biologique efficace.

2.2.4.5 TRB

Li et al. (2008) ont montré que le TRB n'était pas un facteur décisif pour la granulation aérobie dans le RBS. Dans la plupart des RBS/BGA, le TRB n'est pas strictement contrôlé, et varie avec le changement de décantabilité des boues sous une pression de sélection donnée. Zhu et al. (2013) ont démontré qu'un long TRB conduit facilement à la détérioration des granules aérobies et qu'une stratégie appropriée d'évacuation sélective des boues favorisera la stabilité du processus de BGA, en évacuant une partie des granules vieillis en même temps retenant suffisamment de floccs nouveau-nés.

D'autre côté, le TRB semble jouer un rôle important dans la sélection des micro-organismes. Winkler et al. (2012b) ont évalué le TRB pour différents groupes bactériens dans granules aérobies et ont montré que le TRB des populations trouvées à l'extérieur des granules est légèrement inférieur au TRB des populations à l'intérieur. Concrètement les AOB, NOB présentant dans les couches aérobies externes ont un TRB de 11 ± 3 jours ; les PAO et les GAO trouvant à la fois dans les couches externes et internes ont un TRB plus long (13 ± 4 jours). Ces auteurs ont aussi montré que pour les systèmes granulaires, le TRB des bactéries nitrifiantes varie de 6 à 14 jours, le TRB moyen de l'AOB étant de 12 ± 4 jours contre 9 ± 3 jours pour le NOB. Selon les études listées au Tableau 2-3, le TRB pour des systèmes combinant les NIT-DÉNIT-Bio-P varie de 8 à 25 jours.

2.2.4.6 TRH

Peu d'études sur le rôle du TRH dans la formation de granules aérobies malgré le fait que le TRH est un paramètre de contrôle important dans de nombreux procédés de traitement des eaux usées. Le TRH exerce une influence profonde sur les conditions hydrauliques et le temps de contact entre les différents réactifs à l'intérieur du réacteur. Pour le RBS, le TRH est équivalent à la durée totale du cycle divisée par le ratio d'échange volumique (REV).

Dans l'étude de Pan et al. (2004), les granules aérobies ont été cultivés au différents TRH allant de 1 à 24 h, et les résultats ont montré que des TRH entre 2 et 12 h ont fourni les pressions de sélection hydrauliques favorables à la formation et au maintien de granules aérobies stables avec une bonne propriété de décantation et une bonne activité. Au TRH plus long de 24 h, où représentait une sélection hydraulique la plus faible dans cette étude, les granules aérobies ont été progressivement remplacés par des bioflocs. Winkler et al. (2018) a aussi montré qu'une durée du cycle court se traduit par un TRH court, ce qui est positif pour une granulation rapide. Cependant, l'étude de Cassidy & Belia (2005) a indiqué que le système de RBS/BGA-eaux usées d'abattoir, sans d'optimisation des conditions d'opération, peut atteindre une bonne performance d'enlèvement de DCO, P, N, et MVES même avec un TRH élevé de 72 heures.

Dans l'étude de l'élimination simultanée d'azote et de phosphore des eaux usées industrielles riches en nutriment par BGA, Yilmaz et al. (2008) ont mentionné que le facteur plus important pour le fonctionnement du réacteur est la durée de cycle (ou de manière équivalente le TRH lorsque la quantité d'eaux usées alimentée dans chaque cycle reste constante), qui a un impact majeur sur les performances de nitrification. Liu et al. (2016) ont indiqué que le TRH n'affecte pas le

développement des granules aérobies, mais joue un rôle important dans la rétention et la production de boues.

Le TRH doit être donc judicieusement sélectionné dans chaque cas spécifique pour équilibrer les avantages et les inconvénients qu'il apporte.

2.2.4.7 pH

La plupart des systèmes de BGA fonctionnent dans une plage de pH de 6 à 8. Les effets négatifs du pH n'ont été signalés qu'à des valeurs extrêmement élevées et basses (Corsino et al., 2019). La neutralisation du pH est recommandée, en particulier pour les eaux usées à haute concentration (Corsino et al., 2018).

Dans un système de bio-P, dû que l'énergie de transport des AGV et du phosphate à travers la membrane cellulaire est fortement influencée par le pH, le pH a un effet important sur le rapport entre l'absorption des AGV et le relargage de phosphate (Smolders et al. 1994a cité par van Loosdrecht et al., 1997). De plus, Maurer et al. (1999) ont montré que la précipitation du phosphore formant des précipités tels que l'apatite, la struvite peut se produire à des valeurs de pH de 7,0 à 8,0 et que ce phénomène dépend fortement du pH.

Aux 5 des 6 études présentées au Tableau 2-3, le pH est surveillé en continu, mais n'est pas contrôlé pendant l'opération. La formation des précipités a été indiquée dans 2 études où pH variait entre 6,5 à 8,6.

2.2.4.8 TCV – REV – F/M

Plusieurs groupes de recherche (Tay et al., 2004 ; Castro-Barros, 2013) ont trouvé que les taux de charge organique faibles favorisent la formation de petits granules compacts ; en revanche, des taux de charge organiques élevés améliorent la formation de granules volumineux, mais volants. Un TCV très élevé peut entraîner la désintégration et la décomposition des granules. C'est aussi montré que le système de BGA peut maintenir sa stabilité sous une charge organique inférieure de 9 – 15 kg DCO.m⁻³.d⁻¹ (Long et al., 2015 ; Moy et al., 2002 ; Bui et al., 2009). Par contre, selon l'étude de Winkler et al. (2018), le processus de granulation est principalement considéré comme indépendant du TCV qui variait sur une large gamme de 2,5 à 15 kg DCO.m⁻³.d⁻¹. En fait, l'effet des TCV élevés est double. Lorsqu'ils sont appliqués pendant la période de démarrage, des TCV élevés peuvent accélérer le processus de granulation. À long terme, des TCV élevés affectent

négalement la stabilité des granules : des zones anaérobies sont générées dans la partie interne des gros agrégats granulaires, en raison de l'épuisement rapide de l'OD dans les couches externes, conduisant progressivement à la désintégration. Les mêmes auteurs ont conclu que les TCV optimaux pour le processus de granulation et pour le maintien de la stabilité à long terme des granules doivent être définis au cas par cas. Des valeurs de TCV comprises entre 2,5 et 10 kg DCO.m⁻³.d⁻¹ peuvent être considérées comme des valeurs de référence pour la granulation et le maintien de la stabilité du système.

Il est essentiel à noter que dans le RBS/BGA, le TCV peut être contrôlé par l'ajustement le ratio d'échange volumique (REV). La plupart des recherches en laboratoire utilisent un REV compris entre 40 et 60 %, et plus faible (par ex. : 8 %, 13 %) pour les eaux usées à forte concentration de pollution (Tableau 2-3).

Le rapport F/M est également suggéré comme un facteur pertinent dans le processus de granulation aérobie. Li et al. (2011) ont adopté deux valeurs de F/M différentes de 1,1 et 0,3 g DCO.g MVES⁻¹.d⁻¹ pour 2 phases de granulation et de maturation, respectivement. Wu et al. (2018) ont étudié l'effet du F/M sur le processus granulaire aérobie et montré qu'un F/M compris entre 0,4 et 0,5 g DCO.g MVES⁻¹.d⁻¹ permet d'induire une plus grande diversité microbienne et une meilleure efficacité d'élimination des polluants. Le contrôle du rapport F/M se fait à travers deux paramètres : le TCV et la concentration en matières volatiles en suspension (MVES).

2.2.4.9 Caractéristiques de l'affluent

2.2.4.9.1 Substrat

Les BGA ont été cultivés en utilisant une variété d'eaux usées industrielles (telles que les abattoirs, la fabrication du papier, les textiles, le lixiviat, les produits laitiers, la transformation du soja, la mise en conserve de poisson, etc.), municipales et synthétiques. Les eaux usées synthétiques simples se composent normalement d'une seule source de carbone, et l'acétate a été le plus fréquemment utilisé. D'autres sources de carbone uniques ont inclus le glucose, l'éthanol, la mélasse, le saccharose, l'amidon et le phénol. Les eaux usées synthétiques complexes se constituent des mélanges des sources de carbone ci-dessus et/ou s'incluent de la peptone et de l'extrait de viande (Figdore et al., 2017 ; Corsino et al., 2019).

Pour une déphosphatation biologique dans les systèmes de RBS/BGA, comme mentionné à la section 2.2.3, il est important de fournir suffisamment d'acétate, de propionate et/ou de substrats carbonés facilement fermentables pendant la période d'alimentation anaérobie.

2.2.4.9.2 *Cations*

Il a été démontré que les cations multivalents, en particulier Ca^{2+} , accélèrent la granulation et améliorent les propriétés physiques des granules. Les mécanismes potentiels par lesquels les cations multivalents offrent ces avantages peuvent inclure (1) le pontage de groupes fonctionnels chargés négativement ; (2) la neutralisation de la charge ; et (3) la formation des précipités servant de sites de nucléation pour l'agrégation microbienne (Bruus et al., 1992 ; Gao et al., 2011a ; McKinney, 1952 cités par Figdore et al. (2017)).

D'un côté, les cations métalliques (potassium, magnésium) jouent un rôle indispensable pour le procédé de déphosphatation biologique (Figure 2-1). Dans toute chaîne poly-P, une charge positive est nécessaire pour stabiliser chaque groupe phosphate et l'expulsion de chaque molécule de phosphate de la cellule nécessite une charge cationique de K^+ ou de Mg^{2+} . Autrement dit, ils sont co-transportés avec les phosphates entrant et sortant des cellules bactériennes selon un rapport molaire de 0,27-0,36 mol K.mol P^{-1} et 0,29-0,36 mol Mg.mol P^{-1} (Mulkerrins et al., 2004; Barat et al., 2005).

Cependant la présence simultanée de cations et de nutriments à des concentrations élevées peut entraîner des précipitations minérales, qui sont susceptibles de contribuer de manière significative à l'élimination du phosphore par rapport les voies biologiques étant (1) la croissance cellulaire; (2) le stockage polyP des PAO. En effet, le potentiel de précipitation chimique dans les procédés de traitement biologique des eaux usées est reconnu depuis longtemps pour les boues activées floculantes et le plus souvent associé aux procédés de déphosphatation biologique (Maurer et al., 1999). Un potentiel similaire de formation de précipités existe pour les boues activées granulaires aérobies, en particulier dans les systèmes avec déphosphatation biologique (Mañas et al., 2011). Les précipités sont généralement identifiés comme le phosphate d'hydroxydicalcium $[\text{Ca}_2\text{HPO}_4(\text{OH})_2]$, l'hydroxyapatite $[\text{Ca}_5(\text{PO}_4)_3\text{OH}]$ mais peuvent également inclure la fluoroapatite $[\text{Ca}_5(\text{PO}_4)_3\text{F}]$ (Maurer et al., 1999 ; Winkler et al., 2013). La précipitation devient plus favorable lorsque le pH et les concentrations de o-PO_4 et de Ca^{2+} augmentent (Winkler et al., 2013). Les autres précipités de phosphore que l'on trouve couramment dans les granules aérobies sont des

phosphates de potassium/ammonium magnésium (struvite, K-struvite) (Lin et al., 2012; Lochmatter et al., 2013). Les résultats expérimentaux de l'étude d'élimination simultanée de la DCO, de l'azote et des phosphates par les boues granulaires aérobies de Kreuk et al. (2005) ont fortement suggéré que l'élimination du P s'était produite en partie par précipitation (induite biologiquement). En présence d'aluminium, de fer (sous forme de sels métalliques), une précipitation de sels avec du phosphore se produira, formant des sels phosphate de métallique, des hydroxydes de métallique (ex. : FePO_4 , $\text{Fe}(\text{OH})_3$, ...).

2.2.4.9.3 Taux de charge d'azote (TCA) – NH_3 – Nitrite – HNO_2

La revue de Winkler et al. (2018) a synthétisé que des boues granulaires nitrifiantes avaient été développées avec des TCA de 0,25-0,72 et 0,82 $\text{kg N-NH}_4^+ \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$; que des TCA de 1,5 à 1,8 $\text{kg N-NH}_4^+ \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ avaient amélioré la rétention des bactéries nitrifiantes ainsi que le processus de granulation et la stabilité du granule aérobie; et que des TCA plus élevés pourraient être efficaces pour maintenir la croissance et la rétention de bactéries nitrifiantes dans un granule.

Cependant, l'effet négatif sur les PAO induit par le NH_3 (ammoniac libre; *free ammonia* – FA) et/ou le nitrite (qui peut se former et s'accumuler à la fois par nitrification et dénitrification) et/ou l'acide nitreux HNO_2 (*free nitrous acid* – FNA) a été rapporté dans plusieurs études précédentes (Saito, Brdjanovic & van Loosdrecht, 2004 ; Zhou, Pijuan & Yuan, 2007 ; Yang et al., 2018 ; Andreadakis et al., 2021).

Pourtant, selon l'étude d'Yilmaz et al. (2008) (Tableau 2-3), malgré la concentration élevée de NO_2 , une excellente déphosphatation biologique s'est produite dans leur système de BGA, avec des concentrations moyennes de o-PO_4 dans l'affluent et l'effluent de 33,6 et 0,6 mg/L, respectivement. Ils ont remarqué que la majorité de l'absorption de phosphore s'est produite avant que la concentration de NO_2 ne devienne très élevée. Les résultats de FISH ont indiqué qu'*Accumulibacter* représentait environ 90 % des PAO, le reste étant des Actinobactéries. Les résultats obtenus dans cette étude suggèrent qu'une bonne bio-P peut être obtenue dans les systèmes de BGA avec la concentration élevée de $\text{NO}_2\text{-N}$ à 10 mg/L ou moins.

CHAPITRE 3 CENTRE DE TRAITEMENT DE BIOMASSES DE MONTÉRÉGIE – CTBM

Le Centre de traitement de la biomasse de la Montérégie (CTBM) est l'un des leaders québécois dans le domaine du traitement des matières résiduelles et du compostage haute performance. Il accepte et fait la transformation des résidus de récoltes et de trappes à graisse, de boues organiques et d'abattoir, de lisiers et de tout autre déchet organique provenant des entreprises agroalimentaires, usines manufacturières, fermes et centre de distribution alimentaire.

Ses processus de traitement sont continuellement développés dans le but premier de valoriser 100 % des déchets organiques et biodégradables reçus sous diverses formes de produits tels que la biomasse, les engrais et le gaz naturel.

Les sections suivantes présentent les filières de traitement actuel et futur au CTBM et les caractéristiques représentatives des intrants du CTBM, qui sont déterminées par l'analyse des bases de données du CTBM des années 2019 et 2020.

3.1 Filières de traitement au CTBM

3.1.1 Filière actuelle au CTBM

La filière de traitement actuel au CTBM (Figure 3-1) comprend 2 blocs : Bloc 1 pour traitement de boues ; et Bloc 2 pour traitement de liquide.

Étant donné qu'une grande partie des intrants venant au CTBM est sous forme de boues liquides et solides, donc la teneur en matières solides très élevées, moyennement 50 g/L, ces intrants passeraient d'abord Bloc 1, qui s'agit simplement les 2 centrifugeuses effectuant la séparation de liquide/solide. Les boues déshydratées (dont la siccité ciblée de 28 %) sont envoyées vers les remorques. Le liquide retenu de Bloc 1 est ensuite traité au Bloc 2.

La chaîne de traitement de liquide consiste 4 étapes : (1) traitement physico-chimique par l'ajout de sulfate ferrique et polymère, (2) traitement biologique par boues activées, (3) traitement physico-chimique supplémentaire, et (4) traitement biologique polissage dans un réacteur séquentiel (BA 32RBS) ayant le volume de 370 m³, et hauteur de 7 m. Les dimensions des bassins existants au CTBM sont résumées dans Annexe B.

Les résultats d'analyse de bilan de masse du CTBM de l'année 2019 (Annexe C) (CTBM, 2017-2020) démontrent que les traitements physico-chimiques jouent le rôle le plus important dans cette chaîne de traitement en aidant à enlever plus de 77 % de DCO, 99 % de P. La consommation de polymère et de sulfate ferrique par tonne de DCO a été déterminée autour de 8,8 kg et 13,5 kg, respectivement, pour le mois de juin 2020 (CTBM, 2017-2020).

Pour but de valorisation des matières organiques, une nouvelle filière – appelée CTBM-Iberville – a été mise en place, elle va remplacer ceux qui existent actuellement au Bloc 1.

L'effluent de CTBM-Iberville sera envoyé à la filière de traitement de liquide – appelée CTBM-STEP. En conséquence, la filière de traitement de liquide actuelle (Bloc 2) devrait être modifiée pour adapter au changement des caractéristiques de nouvel affluent.

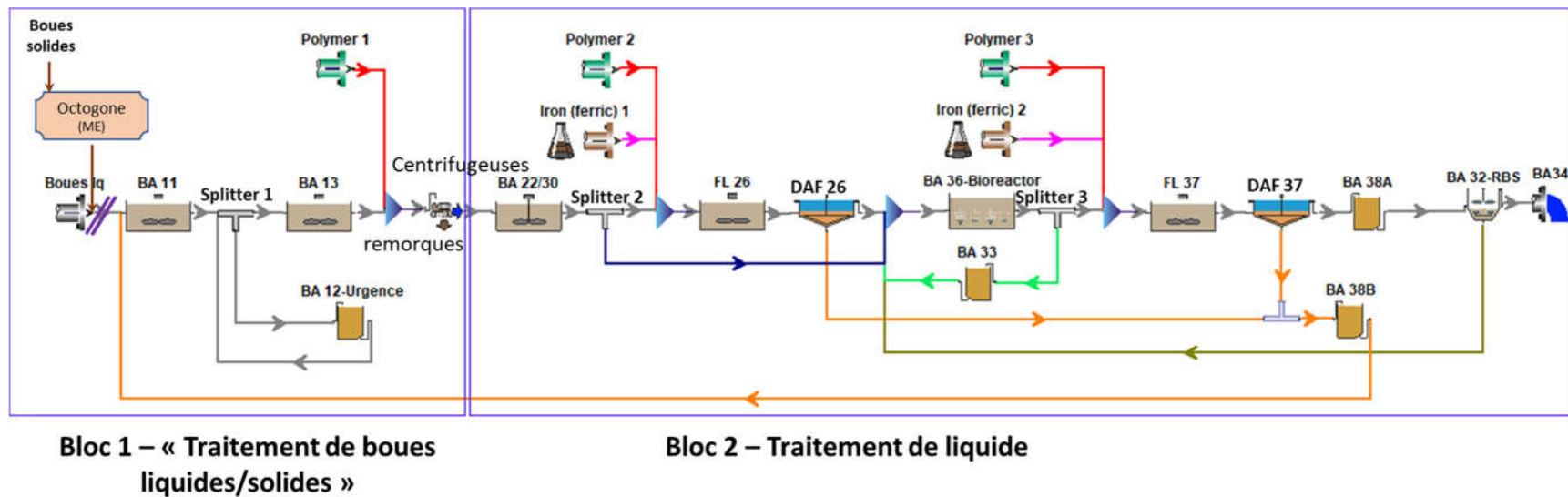


Figure 3-1 Filière de traitement actuelle au CTBM

Étant donné que ces dernières ne sont pas encore disponibles, elles seront estimées par la modélisation à l'aide du logiciel BioWin. Les informations relatives à la filière CTBM-Iberville sont détaillées dans la partie suivante.

3.1.2 Filière CTBM-Iberville

La filière CTBM-Iberville est installée et sera mise en marche bientôt afin de valoriser des boues organiques du secteur agroalimentaire par une série des digesteurs anaérobies. Cette filière CTBM-Iberville, avec les informations pertinentes disponibles, est schématisée sur la Figure 3-2.

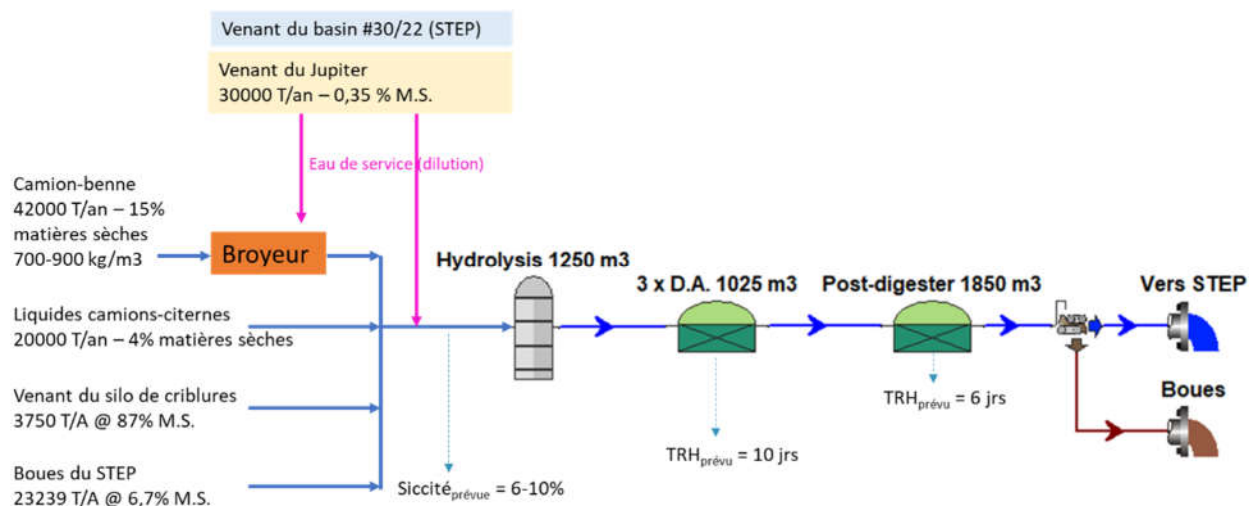


Figure 3-2 Schéma de la filière CTBM-Iberville installée

CTBM-Iberville, dont la capacité peut atteindre juste qu'à 180 000 T/an, recevra des déchets envoyés au CTBM par les camions ainsi que les boues du CTBM-STEP (au futur). Ces intrants seront prétraité/dilués au besoin pour atteindre une siccité de 6-10 %, puis acheminés au hydrolyseur - 1250 m³ travaillant à 20 °C, vers 3 digesteurs anaérobies (D.A.) - 1025 m³ parallèles ayant 10 jours de temps de rétention hydraulique (TRH), suivi d'un post-digester ayant 6 jours de TRH, et enfin une centrifugeuse. La siccité de gâteau de boues sortantes est ciblée à 28 %. CTBM vise à obtenir un pourcentage de 65 % (v/v) de méthane CH₄ dans biogaz.

La simulation de cette filière nécessite les caractéristiques des intrants comme données d'entrée. L'analyse de la base de données pour les années 2019 et 2020 du CTBM, présentée dans la section suivante, est à cet effet.

3.2 Caractérisation d'affluent actuel/futur de CTBM

Les concentrations et le débit des intrants du CTBM varient considérablement selon la source, du jour et de la saison. Même avoir passé Bloc 1 et bassin BA-22, cette fluctuation est encore remarquable (Annexe D).

En vue d'estimer les caractéristiques moyennes d'affluent futur du CTBM-Iberville, une analyse des bases de données du CTBM a été réalisée. CTBM divise les sources d'intrant en 10 groupes. La contribution en débit et en charges en demande chimique en oxygène (DCO_t), en phosphore total (P_t), en azote Kjeldahl (NTK), en matière sèche (MS), et en matière organique (MO) de ces 10 groupes de sources d'intrant pour la période de données des mois de mai, juin et août 2020 est présentée au Tableau 3-1. Il est montré que les 3 sources principales sont (1) « J » (venant des abattoirs), (2) « B » (entreprises agroalimentaires laitières) et (3) « I » (venant des entreprises agroalimentaires de production de viande et de fruits et légume) qui contribuent plus de 75 % en débit, et en charges.

Les concentrations de l'affluent du CTBM-Iberville et les fractionnements de DCO, d'azote, de phosphore sont déterminés en considérant seulement une ou plusieurs source(s) d'intrant. Les valeurs de fractionnement obtenues sont assez proches pour les cas où plus d'une source d'intrant principales sont considérées (Tableau 3-2). Cela signifie que ces valeurs de fractionnement de DCO, d'azote, de phosphore seront toujours validées et encore valables lorsque CTBM recevra dans futur autres sources d'intrant.

Les valeurs obtenues en considérant toutes les sources d'intrant seront servies comme les données d'entrée pour la modélisation de la filière CTBM-Iberville par BioWin.

Tableau 3-1 Contribution en débit et en charges en DCO_t, en P_t, en NTK, en MS, en MO de 10 groupes de sources d'intrant (pour la période de données considérées : mai – juin – août 2020)

Pourcentage de contribution mensuelle, basant sur	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J
Débit	1,3 %	18,2 %	7,9 %	0,3 %	3,0 %	5,5 %	5,3 %	1,8 %	11,1 %	45,6 %
Charge en DCO _t	3,2 %	22,5 %	5,9 %	0,6 %	4,9 %	4,8 %	4,4 %	1,6 %	19,2 %	32,7 %
Charge en P _t	0,1 %	27,2 %	0,7 %	0,2 %	1,5 %	6,5 %	2,3 %	0,8 %	12,0 %	48,7 %
Charge en NTK	0,0 %	22,5 %	1,0 %	0,9 %	0,1 %	0,6 %	2,7 %	0,0 %	2,6 %	69,6 %
Charge en MS	7,2 %	22,3 %	0,7 %	0,5 %	1,4 %	7,3 %	6,0 %	2,1 %	27,8 %	24,7 %
Charge en MO	8,4 %	19,5 %	0,7 %	0,5 %	1,5 %	4,2 %	4,5 %	2,4 %	33,8 %	24,5 %

Tableau 3-2 Caractéristiques de l'affluent du CTBM-Iberville et les fractionnements de DCO, d'azote, et de phosphore selon différentes méthodes de considération

Source(s) considérées	Débit	DCO _t	NTK	P _{tot}	MS	MIES	DCO _{sol} /	DCO _p /	oPO ₄ /	NH ₃ /	MES/	MVES/	NTK/	P _t /
	(m ³ /d)	(g/L)	(g N/L)	(g P/L)	(g/L)	(g/L)	DCO _{tot}	MVES	P _{tot}	NTK	DCO _t	MES	DCO _t	DCO _t
Source J	136	127,5	2,8	1,6	60,4	14,0	0,38	1,71	0,29	0,70	0,47	0,77	0,022	0,013
Source B	51	85,3	2,4	2,4	53,0	17,1	0,20	1,90	0,37	0,06	0,62	0,68	0,028	0,028
Source I	31	120,0	0,5	1,8	108,6	6,1	0,27	0,86	0,18	0,04	0,91	0,94	0,004	0,015
3 sources (I) (B) (J)	218	116,6	2,4	1,8	65,5	13,6	0,33	1,50	0,30	0,53	0,56	0,79	0,020	0,016
2 sources (J) (B)	187	116,0	2,7	1,8	58,4	14,8	0,34	1,75	0,32	0,55	0,50	0,75	0,023	0,016
10 sources d'intrant	255	92,9	2,3	1,1	49,8	12,3	0,30	1,82	0,30	0,49	0,51	0,74	0,020	0,010
Eau usée municipale typique (M&EA, 2014)							0,38	1,60	0,50	0,66	0,50	0,81	0,095	0,016

CHAPITRE 4 MODÉLISATION DES FILIÈRES DE TRAITEMENT À L'AIDE DU LOGICIEL BIOWIN

Les modélisations sont réalisées à l'aide de BioWin – version 6.1. Ce chapitre présente une brève introduction de simulateur BioWin 6.1. Avant de discuter les résultats de simulation de 3 modèles (modèle de la filière CTBM-Iberville actuelle ; modèle de la filière CTBM-Iberville modifiée ; modèle de la filière CTBM-STEP modifiée utilisant la technologie de BGA pour adapter à nouvel affluent ainsi que récupérer du phosphore biologiquement), l'information de base sur l'approche de modélisation de l'élément GSST « granular sludge sequencing tanks » (RBS/BGA) est décrite.

Étant donné qu'il y aura plusieurs tableaux et graphiques extraits directement du BioWin, qui n'existe qu'en version anglais, l'anglais et le système de numération anglo-saxons (où le signe décimal est représenté par un point et le signe des milliers est représenté par une virgule) sont donc utilisés dans tous les tableaux et graphiques (NON dans le texte) présentés dans ce Chapitre 4, les termes anglais utilisés dans le logiciel sont de même conservés.

4.1 Simulateur BioWin version 6.1

La modélisation mathématique est un outil utile pour concevoir et optimiser des systèmes, pour acquérir des connaissances et prédire le comportement des processus. Plusieurs logiciels de modélisation du traitement des eaux usées ont été développés. Les plus répandus sont BioWin, GPS-X, SUMO, West et Simba et Stoat.

BioWin est largement reconnu comme un outil de modélisation et de simulation des processus de traitement des eaux usées dynamique, puissant, précis et facile à utiliser. Dans BioWin, les processus biologiques (croissance et décomposition des populations microbiennes), physiques (ex. aération, hydraulique, décantation) et chimiques (ex. précipitation, oxydoréduction) se produisant dans une station d'épuration sont exprimés sous forme d'équations. Ces équations s'articulent autour de paramètres cinétiques et stœchiométriques directement liés aux différentes familles de populations microbiennes et à la décomposition de la DCO de l'affluent.

4.2 Approche de modélisation de l'élément GSST (RBS/BGA) dans BioWin

Cette section résume l'approche de modélisation de l'élément GSST (RBS/BGA), tirée du manuel de BioWin 6.1 (EnvironSim Associates Ltd., 2020).

Chaque cycle du RBS/BGA dans BioWin comporte une phase de mélange suivie d'une phase de décantation. La séquence d'un RBS/BGA est la suivante :

- Le cycle démarre au début de la **phase de mélange**, où les boues granulaires et la liqueur mixte sont bien mélangées. Le réacteur peut être aéré en continu pendant cette phase ou peut impliquer des périodes non aérées et aérées (en fonction de la consigne d'OD ou du débit d'air)
- La **phase de décantation** commence lorsque le mélange s'arrête. Les granules forment immédiatement un lit décanté au fond du réacteur (avec un volume de vide) et les matières solides de la liqueur mixte se déposent au-dessus du lit de boues granulaires
- La période de **purge de boues résiduelles** fait partie de la phase de décantation. Les boues résiduelles sont retirées du fond de couche de boues non-granulaires décantées. Le modèle suppose que les granules ne sont jamais retirés du réacteur. Cependant, il y a un renouvellement de la masse granulaire via l'attachement et le détachement de la surface des granules.
- **L'alimentation** par affluent commence bien après la période de purge de boues. À ce moment, la partie supérieure du réacteur est généralement bien clarifiée. L'affluent est distribué à travers le fond du réacteur (dans le vide de boues granulaires) et s'écoule en mode piston vers le haut. Au niveau supérieur, le liquide clarifié est déplacé en tant qu'effluent.
- À la fin de la phase de décantation (l'alimentation), avant de commencer la phase mixte du cycle suivant, il peut y avoir une **petite vidange de liquide clarifié** près du haut du réacteur pour faire baisser le niveau de liquide. Cela empêche le déversement de la liqueur mixte lorsque le cycle suivant démarre.

Les boues granulaires sont imitées par le modèle de biofilm uni-dimensionnel de BioWin. Ainsi le radius moyen des granules est supposé équivalent à l'épaisseur du biofilm. La décantation des solides de liqueur mixte (non granulaire) est basée sur un modèle de flux de solides uni-dimensionnel. Le liquide au-dessus du lit de granules décantés est divisé en n couches de même profondeur pendant la décantation.

Les paramètres locaux de biofilm, de cinétique, de diffuseur et de décantation sont appliqués au RBS/BGA. Ces valeurs par défaut locales sont différentes des valeurs par défaut générales de BioWin. L'utilisateur peut ajuster n'importe quelle valeur des paramètres de modèle à une valeur différente de celles par défaut car ces dernières sont fournies seulement comme un moyen d'obtenir des performances de processus typiques, mais ne sont pas destinées à servir de directives de conception strictes.

Les utilisateurs sont exigés de spécifier les estimations initiales du diamètre des granules (D), de la fraction volumique des boues granulaires décantées (FG , en %), du volume du réacteur (V_t) et de la fraction de vide (E , en %). Ces paramètres définis par l'utilisateur sont utilisés pour calculer la surface granulaire (A). La surface granulaire et la fraction de vide spécifiée par l'utilisateur sont maintenues constantes tout au long d'une simulation dynamique.

Le manuel BioWin indique que, par expérience, D peut varier de 0,6 à 1,5 mm, la fraction de vide est probablement de l'ordre de 20 à 28 %, le rapport de surface granulaire/volume du réacteur $[A/V_t]$ devrait être compris entre 300 et 500 m^2/m^3 , la profondeur du réacteur est dans la plage de 5-10 m. Ceux-ci peuvent être servis comme des points de départ raisonnables pour la conception d'RBS/BGA

4.3 Modélisation de la filière CTBM-Iberville

Du fait que les caractéristiques de l'effluent de CTBM-Iberville ne sont pas disponibles, elles seront donc estimées par modélisation. La configuration du modèle de simulation de la filière CTBM-Iberville est représentée à la Figure 4-1.

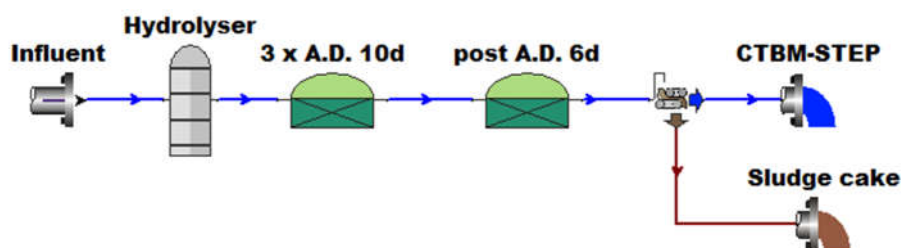


Figure 4-1 Configuration du modèle de simulation de la filière de CTBM-Iberville

Pour effectuer la simulation, ce modèle nécessite des données d'entrée tels que les principales caractéristiques et les fractions d'affluent. Les paramètres stœchiométriques et cinétiques sont généralement essentiels pour des prédictions de haute précision. Cependant, plusieurs chercheurs ont montré que les simulations BioWin pour les digesteurs anaérobies suivent assez bien la tendance mesurée (de l'alcalinité, du pH et du pourcentage de méthane par exemple) tout en utilisant les paramètres stœchiométriques et cinétiques par défaut du logiciel (Yang et al., 2019). McCabe et al. (2014) ont trouvé que la modification des paramètres stœchiométriques et cinétiques dans BioWin n'a pas amélioré les résultats entre les données simulées et mesurées, mais c'est la réduction de la DCO d'affluent. L'étude de Yang et al. (2019) a indiqué que deux paramètres « anaerobic hydrolysis rate » et « acetoclastic anaerobic decay rate » conduisent des effets significatifs sur la concentration en AGV et le pH prédits. Pourtant, en cas d'indisponibilité des fractions d'eaux usées (d'affluent), des données cinétiques et stœchiométriques, les valeurs par défaut du logiciel peuvent être utilisées ce qui est fiable dans de nombreux cas (McCabe et al, 2013).

Retournons au cas du modèle de CTBM-Iberville, à part des caractéristiques de l'affluent comme débit, concentrations, fractions de la DCO, de l'azote, et du phosphore qui ont été déterminées par l'analyse de la base de données du CTBM de l'année 2020 (Tableau 3-2); les dimensions des réacteurs, les paramètres d'opération (TRH, % d'enlèvement, t °C) qui sont des valeurs conçues pour CTBM-Iberville; les autres paramètres sont les valeurs par défaut du logiciel. Ces paramètres sont indiqués au Tableau 4-1. Les résultats prédits du modèle sont assemblés au Tableau 4-2.

Tableau 4-1 Données d'entrée du modèle de simulation de CTBM-Iberville

Parameter	Units	Value
Stoichiometric parameter		
Particulate substrate COD:VSS ratio	[mgCOD/mgVSS]	1.82
Influent		
Flow	m ³ /d	260
COD - Total	mgCOD/L	9.30E+04
N - Total Kjeldahl Nitrogen	mgN/L	2400
P - Total P	mgP/L	1100
pH		7
Alkalinity	mmol/L	40
ISS Total	mgISS/L	1.25E+04
Metal soluble - Calcium	mg/L	160
Metal soluble - Magnesium	mg/L	25
WW Fractions		
Fbs - Readily biodegradable (including Acetate)	[gCOD/g of total COD]	0.3
Fna - Ammonia	[gNH ₃ -N/gTKN]	0.49
Fpo4 - Phosphate	[gPO ₄ -P/gTP]	0.3
Fsr - Reduced sulfur [H ₂ S]	[gS/gS]	0
FZbh - Ordinary heterotrophic COD fraction	[gCOD/g of total COD]	1.00E-04
3 x A.D. 10d		
Volume	m ³	2600
Depth	m	4.5
Post A.D. 6d		
Volume	m ³	1560
Depth	m	4.5
Centrifuge		
Percent removal	%	92
Underflow [U]	m ³ /d	18

Les résultats de simulation semblent raisonnables en considérant la performance de transformation en énergie (57-65 % CH₄, 0,4 m³ CH₄/kg DCO_{enlevée}), MVES_{détruite} (VSS destruction), et la siccité de gâteau de boues (31 %).

Cependant, la fraction des acides gras volatils (S_{AGV}), le substrat essentiel pour les PAO, est très faible en effluent et en conséquence, cette condition ne favorise pas la bio-P. Une vue détaillée sur les fractions de DCO_t de l'effluent montre que DCO reste principalement sous forme non-biodégradable (Figure 4-2).

Tableau 4-2 Résultats de prédiction du modèle de simulation de CTBM-Iberville

Parameter	Units	Value
Hydrolyser		
VSS destruction	%	68
3 x A.D. 10d		
Element HRT	d	10
TSS	mg/L	25032
Off gas flow rate (dry)	m ³ /h (field)	485
Off gas Methane	%	59
VSS destruction	%	0
Post A.D. 6d		
Element HRT	d	6
TSS	mg/L	23499
Off gas flow rate (dry)	m ³ /h (field)	16
Off gas Methane	%	66
VSS destruction	%	11
CTBM-STEP		
Flow	m ³ /d	242
N-Ammonia	mgN/L	1844
N-Total N	mgN/L	1957
P-Soluble phosphate	mgP/L	948
P-Total P	mgP/L	961
TSS	mg/L	2020
COD-Total	mgCOD/L	8394
Sludge cake		
Flow	m ³ /d	18
TSS	%	31.2
TSS	kg/d	5621

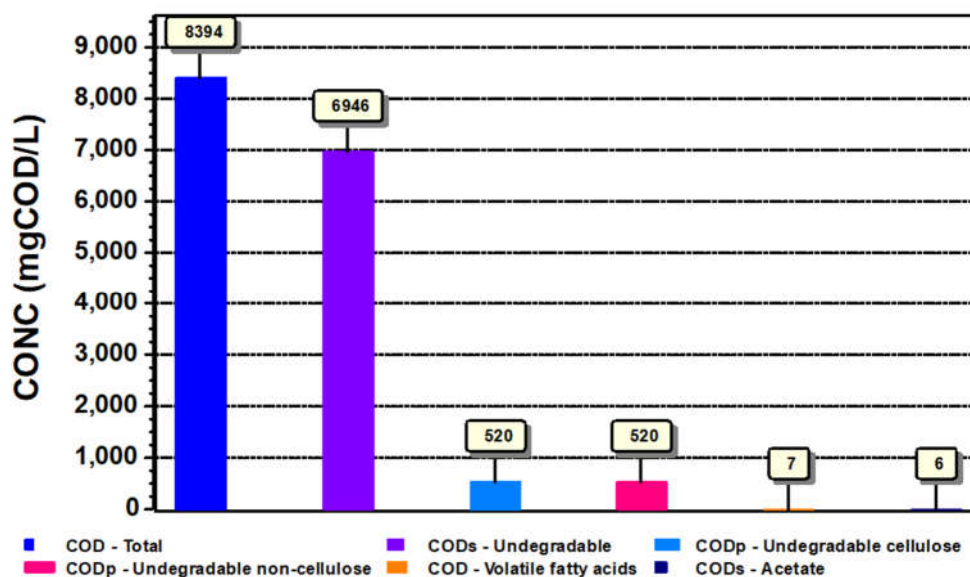


Figure 4-2 Fractionnement de DCO de l'effluent du modèle de simulation de CTBM-Iberville

En conséquence, même avec la fermentation qui suit les digesteurs anaérobies, on ne peut pas augmenter la fraction de S_{AGV} . Alors, la bio-P ne peut pas être effectuée en alimentant avec

d'effluent de la filière prévue de CTBM-Iberville. Certaines modifications de la filière de traitement des solides sont requises dans l'objectif d'atteindre des conditions satisfaites pour la bio-P sans rater la valorisation des matières organiques sous forme énergie.

4.4 Modélisation de la filière proposée pour CTBM-Iberville en vue de favoriser la bio-P au CTBM-STEP

Toujours dans le but de diminuer la quantité de produits chimiques utilisés, maximiser de la valorisation de phosphore en respectant l'objectif de récupérer des matières organiques sous forme énergie, respectant les modules et les réacteurs existant au CTBM, plusieurs essais de modification de la configuration de la filière de CTBM-Iberville ont été fait. L'Annexe E résume les scénarios testés. La section suivante détaillera seulement la solution retenue.

La modification proposée pour la filière de CTBM-Iberville ne s'agit que des dérivations des conduites d'eau, telle qu'illustrée à la Figure 4-3. L'hydrolyseur est remplacé à la fin de la filière. L'un des trois digesteurs anaérobies est installé en série avec les 2 restants. Ainsi, leur TRH réduit de 10 jours à 3 jours et à 7 jours, respectivement. Après avoir passé le premier digesteur anaérobie, 93 % de volume d'eaux usées sont traités par le procédé principal; 7 % sont acheminés directement à l'hydrolyseur. Une dilution à la dernière étape avec l'eau traitée (c'est l'effluent de la filière CTBM-STEP) à un débit de 150 m³/d est suggérée afin de diminuer la charge volumique (en DCO, en N, en P, en MES) pour l'étape de traitement ultérieure.

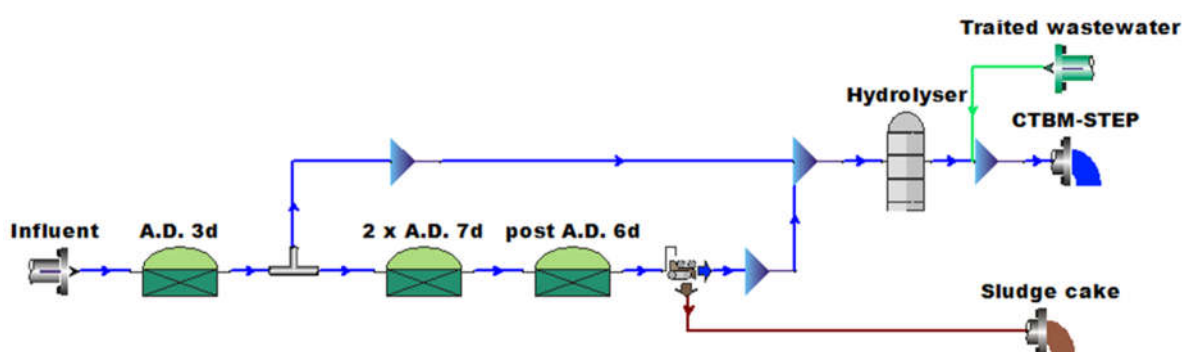


Figure 4-3 Configuration du modèle de simulation de CTBM-Iberville modifiée retenue

Les données d'entrée pour ce modèle sont combinées au Tableau 4-3. La simulation démontre que l'effluent de cette filière a un ratio de S_{AGV}/P_t de 7 qui est acceptable pour le procédé de bio-P; et que la production de CH₄ de cette option sera 210 m³/h, moins de 30 % en comparant avec 300 m³/h

de CH₄ produits par la filière originale. Les fractions de DCO de l'effluent sont figurées à la Figure 4-4. Les autres résultats sont présentés au Tableau 4-4.

Tableau 4-3 Données d'entrée du modèle de simulation de CTBM-Iberville modifié

Parameter	Units	Value
A.D. 3d		
Volume	m ³	780
Depth	m	4.5
2 x A.D. 7d		
Volume	m ³	1700
Depth	m	4.5
Post A.D. 6d		
Volume	m ³	1452
Depth	m	4.5
Hydrolyser		
Fraction of remaining converted Xs converted to Sc (the rest reports as Sa)	-	0.2 (default value = 0.5)
Centrifuge		
Percent removal	%	92
Underflow [U]	m ³ /d	25

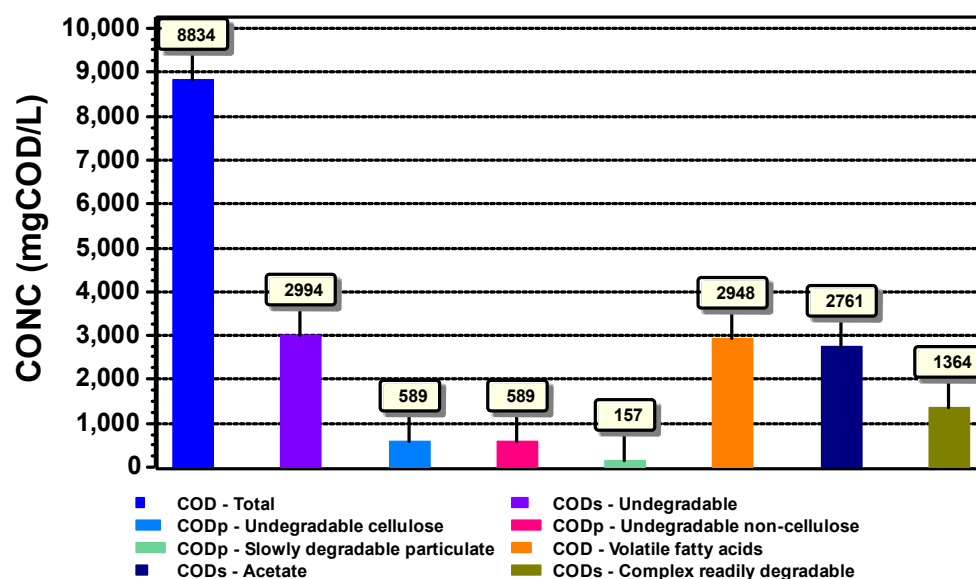


Figure 4-4 Fractions de DCO de l'effluent du modèle de CTBM-Iberville modifié (avec 150 m³/d d'eau traitée pour la dilution)

À partir des résultats prédits reliant à l'effluent du CTBM-Iberville, certaines fractions de cet effluent ont été calculée (Tableau 4-5).

Les caractéristiques (Tableau 4-4) et les fractions (Tableau 4-5) de l'effluent de cette filière modifiée ont été utilisées pour les modélisations postérieures.

Tableau 4-4 Résultats de prédiction du modèle de simulation de CTBM-Iberville modifié

Parameter	Units	Value	
A.D. 3d			
Element HRT	d	3	
TSS	mg/L	44867	
Off gas flow rate (dry)	m³/h (field)	8	
Off gas Methane	%	81	
VSS destruction	%	0	
2 x A.D. 7d			
Element HRT	d	7	
TSS	mg/L	40844	
Off gas flow rate (dry)	m³/h (field)	249	
Off gas Methane	%	62	
VSS destruction	%	13	
Post A.D. 6d			
Element HRT	d	6	
TSS	mg/L	34519	
Off gas flow rate (dry)	m³/h (field)	75	
Off gas Methane	%	61	
VSS destruction	%	22	
Hydrolyser			
VSS destruction	%	64	
CTBM-STEP			
		Without dilution	150 m³/d treated wastewater
Flow	m³/d	235	385
N-Ammonia	mgN/L	1432	874
N-Total N	mgN/L	1615	986
P-Soluble phosphate	mgP/L	688	420
P-Total P	mgP/L	707	432
TSS	mg/L	3546	2165
COD-Total	mgCOD/L	14473	8834
Sludge cake			
Flow	m³/d	25	
TSS	%	30.7	
TSS	kg/d	7679	

Tableau 4-5 Fractions calculées de l'effluent de la filière CTBM-Iberville modifiée

WW Fractions	Calculated value
Fbs - Readily biodegradable (including Acetate) [gCOD/g of total COD]	0.50
Fac - Acetate [gCOD/g of readily biodegradable COD]	0.63
Fxsp - Non-colloidal slowly biodegradable [gCOD/g of slowly degradable COD]	0.96
Fus - Unbiodegradable soluble [gCOD/g of total COD]	0.34
Fup - Unbiodegradable particulate [gCOD/g of total COD]	0.13
Fna - Ammonia [gNH ₃ -N/gTKN]	0.89
Fnox - Particulate organic nitrogen [gN/g Organic N]	0.28
Fpo4 - Phosphate [gPO ₄ -P/gTP]	0.97
Particulate substrate COD:VSS ratio [mgCOD/mgVSS]	1.52
Particulate inert COD:VSS ratio [mgCOD/mgVSS]	1.24

4.5 Modélisation de la filière CTBM-STEP

Étant donné que l'effluent de CTBM-Iberville modifié remplissait déjà les conditions requises pour la bio-P ($S_{AGV}/P_t > 7$), il est acheminé directement vers RBS/BGA pour réaliser la déphosphatation biologique. Donc la filière CTBM-STEP comportera un RBS/BGA comme l'unité de traitement principale.

4.5.1 Configuration du modèle et ses paramètres de conception

La configuration du modèle de simulation de CTBM-STEP se présente à la Figure 4-5 où RBS/BGA joue le rôle central. La mise de 2 réservoirs tampons étiquetés « mixed effluent » et « mixed wastage » est pour but de lisser le TRB calculé. Le bloc de séparation liquide-solide, pour lequel le pourcentage d'enlèvement a été imposé à une valeur irréalisable de 99,5 %, a été inclus dans le but d'élucider les performances du RBS/BGA dans l'élimination des polluants solubles.

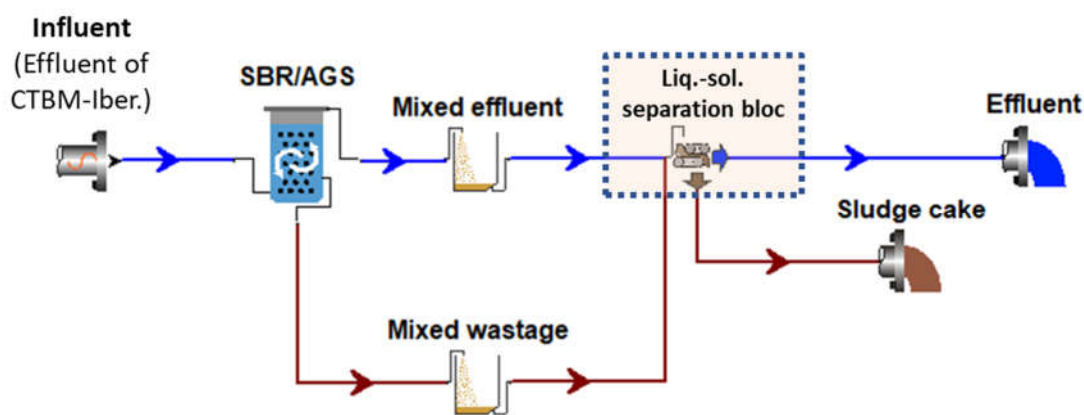


Figure 4-5 Configuration du modèle de simulation de CTBM-STEP

Le type d'alimentation est défini « variable » mais l'implication seulement de la période d'alimentation qui est intermittente, non les caractéristiques d'affluent. Ces dernières sont comblées au Tableau 4-6 (ce sont des valeurs approximatives arrondies de celles présentées au Tableau 4-4). L'alcalinité est imposée à 100 mmol/L afin d'assurer une bonne condition pour la nitrification. Les cations calcium et magnésium sont ajoutés pour répondre les conditions essentielles de bio-P. Les ratios molaires de Mg/P et de Ca/P sont 0,8 et 0,1 respectivement (plus de 2 fois plus élevés que les ratios par défaut de BioWin).

Tableau 4-6 Données d'entrée pour l'affluent du modèle de CTBM-STEP

Parameter	Units	Value
COD - Total	mgCOD/L	8800
N - Total Kjeldahl Nitrogen	mgN/L	1000
P - Total P	mgP/L	440
S - Total S	mgS/L	0
N - Nitrate	mgN/L	0
pH	-	7
Alkalinity	mmol/L	100
ISS Total	mgISS/L	1100
Metal soluble - Calcium	mg/L	54
Metal soluble - Magnesium	mg/L	264
Gas - Dissolved oxygen	mg/L	0

Au CTBM, un RBS ayant un volume total de 373 m³ est disponible. Il sera donc utilisé comme RBS/BGA avec un volume utile imposé de 320 m³. Les paramètres de conception de RBS/BGA sont présentés au Tableau 4-7. Il convient de noter que ces paramètres ne sont conçus que de manière préliminaire pour atteindre l'efficacité souhaitée de traitement de la DBO, de l' NH_4^+ et du o-PO_4 , mais ils n'ont pas été optimisés.

Tableau 4-7 Paramètres de conception de RBS/BGA

Parameter	Units	Value
Q_{CTBM}	m ³ /d	390
V_{reactor}	m ³	320
H	m	6.0
Nb. of cycles/day	—	3.0
Cycle time	min	480
V traité water/cycle	m ³ /cycle	130
VER	%	41 %
HRT	h	19.7
$Q_{\text{waste sludge}}$	m ³ /d	3.0
V waste sludge/cycle	m ³ /cycle	1.0
OLR – organic loading rate	gCOD/L/d	10.7
NLR - nitrogen loading rate	gN/L/d	1.2
PLR - phosphorus loading rate	gP/L/d	0.5

Selon la définition du BioWin pour un réacteur séquentiel, le cycle commence par la phase de réaction « mix phase », et la phase de décantation a lieu pendant le temps restant du cycle. Le programme opérationnel détaillé du RBS/BGA est présenté à la Figure 4-6.

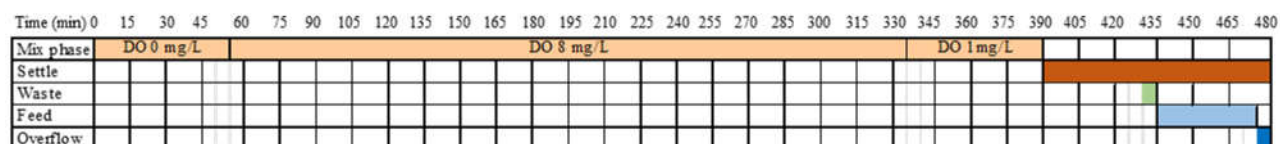


Figure 4-6 Programme opérationnel détaillé du RBS/BGA

La phase de réaction est divisée en 3 « sous-phases » où le point de consigne d'oxygène dissous est 0, 8 et 1 mg/L respectivement. La purge de 1 m³ de boues dure 5 min, correspondant à un débit de 288 m³/d. Calculé similairement, le débit d'alimentation est 4680 m³/d. Les interfaces utilisateurs illustrant l'entrée de ces paramètres sont présentées à l'Annexe F. Les paramètres liés aux dimensions, aux granules sont assemblés au Tableau 4-8.

Tableau 4-8 Données d'entrée pour RBS/BGA

Parameter	Units	Value
Dimensions		
Volume	m ³	320
Depth	m	6
Decant level	%	99
Granules		
Estimated granule diameter	mm	2
Estimated granule settled volume	% of reactor volume	50
Voidage (of settled granules)	%	25

Tous les autres paramètres sont les valeurs de défaut de BioWin.

4.5.2 Résultats de simulation

4.5.2.1 Effluent du RBS/BGA et effluent de la combinaison (RBS/BGA + bloc de séparation)

Les propriétés de l'eau traitée par RBS/BGA et de cette eau après avoir passé le bloc de séparation liquide-solide sont rassemblées au Tableau 4-9. La comparaison des valeurs des deux cas montre que les DBO, NTK et P_t résiduels dans l'effluent de RBS/BGA sont principalement provenus par des composants particuliers. Ainsi, en séparant juste cette partie solide, l'effluent du RBS/BGA a satisfait aux normes de rejet appliqué au CTBM (Annexe A) sur les critères de DBO et de N-NH₄. En particulier pour le phosphore total (P_t 17 mg/L), un traitement supplémentaire est nécessaire.

Tableau 4-9 Caractéristiques d'eau traitée par RBS/BGA et celles de cette eau après avoir passé le bloc de séparation ayant un taux d'enlèvement de MES de 99,5 %

Parameters	Concentration (mg/L)		
	Effluent of RBS/BGA	Effluent of "liquid-solid" separation bloc (percent removal 99.5 %)	Effluent discharge standard applied at the CTBM
Alkalinity (mmol/L)	27	27	
BOD - Total Carbonaceous	998	7	25
COD - Filtered	3029	3029	
COD - Particulate	3163	17	
COD - Total	6193	3046	
CODs - Undegradable	3027	3027	
N - Ammonia	7	7	25-40
N - Filtered TKN	30	30	
N - Nitrate	0	0	
N - Nitrite + Nitrate	237	237	
N - Particulate TKN	270	1	
N - Total inorganic N	359	245	
N - Total Kjeldahl Nitrogen	300	31	
N - Total N	536	268	
P - Soluble PO ₄ -P	15	15	
P - Total P	439	17	1
pH	8	8	
Total suspended solids	5950	31	25
Volatile suspended solids	2290	12	

La DCO_t reste élevée même après passage du séparateur liquide-solide car elle est majoritairement composée de DCO soluble non biodégradable.

Le nitrite est présent mais le nitrate est quasiment absent. Ce résultat est cohérent avec le discernement de Figdore et al. (2017) selon lequel le N-NO₂ était un intermédiaire clé dans l'élimination biologique de l'azote par les PAO et GAO présentant dans les granules aérobies.

4.5.2.2 Masse totale de solides (*total solids mass*)

Ce RBS/BGA est simulé dynamiquement à partir de valeurs de départ pendant une période prolongée jusqu'à ce qu'un état quasi-permanent soit atteint. La Figure 4-7 montre la fluctuation de la masse totale de solides dans le système (la courbe rouge la plus haute) au régime établi.

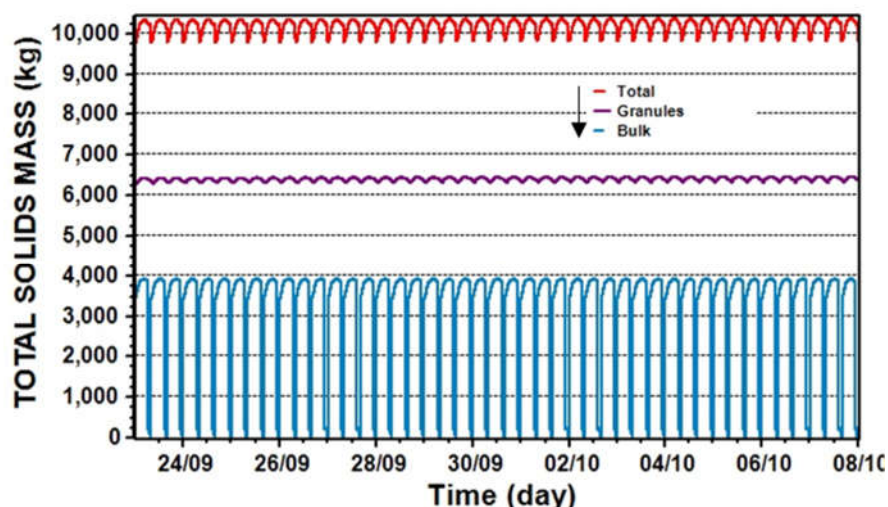


Figure 4-7 Fluctuation de la masse totale de solides dans le système au régime établi et contribution des granules à la masse totale de solides

La masse totale de solides dans réacteur atteint à 10 000 kg, équivalant à une concentration nette en MES (net TSS concentration) de 31 kg/m^3 . Cette valeur est élevée en comparant à celles reportée dans littérature, qui sont dans une gamme de 8-35 kg/L (Figdore et al., 2017; Mañas et al., 2011; Sepúlveda-Mardones et al., 2019). Mais elle demeure raisonnable car ici, le système travaille à une charge volumique (en DCO, en N, en P et en MES) beaucoup plus élevée que celle dans les études précédentes.

La masse des granules (la courbe violette au milieu du graphique de la Figure 4-7) prédite est de 6400 kg, contribuant à 64 % de la masse totale de solides dans réacteur. À la StaRRE Gaemerwolde (Pays-Bas), la boue granulaire est constituée à plus de 80 % de granules de taille supérieure à 0,2 mm et à plus de 60 % de taille supérieure à 1 mm (Pronk et al., 2015). La troisième courbe (bleue) illustre l'évolution de la masse des floes, qui contribue approximativement 36% de la masse totale – comparable aux valeurs citées par Layer et al. (2021).

4.5.2.3 Taille de granule – volume des granules décantés – TRB

Le diamètre moyen des granules est de 1 mm. Les granules décantés représentent 19 % du volume du réacteur, soit 62 m^3 .

Le TRB calculé est de 4-5 jours, ce qui est assez court par rapport les valeurs rapportées dans la littérature (section 2.2.4.5), mais reste raisonnable. En effet, la bio-P peut également se produire

lorsque le TBR faible est de 2 à 5 jours (M&EA, 2014 ; Le, 2007). De plus, dans le livre de Le (2007), il est mentionné que l'efficacité d'élimination du phosphore du système de bio-P dépend moins du TRB sur une large plage de 2 à 40 jours du fait que la densité des PAO varie avec le rapport DCO/P. Cet auteur souligne également que selon l'expérience pratique, avec un faible TRB de 4 jours, le système est beaucoup plus stable, mais avec une température supérieure à 15 °C, un TRB de 6 jours, la NIT se produit de manière significative, donc l'ajout d'un étape anoxie pour la DÉNIT est nécessaire.

4.5.2.4 Microorganismes

En observant les concentrations des principaux types de biomasse dans ce système, on trouve que la biomasse des OHO domine, suivie par la biomasse des PAO, puis la biomasse des produits endogènes, la biomasse des AOB ; et que la biomasse des NOB est négligeable. La Figure 4-8 illustre la concentration des principaux types de biomasse à la couche extérieure des granules. La biomasse des PAO est plus de la moitié de celle des OHO.

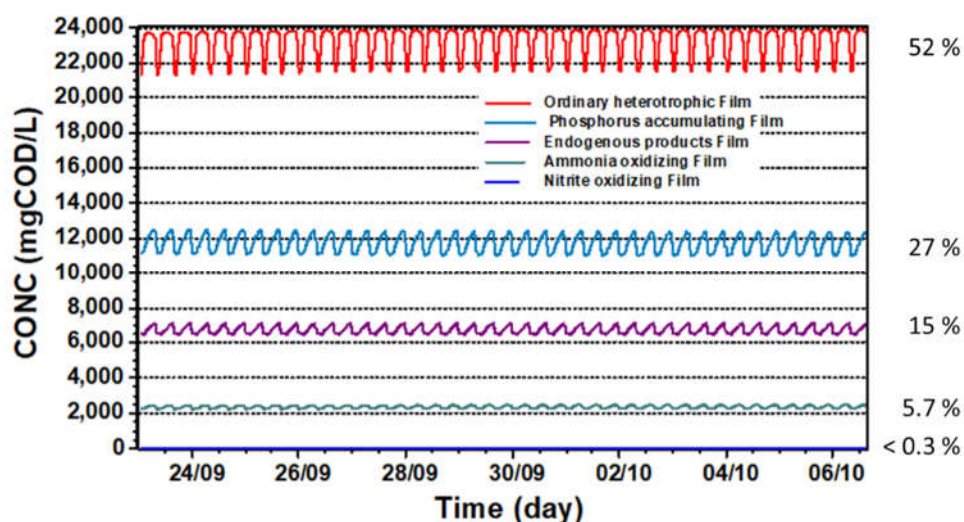


Figure 4-8 Concentration de différents types de biomasse à la couche extérieure des granules

Ceci explique les bonnes performances d'élimination simultanée de la DCO, du phosphore, de l'ammonium ainsi que l'absence du nitrate dans RBS/BGA.

4.5.2.5 Évolution des différents paramètres dans un cycle

La Figure 4-9 présente l'évolution de l'AGV, de l'ammoniac, du nitrite, du o-PO₄, de l'OD à la couche supérieure du réacteur au cours d'un cycle. L'AGV n'est consommé qu'environ un tiers à la fin de la période anoxie. Cela signifie que la quantité de l'AGV dans l'affluent dépasse le besoin en substrats des PAO et des bactéries dénitrifiantes présents dans le système. Les restes de l'AGV sont complètement enlevées après environ 1,5 h de l'aération.

Un léger relargage du phosphate est observé pendant la phase anoxie. Quand l'aération est activée, l'o-PO₄ et l'ammoniac ont la même tendance d'évolution (les 2 courbes sont parallèles) et l'o-PO₄ est complètement éliminé avant l' NH_4^+ .

La concentration en NO_2^- augmente en fonction du temps de l'aération et atteint son maximum après 4,5 h d'aération. Le nitrite est réduit d'environ 80 % pendant la phase pré-anoxie, mais pas dans la phase post-anoxie comme conçu. Le nitrate n'est pas formé dans ce système.

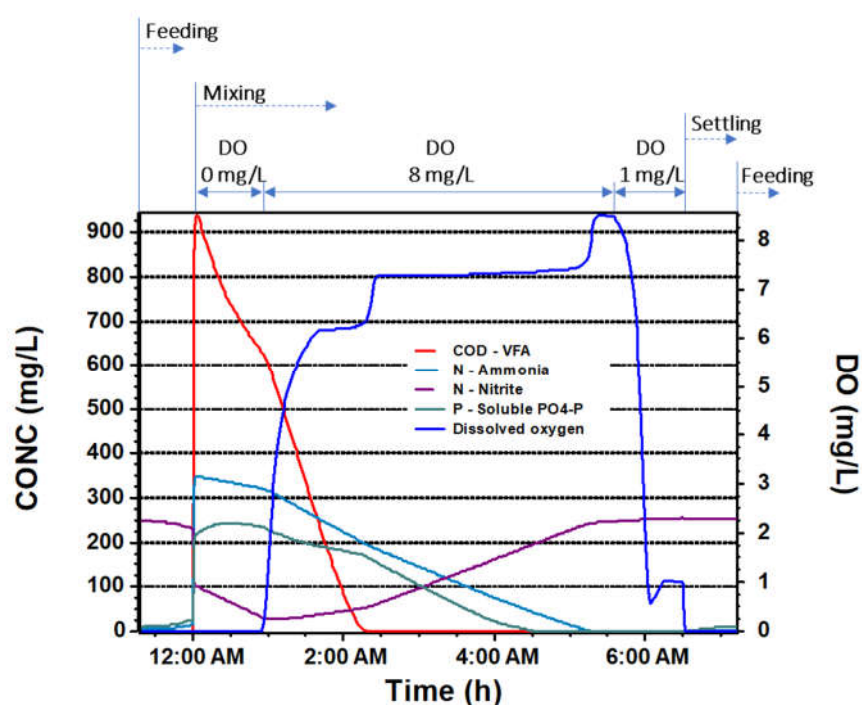


Figure 4-9 Évolution de la concentration de l'AGV, de l'ammonium, du nitrite, de l'o-PO₄, et de l'OD à la couche supérieure du RBS au cours d'un cycle

L'OD dépasse rapidement la valeur de 4 mg/L, valeur recommandée pour la nitrification (Shehab et al., 1996), puis continue à augmenter à 6, à 7 et jusqu'à 8 mg/L – valeur de consigne de OD programmée – à la fin de la 2ème sous-phase. À noter que le système n'atteint pas de bonne performance en oxydation d' NH_4 si la valeur de consigne de OD de 4 mg/L (résultats de simulation non présentés).

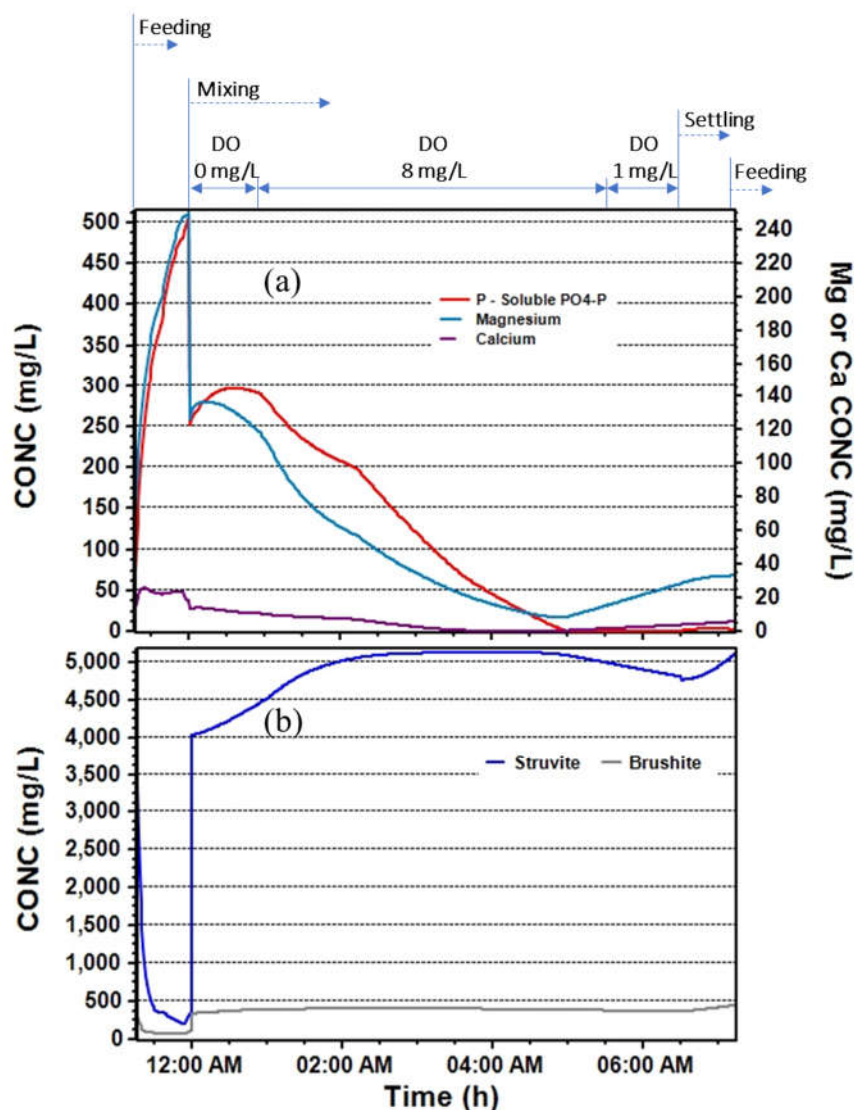


Figure 4-10 Évolution de la concentration (a) du o- PO_4 , du magnésium et du calcium; (b) de la struvite et de la brushite dans la liqueur mixte du RBS au cours d'un cycle

La Figure 4-10a illustre l'évolution du phosphore, du magnésium et du calcium dans la liqueur mixte du réacteur au cours d'un cycle. En général, on constate que les trois ions ont la tendance de changement de concentration similaire et qu'ils approchent à près de zéro en même temps, bien

que les ratios molaires de Mg/P et de Ca/P dans l'affluent soient 2 fois plus élevés que les valeurs recommandées par BioWin pour un procédé de bio-P. De cette observation, deux faits peuvent être tirés : d'une part, la quantité de Mg et de Ca utilisée est adéquate ; d'autre part, cette demande excédentaire peut être attribuée à la précipitation de ces 3 ions formant la struvite et le brushite (Figure 4-10b). Lors de l'épuisement (presque) du phosphore, la concentration de magnésium dans la phase liquide augmente de nouveau (Figure 4-10a). Ceci s'explique par la dissolution du précipité de struvite (Figure 4-10b).

4.5.2.6 Évolution en fonction de la profondeur du réacteur et de granule

Les profils des concentrations de variables particulières dans chaque couche de sédimentation le long de la profondeur du réacteur (couches 0 à 10) et dans chaque couche de l'extérieur à l'intérieur des granules (couche 11 à 13) à la fin de la phase d'alimentation et à la fin de la phase de décantation sont présentés aux Figure 4-11 et Figure 4-12, respectivement.

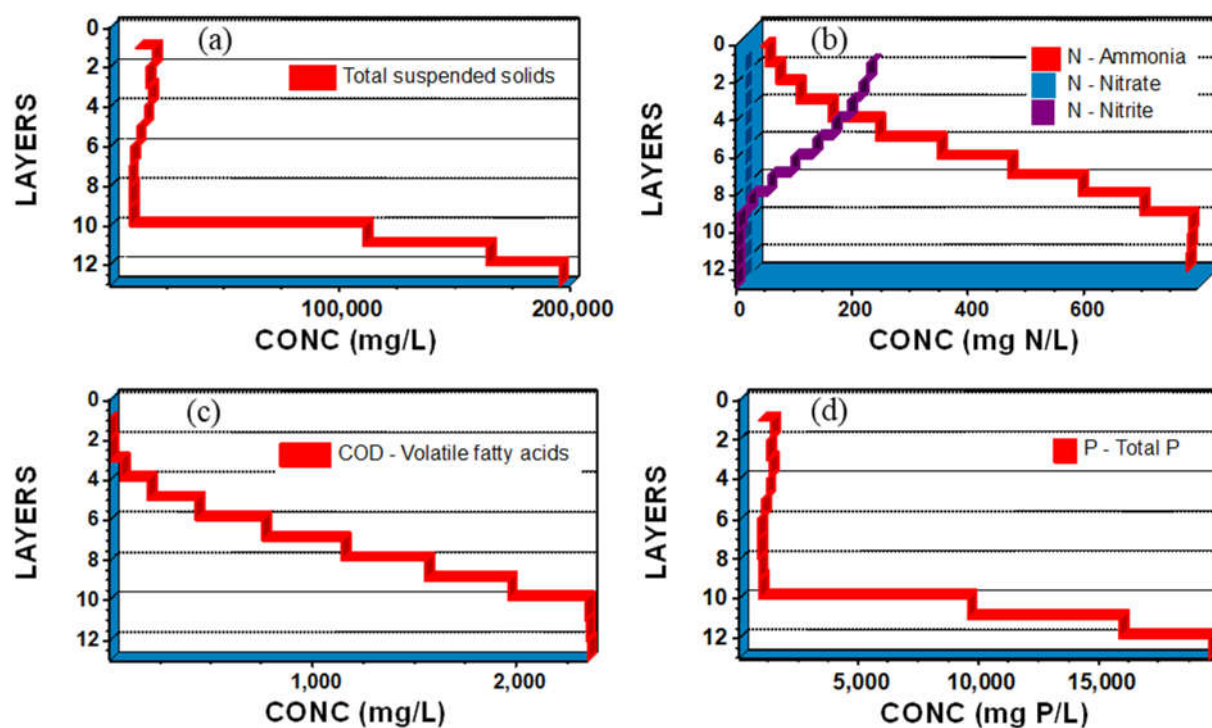


Figure 4-11 Profil (a) des MES, (b) des azotes, (c) de l'AGV, (d) du P_t au long de la profondeur du réacteur (couches 0 à 10) et du granule (couches 11 à 13) à la fin de la phase d'alimentation

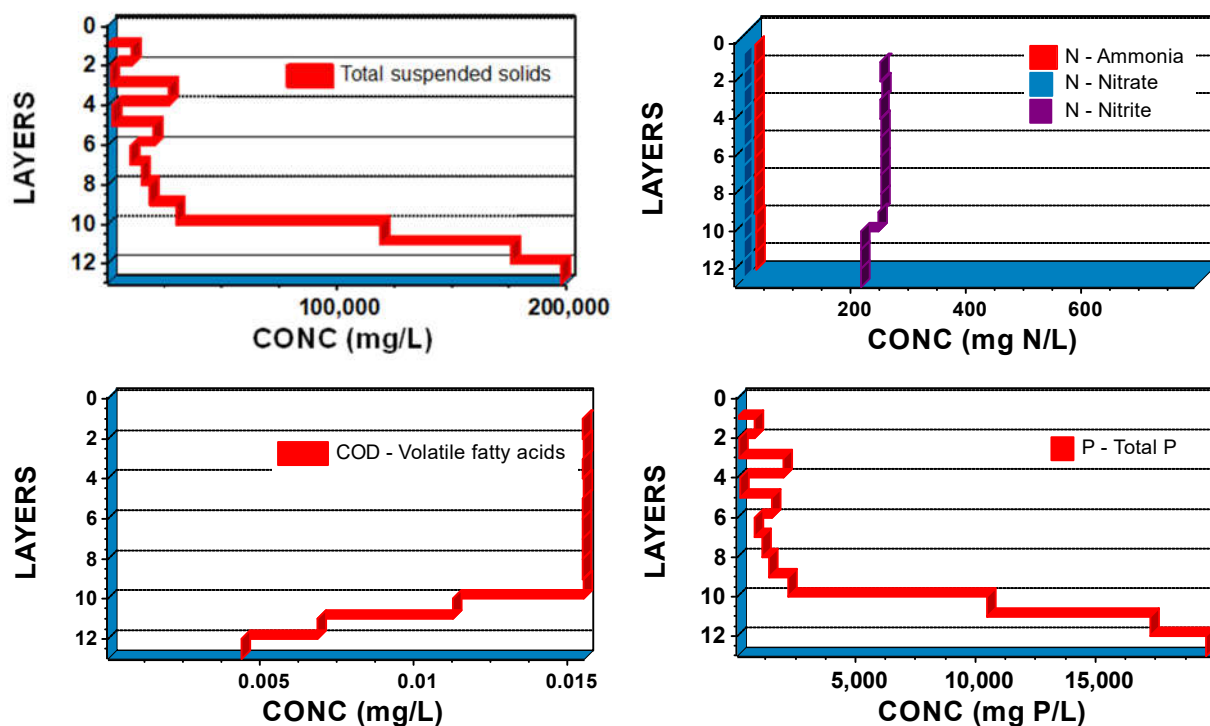


Figure 4-12 Profil (a) des MES, (b) des azotes, (c) de l'AGV, (d) du P_t au long de la profondeur du réacteur (couches 0 à 10) et du granule (couches 11 à 13) à la fin de la phase de décantation

La stratification du lit de boues lors de l'alimentation/la décantation résulte des propriétés de décantation spécifiques des granules/flocs et de la vitesse superficielle de l'affluent appliquée (le cas d'alimentation). Les résultats de simulation de cette stratification sont similaires à ceux que le groupe Eawag (Suisse) a observé dans le système pilote/grande échelle (Layer et al., 2021). Cette stratification claire démontre que la vitesse superficielle de l'affluent ainsi que la durée de la phase de décantation conçues pour le modèle RBS/BGA sont appropriées.

Les résultats de la simulation démontrent clairement l'avantage compétitif en termes de substrats (AGV) et de nutriments, en condition anaérobie, de la fraction de biomasse située en fond de réacteur, précisément les granules.

4.5.2.7 Boues déshydratées

Avec un pourcentage d'enlèvement de 99,5 % imposé pour le bloc de séparation liquide-solide, le volume de boues collectés par jour est de 8m^3 . La siccité des boues déshydratées est de 30 %. Les composants principaux de boues exprimés en différentes unités sont résumés au Tableau 4-10.

Tableau 4-10 Composants principaux de boues déshydratées exprimés en différentes unités

State variable	Mass rate		Mass rate	% P
	Units	kg/d	kg P/d	
Biomass - OHO	COD	443	9	5.4
Biomass – PAO	COD	197	4	2.4
P - Releasable stored polyP	P	24	24	14
P - Unreleasable stored polyP	P	15	15	9.0
Precipitate - Brushite	ISS	58	10	6.0
Precipitate - Struvite	ISS	804	97	58
Biosolids – Total solids	TS	2316	166	100

La distribution du phosphore dans différents composants démontre que le phosphore dans le système est éliminé de trois manières différentes, notamment : (1) la croissance cellulaire, (2) le stockage de polyP, et (3) la précipitation minérale (brushite, struvite).

Lorsque la fraction de phosphore précipité est exclue, le polyP représente une fraction importante du phosphore total dans les biosolides (trois fois plus élevé que celui utilisé pour la croissance cellulaire). Ceci est intéressant pour la valorisation agronomique.

Il est constaté que les précipités, en particulier la struvite, sont présents en grande quantité. Plus de 60 % du phosphore est éliminé par la voie de précipitation. Ceci est intéressant pour le procédé BGA lors du traitement des eaux usées à fortes charges en nutriments, mais cela signifie également qu'il faut faire attention à la possibilité de formation de struvite au niveau des digesteurs anaérobies du CTBM, qui peut induire le colmatage des conduits et des équipements. A ce titre, il est nécessaire de maximiser et de récupérer la struvite comme engrais, avant de faire colmatage dans conduits.

Autre remarque est que le ratio VS/TS de biosolides est faible, environ 39 %.

4.5.2.8 Impact du $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ sur bio-P

D'après les données de l'année 2020 reliées à la consommation de produits chimiques au CTBM (juin – Annexe G) et les caractéristiques représentatives des intrants du CTBM déterminées à la section 3.2, approximativement estimé, CTBM utilise le $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ à un ratio massique $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ sur P_t de 1:1. Théoriquement, une mole de Fe est nécessaire pour réagir avec une mole de P_{soluble} afin de précipiter sous la forme du FePO_4 (en pratique, le rapport molaire fer sur phosphore à appliquer est supérieur au rapport stœchiométrique) (MELCC, 2015), équivalant à un rapport massique $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ sur P_t supérieur à 5,8 (en supposant que $P_{\text{soluble}} = 0,9 P_t$). Par conséquent, la

quantité de $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ présente dans les intrants du CTBM est estimée de 4,8 fois de la quantité de P_t , soit la concentration en $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ de l'affluent de RBS/BGA est 2,2 g/L. Cette teneur élevée en $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ résulte probablement du surdosage aux flottateurs à air dissous des entreprises.

Des simulations ont été effectuées pour examiner l'effet du sulfate ferrique, à deux concentrations de 0,4 g/L et de 2,2 g/L, sur la déphosphatation biologique. La configuration du modèle est présentée à la Figure 4-13.

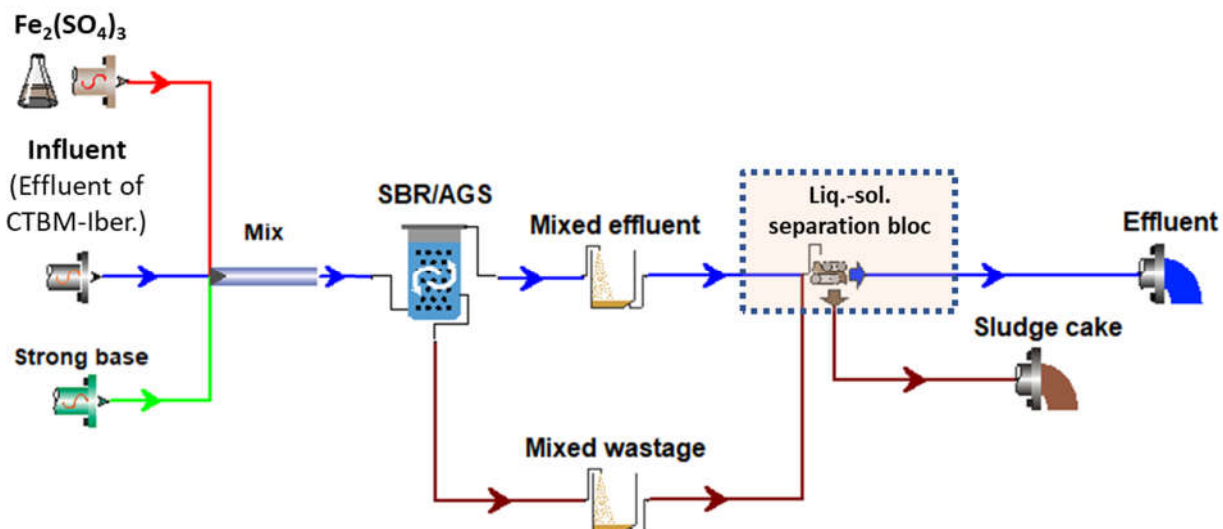


Figure 4-13 Configuration du modèle de simulation de l'effet du fer sur la bio-P dans le RBS/BGA

Ce modèle est similaire à celui présenté à la section 4.5.1, mais comporte deux autres éléments : l'ajout du $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ et l'ajout de la base forte. Les paramètres de réglage de ces deux éléments sont présentés dans le Tableau 4-11.

Tableau 4-11 Données d'entrée liées à l'ajout du $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ et l'ajout de la base forte

Parameter	Units	Value	
		0.4 g/L $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$	2.2 g/L $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$
Q_{fer}	L/d	100	100
$[\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3]$	mg/L	1.69E+06	8.47E+06
Flowrate of $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$	L/d	1200	1200
Q_{base}	m ³ /d	0.3	0.3
[Strong base]	meq/L	11200	11200
Flowrate of strong base	m ³ /d	3.6	3.6
$Q_{\text{mix-eff}}$	m ³ /d	387.4	387.4

La performance globale du procédé en présence de sulfate ferrique reste élevée. Les caractéristiques de l'effluent de deux cas répondent également aux normes de rejet appliqué au CTBM sur les critères de DBO et de N-NH₄. Un traitement supplémentaire est aussi nécessaire pour éliminer le phosphore total (P_t 20 mg/L) (résultats non présentés).

Pour les boues déshydratées générées, le débit et la siccité restent de 8m³/d et de 30 %, respectivement. Mais ses caractéristiques évoluent. La comparaison de débit massique des paramètres principaux liés à la déphosphatation, et la comparaison de teneur de polyP et de Fe dans biosolides de trois cas « Without Fe₂(SO₄)₃ », « With Fe₂(SO₄)₃ 0.4 g/L » et « With Fe₂(SO₄)₃ 2.2 g/L » sont présentées à la Figure 4-14.

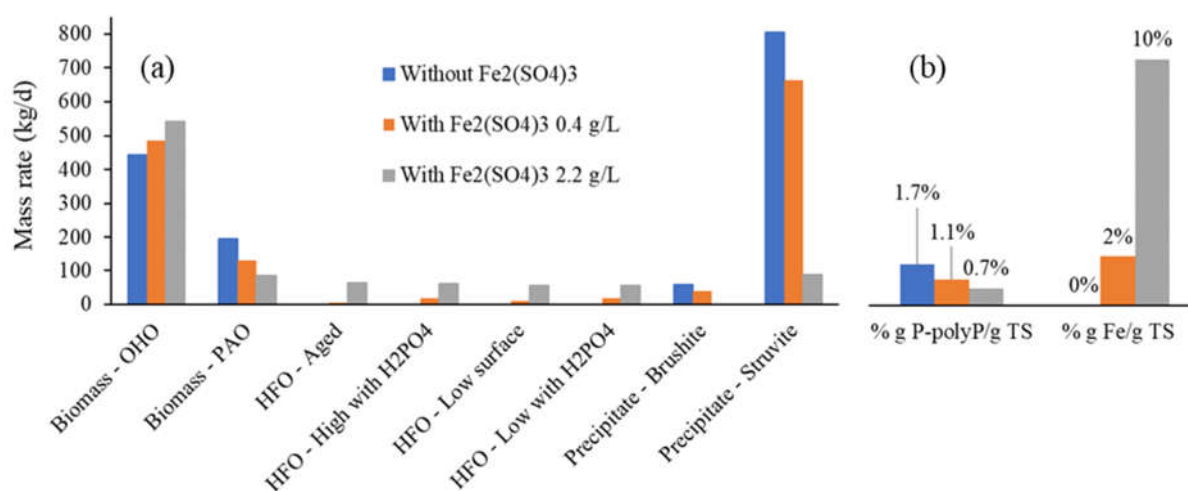


Figure 4-14 Comparaison des caractéristiques de boues déshydratées aux 3 cas sans et en présence de sulfate ferrique (a) débit massique des paramètres principaux; (b) pourcentage de polyP et de Fe dans biosolides

Il montre que lorsque la concentration en Fe augmente, la quantité de la biomasse de PAO et de struvite diminue (Figure 4-14a), la teneur de poly-P dans biosolides (Figure 4-14b) diminue aussi. Une partie de phosphore est éliminée sous différentes formes de précipité HFO (*hydrous ferric oxides*). La teneur de Fe dans biosolides augmente significativement et on trouve que la présence de 2,2 g Fe₂(SO₄)₃/L dans l'affluent donne 10% massique de Fe dans biosolides, totalement comparable aux données de CTBM d'année 2020 (mai et juillet – Annexe H).

4.6 Module de polissage

Bien que le procédé RBS/BGA permet une conception compacte des unités de traitement des eaux usées, le système RBS/BGA doit être exploité de manière à éliminer la biomasse à décantation lente (c'est-à-dire les flocs de boue) à chaque cycle. En conséquence, une fraction importante de matière en suspension peut être trouvée dans l'effluent, ce qui entraîne des valeurs de DCO_t, d'azote total et de phosphore total relativement élevées. Un rejet immédiat de l'effluent de RBS/BGA au milieu récepteur est donc impossible.

Schwarzenbeck et al. (2005) ont indiqué qu'un processus de séparation solide-liquide est suffisant comme module de polissage, et que la filtration sur sable n'est pas indispensable pour améliorer encore la qualité des effluents. Pourtant, la filtration des effluents et l'addition de sels métalliques pour la déphosphatation chimique sont les deux solutions utilisées à l'usine de traitement des eaux usées d'Epe (Pays-Bas) pour répondre des exigences de rejet plus strictes. L'effluent de cette installation atteignent en moyen de 4,0 mg/L de N_t, 0,1 mg/L de N-NH₄, 0,3 mg/L de P_t, 0,1 mg/L de P-PO₄ et 5,0 mg/L de MES (Figdore et al., 2017).

Dans le cas de CTBM, comme décrit ci-dessus (section 4.5.2.1), l'effluent de RBS/BGA après passage d'un bloc de séparation « liquide-solide » nécessite un autre traitement supplémentaire pour réduire la teneur en phosphore total à un niveau inférieur à 1 mg/L. Donc, l'addition de sels métalliques (tel que Fe₂(SO₄)₃) (et de polymère – si nécessaire) est suggérée.

En tenant compte qu'au CTBM, deux centrifugeuses, 2 flocculateurs à piston, 2 DAF (flottateur à air dissous) sont disponibles et qu'ils peuvent absolument être utilisés à des fins de polissage d'effluent de RBS/BGA, le module de polissage pour l'effluent de RBS/BGA est donc proposé comme illustré à la Figure 4-15 pour enlever la MES et éliminer chimiquement le phosphore. Ce module comporte une centrifugeuse, un flocculateur à piston pour mixer des sels/polymère ajoutés, et un clarificateur (centrifugeuse ou DAF) à la dernière étape. Les boues récupérées aux 2 étapes seront traitées séparément.

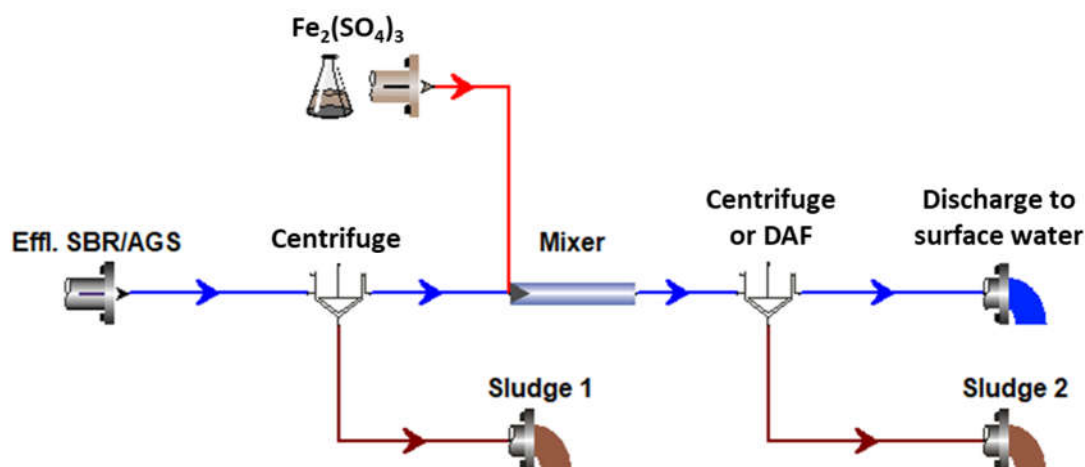


Figure 4-15 Configuration de module de polissage proposée pour l'eau traitée de RBS/BGA

Une autre option telle que DynaSand WWR, qui permet en même temps la dénitrification, la déphosphatation chimique et l'élimination de MES, mérite également d'être envisagée.

4.7 Conclusion pour la partie de modélisation

Les simulations montrent que le procédé BGA est un procédé prometteur qui convient à l'application au traitement des eaux usées de fortes charges de CTBM car : (1) la performance en enlèvement de C, N, P est élevée ; (2) il ne nécessite pas de prétraitement ; (3) le post-traitement requis est assez simple car la biomasse du procédé BGA a généralement de bonnes propriétés de décantation ; (4) les biosolides-struvite produites sont intéressantes pour valorisation agricole. La configuration du système complet proposé est présentée à la Figure 4-16.

Bien que le modèle BGA de BioWin (élément GSST) présente des limites de ne pas prendre en compte 1/ le rôle du potassium et des GAO sur la déphosphatation biologique ; 2/ l'effet de la température sur les PAO ; 3/ la distribution de taille des granules, ce modèle de simulation est encore considéré fiable. Les résultats de simulation sont similaires ceux de l'étude de Yilmaz et al. (2008). Précisément, ce sont la formation de précipités minéraux, la taille moyenne des granules, la tendance d'évolution des paramètres (o-PO_4 , NH_4^+ , NO_2^-) ainsi que les vitesses de réaction relatives entre eux, la présence de NO_2^- sans NO_3^- . Par conséquent, il est tout à fait raisonnable de

croire que la dénitrification se produira lorsque les paramètres d'opération du système seront optimisés.

En résumé, pour choisir entre les deux scénarios de modifier ou non la filière CTBM-Iberville pour but de bio-P, il est nécessaire de faire une évaluation approfondie sur de nombreux aspects d'économie, d'environnement, de niveau technologique...

Le Tableau 4-12 présente une comparaison de certains aspects entre les deux scénarios.

Tableau 4-12 Comparaison des aspects à considérer entre les deux scénarios

Aspect à considérer	CTBM-Iberville originale + post-traitement (physico-chimique)	CTBM-Iberville modifiée + RBS/BGA + bloc de séparation sol.-liq.
Modification requise sur CTBM-Iberville	Non	Dérivations des tuyaux d'eau et dilution à la dernière étape avec l'eau traitée au CTBM-STEP
Polissage requis	Non/Oui	Oui
Bassins requis pour CTBM-STEP	Non	Non
P _t à post-traiter par voie chimique (kg P/d)	172	7
Méthane produit (m ³ CH ₄ /h)	300	210
Struvite (kg/d)	0	804
Biomasse riche en P (kg DCO/d)	0	760

Une étude technico-économique pour déterminer l'intérêt d'installer la technologie BGA pour bio-P au CTBM est fortement recommandée.

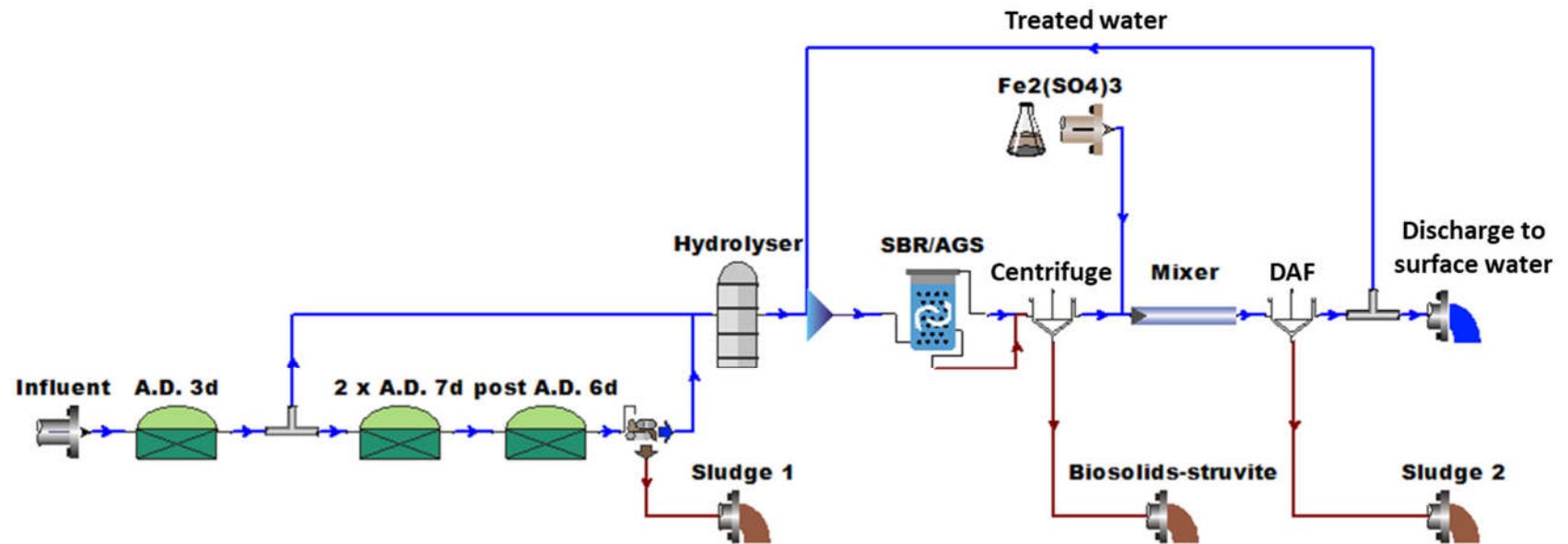


Figure 4-16 Système complet proposé pour CTBM

CHAPITRE 5 CONCEPTION ET DÉMARRAGE DU SYSTÈME EXPÉRIMENTAL DE RBS/BGA EN VUE DE DÉPHOSPHATATION BIOLOGIQUE

Ce chapitre se compose de 3 sections principales. La première section présente la méthodologie. La deuxième partie présente les résultats. La dernière section est la conclusion et les recommandations pour cette partie expérimentale.

5.1 Méthodologie

5.1.1 Recette de l’affluent synthétique

Le réacteur RBS/BGA est alimenté avec l’affluent synthétique pendant les premières périodes expérimentales afin d’optimiser l’opération du RBS/BGA et le développement de biomasse déphosphatant. Une fois que CTBM commence les opérations des digesteurs anaérobies, et que les BGA de ce système soient stables, il sera possible d’alimenter le RBS/BGA avec l’effluent réel du CTBM-Iberville.

Les concentrations d’affluent synthétique sont déterminées sur la base des résultats de simulation de la filière CTBM-Iberville modifiée (section 4.4), mais 3 fois moins concentrées en raison de la limitation des dispositifs expérimentaux (Annexe I) (donc le débit d’oxygène transféré n’est pas élevé (2,5 g O₂/h – Annexe J)).

La composition détaillée de l’affluent, inspirée de Lu et al. (2016), van Loosdrecht et al. (2016), et Layer et al. (2019), est présentée dans le Tableau 5-1. Les substrats synthétiques comprenaient un rapport de DCO:N:P d’env. de 20:2:1. L’acétate et le propionate ont été utilisés à un ratio de 7:3 (Lopez-Vazquez et al., 2009) comme sources d’AGV (33 % de DCO_t). Le glucose a été utilisé comme source de substrats fermentables solubles (33 % de DCO_t). Alors que peptone et amidon étaient comme sources de substrats particuliers. Les ratios molaires de K:P, de Mg:P, de Ca:P sont 0,3, 0,4 et 0,02, respectivement (Barat et al., 2005 ; Choi et al., 2011).

Cependant, il convient de noter qu’il existe encore des ajustements pour certains paramètres comme l’alcalinité, le potassium, l’ammoniac, etc. pendant l’expérimentation.

En vue (1) d'empêcher la croissance bactérienne dans les bouteilles de stockage des substrats synthétiques ; (2) d'éviter la précipitation des sels à concentrations élevées ; six solutions mères (avec une concentration de 22 à 20 000 fois plus concentrée que celle d'affluent) (Tableau 5-2) sont préparées et stockées séparément à 4°C.

Tableau 5-1 Recette de l'affluent synthétique

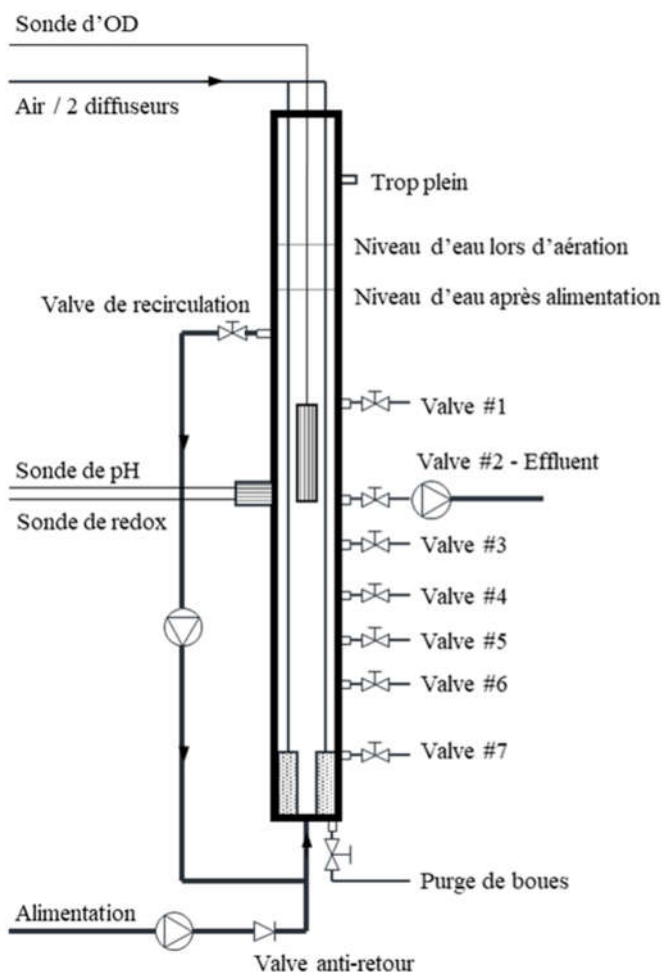
Constituant	Composé	Formule	Concentration (mg/L)
DCO	Acétate de sodium trihydraté	$C_2H_3NaO_2 \cdot 3H_2O$	1440,0
	Propionate de sodium	$C_3H_5NaO_2$	360,0
	Glucose	$C_6H_{12}O_6$	936,0
	Peptone de soya	-	468,0
	Amidon	-	468,0
Phosphore (et potassium)	Phosphate de monopotassium	KH_2PO_4	209,2
	Phosphate de sodium dibasique	$NaH_2PO_4 \cdot H_2O$	483,6
Azote	Sulfate d'ammonium	$(NH_4)_2SO_4$	734,2
	Chlorure d'ammonium	NH_4Cl	783,7
Magnésium	Sulfate de magnésium	$MgSO_4$	250,2
Calcium	Chlorure de calcium	$CaCl_2 \cdot 2H_2O$	18,4
Éléments traces	EDTA	$C_{10}H_{16}N_2O_8$	4,0
	Iron (III) chloride	$FeCl_3$	1,8
	Boric acid	H_3BO_3	0,18
	Copper (II) sulfate pentahydrate	$CuSO_4 \cdot 5H_2O$	0,036
	Manganese (II) chloride tetrahydrate	$MnCl_2 \cdot 4H_2O$	0,144
	Molybdic acid sodium salt dihydrate	$Na_2MoO_4 \cdot 2H_2O$	0,072
	Zinc sulfate heptahydrate	$ZnSO_4 \cdot 7H_2O$	0,144
	Potassium Iodide	KI	0,216
	Cobalt (II) chloride	$CoCl_2 \cdot 6H_2O$	0,18
	Hydrogen chloride (solution de 0,5 M)	HCl	0,0005 mL/L
Micronutriments essentiels	Extrait de levure	-	1

Tableau 5-2 Six solutions mères stockées séparément

No.	Solution mère	Facteur de dilution dans l'affluent	Fréquence de préparation
1	DCO (sans amidon)	22,22	2 fois/semaines
2	Amidon	22,22	2 fois/semaines
3	Sels de phosphore et azote	22,22	2 fois/semaines
4	Sels de magnésium et calcium	22,22	2 fois/semaines
5	Éléments traces	2000	1 fois/3 semaines
6	Extrait de levure	20 000	1 fois/3 semaines

5.1.2 Réacteur et accessoires

Le réacteur est une colonne cylindrique disposée verticalement. Son schéma et ses dimensions sont présentés à la Figure 5-1. Le volume utile de réacteur est de 6 L. Le ratio H/D est 8.



Objet	Hauteur (cm)
Réacteur	110
Trop plein	100
Niveau d'eau lors d'aération	90
Niveau d'eau après alimentation	83
Valve de recirculation	76
Valve #1	65
Valve #2 – vidange de l'effluent	50
Valve #3	43
Valve #4	35
Valve #5	28
Valve #6	21
Valve #7	10
Sonde de pH	50
Sonde de redox	50
Sonde d'oxygène dissous	40
Diamètre interne du réacteur	Ø 10

Figure 5-1 Schéma détaillé du réacteur et ses dimensions

L'alimentation est réalisée par le fond du réacteur en condition statique (non aérée, non recirculée). Le débit de recirculation, variant entre 0,6 – 1,3 L/min, est ajusté pour assurer que la biomasse ne soit pas soulevée jusqu'au niveau de la valve de recirculation. L'air est introduit et distribué par 2 pierres diffuseuses à un débit de 7,5 L/min, équivalant à une vitesse superficielle de 1,7 cm/s (Équation de calcul - Annexe K). Un système de contrôle (Annexe L) a été installé afin de diminuer la pression générée par l'aérateur (au débit de travail) et donc de résoudre le problème de grosses bulles d'air pendant l'aération. Un voile moustiquaire est placé à l'embouchure du réacteur pour éviter le débordement des mousses formées lors de l'aération.

Plusieurs valves sont installées le long du réacteur pour la vidange de l'eau traitée ou pour l'échantillonnage. Lors de la vidange à la valve #2, le ratio d'échange volumique est de 37 %. L'élimination de la biomasse légère s'effectue par la voie de l'effluent, mais se fait aussi

manuellement au besoin par les valves pour contrôler le temps de rétention de boues entre 5-10 jours.

5.1.3 Cycle et séquences

Pour favoriser la déphosphatation biologique ainsi que la dénitrification, un cycle du RBS/BGA consiste 6 séquences où les conditions anaérobie/aérobie sont alternatives, listées au Tableau 5-3. En suivant l'évolution des paramètres divers, la durée d'un cycle du RBS/BGA et des phases d'un cycle est ajustée. En raison de la DCO_t de l'affluent élevée, la durée totale du cycle est initialement imposée à 8 h. La durée de décantation est progressivement réduite de 30 à 5 minutes et la durée de la phase d'aération a augmenté de 265 à 290 min afin que la durée totale du cycle reste le même. Pour l'étape suivante, la durée totale du cycle est réduite à 6 h. Par le même principe que ci-dessus, la durée des phases de décantation et d'aération diminue/augmente de manière compensatoire.

Tableau 5-3 Séquences d'un cycle du RBS/BGA

Séquence	Durée (min)	
	Cycle de 8h	Cycle de 6h
(1) Alimentation statique anaérobie	45	25
(2) Réaction (non aérée + recirculation)	130	100
(3) Réaction (aérée)	265-290	220-224
(4) Décantation	30-5	5-1
(5) Vidange	5	5
(6) Repos	5	5
Total (min)	480	360

Lors de la vidange à la valve #2, le temps de rétention hydraulique (TRH) est de 21 h ou 16 h et le taux de charge volumique (TCV) est de $3,3 \text{ kg DCO}_t \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ ou $4,4 \text{ kg DCO}_t \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ pour un cycle de 8 h ou de 6 h, respectivement (Annexe K).

5.1.4 Montage expérimental automatisé

Le système expérimental est automatisé et réalisé avec du matériel National Instruments et l'environnement de développement LabVIEW 2020. L'ensemble du montage (Figure 5-2) comporte les éléments principaux suivants :

- 1 réservoir d'affluent réfrigéré à 4°C
- 1 circulateur de chauffage pour réchauffer l'affluent à 20 °C lors d'alimentation au réacteur

- 1 réacteur cylindrique de 6 L
- 3 sondes : redox, pH et OD et leurs 2 contrôleurs
- 1 aérateur et 1 débitmètre d'air
- 3 pompes péristaltiques pour (1) alimentation, (2) recirculation et (3) vidange
- 1 réservoir d'effluent
- 1 module cDAQ
- 1 ordinateur avec le logiciel LabVIEW installé
- 1 caméra jumelée avec le logiciel ANY DESK permettant de contrôler/surveiller le système à distance.

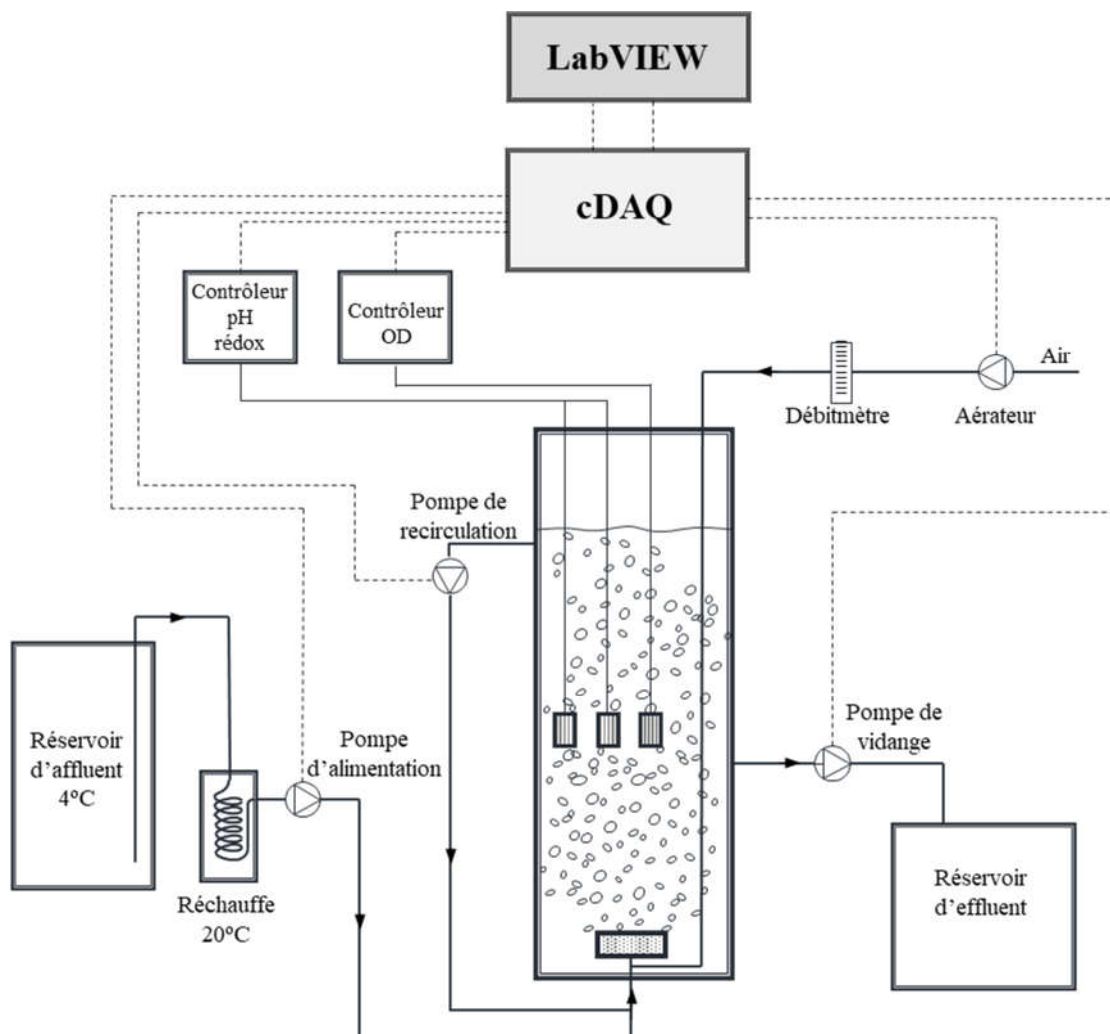


Figure 5-2 Schéma du montage expérimental automatisé

Les photos des éléments principaux du montage sont présentées à l'Annexe L.

5.1.5 Paramètres de contrôle

Les 4 paramètres : pH, température, redox et oxygène dissous (OD) sont suivis et enregistrés en continu par les 3 sondes (HACH DPD1P1 pHD sc, HACH DRD1P5, HACH 9020000 LDO sc Model 2) fixées à mi-hauteur du réacteur. Les autres paramètres analysés pour le contrôle ainsi que les méthodes, les lieux, les solutions, les types d'analyse sont résumés au Tableau 5-4. Le phosphore total (P_t) et l'azote total Kjeldahl (NTK) sont analysés aux laboratoires Bureau Véritas. Un bordereau de transmission d'échantillons aux laboratoires Bureau Véritas et un rapport d'analyse externe sont présentés à l'Annexe M.

Tableau 5-4 Paramètres de contrôle

Paramètre	Méthode	Lieu d'analyse		Solution	Type
		Au labo	À l'ext.		
DCO _t	SM 5220; Spectrophotométrie - méthode 8000 (Hach)	x		A, LM	T
DCO _{cs}	SM 5220; Spectrophotométrie - méthode 8000 (Hach)	x		A, LM, E	CS
MES, MVES	SM 2540	x		LM, E	T
MT, MVT	SM 2540	x		LM	T
NH ₄	Méthode Hach 10031	x		A, LM, E	S
NTK	-		x	A, LM, E	T
P _t	-		x	A, LM, E	T
o-PO ₄	Méthode Hach 8114, adapté de SM	x		A, LM, E	S
NH ₄ , Na, K, Mg, Ca NO ₂ , NO ₃ , PO ₄ , Cl, SO ₄	MA 300 Ions 1.3-chromatographie ionique (ICS 5000 AS-DP DIONEX)	x		A, LM, E	S
Alcalinité	Méthode 2320 B. de SM	x		A, LM, E	
Taille/forme des granules	Microscope optique (American optical one fifty)	x		LM	T

Notes : SM : Standard Methods (2017) ; A : affluent ; LM : liqueur mixte ; E : effluent ; T : total ; CS : colloïdale soluble ; S : soluble

5.1.6 Démarrage

La biomasse utilisée dans le présent travail provient d'un réacteur qui a fonctionné en conditions d'opération similaires pendant plus de 3 mois. Un mélange de boues granulaires anaérobies (provenant du bassin « UASB - Upflow anaerobic sludge blanket » de la fromagerie Agropur à Notre-Dame-du-Bon-Conseil) et de boues activées (provenant de la StaRRE St-Hyacinthe) a été utilisé à ratio de 2:1 comme inoculum pour ce réacteur. Les MES initiales étaient de 8 g/L. Les concentrations en DCO, en azote et en phosphore de l'affluent ont augmenté progressivement jusqu'à celles appliquées dans ce présent travail.

5.2 Premiers résultats et discussion

Cette section présente les résultats obtenus après 4 mois d'opération du système RBS/BGA en laboratoire, du 10 mai 2021 au 1er septembre 2021, équivalant à plus de 378 cycles écoulés.

5.2.1 Caractéristiques de l'affluent

Les caractéristiques mesurées de l'affluent synthétique utilisé sont présentées au Tableau 5-5. Il y a eu 3 modifications au cours du temps en fonction de la performance du système. Elles consistent (1) l'ajout des cations divalents (Mg^{2+} , Ca^{2+}) et des éléments de trace à partir du cycle 64 pour favoriser les PAO ; (2) le remplacement du NaH_2PO_4 par K_2HPO_4 à partir du cycle 262 pour augmenter le pouvoir tampon de la solution ; et (3) l'ajout de l'alcalinité à partir du cycle 319 pour compenser la partie consommée par la nitrification.

Tableau 5-5 Caractéristiques mesurées de l'affluent synthétique utilisé

Paramètre	Unités	Ordre du cycle [du jour]			
		1 [1]	64 [31] ⁽¹⁾	262 [84] ⁽²⁾	319 [99] ⁽³⁾
DCO _t	mg/L	2934 ± 74			
DCO _{cs}	mg/L	2762 ± 78			
% DCO _{cs}	%	94 ± 3			
NTK	mg N/L	424 ± 14			
N-NH ₄ ⁺	mg N/L	307 ± 53			
P _t	mg P/L	145 ± 6			
P-PO ₄ ³⁻	mg P/L	139 ± 18			
K ⁺	mg/L	314 ± 40	63 ± 4	387 ± 6	
Mg ²⁺	mg/L	-	21 ± 2	43 ± 2	
Ca ²⁺	mg/L	-	6 ± 1		
Cl ⁻	mg/L	564 ± 49	444 ± 53		
SO ₄ ²⁻	mg/L	190 ± 15	198 ± 32		
Na ⁺	mg/L	262 ± 38	341 ± 33	365 ± 28	764 ± 11
Alcalinité	mg CaCO ₃ /L	396 ± 111			1166 ± 111
pH		5,6			7

(1) Ajout des cations et des éléments de traces

(2) Remplacement du NaH_2PO_4 par K_2HPO_4

(3) Ajout d'alcalinité

5.2.2 Profil d'oxygène dissous, de pH

Les profils typiques d'OD et de pH au cours d'un cycle (ici, cycle 130) sont présentés à la Figure 5-3. L'OD est généralement inférieur à 0,3 mg/L pendant les phases d'alimentation et de recirculation, mais il atteint rapidement à 8 mg/L (la saturation) après d'un court temps d'aération (moins de 30 min – dépend de la période d'expérimentation). L'augmentation rapide de la concentration en OD indique que le système fournit un excès des besoins en oxygène des microorganismes OHO et AOB. Comme mentionné à la section 2.2.4.4, à un tel OD élevé, la formation de couches anoxies ou anaérobies à l'intérieur du granule pourrait être inhibée. Cela signifie que les conditions ne sont pas favorables à la dénitrification. De plus, l'aération excessive sous les conditions de famine peut entraîner l'épuisement du poly-hydroxy-butyrate (PHB). En conséquence, le stockage de o-PO₄ se cesse (Brdjanovic et al., 1998). Donc, une aération contrôlée est recommandée pour l'étape suivante du projet, d'un côté pour abaisser l'OD à un niveau avantageux à la bio-P, d'autre côté pour toujours assurer une force de cisaillement adéquate dans le système de BGA.

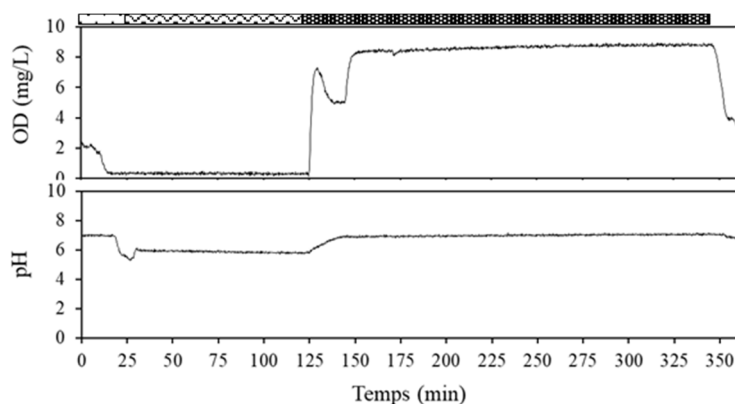


Figure 5-3 Profile d'oxygène dissous et de pH du cycle 130

( Alimentation;  Recirculation;  Aération)

Le pH ne fluctue pas beaucoup au cours du cycle bien qu'il ne soit pas ajusté. Il baisse à 6 pendant la phase de recirculation, sinon, il est de 7 aux autres phases. Ceci est probablement dû à l'alcalinité élevée de l'affluent (300-400 mg CaCO₃/L) ainsi qu'au bon pouvoir du tampon de liqueur mixte. Ces valeurs de pH sont dans la plage du pH recommandé pour le procédé de BGA (voir section 2.2.4.7). Il a été démontré qu'un RBS fonctionnant sans contrôle du pH en phase anaérobie

présente une élimination améliorée du P par rapport à un RBS à pH contrôlé (Bond et al., 1998). Cependant, à notre avis, le pH d'un système de BGA combinant de NIT, DÉNIT, bio-P doit être attentivement surveillé, car ces trois processus ont tous des plages de pH spécifiques dans lesquelles ils peuvent être optimisés.

5.2.3 Enlèvement de DCO_{cs} , NH_4^+ et o-PO_4

La variation de l'efficacité d'enlèvement de DCO_{cs} , NH_4^+ , et o-PO_4 au cours du temps d'expérimentation est présentée à la Figure 5-4. On remarque que ce système atteint rapidement une bonne performance d'enlèvement de DCO_{cs} , supérieure à 95 % même avant l'ajout des cations divalents et des éléments de traces. L'efficacité de l'élimination de NH_4 augmente au cours du temps d'expérimentation. Cela peut être dû au fait que le temps de rétention des boues a été ajusté et augmenté de 5 jours à 10 jours (voir détails à la section 5.2.5.1). L'oxydation d'ammonium décline un peu (de 50 % à 40 %) aux cycles 310-320 en raison de l'ajout de l'allylthiourée (ATU) (un agent permettant d'empêcher la nitrification) puis augmente rapidement et atteint plus de 99 % à partir du cycle 354. La déphosphatation biologique a été observée du cycle 75 au cycle 218 [du jour 34 au jour 72] et l'efficacité fluctue de 20 à 30 %. L'efficacité la plus élevée est de 44 % (cycle 206) mais à ce moment-là, la biomasse du système est gélatineuse. Ce phénomène s'est produit suite d'une panne d'électricité, qui a entraîné la conservation de la biomasse au réfrigérateur pendant plus de 20 heures. Le mécanisme de ce phénomène n'a pas été élucidé, et n'a pas pu être reproduit.

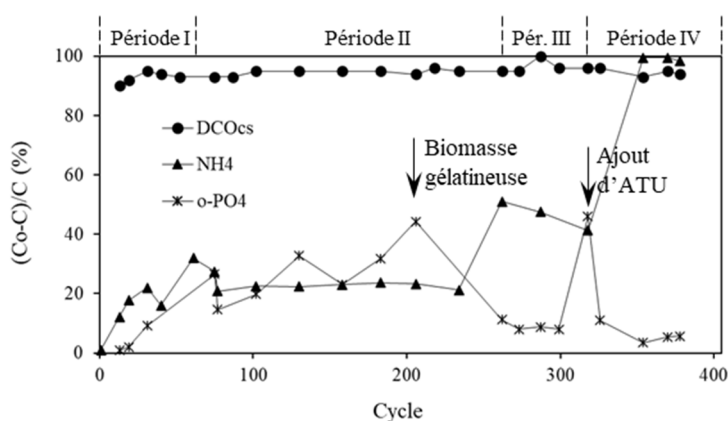


Figure 5-4 Variation de l'efficacité d'enlèvement de la DCO_{cs} , de l' NH_4 , du o-PO_4 au cours du temps d'expérimentation

La déphosphatation devient plus faible (moins de 10 %) lorsque la nitrification augmente (à partir du cycle 262). L'inhibition du stockage de phosphore induite par la nitrification a été rapportée dans plusieurs études précédentes (Saito et al., 2004 ; Zhou et al., 2007 ; Yang et al., 2018 ; Andreadakis et al., 2021). Ceci est également prouvé dans ce système lorsque l'ATU est ajouté (cycles 310-320), la nitrification est inhibée, en conséquence, la déphosphatation re-augmente à 46 %.

L'évolution de DCO_{cs} , ammonium, et o-PO_4 au cours d'un cycle typique de différentes périodes est illustrée à la Figure 5-5.

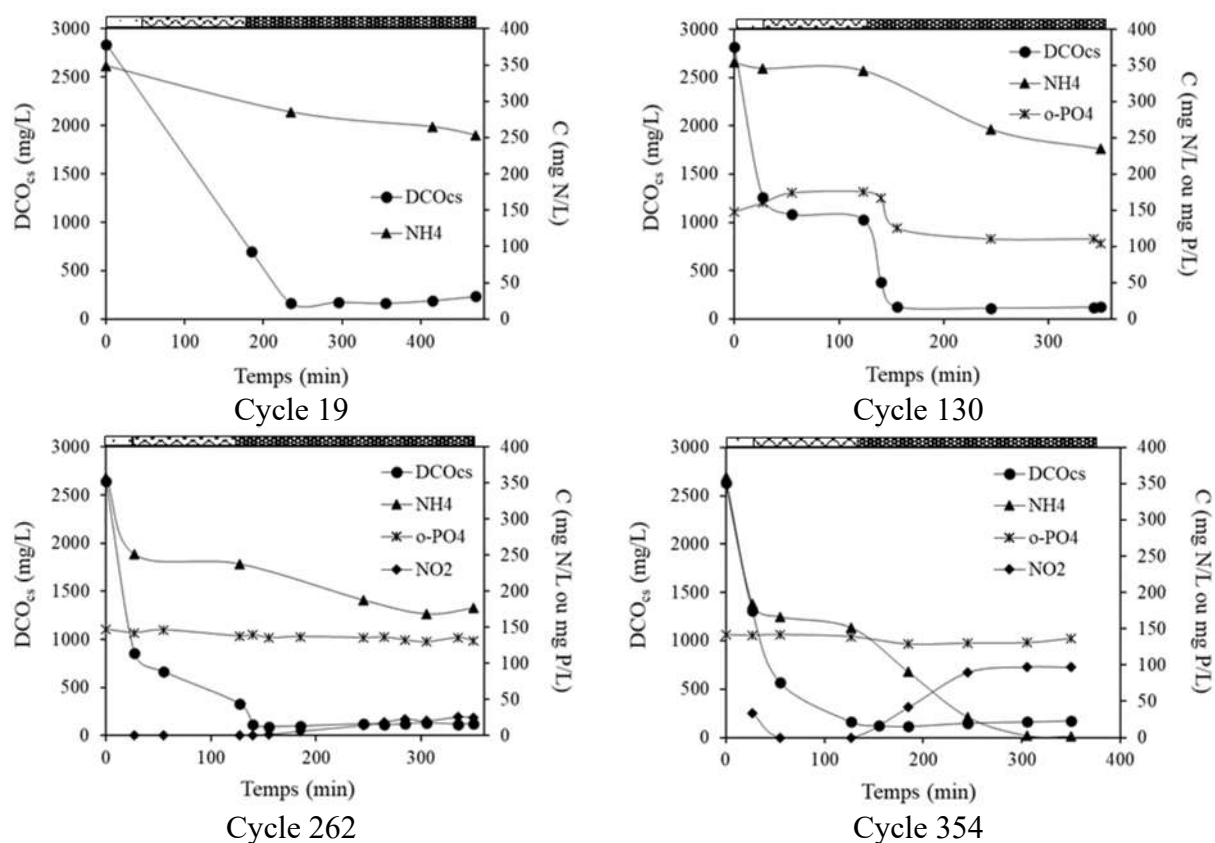


Figure 5-5 Évolution des concentrations dans un cycle typique de différentes périodes

(Alimentation; Recirculation; Aération)

Pour les cycles 19 et 130, la DCO_{cs} diminue rapidement au début de la phase d'aération, possiblement en raison de la consommation des OHO et de la concentration en biomasse élevée.

En regardant les cycles 262 et 354, la DCO_{cs} chute également rapidement, mais pendant la phase de recirculation anoxie. Cette diminution peut être attribuée à la consommation par les GAO, car la bio-P et la DÉNIT sont quasiment négligeables pendant la phase anoxie.

Notez que les TCV appliqués et la concentration en DCO_{cs} de l'affluent sont assez élevés (3,3 ou 4,4 $\text{kg DCO}_t \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ et 2800 mg/L). Cela semble promettre la possibilité d'augmenter davantage de charge de traitement au système.

L'efficacité de l'élimination de NH_4^+ augmente au cours du temps d'expérimentation et atteint plus de 99% à partir du cycle 354. Dans tous les cas, la concentration de nitrate dans la phase liquide du réacteur est négligeable. Le nitrite apparaît à partir du cycle 262, et atteint une concentration de 100 mg N/L à la fin du cycle 354. Cette observation confirme l'absence de NOB dans le système. Cela peut se produire en raison de l'inhibition des NOB par la concentration élevée de NH_3 (FA) et/ou d'acide nitreux HNO_2 (FNA). Autre possibilité est que la concentration élevée en N-NH_4^+ dans la phase liquide peut avoir conduit à une oxydation rapide du NH_4^+ par les AOB dans la couche externe du granule, laissant peu d'OD pour l'oxydation du NO_2^- par les NOB dans les couches intérieures du granule (Figdore et al., 2017).

Comme montré à la Figure 5-5-cycle 354, la quantité d'augmentation de concentration de NO_2^- (et NO_3^-) est inférieure à la quantité de diminution de la concentration de NH_4^+ . Cela peut-être implique d'un (ou plus) de 3 possibilités suivantes : (1) la dénitrification ; (2) le strippage de l'ammoniac ; (3) la synthèse cellulaire des microorganismes. La dénitrification, si c'est le cas, est due à l'activité d'organismes particuliers qui peuvent utiliser des sources de carbone internes pour la dénitrification, tels que les DPAO car la concentration en DCO_{cs} n'a pas changé pendant la phase aérobie (Kishida et al., 2009). On constate aussi que la DÉNIT a également lieu pendant la phase anoxie (recirculation).

À partir du cycle 262, une forte consommation d'alcalinité est observée (Figure 5-6a). Cela peut être lié à l'oxydation d'ammonium comme mentionnée ci-dessus. La Figure 5-6b, présentant l'évolution de l'alcalinité dans un seul cycle, confirme cette affirmation. L'alcalinité est consommée pendant la phase aérobie par la nitrification, mais est également générée pendant la phase de recirculation (anoxie) – probablement par la dénitrification.

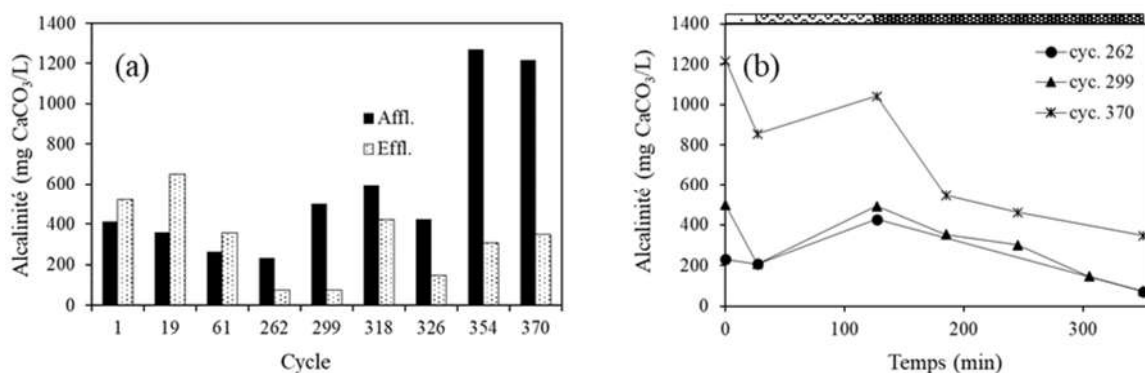


Figure 5-6 Évolution de l'alcalinité au cours (a) du temps d'expérimentation; (b) d'un seul cycle

(Alimentation; Recirculation; Aération)

5.2.4 Évolution des cations lors de la déphosphatation biologique

De nombreuses études ont montré la nécessité de K^+ , Mg^{2+} pour la déphosphatation biologique (Comeau, 1990 ; Mulkerrins et al., 2004 ; Barat et al., 2005). Au cours d'un cycle, ces deux cations ont la même tendance d'évolution que celle du phosphore, c'est-à-dire que leurs concentrations augmentent pendant la phase anoxie et diminuent pendant la phase aérobie.

La courbe illustrant la variation du $o-PO_4$ au cycle 130 (Figure 5-7) a la même tendance que mentionnée ci-dessus, aidant à confirmer la présence de la déphosphatation biologique pendant cette période.

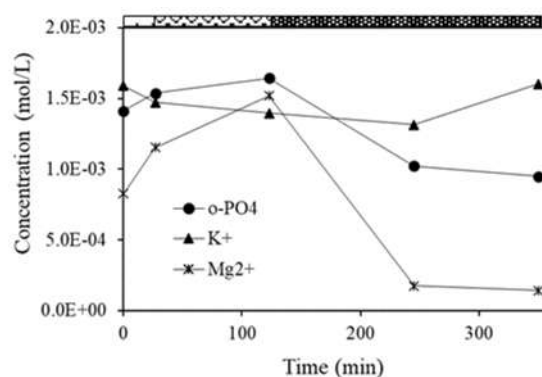


Figure 5-7 Évolution de $o-PO_4$, et des cations au cours d'un cycle (130°) lors de la déphosphatation biologique

(Alimentation; Recirculation; Aération)

Les changements du K^+ et du Mg^{2+} au cours de ce cycle sont également présentés à la Figure 5-7. On constate que seul le Mg^{2+} a la même tendance d'évolution que $o-PO_4$, tandis que le K^+ a même la tendance inverse. Cette observation n'a pas pu être expliquée. Des analyses plus approfondies sont donc nécessaires pour répondre à des questions telles que : 1/ le potassium affecte-t-il vraiment le processus de bio-P ? ; 2/ la formation des précipités (voir section 5.2.6) a-t-elle conduit à une telle tendance d'évolution du K^+ dans la solution?

5.2.5 Évolution de la biomasse

5.2.5.1 MES, MVES, MT, MVT et TRB

La variation de la MES et de la MT au cours du temps d'expérimentation est montrée à la Figure 5-8a. Les ratios de MVES/MES et de MVT/MT sont également y présentés. L'évolution du temps de rétention de boues se retrouve à la Figure 5-8b.

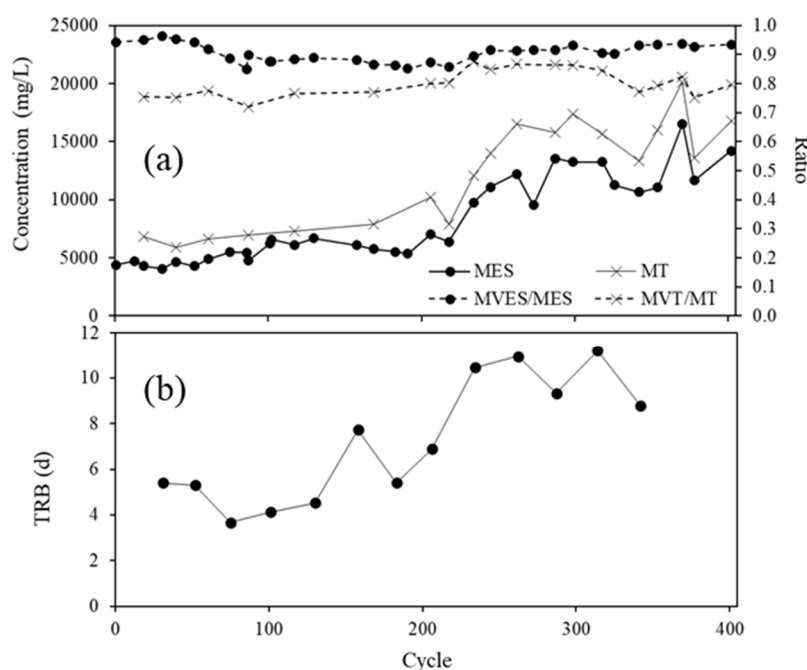


Figure 5-8 Évolution (a) de MES, MT et des ratios de MVES/MES, MVT/MT ; et (b) du temps de rétention de boues au cours du temps d'expérimentation

La concentration en MES était 5000 mg/L pendant les 200 premiers cycles puis augmentait à 12 000 mg/L aux cycles postérieurs. Cette augmentation résulte du fait de changement de la stratégie de contrôle de TRB de 5 jours à 10 jours.

Le ratio de MVES/MES est élevé, supérieur à 0,9 g/g. Cette valeur est raisonnable pour les eaux usées synthétiques. Pour les eaux usées réelles, cette valeur fluctue généralement autour de 0,81 (M&EA, 2014). La Figure 5-8a montre qu'il y a une période où le ratio de MVES/MES est légèrement inférieur (équivalant à une augmentation de la MIES) que celui dans les autres périodes. En comparant avec la Figure 5-4, on constate que la déphosphatation biologique a également lieu pendant cette période. Ces observations permettent de confirmer la présence de granules enrichis en PAO qui contient une portion inorganique plus élevée en raison du phosphore stocké biologiquement et peut-être des précipités de phosphate de calcium dans le granule (Winkler et al., 2013b). En effet, des précipités sont aussi observés dans ce système (voir section 5.2.6).

Le ratio de MVT/MT reste assez stable, autour de $0,8 \pm 0,05$. La demande théorique en oxygène de biomasse (DThO) calculée est $1,49 \pm 0,16$ g DCO/g MVES, qui est proche de la valeur théorique de la biomasse du procédé de boues activées de 1,42 g DCO/g MVES (M&EA, 2014).

5.2.5.2 Évolution de la taille des granules

L'évolution de la taille et de la morphologie de biomasse pendant 4 mois d'expérimentation est suivie par l'observation microscopique (Figure 5-9). Des granules avec une forme claire ont été observées à partir du jour 88. Dès lors, les granules sont apparus plus denses et compacts, leur surface est plus lisse. La dimension des granules peut atteindre plus de 2 mm.

La détermination de la distribution de taille des granules sera effectuée. Lors d'observation du réacteur le 1er sept. 2021, pendant la phase de recirculation à débit de 900 mL/min, (Figure 5-10), on a remarqué qu'une nette stratification de biomasses dans réacteur résultant de la différence de leur densité. (Cette observation démontre également que l'utilisation d'un courant recirculant n'est pas suffisante pour bien mélanger la liqueur mixte, en particulier lorsque la portion des granules est plus élevée et que les granules deviennent plus denses/lourds. Par conséquent, des zones mortes se forment dans la partie basse du réacteur – phénomène non présenté).

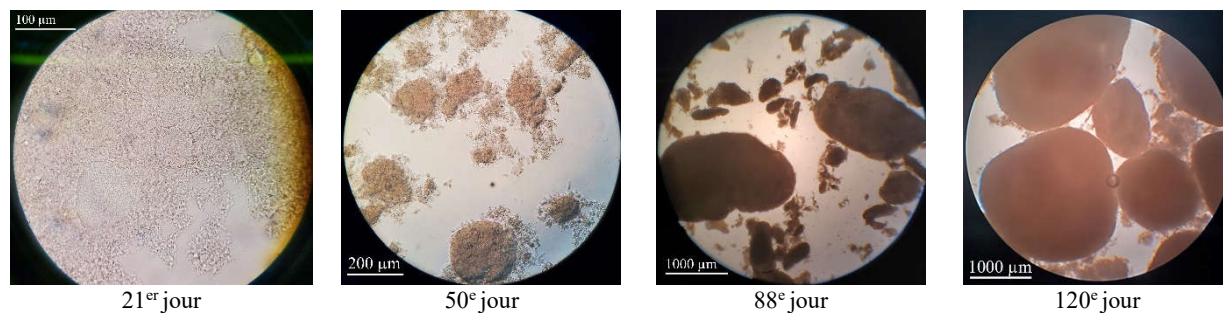


Figure 5-9 Photos d'observations microscopiques de LM échantillonnée pendant la phase d'aération des différents jours

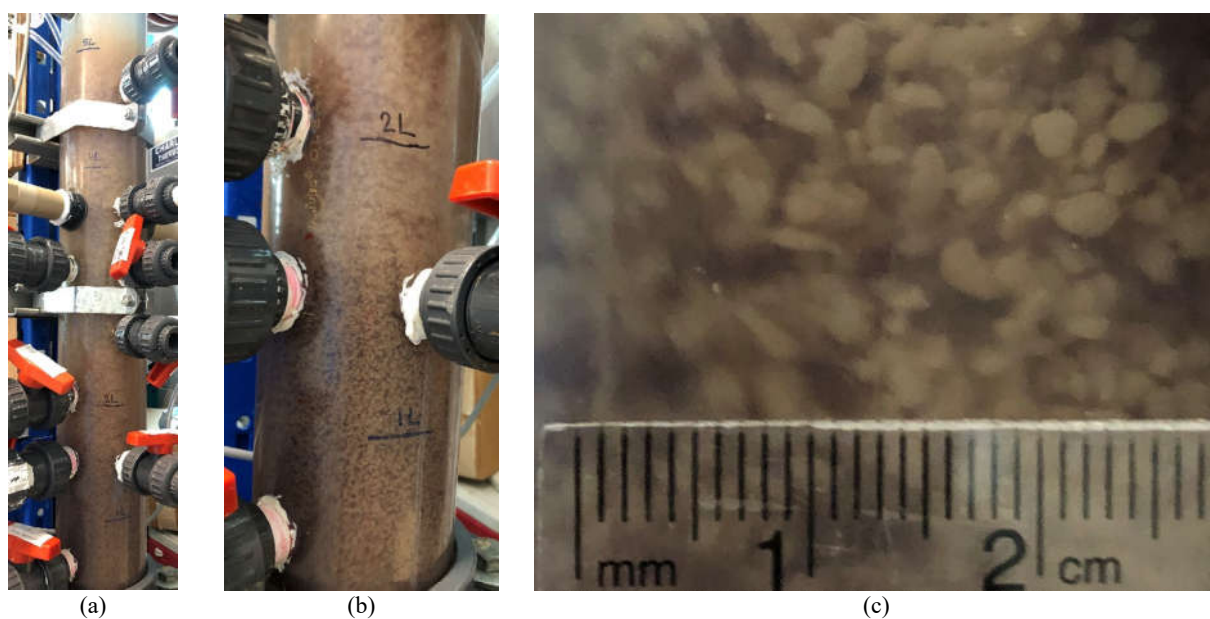


Figure 5-10 Photos (prises au 113^e jour - le 1^{er} sept. 2021) montrant : (a) la stratification de biomasses dans réacteur pendant la phase de recirculation à débit de 900 mL/min; (b) une vue rapprochée de la stratification (c) une vue rapprochée des granules

En observant la liqueur mixte échantillonnée à la phase d'aération (Figure 5-11), on trouve que les granules ont de couleur beige-blanche - la couleur typique des granules aérobies (Figdore et al., 2017).



Figure 5-11 Liqueur mixte échantillonnée à la phase d'aération

L'objectif de la phase ultérieure du projet est d'augmenter la fraction de granules dans biomasses, car nous posons l'hypothèse que l'élimination de la DCO, de l'azote et du phosphore aura lieu simultanément sur granule.

5.2.5.3 Microorganismes

Concernant de la communauté bactérienne, l'observation microscopique a indiqué que la diversité microbienne globale des réacteurs n'a pas changé de façon remarquable. Il est trouvé assez souvent depuis le début de période expérimentale considérée (21^{er} jour - le 31 mai 2021) des zooglées, des nématodes, des protozoaires ciliés, mais rarement des filamenteuses (Figure 5-12). Cetin et al. (2018) ont montré les photomicrographiques similaires.

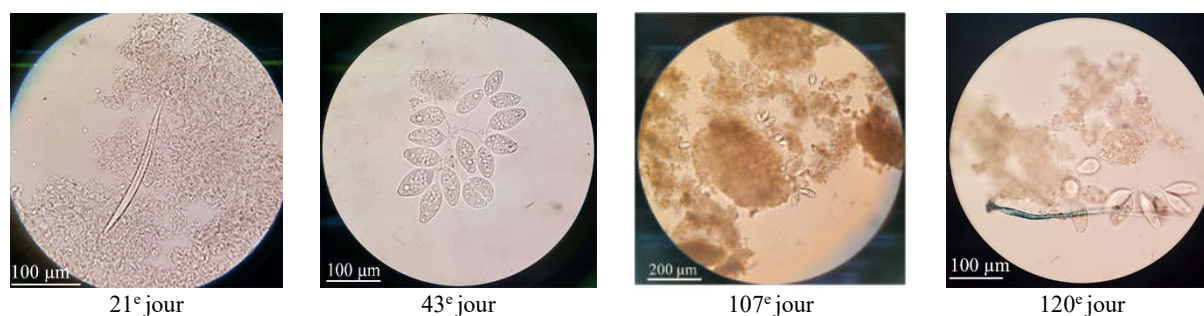


Figure 5-12 Organismes observés dans liqueur mixte

Les nématodes sont apparus dans tous les échantillons parce que le système est fourni un contenu organique élevé et parce qu'ils puissent survivre dans des environnements mélange (Cetin et al., 2018). Leur action de creusement favorise la « santé » du floc/granule en permettant à l'oxygène

de pénétrer plus profondément dans le grand floc/granule (EBS, 2021). Les rotifères préfèrent généralement croître dans des conditions stables et établies de boues activées. Pour cette raison, ils n'ont été trouvés qu'en faible nombre, car ils ne survivent pas bien dans des systèmes durs, oxygénés, agités et turbulents.

Les protozoaires ciliés peuvent être observés en large quantité, sous forme d'organisme individuel ou en colonies (Figure 5-13).

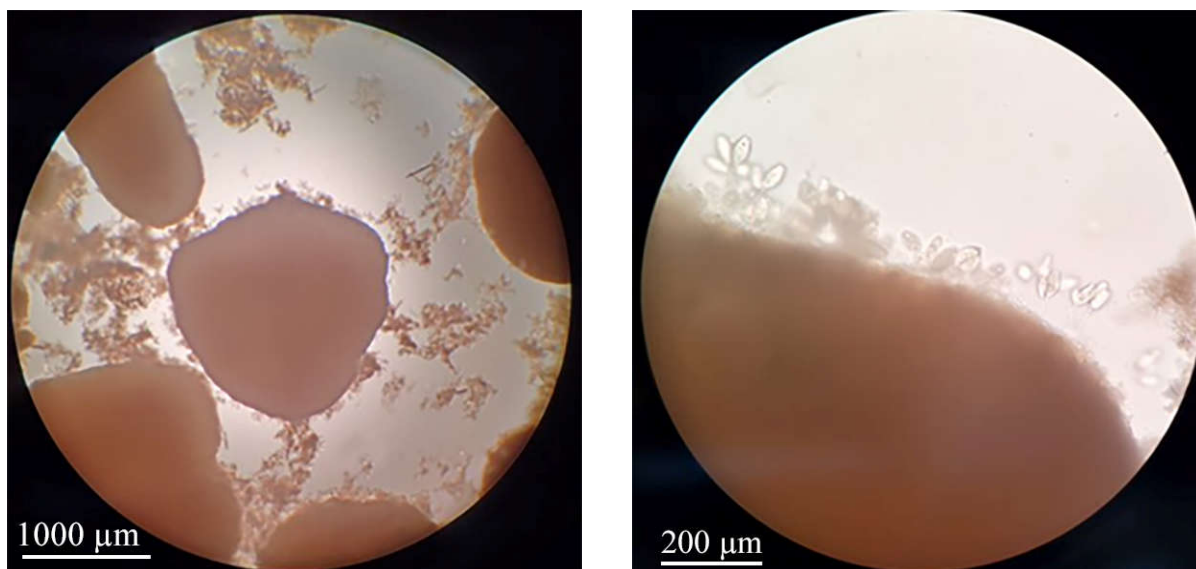


Figure 5-13 Micro-colonies de protozoaires ciliées attachées (« stalked ciliates ») sur granules – observées aux 2 amplifications différentes

Les « stalked ciliates » indiquent généralement un système stable et sain avec un indice de maturité modérée à élevée. Le fait que les « stalked ciliates » s'attachent aux granules implique généralement que la biomasse (bactérie) forme un granule bien structuré (EBS, 2021). L'étude de Lemaire et al. (2008) a indiqué que les ciliés interféraient effectivement avec le processus de diffusion de l'oxygène dans le granule en créant des zones localisées appauvries en oxygène à la surface du granule. La forte abondance de ciliés sur chaque granule peut poser un impact non seulement sur la limitation globale de la diffusion d'oxygène dans les granules, mais aussi sur la diffusion d'autres substrats.

5.2.6 Précipités

Après l'ajout des cations divalents et des éléments de trace à l'affluent (à partir 64^e cycle), des précipités ont été trouvés dans l'affluent ainsi que dans la liqueur mixte (LM) et l'effluent lors d'observation microscopique (Figure 5-14).

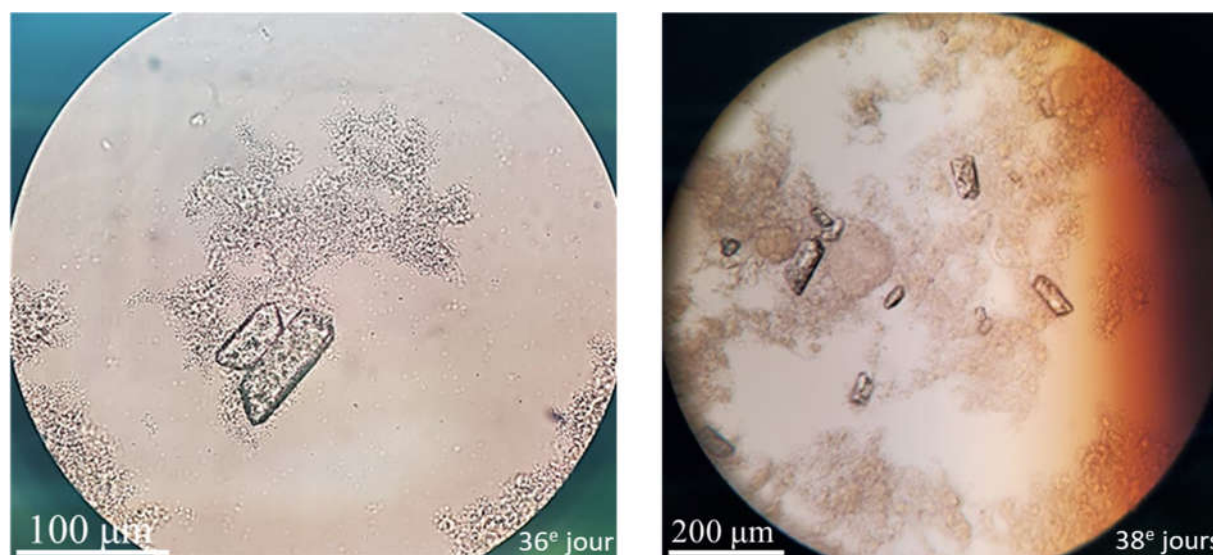


Figure 5-14 Précipités observés dans LM

En comparant avec les images de cristaux de struvite publiées dans littérature (Doyle & Parsons, 2002 ; Zhang et al., 2021), et en considérant les résultats de simulation de BioWin (section 4.5.2.7), il est très probable que le précipité dans le système soit la struvite et la K-struvite. Il est également possible que de nombreux autres précipités tels que mentionnés à la section 2.2.4.9.2 soient également formés.

Donc déterminer la composition des précipités, et déterminer s'il y a des précipités à l'intérieur du granule aideront à mieux comprendre le mécanisme qui se passe dans ce système de BGA. La formation des précipités est bénéfique pour le processus, car d'abord, les précipités servent comme de sites de nucléation pour l'agrégation microbienne (section 2.2.4.9.2); de plus, c'était suggéré que de petites augmentations de la fraction de précipités, aussi faibles que 1 % à 5 % du volume total des granules, augmenteraient considérablement la densité des granules aérobies et augmenteraient ainsi leur vitesse de décantation (Winkler et al., 2013b).

En ce qui concerne les précipitations dans l'affluent, cela peut résulter de concentrations très élevées de sel. La simulation par PHREECQ avec les ingrédients de l'affluent synthétique a eu signalé un haut potentiel de la formation des précipités (résultats non présentés).

5.3 Conclusion et recommandations pour la partie expérimentale

Les premiers résultats démontrent que la granulation a été faite avec succès. En plus d'une bonne stratégie de réduction de la durée de décantation, d'un taux de charge volumique élevé, l'autre facteur le plus important pour la formation de granules dans ce système est la force de cisaillement élevée, équivalant à une vitesse superficielle d'air de 1,7 cm/s. On peut conclure que pendant la phase de granulation, une aération adéquate et intensive doit être fournie et c'est un aspect clé à surveiller.

Le système a atteint une bonne performance d'enlèvement de DCO et de NH_4 , une partielle dénitrification, mais a perdu la déphosphatation. Ce fait peut être impliqué par des insuffisances hydrauliques dans l'alimentation (distribution inadéquate des substrats dans le lit de boues granulaires aérobies) ou une dénitrification incomplète (Sepúlveda-Mardones et al., 2019).

La prochaine étape s'agit de la gestion de la communauté bactérienne sur les granules pour les nitrification/dénitrification et déphosphatation simultanées. Les analyses plus spécifiques, telles que listées ci-dessous, devraient donc être effectuées.

- Déterminer la taille moyenne des granules et leur distribution de taille
- Identifier les microorganismes (PAO/GAO/AOB/NOB) présentant dans liqueur mixte et sur granules ; et déterminer leur densité
- Déterminer les composants des précipités dans liqueur mixte et dans affluent
- Déterminer qualitativement et quantitativement l'émission de N_2 et de N_2O , s'il a lieu.

Des modifications des conditions d'opération (durée des séquences d'un cycle, quantité de boues purgées, etc.) sont également nécessaires pour atteindre les objectifs suivants :

- La portion de granules représente plus de 65 % (voire 80 %) de la masse de solides totale
- Le temps de rétention de boues soit environ 5-6 jours selon la simulation de BioWin, soit plus de 20 jours selon les études précédentes.

Des modifications au niveau de conception du montage expérimental comme indiquées ci-dessous amélioreraient fortement la granulation, le contrôle/entretien du système :

- Mélangeur mécanique au lieu de/avec recirculation
- Distribution d'affluent adéquate
- Diffuseur d'air à performance élevée
- Réacteur donc ayant un diamètre intérieur plus grand (au moins 20 cm) pour laisser suffisamment d'espace pour un agitateur mécanique et un diffuseur d'air professionnel
- Aération contrôlable (pour modifier le débit d'air au besoin), afin d'intégrer une phase post-anoxie au cycle.

Les autres options à considérer :

- Augmenter encore la charge volumique en DCO par (1) l'augmentation de REV ; et/ou (2) la diminution de la durée du cycle
- Remplacer graduellement l'affluent synthétique par l'eau usée réelle de CTBM-Iberville (modifiée) pour démontrer la faisabilité du procédé au laboratoire et au CTBM.

CHAPITRE 6 CONCLUSION ET RECOMMANDATIONS

L'objectif du projet a été atteint. Avec l'ensemble des résultats de modélisation et d'expérimentation, les **conclusions** suivantes sont tirées :

1/ Tout d'abord, liées à la technologie BGA :

- Le procédé BGA démontre un grand potentiel pour le traitement des eaux usées à très fortes charges en matières organiques ainsi qu'en azote, en phosphore et en MES – comme les eaux usées agroalimentaires
- L'application de la technologie BGA au CTBM s'agit d'une grande faisabilité ; le CTBM n'a pas à changer ou à investir beaucoup de machines et de matériaux, les modules disponibles au CTBM peuvent être réutilisés
- La biomasse récupérée est riche en polyP ; la struvite et la bushite peuvent être séparées des boues déshydratées et potentiellement utilisées comme engrais pour les cultures
- La quantité de produit chimique nécessaire pour traiter du phosphore est réduite (car il faut éliminer de 7 kg P/d au lieu de 172 kg P/d)
- La présence de sel métallique (tel que $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$) dans l'affluent réduit la quantité de biomasse des PAO et la quantité de struvite produite, mais dans l'ensemble, la performance du processus reste élevée.

2/ Concernant le mécanisme du processus BGA lors du traitement des eaux usées à forte concentration en nutriments (en particulier en phosphore) :

- Le nitrite est un intermédiaire important des réactions, ce qui signifie qu'il est possible d'effectuer une élimination de l'azote par désammonification qui comprend la nitrification partielle et l'anammox, réduisant en conséquence les besoins en O_2 , en matière organique, en alcalinité et en énergie ; ainsi que la production de CO_2 (Comeau, 2019 ; Castro-Barros, 2013)
- Les précipitations minérales peuvent apporter une contribution majeure à l'élimination des nutriments en fonction de la teneur en cations tels que Fe, Mg, Ca, K, etc.
- La quantité de Mg et de Ca requise pour le système, en rapport Mg/P et Ca/P, est supérieure aux valeurs suggérées dans les études précédentes

- Les RBS sont des unités appropriées pour développer des boues granulaires aérobies, en particulier en vue de l'élimination combinée de la DCO, de l'azote et du phosphore. Leur flexibilité opérationnelle permet de modifier facilement les paramètres et d'établir des pressions de sélection appropriées
- La phase post-anoxie est fortement recommandée pour la dénitrification aidant à améliorer l'efficacité de la déphosphatation biologique.

3/ À propos de la modélisation et la simulation, elles jouent un rôle important dans notre projet. BioWin est un outil efficace aidant à expliquer les phénomènes observés dans le système expérimental, à comprendre rapidement le mécanisme se produisant dans le système afin que les paramètres opératoires puissent être ajustés de manière plus appropriée.

Les **recommandations** pour la poursuite de l'investigation sont les suivantes :

- 1/ Mener une étude technico-économique pour déterminer l'intérêt d'installer la technologie BGA pour bio-P au CTBM
- 2/ Examiner l'influence de la concentration de MES en affluent de RBS/BGA sur la granulation
- 3/ Remplacer graduellement l'affluent synthétique par l'eau usée réelle de CTBM-Iberville (modifiée) pour démontrer la faisabilité du procédé au laboratoire et au CTBM
- 4/ Tester l'option de désammonification (nitrification partielle et réaction d'anammox) en contrôlant le taux d'aération et/ou la concentration en oxygène dissous (normalement faible), ainsi que la taille des granules et que la distribution granulométrique
- 5/ Prendre en compte la présence de composants soufrés dans l'affluent des modèles Biowin, car les microorganismes de réducteur/d'oxydation de soufre peuvent concurrencer les PAO pour les substrats sous conditions anaérobies et pour l'oxygène sous conditions aérobies, respectivement (EnviroSim, 2020)
- 6/ Procéder à des tests pilotes alimenté en continu avec les eaux usées du CTBM
- 7/ Étudier l'impact potentiel de la température pour une éventuelle mise en œuvre à grande échelle au Québec.

RÉFÉRENCES

- Andreadakis, D., Noutsopoulos, C., Frangkiskatos, G., Mamais, D., Misirli, T., Argyropoulou, K., et al. (2021). Inhibition of free nitrous acid and free ammonia on polyphosphate accumulating organisms: Evidence of insufficient phosphorus removal through nitrification-denitrification. *Journal of Environmental Management*, 297, 113390.
<https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2021.113390>
- Barat, R., Montoya T Fau - Seco, A., Seco A Fau - Ferrer, J., & Ferrer, J. (2005). The role of potassium, magnesium and calcium in the Enhanced Biological Phosphorus Removal treatment plants. (0959-3330 (Print)).
- Bassin, J. P., Kleerebezem, R., Dezotti, M., & van Loosdrecht, M. C. M. (2012a). Simultaneous nitrogen and phosphate removal in aerobic granular sludge reactors operated at different temperatures. *Water Research*, 46(12), 3805-3816.
<https://doi.org/10.1016/j.watres.2012.04.015>
- Bassin, J. P., Winkler, M. K. H., Kleerebezem, R., Dezotti, M., & van Loosdrecht, M. C. M. (2012b). Improved phosphate removal by selective sludge discharge in aerobic granular sludge reactors. *Biotechnology and Bioengineering*, 109(8), 1919-1928.
<https://doi.org/10.1002/bit.24457>
- Bond, P. L., Keller, J., & Blackall, L. L. (1998). Characterisation of enhanced biological phosphorus removal activated sludges with dissimilar phosphorus removal performances. *Water Science and Technology*, 37(4), 567-571. [https://doi.org/10.1016/S0273-1223\(98\)00161-9](https://doi.org/10.1016/S0273-1223(98)00161-9)
- Brdjanovic, D., Slamet, A., Van Loosdrecht, M. C. M., Hooijmans, C. M., Alaerts, G. J., & Heijnen, J. J. (1998). IMPACT OF EXCESSIVE AERATION ON BIOLOGICAL PHOSPHORUS REMOVAL FROM WASTEWATER. *Water Research*, 32(1), 200-208.
[https://doi.org/10.1016/S0043-1354\(97\)00183-8](https://doi.org/10.1016/S0043-1354(97)00183-8)
- Bui, X., Visvanathan, C., & Aim, R. B. (2009). Characterization of aerobic granular sludge at various organic loading rates. *Process Biochemistry*, 44(2), 242-245.
<https://doi.org/10.1016/j.procbio.2008.10.018>
- Carta, F., Beun, J. J., van Loosdrecht, M. C. M., & Heijnen, J. J. (2001). Simultaneous storage and degradation of phb and glycogen in activated sludge cultures. *Water Research*, 35(11), 2693-2701. [https://doi.org/10.1016/S0043-1354\(00\)00563-7](https://doi.org/10.1016/S0043-1354(00)00563-7)
- Carucci, A., Milia S Fau - Cappai, G., Cappai G Fau - Muntoni, A., & Muntoni, A. (2010). A direct comparison amongst different technologies (aerobic granular sludge, SBR and MBR) for the treatment of wastewater contaminated by 4-chlorophenol. (1873-3336 (Electronic)).
- Cassidy, D. P., & Belia, E. (2005). Nitrogen and phosphorus removal from an abattoir wastewater in a SBR with aerobic granular sludge. *Water Research*, 39(19), 4817-4823.
<https://doi.org/10.1016/j.watres.2005.09.025>

- Castro-Barros, C. M. (2013). *Guideline for granular sludge reactor design*. Sustainable and Integrated Urban Water System Management - Marie Curie Network for Initial Training - Seventh Framework Programme - Grant Agreement Nr. 289193
- Cetin, E., Karakas, E., Dulekgurgen, E., Ovez, S., Kolukirik, M., & Yilmaz, G. (2018). Effects of high-concentration influent suspended solids on aerobic granulation in pilot-scale sequencing batch reactors treating real domestic wastewater. *Water Research*, 131, 74-89. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2017.12.014>
- Choi, H. J., Yu Sw Fau - Lee, S.-M., Lee Sm Fau - Yu, S.-Y., & Yu, S. Y. (2011). Effects of potassium and magnesium in the enhanced biological phosphorus removal process using a membrane bioreactor. (1061-4303 (Print)).
- Comeau, Y. (1990). La déphosphatation biologique métabolisme microbien. *Sciences et techniques de l'eau*, 23(1).
- Comeau, Y. (2019). Cours CIV8220 - Épuration biologique des eaux usées. Moodle@Polytechnique Montréal. <https://moodle.polymtl.ca/>
- Corsino, S. F., Devlin, T. R., Oleszkiewicz, J. A., & Torregrossa, M. (2019). Aerobic granular sludge: State of the art, applications, and new perspectives. Dans *Advances in Wastewater Treatment* (p. 0). IWA Publishing. https://doi.org/10.2166/9781780409719_0155
- Corsino, S. F., di Biase, A., Devlin, T. R., Munz, G., Torregrossa, M., & Oleszkiewicz, J. A. (2017). Effect of extended famine conditions on aerobic granular sludge stability in the treatment of brewery wastewater. *Bioresource Technology*, 226, 150-157. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2016.12.026>
- Corsino, S. F., Di Trapani, D., Torregrossa, M., & Viviani, G. (2018). Aerobic granular sludge treating high strength citrus wastewater: Analysis of pH and organic loading rate effect on kinetics, performance and stability. *Journal of Environmental Management*, 214, 23-35. <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2018.02.087>
- CTBM. (2017 - 2020). *MASTER compilation 2017-2019 ; Bilans de masse journaliers ; Présentation des chimiques Juin 2020*
- de Kreuk, M. K., Heijnen, J. J., & van Loosdrecht, M. C. M. (2005). Simultaneous COD, nitrogen, and phosphate removal by aerobic granular sludge. *Biotechnology and Bioengineering*, 90(6), 761-769. <https://doi.org/10.1002/bit.20470>
- de Kreuk, M. K., & van Loosdrecht, M. C. M. (2004). Selection of slow growing organisms as a means for improving aerobic granular sludge stability. *Water Science and Technology*, 49(11-12), 9-17. <https://doi.org/10.2166/wst.2004.0792>
- Derlon, N., Layer, M., Morgenroth, E., Adler, A., Gelb, A., & Holliger, C. (2018). Boues granulaires aérobies. État de l'art de la recherche actuelle et future. *Aqua & Gas*, 98(1), 14-19. <https://www.dora.lib4ri.ch/eawag/islandora/object/eawag:16603>
- Doyle, J. D., & Parsons, S. A. (2002). Struvite formation, control and recovery. *Water Research*, 36(16), 3925-3940. [https://doi.org/10.1016/S0043-1354\(02\)00126-4](https://doi.org/10.1016/S0043-1354(02)00126-4)
- EBS. (2021). *Microbiology Gallery*. <https://www.ebsbiowizard.com/resources/micro-gallery/> - consulté le 28 sept. 2021
- EnvironSim Associates Ltd. (2020). *BioWin manual 6.1*. <https://envirosim.com/>

- Figdore, B. A., Stensel, H. D., Winkler, M. K. H., & Neethling, J. (2017). *Aerobic Granular Sludge for Biological Nutrient Removal*.
- He, Q., Zhang, S., Zou, Z., Zheng, L.-a., & Wang, H. (2016). Unraveling characteristics of simultaneous nitrification, denitrification and phosphorus removal (SNDPR) in an aerobic granular sequencing batch reactor. *Bioresource Technology*, 220, 651-655. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2016.08.105>
- Kishida, N., Tsuneda, S., Kim, J. H., & Sudo, R. (2009). Simultaneous Nitrogen and Phosphorus Removal from High-Strength Industrial Wastewater Using Aerobic Granular Sludge. *Journal of Environmental Engineering*, 135(3), 153-158. [https://doi.org/10.1061/\(ASCE\)0733-9372\(2009\)135:3\(153\)](https://doi.org/10.1061/(ASCE)0733-9372(2009)135:3(153))
- Layer, M., Stähle, M., Garcia Villodres, M., Házi, F., Bencsik, D., Takács, I., Morgenroth, E., Derlon N. (2021). *Modelling of aerobic granular sludge sequencing batch reactors – Introduction to the Eawag AGS model*. WRRmod2021 - 7th IWA Water Resource Recovery Modelling Seminar, Virtual (p. 72). https://dc5f33f6-80c9-4923-9804-625011c58280.filesusr.com/ugd/7d40ab_8ec950c5380a4485a76b07eb93e297f2.pdf
- Le, V. C. (2007). *Xử lý nước thải giàu hợp chất nitơ và photpho (en Vietnammien)*. NHÀ XUẤT BẢN KHOA HỌC TỰ NHIÊN VÀ CÔNG NGHỆ.
- Lemaire, R., Webb, R. I., & Yuan, Z. (2008a). Micro-scale observations of the structure of aerobic microbial granules used for the treatment of nutrient-rich industrial wastewater. *The ISME Journal*, 2(5), 528-541. <https://doi.org/10.1038/ismej.2008.12>
- Lemaire, R., Yuan, Z., Blackall, L. L., & Crocetti, G. R. (2008b). Microbial distribution of *Accumulibacter* spp. and *Competibacter* spp. in aerobic granules from a lab-scale biological nutrient removal system. *Environmental Microbiology*, 10(2), 354-363. <https://doi.org/10.1111/j.1462-2920.2007.01456.x>
- Li, A.-j., Li, X.-y., & Yu, H.-q. (2011). Effect of the food-to-microorganism (F/M) ratio on the formation and size of aerobic sludge granules. *Process Biochemistry*, 46(12), 2269-2276. <https://doi.org/10.1016/j.procbio.2011.09.007>
- Li, Y. L., Yu; Xu, Hailou. (2008). Is sludge retention time a decisive factor for aerobic granulation in SBR? *Bioresource Technology*, 99(16), 7672-7677. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2008.01.073>
- Lin, Y. M., Bassin, J. P., & van Loosdrecht, M. C. M. (2012). The contribution of exopolysaccharides induced struvites accumulation to ammonium adsorption in aerobic granular sludge. *Water Research*, 46(4), 986-992. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2011.11.072>
- Liu, Y., & Tay, J.-H. (2002). The essential role of hydrodynamic shear force in the formation of biofilm and granular sludge. *Water Research*, 36(7), 1653-1665. [https://doi.org/10.1016/S0043-1354\(01\)00379-7](https://doi.org/10.1016/S0043-1354(01)00379-7)
- Liu, Y., Zhang, X., Zhang, R., Liu, W.-T., & Tay, J.-H. (2016). Effects of hydraulic retention time on aerobic granulation and granule growth kinetics at steady state with a fast start-up strategy. *Applied microbiology and biotechnology*, 100. <https://doi.org/10.1007/s00253-015-6993-3>

- Lochmatter, S., Gonzalez-Gil, G., & Holliger, C. (2013). Optimized aeration strategies for nitrogen and phosphorus removal with aerobic granular sludge. *Water Research*, 47(16), 6187-6197. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2013.07.030>
- Long, B., Yang, C.-z., Pu, W.-h., Yang, J.-k., Liu, F.-b., Zhang, L., et al. (2015). Tolerance to organic loading rate by aerobic granular sludge in a cyclic aerobic granular reactor. *Bioresource Technology*, 182, 314-322. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2015.02.029>
- Lopez-Vazquez, C. M., Oehmen, A., Hooijmans, C. M., Brdjanovic, D., Gijzen, H. J., Yuan, Z., et al. (2009). Modeling the PAO–GAO competition: Effects of carbon source, pH and temperature. *Water Research*, 43(2), 450-462. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2008.10.032>
- Lu, Y. Z., Wang, H. F., Kotsopoulos, T. A., & Zeng, R. J. (2016). Advanced phosphorus recovery using a novel SBR system with granular sludge in simultaneous nitrification, denitrification and phosphorus removal process. (1432-0614 (Electronic)).
- Maurer, M., Abramovich, D., Siegrist, H., & Gujer, W. (1999). Kinetics of biologically induced phosphorus precipitation in waste-water treatment. *Water Research*, 33(2), 484-493. [https://doi.org/10.1016/S0043-1354\(98\)00221-8](https://doi.org/10.1016/S0043-1354(98)00221-8)
- McCabe, B. K., Hamawand, I., & Baillie, C. (2013). Investigating wastewater modelling as a tool to predict anaerobic decomposition and biogas yield of abattoir effluent. *Journal of Environmental Chemical Engineering*, 1(4), 1375-1379. <https://doi.org/10.1016/j.jece.2013.07.015>
- McCabe, B. K., Hamawand, I., Harris, P., Baillie, C., & Yusaf, T. (2014). A case study for biogas generation from covered anaerobic ponds treating abattoir wastewater: Investigation of pond performance and potential biogas production. *Applied Energy*, 114, 798-808. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2013.10.020>
- McSwain, B. S., Irvine, R. L., Hausner, M., & Wilderer, P. A. (2005). Composition and distribution of extracellular polymeric substances in aerobic flocs and granular sludge. *Applied and environmental microbiology*, 71(2), 1051-1057. <https://doi.org/10.1128/AEM.71.2.1051-1057.2005>
- MELCC. (2015). *Guide pour l'étude des technologies conventionnelles de traitement des eaux usées d'origine domestique (chapitre 8)*. <https://www.environnement.gouv.qc.ca/eau/eaux-usees/domestique/index.htm>
- Moy, B. Y. P., Tay, J. H., Toh, S. K., Liu, Y., & Tay, S. T. L. (2002). High organic loading influences the physical characteristics of aerobic sludge granules. *Letters in Applied Microbiology*, 34(6), 407-412. <https://doi.org/10.1046/j.1472-765X.2002.01108.x>
- Mulkerrins, D., Dobson, A. D. W., & Colleran, E. (2004). Parameters affecting biological phosphate removal from wastewaters. *Environment International*, 30(2), 249-259. [https://doi.org/10.1016/S0160-4120\(03\)00177-6](https://doi.org/10.1016/S0160-4120(03)00177-6)
- Pan, S., Tay, J. H., He, Y. X., & Tay, S. T. L. (2004). The effect of hydraulic retention time on the stability of aerobically grown microbial granules. *Letters in Applied Microbiology*, 38(2), 158-163. <https://doi.org/10.1111/j.1472-765X.2003.01479.x>

- Pronk, M., de Kreuk, M. K., de Bruin, B., Kamminga, P., Kleerebezem, R., & van Loosdrecht, M. C. M. (2015). Full scale performance of the aerobic granular sludge process for sewage treatment. *Water Research*, 84, 207-217. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2015.07.011>
- Ren, T.-T., Mu, Y., Liu, L., Li, X.-Y., & Yu, H.-Q. (2009). Quantification of the shear stresses in a microbial granular sludge reactor. *Water Research*, 43(18), 4643-4651. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2009.07.019>
- Rollemberg, S. L. d. S., Barros, A. R. M., de Lima, J. P. M., Santos, A. F., Firmino, P. I. M., & dos Santos, A. B. (2019). Influence of sequencing batch reactor configuration on aerobic granules growth: Engineering and microbiological aspects. *Journal of Cleaner Production*, 238, 117906. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2019.117906>
- Saito, T., Brdjanovic, D., & van Loosdrecht, M. C. M. (2004). Effect of nitrite on phosphate uptake by phosphate accumulating organisms. *Water Research*, 38(17), 3760-3768. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2004.05.023>
- Schwarzenbeck, N., Borges, J. M., & Wilderer, P. A. (2005). Treatment of dairy effluents in an aerobic granular sludge sequencing batch reactor. *Applied Microbiology and Biotechnology*, 66(6), 711-718. <https://doi.org/10.1007/s00253-004-1748-6>
- Sepúlveda-Mardones, M., Campos, J. L., Magrí, A., & Vidal, G. (2019). Moving forward in the use of aerobic granular sludge for municipal wastewater treatment: an overview. *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology*, 18(4), 741-769. <https://doi.org/10.1007/s11157-019-09518-9>
- Shehab, O., Deininger, R., Porta, F., & Wojewski, T. (1996). Optimizing phosphorus removal at the Ann Arbor Wastewater Treatment Plant. *Water Science and Technology*, 34(1), 493-499. [https://doi.org/10.1016/0273-1223\(96\)00548-3](https://doi.org/10.1016/0273-1223(96)00548-3)
- Tay, J. H., Liu Qs Fau - Liu, Y., & Liu, Y. (2004). The effect of upflow air velocity on the structure of aerobic granules cultivated in a sequencing batch reactor. (0273-1223 (Print)).
- van Loosdrecht, M., Hooijmans, C., Brdjanovic, D., & Heijnen, S. (1997). Biological phosphate removal processes. *Applied Microbiology and Biotechnology*, 48. <https://doi.org/10.1007/s002530051052>
- Weissbrodt, D. G., Schneiter, G. S., Fürbringer, J.-M., & Holliger, C. (2013). Identification of trigger factors selecting for polyphosphate- and glycogen-accumulating organisms in aerobic granular sludge sequencing batch reactors. *Water Research*, 47(19), 7006-7018. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2013.08.043>
- Wilén, B.-M., Liébana, R., Persson, F., Modin, O., & Hermansson, M. (2018). The mechanisms of granulation of activated sludge in wastewater treatment, its optimization, and impact on effluent quality. *Applied Microbiology and Biotechnology*, 102(12), 5005-5020. <https://doi.org/10.1007/s00253-018-8990-9>
- Winkler, M.-K. H., Meunier, C., Henriot, O., Mahillon, J., Suárez-Ojeda, M. E., Del Moro, G., et al. (2018). An integrative review of granular sludge for the biological removal of nutrients and recalcitrant organic matter from wastewater. *Chemical Engineering Journal*, 336, 489-502. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2017.12.026>

- Winkler, M. K., Bassin Jp Fau - Kleerebezem, R., Kleerebezem R Fau - van der Lans, R. G. J. M., van der Lans Rg Fau - van Loosdrecht, M. C. M., & van Loosdrecht, M. C. (2012a). Temperature and salt effects on settling velocity in granular sludge technology. (1879-2448 (Electronic)). doi: [10.1016/j.watres.2012.04.034](https://doi.org/10.1016/j.watres.2012.04.034)
- Winkler, M. K., Kleerebezem R Fau - de Bruin, L. M. M., de Bruin Lm Fau - Verheijen, P. J. T., Verheijen Pj Fau - Abbas, B., Abbas B Fau - Habermacher, J., Habermacher J Fau - van Loosdrecht, M. C. M., et al. (2013a). Microbial diversity differences within aerobic granular sludge and activated sludge flocs. (1432-0614 (Electronic)).
- Winkler, M. K. H., Bassin, J. P., Kleerebezem, R., de Bruin, L. M. M., van den Brand, T. P. H., & van Loosdrecht, M. C. M. (2011). Selective sludge removal in a segregated aerobic granular biomass system as a strategy to control PAO–GAO competition at high temperatures. *Water Research*, 45(11), 3291-3299. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2011.03.024>
- Winkler, M. K. H., Kleerebezem, R., Khunjar, W. O., de Bruin, B., & van Loosdrecht, M. C. M. (2012b). Evaluating the solid retention time of bacteria in flocculent and granular sludge. *Water Research*, 46(16), 4973-4980. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2012.06.027>
- Winkler, M. K. H., Kleerebezem, R., Strous, M., Chandran, K., & van Loosdrecht, M. C. M. (2013b). Factors influencing the density of aerobic granular sludge. *Applied Microbiology and Biotechnology*, 97(16), 7459-7468. <https://doi.org/10.1007/s00253-012-4459-4>
- Wu, D., Zhang, Z., Yu, Z., & Zhu, L. (2018). Optimization of F/M ratio for stability of aerobic granular process via quantitative sludge discharge. *Bioresource Technology*, 252, 150-156. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2017.12.094>
- Xia, J., Ye, L., Ren, H., & Zhang, X.-X. (2018). Microbial community structure and function in aerobic granular sludge. *Applied Microbiology and Biotechnology*, 102(9), 3967-3979. <https://doi.org/10.1007/s00253-018-8905-9>
- Yang, G., Xu, Q., Wang, D., Tang, L., Xia, J., Wang, Q., et al. (2018). Free ammonia-based sludge treatment reduces sludge production in the wastewater treatment process. *Chemosphere*, 205, 484-492. <https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2018.04.140>
- Yang, W., Young, S., Munoz, A., & Palmarin, M. J. (2019). Dynamic modeling of a full-scale anaerobic mesophilic digester start-up process for the treatment of primary sludge. *Journal of Environmental Chemical Engineering*, 7(3), 103091. <https://doi.org/10.1016/j.jece.2019.103091>
- Yilmaz, G., Lemaire, R., Keller, J., & Yuan, Z. (2008). Simultaneous nitrification, denitrification, and phosphorus removal from nutrient-rich industrial wastewater using granular sludge. *Biotechnology and bioengineering*, 100(3), 529-541. <https://doi.org/10.1002/bit.21774>
- Yuan, X., & Gao, D. (2010). Effect of dissolved oxygen on nitrogen removal and process control in aerobic granular sludge reactor. *Journal of Hazardous Materials*, 178(1), 1041-1045. <https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2010.02.045>
- Zhang, Z., Li, B., Briechle, M. G., Wicaksana, F., Yu, W., & Young, B. (2021). Effect of acetic acid on struvite precipitation: An exploration of product purity, morphology and reaction kinetics using central composite design. *Chemosphere*, 285, 131486. <https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2021.131486>

- Zhou, Y., Pijuan, M., & Yuan, Z. (2007). Free nitrous acid inhibition on anoxic phosphorus uptake and denitrification by poly-phosphate accumulating organisms. *Biotechnology and Bioengineering*, 98(4), 903-912. <https://doi.org/10.1002/bit.21458>
- Zhu, L., Yu, Y., Dai, X., Xu, X., & Qi, H. (2013). Optimization of selective sludge discharge mode for enhancing the stability of aerobic granular sludge process. *Chemical Engineering Journal*, 217, 442-446. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2012.11.132>

ANNEXE A NORMES DE REJETS À L'EFFLUENT DU CTBM

(photo prise lors de la visite de CTBM de l'équipe W2F – mai 2021)

Normes de rejets à L'effluent	
PH	Entre 6 et 9,5
DBO5	≤25 mg/L
Ptotal	≤1 mg/L
MES	≤25 mg/L
Huiles et Graisses	absence de film à l'effluent final
Toxicité	≤1 UTA
NH3 du 15 mai au 14 Novembre	≤25 mg/L
NH3 du 15 Novembre au 1 Janvier	≤35 mg/L
NH3 du 2 janvier au 1 Mars	≤40 mg/L
NH3 de 2 mars au 14 Mai	≤35 mg/L

ANNEXE B DIMENSIONS DES BASSINS EXISTANTS AU CTBM

Bassin	Longueur (m)	Largeur (m)	Hauteur maximale (m)	Volume total (m ³)	Volume/m d'eau (m ³)	Volume utile (m ³)	Hauteur d'eau (m)
BA-11	10,5	5,05	1,9	101,1	53,2	82,5	1,6
BA-13	11,05	11,05	6,335	773,5	122,1	663,6	5,4
BA-22/30	11,7	9	7,2	754,9	104,9	618,8	5,9
BA-36	30	(diamètre)	4,57	3499	706,9	2968,8	4,2
RBS-32	7,2	7,2	7,2	373,2	51,8	259,2	5,0
BA-33	7,2	7,2	7,2	373,2	51,8	310,3	6,0
BA-38-A	4	4	1,9	30,4	16	24,8	1,6
BA-38-B	4	4	1,9	30,4	16	24,8	1,6
BA-34	11,4	8,7	1,9	188,4	99,2	153,7	1,5
BA-43	8,7	2,5	1,9	41,3	21,8	33,7	1,5
BA-31	11,4	5,7	1,9	123,5	65	100,7	1,5
Octogone				90		80	

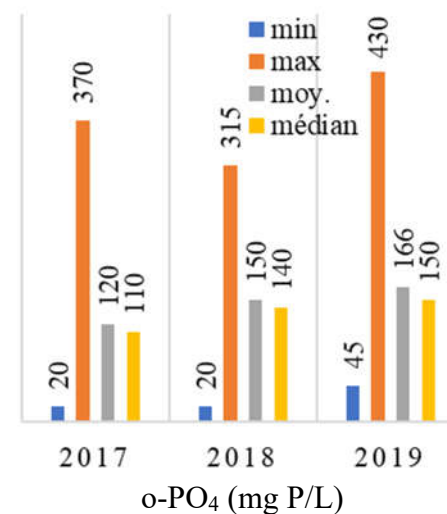
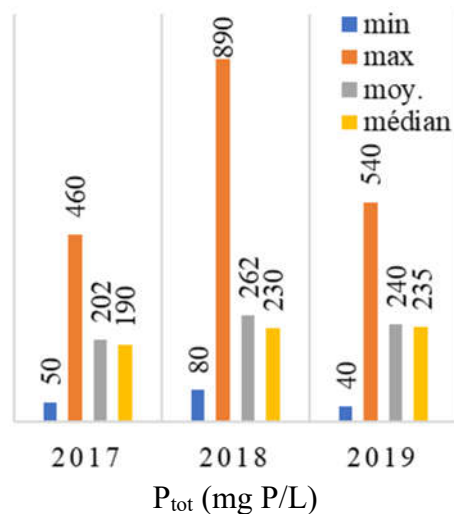
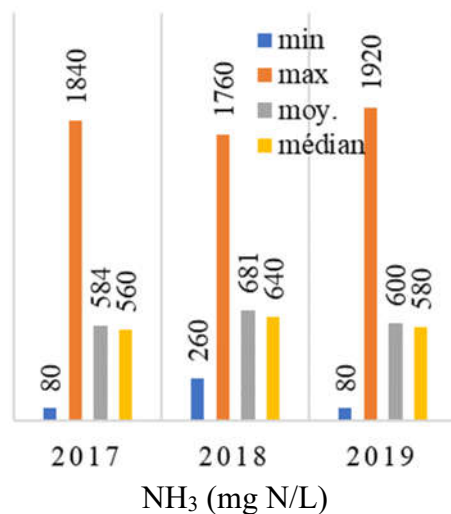
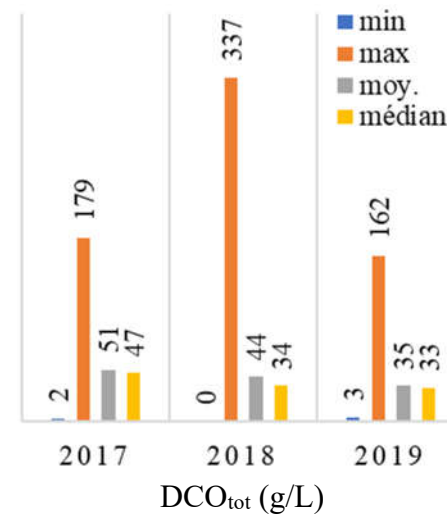
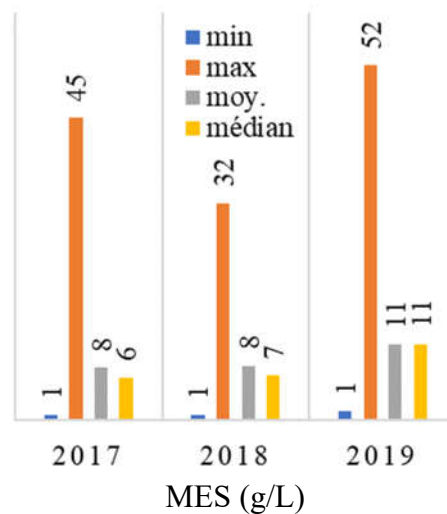
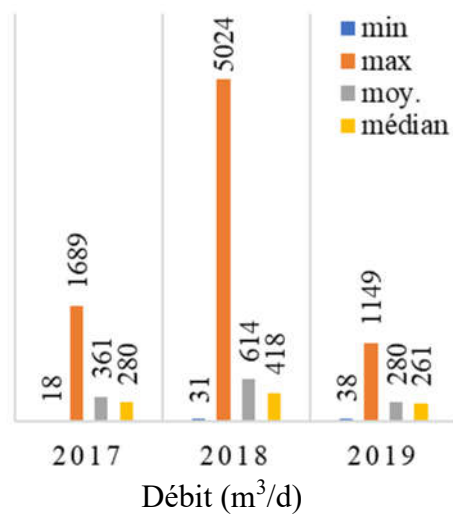
**ANNEXE C CARACTÉRISTIQUES DE L'EAU À DIFFÉRENTS POINTS D'ÉCHANTILLONNAGE SUR
LA FILIÈRE DE TRAITEMENT ACTUELLE AU CTBM (PERIODE DE DONNEES CONSIDEREES :
MAI-DECEMBRE 2019 – 244 JOURS)**

Paramètres	BA22		DAF26		BA36 (venant DAF37)		BA33 (liq.mix.)		DAF37		RBS32 (liq.mix.)		BA34	
	Nb.	Médiane	Nb.	Médiane	Nb.	Médiane	Nb.	Médiane	Nb.	Médiane	Nb.	Médiane	Nb.	Médiane
MES (mg/L)	131	10320	126	605	133	4470			130	28	108	980	128	21
MVES (mg/L)					129	3240								
DCO (mg/L)	63	30700	60	11300	68	4950	54	1555	64	122	51	315	64	122
NH ₃ (mgN/L)	61	570	59	700	64	2.8	52	5	61	0.18	43	0.5	61	0.39
P _t (mgP/L)	62	230	60	131	67	133	53	40.8	66	0.91	53	26.6	69	1.18
o-PO ₄ (mgP/L)	63	172.5	60	116	67	7.8	53	8.15	65	0.6	55	4.65	63	0.9
NO ₂ (mgN/L)					15	200	9	135	11	4			14	2
NO ₃ (mgN/L)					14	172	7	223	14	31.45			14	14.8
Débit (m ³ /d)	165	250		96-624	164	329				192-480			163	269
pH	129	5.7	124	5.61			89	7.75	131	6.71				
T °C (3 ans)		22.3												
CaCO ₃ (mg/L)	17	3600					12	1050	18	525				
ORP (mv)							22	27.5						
Conductivité (µS/cm)									35	1133				
DBO ₅ (mg/L) Estimée 1:25														4.88

Méthode de validation : Supprimer les valeurs inférieures et supérieures 40 % au moyen

Nb. de mesures

ANNEXE D VARIATION DU DÉBIT ET DES CONCENTRATIONS D'EFFLUENT DU BASSIN BA-22 DES ANNÉES 2017 - 2019



ANNEXE E SCÉNARIOS PROPOSÉS POUR LA MODIFICATION DE CTBM-IBERVILLE EN VUE DE FAVORISER LA DÉPHOSPHATAION BIOLOGIQUE

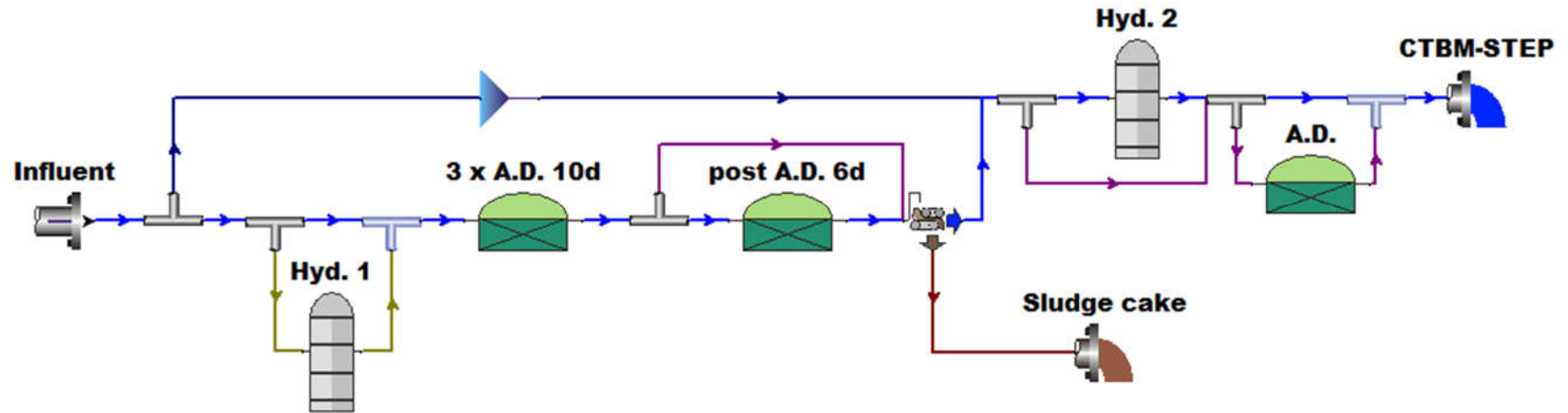


Figure 6-1 Configuration globale du modèle de simulation de différents scénarios proposés pour la modification de CTBM-Iberville pour favoriser la bio-P

Tableau 6-1 Configuration de scénarios principaux simulés

Scenario	Hyd. 1	Hyd. 2	Post A.D. 6d	Percentage of input volume not sent through the anaerobic digesters	Hyd. 2 followed by A.D. (hydraulic retention time)
1	✗	✗	✓	0	✗
2	✗	✗	✓	20	✗
3	✗	✗	✗	20	✗
4	✗	✓	✓	20	✗
5	✗	✓	✓	0	✗
6	✗	✓	✓	0	✓ (1 day)
7	✗	✓	✓	5	✓ (1 day)

ANNEXE F ENTRÉE DE DONNÉES CONÇUES POUR LE RBS/BGA AU CTBM À L'INTERFACE UTILISATEUR DE BIOWIN

Editing RBS/BGA

Power | Model | Tags | Monitor items

Dimensions | Granules | Operation | Waste | Initial values (mixed mode bulk)

Cycle settings:

Cycle length or duration: d h m

Offset cycle by: d h m

Mix until/Start settling at: d h m

Decant/Draw starting at: d h m

Settling period: 1:30 (h:mm)

Decant period: 0:5 (h:mm)

Decant flowrate setting

☒ To desired decant level ☐ At a constant rate of: m3/d

GS seq. tank aeration ...

Itinerary editor

GSST aeration

Specify aeration method

☒ DO setpoint

☐ Air flow rate

☐ Un-aerated

DO Setpoint

☐ Constant at mg/L

☒ Scheduled

Diffusers

☒ Density (%)

☐ ATAD

☐ Number of diffusers

Air flow rate constraints

☐ Minimum air flow rate of

☒ Maximum air flow rate of m3/hr (20C, 1 atm)

Note: Constraints only applied for dynamic simulations. For steady state alarms are generated

Itinerary editor

Edit DO Setpoint itinerary

Enter values

Time	DO Setpoint
0	0
55.00	8.0000
335.00	1.0000

Maximum time 0:6:30 (d:h:m)

Cycle time 0:8:0

Cycle offset 0:0:0

Rows

Time in grid

☐ days

☐ hours

☒ minutes

☐ Interpolate blank time cells

Blank fill style (not time column)

Edit Wasting rate itinerary

Enter values

Time	Flowrate
0	0
430.00	288
435.00	0

Cycle time d h m

Cycle offset d h m

Rows

Time in grid

☐ days

☐ hours

☒ minutes

Flow units

☒ m3/d

☐ m3/hr

☐ L/d

☐ ML/d

☐ mgd

☐ gal/d

☐ Interpolate blank time cells

Blank fill style (not time column)

Editing Effluent de CTBM-iber.

Input Type | WW Fractions | Tags | Monitor items

Enter data

Specify type

☐ Constant

☒ Variable

Itinerary editor

Edit Influent itinerary

Enter values

Cycle time d h m

Cycle offset d h m

Time	Flow	COD - Total mgCOD/L	N - Total Kjeldahl Nitrogen mgN/L	P - Total P mgP/L	S - Total S mgS/L
0	0	8,800.00	1,000.00	440.00	0
435.00	4680	8,800.00	1,000.00	440.00	0
475.00	0	8,800.00	1,000.00	440.00	0

Time in grid

☐ days

☐ hours

☒ minutes

Rows

Blank fill style (not time column)

Flow units

☒ m3/d

☐ m3/hr

☐ L/d

☐ ML/d

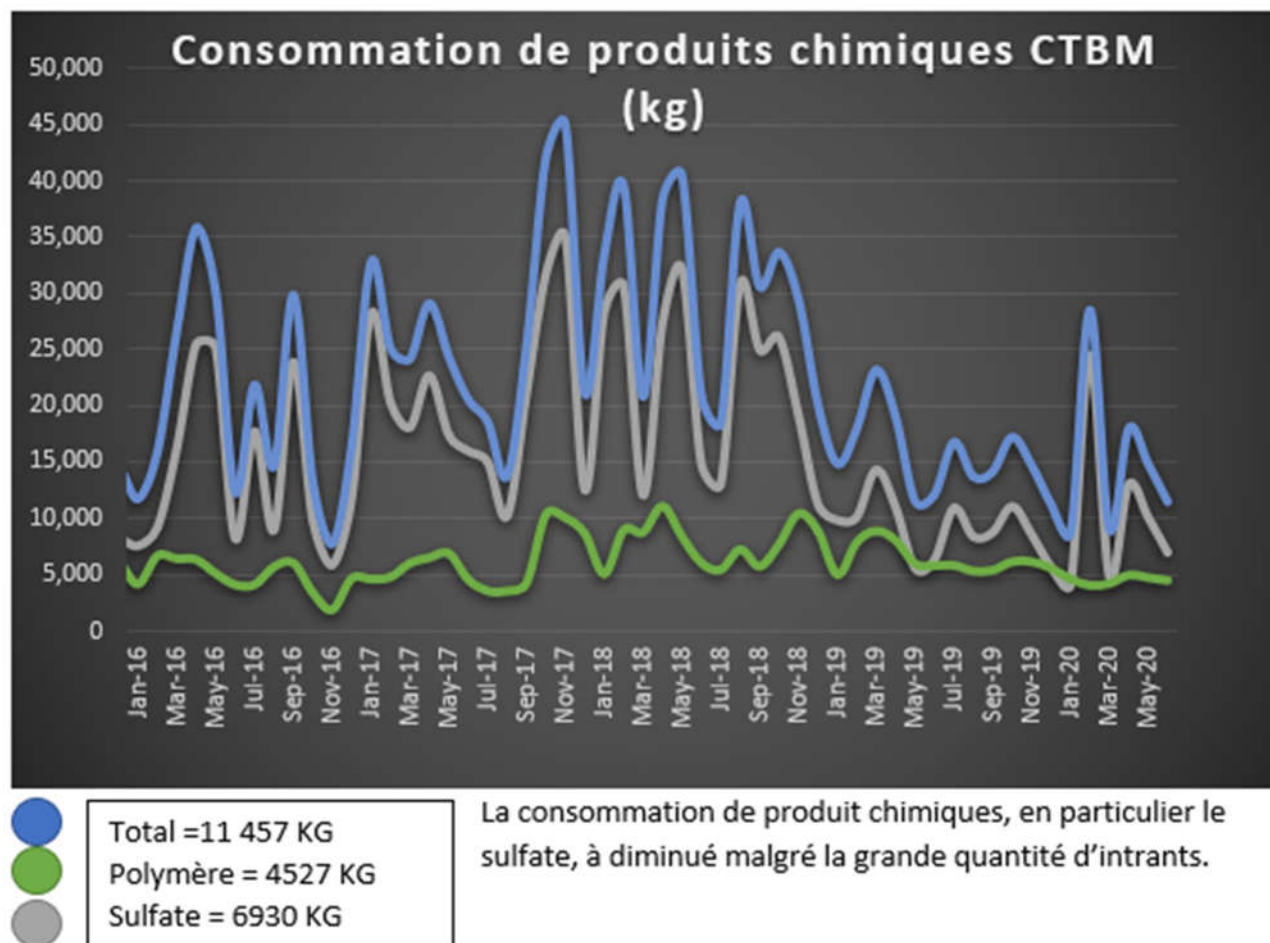
☐ mgd

☐ gal/d

☐ Interpolate blank time cells

ANNEXE G CONSOMMATION DE PRODUITS CHIMIQUES AU CTBM

(CTBM – Graphiques des opérations, Juin 2020 – par Anik Tremblay)



ANNEXE H RÉSULTATS 2020 DE BOUES DÉSHYDRATÉES DE CTBM

		Anik (mai 2021): analyses des boues sortantes réalisé à l'externe l'an dernier								Moyenne	Écart Type
		G.Environ nex	G.Environ nex/MCI	G.Enviro nnex	G.Environ nex	G.Enviro nnex/MCI	G.Environ nex	G.Environ nex	G.Enviro nnex		
Description	Unité	15/Jan/20	4/Feb/20	18/Feb/20	26/May/20	7/Jul/20	16/Sep/20	17/Nov/20	2-dec-20		
INDICES PHYSICO-CHIMIQUES											
pH	—	6.0	6.4	7.8	6.7	7.3	6.2	6.0	7.7	6.8	0.7
Densité	g/mL										
Teneur en eau	% de la m.s.	72.3	76.2	72.0	73.0	70.2	71.0	74.0	74.0	72.8	1.9
Matière organique (sur poids humide)	%									#DIV/0!	#DIV/0!
Matière organique totale (sur poids sec)	%	78.0	80.0	75.00	73.00	69.00	79.00	81.00	76.00	76	4
rapport C/N	--	9.2	8.5	6.0	7.0	8.5	8.0	10.0	12.0	9	2
Matière totale	mg/kg m.h.	283000	238000	275000	274000	2980000	290000	256000	264000	607500	958773
ÉLÉMENTS MAJEURS											
Azote total (Kjedahl)	mg/kg m.s.	42,300	47,200	58,800	51,900	40,700	46,900	39,400	31,800	44875	8261
Azote ammoniacal N-NH ₄	mg/kg m.s.	5,290	5,110	10,300	10,200	9,520	4,180	7,450	8,050	7513	2424
Nitrates-nitrites N-NO ₃ N-NO ₂	mg/kg										
Nitrite N NO ₂	mg/kg										
Nitrate N NH ₃	mg/kg										
Phosphore total (P)	mg/kg m.s.	22,200	16,300	6,470	24,300	22,700	16,000	15,200	16,700		
Phosphore (P ₂ O ₅)	mg/kg m.s.	50,800	37,300	40,500	55,600	52,000	36,600	34,900	38,100	43225	8190
Potassium total (K)	mg/kg m.s.	1,080	1,130	1,080	1,580	562	1,090	975	957		
Potassium total (K ₂ O)	mg/kg m.s.	1300	1360	1300	1900	677	1300	1200	1100	1267	337
AUTRES ELEMENTS											
Aluminium (Al)	mg/kg m.s.	7,030	8,690	6,330	3,640	2,580	2,350	4,550	5,370	5068	2221
Calcium (Ca)	mg/kg m.s.	11,200		16,500	15,800		15,000	10,900	15,600		
Magnésium (Mg)	mg/kg m.s.	563	777	765	464	883	660	574	828	689	147
Manganèse (Mn)	mg/kg m.s.	60	71	102	101	132	79	122	103	96	25
Fer (Fe)	mg/kg m.s.	70,400	48,600	79,600	85,000	98,800	68,000	55,400	66,600	71550	16099
Sodium (Na)	mg/kg m.s.	3,800	3,100	7,670	4,100	4,400	2,810	2,270	3,870	4003	1644
Soufre total	mg/kg m.s.	10,300			13,800		13,627.00	6,180.00	8,240.00	10429	3333.7

ANNEXE I PHOTOS DE DIFFUSEURS TESTÉS



Diamètre : 2,16 cm
Hauteur : 2,62 cm



Longueur : 25,4 cm



Longueur : 25,4 cm



Diamètre : 1,5 cm
Hauteur : 2,54 cm



Diamètre : 5,1 cm



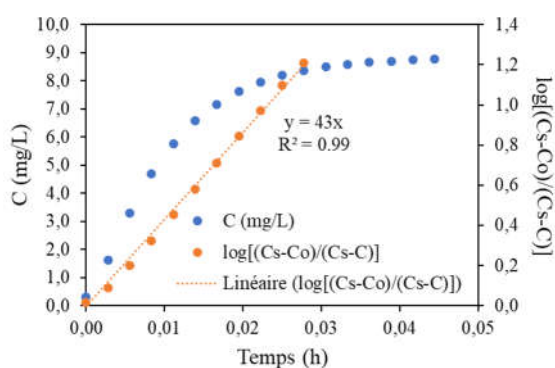
Diffuseurs utilisés

Diamètre : 5,1 cm
Hauteur : 10,2 cm

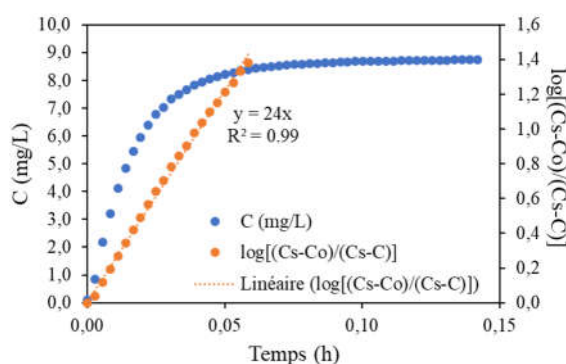
ANNEXE J DÉTERMINATION DU K_LA

Tableau 6-2 Résultats obtenus pendant la détermination de k_La

Paramètre	Unités	Valeur
Débit d'air testé	L/min	4,5
k_La déterminé avec eau robinet	h^{-1}	100
k_La déterminé avec boues	h^{-1}	58
Débit d' O_2 transféré en eau de procédé	$g\ O_2/h$	2,5



(a)

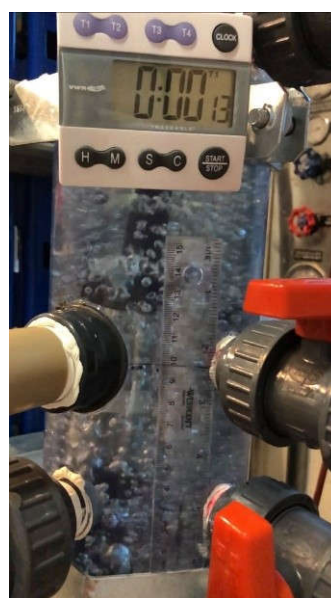


(b)

Figure 6-2 Évolution d'oxygène dissous (a) dans l'eau de robinet; (b) dans le mélange d'eau de robinet et de boues granulaires anaérobies



(a) Taille de bulle d'air : 2 – 5 mm



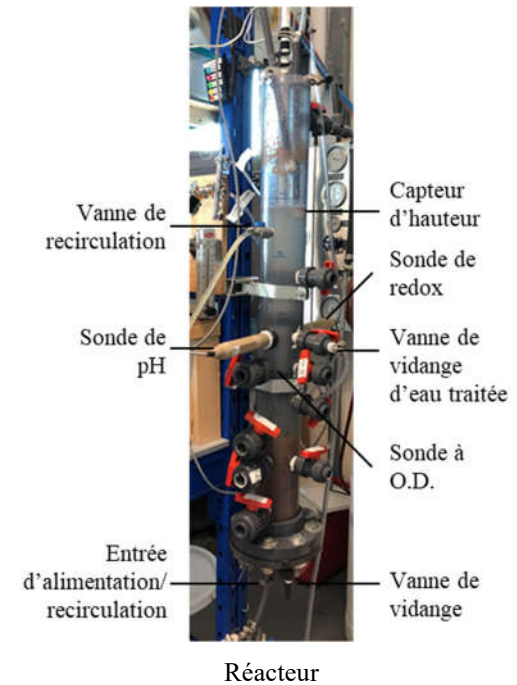
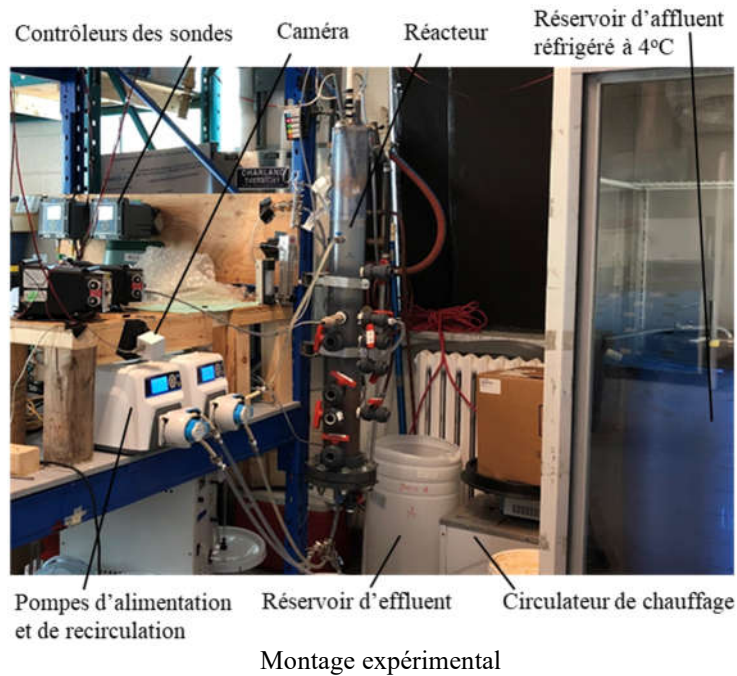
(b) Vitesse de bulle d'air > 14 cm/s

Figure 6-3 Photos des bulles d'air prises lors de détermination de k_La

ANNEXE K ÉQUATIONS DE CALCUL DES PARAMÈTRES

Paramètre	Symbole	Unités	Équation	Valeur
Demande chimique en oxygène	DCO _t	mg/L	-	3000
Durée d'un cycle	t _c	h	-	6
Volume du réacteur	V _R	L	-	6
Hauteur du réacteur	H _R	cm	-	83
Volume de vidange	V _v	L	-	2.2
Ratio d'échange volumique	REV	%	V _v /V _R	37
Temps de rétention hydraulique	TRH	h	t _c /REV	16.4
Taux de charge volumique	TCV	kg.m ⁻³ .d ⁻¹	(DCOt/1000)/(TRH/24)	4.4
Débit d'air	Q _{air}	L/min	-	7.5
Vitesse superficielle d'air	v _s	cm/s	(Q _{air} * 1000/60)/(V _R * 1000/H _R)	1.7
Matières volatiles en suspension	MVES	g/L	-	10.0
Rapport « Food/Microorganism »	F/M	g DCO.g MVES ⁻¹ .d ⁻¹	TCV/MVES	0.44

ANNEXE L PHOTOS DU MONTAGE EXPÉRIMENTAL



Contrôleurs des sondes de pH, de redox, d'OD et aérateur



Set-up pour abaisser la pression du flux d'air



Boîtier de sécurité pour cDAQ

ANNEXE M EXEMPLE D'UN BORDEREAU DE TRANSMISSION D'ÉCHANTILLONS AUX LABORATOIRES BUREAU VÉRITAS ET DE RAPPORT D'ANALYSE EXTERNE

Page 22

Laboratoires Bureau Veritas
333, Montée de Léves, Saint-Laurent, Québec Canada H4T 1P5 Tel: (514) 448-9001. Ligne sans frais (877) 462-9626 x Fax: (514) 448-9190 www.bvlab.com

Bordereau de Transmission d'Échantillons

ADRESSE DE FACTURATION:		Information Rapport		Information Projet		À l'usage du laboratoire seulement				
Entreprise	#2828 ECOLE POLYTECHNIQUE	Entreprise		N° de soumission	C00332	# dossier Lab BV	# Commande:			
Attention de	compte payable	Attention de	adr rap projet W2F Frederique Dube	N° de commande						
Adresse	2900, Édouard-Monpetit CP 6079, Succ. Centre-ville Montréal QC H3C 3A7	Adresse		N° de projet	W2F					
Téléphone	(514) 340-4711	Téléphone	(514) 340-4711 Ext: 3407	Nom du projet	W2F	Bordereau de Transmission d'Échantillons	Chargé(e) de Projets			
Courriel	compte-a-payer@polymtl.ca	Courriel	frederique.dube@polymtl.ca; thi-ngoc-quynh.nguyen@p	N° de site						
Regulatory Criteria		Instructions spéciales		Analyses demandées		Détails requis				
☐ Guide d'intervention (PORTC) ☐ RSEP - formulaire MDELCG requis ☐ RMD (mat. Livré) ☐ CME 2008-47 ☐ Qualité de l'eau de surface ☐ OCME ☐ Dir. 019 (mat) Autre (préciser):						S.V.P. noter à l'avance en cas de projet urgent Délai Régulier (Sera applicable si le délai de l'urgence n'est pas précisé) Délai Régulier = 5 Jours ouvrables pour la plupart des analyses. S.V.P. veuillez noter que le délai pour certaines analyses telles que la CROS et les Dioxines/Furannes est > 5 Jours - Contactez votre chargé de projets pour les détails. Délai rapide (Si applicable à tous les échantillons) Date requise: _____ Heures requises: _____ Veuillez noter que tout échantillon reçu après 18H00, sera considéré comme reçu le lendemain (jour ouvrable) à 9H00.				
Remarque: Pour les échantillons d'eau potable soumis à la réglementation - S.V.P. utiliser le formulaire client rattaché à l'eau potable										
3. Conserver les échantillons au niveau froid (< 10 °C) de l'échantillonnage à la livraison chez Lab BV										
Étiquette cotée de l'échantillon	Identification de l'échantillon	Date d'échantillon	Heure	Matrice	Eau potable réglementée ? (O/N)	Mélange finis sur le terrain CN	Phosphore total	Azote total	Autres	Commentaires
1	AFF. 1D	05/07/2021		EAU USEE			X	X		EAU USEE SYNTHETIQUES
2	AFF. 2D	"		EAU USEE			X	X		"
3	LMR30m. 1D	"		EAU USEE			X	X		"
4	LMR30m. 2D	"		EAU USEE			X	X		"
5	LMA2m. 1D	"		EAU USEE			X	X		"
6	LMA2m. 2D	"		EAU USEE			X	X		"
7	LMA2h. 1D	"		EAU USEE			X	X		"
8	LMA2h. 2D	"		EAU USEE			X	X		"
9	EFF. 1D	"		EAU USEE			X	X		"
10	EFF. 2D	"		EAU USEE			X	X		"
* DESSINÉ PAR: (Signature/impresiones)		Date: (AAAA/MM/JJ)	Heure	REÇU PAR: (Signature/impresiones)		Date: (AAAA/MM/JJ)	Heure	Contenants utilisés et non scellés		Délai Court ☐ Température (°C) de Réception: 7.2.4 Niveau légal intact sur la bouteille ☐ Oui ☒ Non
* SAUF ACCORD CONTRAIRE PASSÉ PAR ÉCRIT, LES SERVICES COMPRIS DANS CETTE CHAÎNE DE RESPONSABILITÉS SONT SOUMIS AUX CONDITIONS GÉNÉRALES STANDARD DE LAB BV. PAR LA SIGNATURE DE CETTE CHAÎNE DE RESPONSABILITÉS, VOUS CONFIRMEZ QUE VOUS AVEZ PRIS CONNAISSANCE DES CONDITIONS GÉNÉRALES ET QUE VOUS LES ACCEPTEZ TELLES QU'ELLES SE PRÉSENTENT AU WWW.BVLABS.COM/TERMS-AND-CONDITIONS. * IL EST DE LA RESPONSABILITÉ DE LA PERSONNE RAPPORTANT L'ÉCHANTILLON DE S'ASSURER DE L'EXACTITUDE DU BORDEREAU DE TRANSMISSION. UN MANQUEMENT À CETTE PROCÉDURE PEUT SE TRADUIRE PAR UN RETARD DANS LE DÉLAI ANALYTIQUE.										

Bureau Veritas Canada (2019) Inc.



Attention: voir rap. projet WZF

ECOLE POLYTECHNIQUE
ORAG
2900, Édouard-Monpetit
CP 6076, Succ. Centre-ville
Montreal, QC
CANADA H3C 3A7

Votre # de commande: D5-287838
Votre # du projet: WZF
Votre # Bordereau: 229439-08-01, 229439-03-01

Date du rapport: 2021/07/14
Rapport: R0673318
Version: 1 - Finale

CERTIFICAT D'ANALYSES

DE DOSSIER LAB BV: C133826

Reçu: 2021/07/07, 08:20

Matrice: Eau usée
Nombre d'échantillons reçus: 20

Analyses	Quantité	Date de l'Extraction	Date d'Analyse	Méthode de laboratoire	Méthode d'analyse
Métaux extractibles totaux par ICP	19	2021/07/11	2021/07/13	STL SOP-00062	MA, 300-Mét. 1.3 RT
Métaux extractibles totaux par ICP	1	2021/07/11	2021/07/14	STL SOP-00062	MA, 300-Mét. 1.3 RT
Phosphore total	20	N/A	2021/07/13	STL SOP-00062	MA, 300-Mét. 1.3 RS m
Acide total	20	2021/07/09	2021/07/12	STL SOP-00077	MDL TOTNUT-43516-v1.3

Remarques:

Bureau Veritas est certifié ISO/IEC 17025 pour certains paramètres prisés des portées d'accréditation. Sauf indication contraire, les méthodes d'analyse utilisées par Bureau Veritas s'inspirent des méthodes de référence d'organismes provinciaux, fédéraux et américains, tels que le CCME, le MELCC, l'EPA et l'APHA.

Toutes les analyses présentées ont été réalisées conformément aux procédures et aux pratiques relatives à la méthodologie, à l'assurance qualité et au contrôle de la qualité généralement appliqués par les employés de Bureau Veritas (sauf s'il en a été convenu autrement par écrit entre le client et Bureau Veritas). Toutes les données de laboratoire rencontrent les contrôles statistiques et respectent tous les critères de CQ et les critères de performance des méthodes, sauf s'il en a été signalé autrement. Tous les blancs de méthode sont rapportés, toutefois, les données des échantillons correspondants ne sont pas corrigées pour la valeur du blanc, sauf indication contraire. Le cas échéant, sauf indication contraire, l'incertitude de mesure n'a pas été prise en considération lors de la déclaration de la conformité à la norme de référence.

Les responsabilités de Bureau Veritas sont restreintes au coût réel de l'analyse, sauf s'il en a été convenu autrement par écrit. Il n'existe aucune autre garantie, explicite ou implicite. Le client a fait appel à Bureau Veritas pour l'analyse de ses échantillons conformément aux méthodes de référence mentionnées dans ce rapport. L'interprétation et l'utilisation des résultats sont sous l'entière responsabilité du client et ne font pas partie des services offerts par Bureau Veritas, sauf si convenu autrement par écrit. Bureau Veritas ne peut pas garantir l'exactitude des résultats qui dépendent des renseignements fournis par le client ou son représentant.

Les résultats des échantillons solides, sauf les biotes, sont rapportés en fonction de la masse sèche, sauf indication contraire. Les analyses organiques ne sont pas corrigées en fonction de la récupération, sauf pour les méthodes de dilution isotopique.

Les résultats s'appliquent seulement aux échantillons analysés. Si l'échantillonnage n'est pas effectué par Bureau Veritas, les résultats se rapportent aux échantillons fournis pour analyse.

Le présent rapport ne doit pas être reproduit, sinon dans son intégralité, sans le consentement écrit du laboratoire.

Lorsque la méthode de référence comporte un suffixe « m », cela signifie que la méthode d'analyse du laboratoire contient des modifications validées et appliquées afin d'améliorer la performance de la méthode de référence.

Remarque: Les données brutes sont utilisées pour le calcul du RPD (% d'écart relatif). L'arrondissement des résultats finaux peut expliquer la variation apparente.

Note: Les paramètres indiqués dans le présent certificat sont accrédités par le MELCC, à moins d'indication contraire.

Page 1 de 8

888 Université de l'énergie, 1000 University, Québec, Canada H2T 1P6 Tél: (514) 466-0000 Fax: (514) 466-0000 Signé vers l'extérieur: 14776424946



Dossier Lab BV: C133826
Date du rapport: 2021/07/14

ECOLE POLYTECHNIQUE
Votre # du projet: WZF
Votre # de commande: D5-287838

MÉTAUX EXTRACTIBLES TOTAUX (EAU USÉE)

ID Lab BV		#9024	#9026	#9027	#9028	#9029		
Date d'échantillonnage		2021/06/28	2021/06/28	2021/06/28	2021/06/28	2021/06/28		
# Bordereau		229439-08-01	229439-08-01	229439-08-01	229439-08-01	229439-08-01		
	Unités	B	AFF.1C	AFF.2C	LMR 2M.1C	LMR 2M.2C	LMR 98M.1C	LDR Lot CQ
MÉTALUX								
Phosphore total	mg/L	1	2.8	2.6	4.3	4.2	5.0	0.010 2206652
LDR = Limite de détection rapportée								
Lot CQ = Lot contrôle qualité								

ID Lab BV		#9030	#9031	#9032	#9033		#9034	
Date d'échantillonnage		2021/06/28	2021/06/28	2021/06/28	2021/06/28		2021/06/28	
# Bordereau		229439-08-01	229439-08-01	229439-08-01	229439-08-01		229439-08-01	
	Unités	B	LMR 98M.2C	LMR 2H.1C	LMR 2H.2C	EFF.1C	Lot CQ	EFF.2C LDR Lot CQ
MÉTALUX								
Phosphore total	mg/L	1	4.8	5.4	5.4	130	2206652	130 0.010 2206650
LDR = Limite de détection rapportée								
Lot CQ = Lot contrôle qualité								

ID Lab BV		#9035	#9036	#9037	#9038		
Date d'échantillonnage		2021/07/05	2021/07/05	2021/07/05	2021/07/05		2021/07/05
# Bordereau		229439-03-01	229439-03-01	229439-03-01	229439-03-01		229439-03-01
	Unités	B	AFF.1D	AFF.2D	Dup. de Lab.	LMR 30M.1D	LMR 30M.2D LDR Lot CQ
MÉTALUX							
Phosphore total	mg/L	1	2.8	2.8	2.8	5.1	5.3 0.010 2206652
LDR = Limite de détection rapportée							
Lot CQ = Lot contrôle qualité							
Duplicata de laboratoire							

ID Lab BV		#9039	#9041	#9042	#9043	#9044	
Date d'échantillonnage		2021/07/05	2021/07/05	2021/07/05	2021/07/05	2021/07/05	
# Bordereau		229439-03-01	229439-03-01	229439-03-01	229439-03-01	229439-03-01	
	Unités	B	LMR 2M.1D	LMR 2M.2D	LMR 2H.1D	LMR 2H.2D	EFF.1D LDR Lot CQ
MÉTALUX							
Phosphore total	mg/L	1	5.3	5.2	5.4	5.2	120 0.010 2206652
LDR = Limite de détection rapportée							
Lot CQ = Lot contrôle qualité							

Page 2 de 8

888 Université de l'énergie, 1000 University, Québec, Canada H2T 1P6 Tél: (514) 466-0000 Fax: (514) 466-0000 Signé vers l'extérieur: 14776424946

2021/07/14 16:50