



**HAL**  
open science

**Intensive biological processes are increasingly used in wastewater field due to their principles to operate on a reduced surface and produce good quality waters.**

Salima Sid

► **To cite this version:**

Salima Sid. Intensive biological processes are increasingly used in wastewater field due to their principles to operate on a reduced surface and produce good quality waters.. Chimie. Univ. Montpellier, 2017. Français. NNT: . tel-01697764

**HAL Id: tel-01697764**

**<https://hal.umontpellier.fr/tel-01697764v1>**

Submitted on 31 Jan 2018

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

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



# THÈSE

Pour obtenir le grade de  
Docteur

Délivré par l'UNIVERSITE DE MONTPELLIER

Préparée au sein de l'école doctorale GAIA (Biodiversité, Agriculture, Alimentation, Environnement, Terre, Eau)

Et de l'institut Européen des Membranes

Spécialité : Génie des procédés

Présentée par **SID Salima**

## **Opérations unitaires et outils procédés pour une optimisation énergétique de stations d'épuration méditerranéennes**

Soutenue le 17/07/2017 devant le jury composé de

Mr Julien LAURENT, Maître de Conférences HDR, Université de Strasbourg	Rapporteur
Mr Jean-Henry FERRASSE, Maître de Conférences HDR, Université d'AIX MARSEILLE	Rapporteur
Mr Alain RAPAPORT, Directeur de Recherche, Université de Montpellier	Examineur
Mr Marc HERAN, Professeur, Université de Montpellier	Directeur de thèse
Mr Geoffroy LESAGE, Maître de Conférences, Université de Montpellier	Co-encadrant
Mr Christian DRAKIDES, Directeur de recherche, CNRS – Université Montpellier	Invité

Président du jury : Mr Alain RAPAPORT



## Résumé

Le déploiement de processus biologiques intensifiés s'accélère en traitement des eaux usées au regard des volumes importants à traiter et des avantages apportés : compacité, temps de traitement et qualité d'eaux. Cependant, cette intensification se fait souvent au détriment d'une consommation importante d'énergie qui reste le principal défi à relever. Pour cela, deux systèmes intensifs ont été analysés: un bioréacteur à membrane (BàM, 64000 eqH) et un procédé de boues activées conventionnel (BAC, 24000 eqH). Dans un premier temps, toutes les dépenses énergétiques de ces stations ont été quantifiées puis sectorisées, pour ensuite, définir des coûts de référence et proposer des stratégies de réduction d'énergie. L'audit énergétique pour ces deux stations confirme que l'aération est le poste le plus consommateur (Pour le BAC, la consommation totale de la station vaut  $0.82 \text{ kWh/m}^3_{\text{traité}}$  dont 44% sont dus à l'aération). Si de nombreux postes de dépenses énergétiques s'avèrent immuables, plusieurs facteurs influencent cependant ces consommations: La capacité hydraulique, la température, l'âge des boues... L'analyse des stations sur plus de trois ans de fonctionnement souligne les facteurs influençant cette consommation spécifique ( $\text{kWh/m}^3_{\text{traité}}$ ) : débit entrant (saisonnalité) et concentrations en MES dans les bassins biologiques. Ainsi, une optimisation énergétique a été faite en mixant les données terrains avec des simulations sous GPS-X. Les résultats ont ainsi permis de relier les dépenses énergétiques (demande en oxygène) avec la production de boue. L'introduction d'un paramètre  $\Phi$  permet de trouver en fonction des contraintes locales (Coûts du kWh et de l'évacuation des boues) la concentration en MES dans les bassins qui minimise les coûts globaux.

**Mots clefs :** Traitement Biologique, Consommation d'énergie, Production de boues

## **Abstract**

Intensive biological processes are increasingly used in wastewater field due to their principles to operate on a reduced surface and produce good quality waters. However, studies show that intensification and high energy consumption go hand in hand, pointing out the value of energy benchmarking. In this work, two intensive systems have been studied: a membrane bioreactor, MBR, (64000 p.e.) and a conventional active sludge, CAS, (24000 p.e.). Our objectives were to know where and why this energy is consumed, what factors influence these consumptions, and to give tools to optimize the energy efficiency. A three years energy audit was done for both stations confirming that aeration is the major energy expense (more than 44% of the total plant consumption:  $0.82\text{kWh/m}^3$ ). Several factors influence this energy were identified: hydraulic capacity, temperature and sludge age... High energy consumption has been noted in case of low hydraulic loading underlining the seasonal consumption. Moreover, the impact of Suspended Solid (SS) concentration on the energy consumption and on the overall treatment cost was determined at different SS concentration (ranged from 1 to 8 gSS/L) by software simulation (GPS-X) and data analysis. Simulation results showed that an increase of SS leads to an increase in oxygen demand (increased energy cost) but leads also to a decrease of sludge production (reduction of sludge disposal cost). In a full scale plant based on CAS process, the SS concentration must be carefully chosen in order to find the best compromise between the levels of treatment required, the energy demand to ensure biological activity and the sludge disposal cost while minimizing overall costs.

**Keywords:** Sludge production, Biological treatment, Energy consumption

## **SOMMAIRE**

**Introduction Générale..... 18**

**Partie I : Synthèse bibliographique..... 22**

I.1	Le Traitement biologique des eaux usées.....	23
I.1.1	Prétraitement et traitement primaire .....	25
I.1.2	Traitement secondaire .....	26
I.1.2.1	Traitement biologique.....	27
I.1.2.1.1	L'oxydation du carbone.....	28
I.1.2.1.2	L'oxydation de l'azote.....	29
I.1.2.1.2.1	Nitrification.....	29
I.1.2.1.2.1.1	Nitritation.....	29
I.1.2.1.2.1.2	Nitratation .....	30
I.1.2.1.2.2	La Dénitrification Biologique .....	31
I.1.2.1.2.3	Shunt des nitrates .....	34
I.1.2.1.2.4	Anammox.....	35
I.1.2.2	Les différentes opérations unitaires.....	38
I.1.2.2.1	Les systèmes extensifs.....	38
I.1.2.2.1.1	Le Lagunage naturel.....	38
I.1.2.2.1.2	Le Lagunage aéré.....	39
I.1.2.2.1.2.1	Design .....	39
I.1.2.2.1.2.2	Les performances .....	40
I.1.2.2.2	Les Procédés intensifs.....	41
I.1.2.2.2.1	Disques biologiques ou Contacteur biologique rotatif(CBR).....	41
I.1.2.2.2.1.1	Design .....	41
I.1.2.2.2.1.2	Performance de traitement .....	42
I.1.2.2.2.1.3	Energie requise.....	43
I.1.2.2.2.2	Les lits bactériens.....	43

I.1.2.2.2.2.1	Design .....	43
I.1.2.2.2.2.2	Performance de traitement .....	44
I.1.2.2.2.2.3	Energie requise.....	44
I.1.2.2.2.3	Boues activée conventionnelle (BAC).....	45
I.1.2.2.2.3.1	Design .....	45
I.1.2.2.2.3.2	Performance du Traitement.....	46
I.1.2.2.2.3.3	Energie requise.....	46
I.1.2.2.2.4	Bioréacteur à membrane (BàM).....	47
I.1.2.2.2.4.1	Design .....	47
I.1.2.2.2.4.1.1	Les bioréacteurs à membranes immergées (BàMI) .....	48
I.1.2.2.2.4.2	Performance du traitement.....	49
I.1.2.2.2.4.3	Energie requise.....	51
I.1.2.3	Production de boues.....	53
I.1.3	Filières boues .....	54
I.1.4	Traitement tertiaire.....	55
I.2	Réduction la consommation d'énergie .....	55
I.2.1	Aération.....	56
I.2.1.1	Éléments de conception pour réduire l'énergie.....	56
I.2.1.1.1	Impact de la séparation primaire.....	56
I.2.1.1.2	Configuration Membranaire .....	57
I.2.1.1.3	Les Diffuseurs.....	58
I.2.1.1	Éléments opérationnels pour réduire les consommations d'énergie.....	58
I.2.1.1.1	L'Aération membranaire .....	58
I.2.1.1.2	Optimiser la concentration en Oxygène dissous dans le bassin biologique	59
I.2.1.1.2.1	Choix de l'aérateur .....	59
I.2.1.1.2.2	Bioréacteur à membrane anaérobie.....	61

I.2.1.1.2.3	L’Anammox et le Shunt des nitrates .....	62
I.2.1.1.2.4	Ajout de Contrôleurs .....	63
I.2.1.2	Utilisation des meilleures technologies disponibles .....	64
I.2.2	Pompe .....	64
I.2.2.1	Configuration des pompes .....	64
I.2.2.2	Pompe de recirculation .....	64
I.3	Conclusion .....	65
<b><u>Partie II. Matériels et méthodes.....</u></b>		<b>69</b>
II.1	Présentation des stations d’épuration .....	69
II.1.1	Présentation de la station de La Grande Motte .....	69
II.1.1.1	Caractéristiques de l’installation .....	69
II.1.1.2	Description de la station .....	70
II.1.1.2.1	Filière eau .....	70
II.1.1.2.1.1	Arrivée des effluents et Prétraitement.....	70
II.1.1.2.1.2	Traitement biologique .....	71
II.1.1.2.1.3	Membranes – AQUA-RMR® .....	72
II.1.1.2.2	Filière boues .....	73
II.1.1.3	Collecte de données .....	75
II.1.2	Présentation de la station de Mauguio.....	75
II.1.2.1	Charge à traiter – caractéristiques de l’eau brute .....	75
II.1.2.2	Descriptif des ouvrages .....	76
II.1.3	Analyse du fonctionnement des installations .....	78
II.1.3.1	Traitement biologique.....	78
II.1.3.1.1	Aération biologique (Aération-brassage) .....	78
II.1.3.1.2	Quelques relations de calcul de dimensionnement des STEP .....	81
II.1.3.1.2.1	Charge massique (kg DCO/kg MES/j).....	81
II.1.3.1.2.2	L’âge des boues.....	81



II.1.3.1.2.3	Production spécifique des boues (kg MES produit/kg DCO éliminé /jour)	82
II.1.3.2	Propriétés de filtration	82
II.1.3.2.1	Contrôle de filtration	82
II.1.3.2.2	Vitesse de colmatage	82
II.1.3.2.3	Lavage de la membrane	83
II.1.3.2.4	Calcul la résistance totale	83
II.1.3.3	Consommation énergétique	84
II.2	Simulation de la station Manguio	84
II.2.1	Besoin d'un outil informatique	84
II.2.2	Logiciel de simulation GPS-X:GeneralPurpose Simulator	85
II.2.3	Représentation de la station d'épuration de Manguio sous le GPS-X	86
II.2.4	Les modèles de simulation	86
II.2.4.1	Pour l'influent	87
II.2.4.2	Pour les bassins biologiques	91
II.2.4.3	Pour le clarificateur	91
II.2.5	Données introduites dans le simulateur	92
II.2.5.1	Données de contrôle	93
II.2.6	Calibrage de Modèle	93
II.2.6.1	Concentration de MES	93
II.2.6.2	Cycle aération-non aération	93
II.2.7	Validation du modèle	94
<b><u>Partie III. Consommation d'énergie et efficacité énergétique de bioréacteur à membrane de grande échelle- La Grande Motte-</u></b>		<b>96</b>
III.1	Analyse du fonctionnement de l'installation	96
III.1.1	Programme d'étude	97
III.1.2	Evolution des charges entrées	97

III.1.2.1	Débits entrée de la station .....	97
III.1.2.2	Caractéristiques des eaux usées .....	99
III.1.3	Concentration en oxygène .....	102
III.1.4	Caractéristiques des boues .....	102
III.1.5	Efficacité épuratoire .....	104
III.1.6	Propriétés de la filtration .....	105
III.2	La consommation d'énergie de LGM.....	110
III.2.1	Consommation totale de la station .....	110
III.2.2	Répartition des consommations sur les différents postes de la Grande Motte .	112
III.2.3	La consommation d'énergie dans le Traitement biologique (BàM) .....	113
III.2.4	Répartition de la consommation d'énergie dans le BÀM .....	114
III.3	Efficacités énergétiques .....	116
III.3.1	Relation entre besoins énergétique et débit :.....	116
III.3.2	Relation entre la consommation d'énergie et la Charge organique .....	119
III.4	Stratégies pour améliorer l'efficacité énergétique dans les usines de traitement des eaux usées .....	121
III.4.1	Économies d'énergie liées à l'exploitation.....	121
III.4.2	Économies d'énergie liées à l'équipement .....	122
III.5	Proposition d'autres stratégies d'économie d'énergie.....	123
III.6	Conclusion .....	124
<b><u>Partie IV: Cost minimization in a full-scale conventional wastewater treatment plant: associated costs of biological energy consumption versus sludge production .....</u></b>		<b><u>126</u></b>
IV.1	Introduction .....	128
IV.2	Materials and methods .....	130
IV.2.1	WWTP description .....	130
IV.2.2	Modeling methodology .....	131
IV.3	Results and discussion .....	133

IV.3.1	Modeling Validation .....	133
IV.3.1.1	MLSS concentration .....	133
IV.3.1.2	Effluent quality: $\text{NO}_3^-$ and $\text{NH}_4^+$ effluent concentrations .....	134
IV.3.1.3	Energy consumption for aeration, mixing and recirculation.....	135
IV.3.1.4	Sludge production .....	136
IV.3.2	Evaluation of specific energy consumption .....	137
IV.3.3	Impact of MLSS concentration on sludge production and energy consumption for biological treatment.....	137
IV.3.4	Toward a minimization of overall costs .....	138
IV.3.4.1	Energy demand versus sludge production .....	139
IV.3.4.2	Costs optimization .....	139
IV.4	Conclusion .....	140
IV.5	References .....	141
IV.6	.Comparaison système Boues Activées (Mauguio) et Bioréacteur à membranes (La Grande Motte).....	143
IV.7	Conclusion générale de la Partie IV .....	144
	<b><u>Conclusion général .....</u></b>	<b><u>146</u></b>
	<b><u>Référence bibliographique .....</u></b>	<b><u>150</u></b>
	<b><u>Annexes .....</u></b>	<b><u>165</u></b>

## **Liste des figures et tableaux**

## LISTE DES FIGURES

### Introduction

Figure 1: Principales voies de valorisation des eaux résiduaires urbaines.

### Partie I : Synthèse bibliographique

Figure I-1: Répartition granulométrique des critères de pollution et opérations unitaires associées .....	24
Figure I-2: Schéma conventionnel de traitement des ERU .....	25
Figure I-3: Formalisme bactérien .....	29
Figure I-4: Réaction de dénitrification catalysée par des enzymes : nitrate reductase (NAR), nitrite reductase (NIR), oxyde nitrique reductase (NOR) et oxyde nitreux reductase (N <sub>2</sub> OR). Oxydation de l'oxyde nitrique en NO <sub>2</sub> (Ox) par un oxyde nitrique oxydase. ....	31
Figure I-5: Shunt des nitrates (Pambrun, 2005) .....	34
Figure I-6 : Cycle biologique d'une lagune (Dhaouadi, 2008). ....	39
Figure I-7 : CBR source ESCWA, (2003).....	42
Figure I-8: Schéma de la filière boues activées « classique » (PERRET et al., 2007).....	46
Figure I-9: Bioréacteur à membrane à boucle externe .....	48
Figure I-10: Bioréacteur à membrane immergé .....	48
Figure I-11: différentes opérations unitaires pour Le traitement des boues.....	54
Figure I-12: Filière orientée valorisation matière (Boue et Eau d'usage) et énergie .....	56
Figure I-13: Stratégie de réduction d'énergie (Buer and Cumin, 2010). ....	58
Figure I-14: Puissance à mettre en œuvre pour assurer la nitrification biologique en fonction du type d'aérateur (H <sub>bassin</sub> = 4 m) (Eini, 2012).....	60
Figure I-15: La surface occupée (m <sup>2</sup> ) par équivalent d'habitant pour les procédés extensifs et intensifs de traitement des eaux usées.....	66

### Partie II: Matériels et méthodes

Figure II-1 : Tamis de type tambour rotatif.....	71
Figure II-2: Module membranaire double étages un étage Haut et Bas .....	73
Figure II-3: <i>Vue aérienne de la station de la Grande Motte</i> .....	74
<i>Figure II-4: Vue aérienne de la station de la Grande Motte</i> .....	74
Figure II-5: <i>La station des boues activée de Mauguio</i> .....	77

Figure II-6: Cycle de nitrification- dénitrification pour la STEP de la Grande Motte.....	79
Figure II-7: Le cycle d'aération biologique de la STEP de la Grande Motte.....	80
Figure II-8: « Layout » du traitement secondaire par boues activé de la station de Mauguio	86
Figure II-9: CNPlib fractionnement de la DCO .....	88
Figure II-10: CNPlib fractionnement de l'Azote .....	88
Figure II-11 Méthode de calcul du fractionnement de la DCO par le logiciel GPS-X®	
89Figure II-12: Méthode de calcul du fractionnement de l'azote par le logiciel GPS-X®	
.....	90

### **Partie III: Consommation d'énergie et efficacité énergétique de bioréacteur à membrane de grande échelle- La Grande Motte-**

Figure III-1: Synoptique de la station d'épuration de la Grande Motte (File eau n°1) .....	96
Figure III-2: Evolution des débits et la charge en DBO <sub>5</sub> d'entrée de Mai 2013 à Septembre 2015 .....	98
Figure III-3: Capacité nominal et nombre d'EH réel entrant sur la station.....	99
Figure III-4: Evolution de (a) DCO, (b) MES et (c) NTK entrée station durant la période de Mai 2013 à Septembre 2015.....	100
Figure III-5: Moyenne journalière de la concentration d'oxygène dans les deux bassins d'aération lors de la file 1 et file2 au cours du temps de la station de la grande Motte. ....	102
Figure III-6: Evolution de rapport MVS/MES: (a) bassin d'aération file 2 et (b) bassin d'aération file 1. ....	103
Figure III-7: Evolution de la moyenne journalière de la perméabilité des quatre réacteurs membranaires et de leurs étages (Haut et Bas) en LMH/bar durant la période d'étude du 01/04/2014 au 23/09/2015 de la station de la Grande Motte. ....	106
Figure III-8: Variation de la moyenne journalière de la résistance totale de colmatage dans les quatre réacteurs membranaires pour les deux étages haut et bas en (1/m) durant la période du 1/04/2014 au 23/09/2015. ....	107
Figure III-9: (a) Journalière (b) mensuelle et (c) saisonnière consommation spécifique totale d'énergie de la station Grande Motte en kWh/m <sup>3</sup> d'eau sortie de la station durant la période de 10/06/2013 au 23/09/2015.....	111
Figure III-10: (a) Consommation par poste (b) Impact de ces postes sur la consommation totale au cours de la période de 10/06/2013 au 23/09/ 2015.....	113

Figure III-11: <i>(a) Consommation mensuelle et (b) saisonnière du Bàm au cours de la période du 10/06/2013 au 23/09/2015</i> .....	114
Figure III-12: <i>(a) Consommation par poste et (b) Impact de ces postes sur la consommation total du Bàm</i> .....	115
Figure III-13: <i>La consommation spécifique d'énergie en fonction de la capacité hydraulique pour la Grande Motte pour les trois périodes (Basse-Inter-Haute saison) 2013-2015</i> .....	117
Figure III-14: <i>Variation des débits d'aération membranaire en fonction des flux net de filtration pour les quatre compartiments membranaires</i> .....	118
Figure III-15: <i>La Consommation spécifique d'énergie kWh/kg DCO éliminé et kWh/kg DBO<sub>5</sub> éliminé : (a) totale station (b) Bioréacteur à membrane de la station Grande Motte</i> .....	119
Figure III-16: <i>Relation entre la consommation spécifique d'énergie en kWh/kg de DCO éliminé et (a) DCO concentration en mg/L, (b) Charge organique en kg DCO/j et (c) ratio DCO/NTK</i> .....	121
Figure III-17 : <i>Effet des longues périodes de relaxation sur la perméabilité de membrane lors de la filtration à débit de pointe</i> .....	122
Figure III-18 : <i>Charge massique mesurée et optimisée en ajustant les teneurs en MES et en réduisant les bassins biologiques mis en service</i> .....	123

**Partie IV: Cost minimization in a full-scale conventional wastewater treatment plant: associated costs of biological energy consumption versus sludge production**

<b>Figure 1:</b> <i>WWTP layout in GPS-X software</i> .....	133
<b>Figure 2:</b> <i>Variations of MLSS in the aeration tank over time (modeling and experimental data)</i> .....	134
<b>Figure 3:</b> <i>Effluent concentration variations over time (a) NH<sub>4</sub><sup>+</sup> (b) NO<sub>3</sub><sup>-</sup></i> .....	135
<b>Figure 4:</b> <i>Distribution of energy consumption per processes in the WWTP case study</i> .....	137
<b>Figure 5:</b> <i>Distribution of energy consumption within WWTP biological treatment</i> .....	137
<b>Figure 6:</b> <i>Energy consumption due to biological treatment for different MLSS concentrations</i> .....	138

**Figure 7:** (a)Energy consumption, sludge production and (b) overall costs versus MLSS concentration.....139

**Figure 8:** Impact of  $\phi$ ratio on optimum MLSS concentration.....140

## **LISTE DES TABLEAUX**

### **Partie I : Synthèse bibliographique**

Tableau I-1: Consommation d'énergie en kWh/m <sup>3</sup> pour le prétraitement et le traitement primaire .....	26
Tableau I-2: Besoins théoriques en oxygène dans le cas de la Nitrification-dénitrification ....	33
Tableau I-3: Répartition des besoins énergétiques entre les différentes demandes biologiques .....	37
Tableau I-4: Performance de traitement de bioréacteur à membrane .....	50
Tableau I-5: La Consommation d'énergie dans les réelles stations membrane bioréacteurs...	51
Tableau I-6: Répartition de la consommation d'énergie dans les bioréacteurs à membranes	53
Tableau I-7: Consommation en kWh par kg d'azote éliminé de station Anammox (Lackner et al., 2014).....	63
Tableau I-8: Energie requise pour les opérations unitaires de traitement des eaux usées.....	65

### **Partie II: Matériels et méthodes**

Tableau II-1 : Charge à traiter-caractéristique de l'eau brute et objectif de traitement- LGM-70	
Tableau II-2: Les différent période de station.....	71
Tableau II-3: Dimensionnement des bassins biologique de la station LGM .....	72
Tableau II-4: Caractéristiques des membranes Kubota® .....	73
Tableau II-5: Charge à traiter-caractéristique de l'eau brute de la station de Mauguio.....	76
Tableau II-6: Répartition en volume des différentes zones, Principales caractéristiques de fonctionnement Moyen .....	78
Tableau II-7: Consigne de réglage de cycle d'aération pour la STEP de la Grande Motte....	80
Tableau II-8: Les paramètres de contrôle de la filtration sur la STEP de LGM .....	82
Tableau II-9: Les différents ratios de caractérisation des eaux usées de la station de Mauguio dans le GPS-X.....	90
Tableau II-10: Données d'entrée .....	92



Tableau II-11: Données d'entrée du logiciel de simulation .....	92
Tableau II-12: Données de contrôle du logiciel de simulation .....	93
Tableau II-13: Valeurs des concentrations limites en sortie de $NH_4^+$ et $NO_3^-$ pour le calage des cycles de nitrification-dénitrification pour les simulations de la station de Mauguio .....	94

**Partie III: Consommation d'énergie et efficacité énergétique de bioréacteur à membrane de grande échelle- La Grande Motte-**

Tableau III-1: Chronologie des événements sur la station de la Grande Motte .....	97
Tableau III-2: Comparaison entre les débits entrants à traiter ( $m^3/j$ ) et la capacité nominale de la station(EH) pour les 3 périodes : Basse saison, Intersaison et Haute saison du mai 2013 à septembre 2015( $60gDBO_5/EH$ ).....	99
Tableau III-3: Ratio C/N/MES de l'eau brute de la station de la « Grande Motte » .....	101
Tableau III-4 : Comparaison entre les flux entrants d'azote à traiter ( $kgN/j$ ) et la capacité nominale de la station pour les 3 périodes : Flux moyen et capacité nominale pour les 3 périodes : Basse saison, Intersaison et Haute saison du mai 2013 à septembre 2015 .....	101
Tableau III-5: TRS (jour)- Production de boues ( $kg/m^3$ ) pour la station de «Grande Motte» .....	104
Tableau III-6: Efficacité épuratoire de la station de « Grande Motte » .....	104
Tableau III-7 : Bilan des lavages des réacteurs membranaires de la station de la grande Motte durant la période 01/01/2014 au 23/09/2015.....	109
Tableau III-8 : Comparaison la consommation d'énergie pour l'aération biologique entre les besoins de référence, les besoins de littératures et les besoins de la station de la Grande Motte en kWh/EH/an .....	116
Tableau III-9:La charge massique moyenne pour chaque période dans les trois propositions .....	124

**Partie IV: Cost minimization in a full-scale conventional wastewater treatment plant: associated costs of biological energy consumption versus sludge production**

<b>Table 1:</b> Energy used for secondary wastewater and sludge treatment processes.....	129
<b>Table 2:</b> WWTP influent concentrations recorded during the studied period.....	131
<b>Table 3:</b> Aeration cycle for Nitrogen compound removal in GPS-X modeling.....	132

**Table 4:** Calculated and modeled energy consumption in the WWTP case study.....136

**Table 5:** Modeled and calculated data for sludge production.....136

**Table 6:** Sludge production ( $10^3$  kg of dry matter) and Energy consumption (MWh) according to the concentration of MLSS. ....137

## **Introduction Générale**

## Introduction

L'eau, l'énergie et l'alimentation sont trois éléments fondamentaux et indissociables. Aujourd'hui, les sociétés prennent conscience que les ressources ne sont pas illimitées. Rareté des matières premières, rareté de l'énergie, rareté de l'eau, les défis à relever par notre génération sont immenses. En effet, sous l'effet du dérèglement climatique, l'explosion démographique, la raréfaction des ressources, les pressions sur les ressources augmentent mais également, et grâce à l'émergence de nouvelles technologies, des solutions sont possibles. Le basculement de la notion de déchets vers celle de produits et l'économie circulaire qui l'accompagne apportent des solutions pragmatiques et efficaces. Souvent limitée dans sa mise en œuvre aux flux de matières et d'énergie, l'économie circulaire doit pourtant s'appliquer à l'ensemble des ressources, au premier rang desquelles figure l'eau. Le retour des eaux usées traitées dans le milieu naturel via le système de collecte et de traitement représente un coût énergétique non négligeable. Un changement de paradigme est en cours, on parle alors d'eaux usées source de matière et d'énergie. Et de nombreux procédés ont été imaginés et mis en place pour diminuer l'empreinte énergétique et environnementale des stations d'épuration des eaux usées (Fig.1).

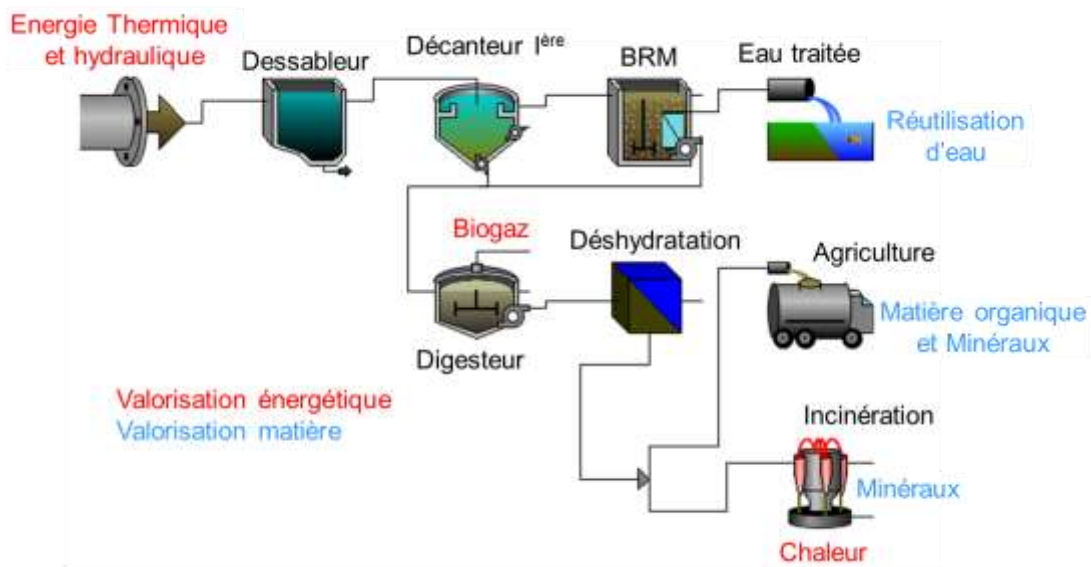


Figure 1: Principales voies de valorisation des eaux résiduaires urbaines

Les eaux usées sont chargées de nombreuses matières qui peuvent présenter une valeur économique ou environnementale par la transformation de ces sous-produits de l'assainissement que sont les boues, les sables ou graisses en matières premières secondaires

réutilisables ou revendables par les collectivités et les industriels. La valorisation des résidus comme le sable, qui lavés et séchés peuvent être réutilisés en sous-couche routière ou en matériau de remblais sont un premier exemple. Aussi, la bonne qualité des eaux traitées, issus des traitements intensifs adaptés aux usages, permet d'accroître la réutilisation directe : elles peuvent ainsi être réutilisées en tant qu'eau pour de l'arrosage (Ferti-irrigation de golfs) ou pour un usage industriel ou de recharge de nappes. Le traitement des boues permet également de produire des matières qui pourront être valorisées en amendement agricole. Quant à la valorisation des eaux usées en énergie, cela est possible par le captage des calories présentes dans les eaux usées ou par l'incinération des boues. Mais aussi, par la digestion des boues, et la production de méthane qui l'accompagne et qui peut être valorisée sous forme de chaleur ou d'électricité.

Cependant, les stations d'épurations consomment toujours environ un pourcent de la demande d'électricité de l'Union européenne (**Laperche, 2016**). Il en est de même au niveau local, l'énergie consommée par les services d'eaux et d'assainissement constitue souvent le premier poste de consommation électrique pour les collectivités territoriales. Pour Montpellier Méditerranée Métropole, il s'agit d'une consommation de 17.85 GWh par an : Pour 13 stations d'épuration (STEP), soit 569 000 équivalent habitant (EH), cela donne un ratio de 46.4 kWh/an/EH ou  $0.5 \text{ kWh/m}^3_{\text{traité}}$ . Même si l'objectif principal de ces stations doit rester le traitement optimal des effluents, la réduction des impacts environnementaux liée à la consommation énergétique devient un sujet émergent dans l'exploitation au quotidien des installations avec l'apparition de technologie à haut rendement (suppresseur à vis par exemple) ou un pilotage au plus près des paramètres de pollution : Amonit® (Véolia), Greenbass® (Suez) ou encore Ammonair® (Saur). Des capteurs avancés, couplés à des algorithmes d'optimisation permettent d'ajuster au plus juste le débit d'air fourni au traitement biologique en fonction de la charge à traiter et des besoins de traitement. Ces programmes de régulations avancées permettent de réduire de 10 à 20% les consommations énergétiques par rapport aux systèmes classiques de régulation. Les données constructeurs sont encourageantes avec des gains affichés sur les consommations énergétiques: Greenbass® (Suez)<sup>1</sup> 20%, Amonit® (Véolia)<sup>2</sup> et Ammonair® (Saur)<sup>3</sup> 10 à 20%.

Ce travail a donc comme objectifs de faire l'état des lieux des opérations unitaires utilisées en traitement des effluents urbains avec leurs consommations énergétiques associées :

- Agitation et mélange

- Transport et évacuation (pompage et recirculation)
- Transfert (aération)

Cet inventaire permettra de définir des coûts de référence et de borner les dérives de consommation d'énergie puis de proposer des pistes d'optimisation, ou des filières économes en énergie. Ce travail s'appuie sur la modélisation des besoins énergétiques impliqués dans l'épuration des eaux usées urbaines et sur une analyse ciblée de la littérature scientifique autour du thème eau et énergie. Ainsi, une importante étude bibliographique a été consacrée à la quantification et à la comparaison mais aussi à la critique des postes consommateurs d'énergie. Pour cette étude deux procédés intensifs (Exploités par la SAUR) ont été considérés : un procédé de boues activés conventionnel (24000 EH) et un procédé type BioRéacteur à Membranes (BàM) (65 000EH). Une analyse de fonctionnement des procédés a été faite pour identifier les postes les plus consommateurs d'énergie ainsi que les facteurs influençant cette consommation.

L'approche pragmatique de l'optimisation énergétique s'est donc déroulée en 4 étapes :

- (1) Identifier des besoins énergétiques minimaux propres aux opérations unitaires,
  - (2) Réaliser un bilan sur la consommation actuellement rencontrée dans la littérature,
  - (3) Effectuer un audit énergétique sur une installation réelle
- et (4) identifier et proposer des stratégies et leurs gains potentiels associés.

L'optimisation a été uniquement ciblée sur les consommations électriques. Le résultat de cette approche point par point permet d'évaluer la marge de progression énergétique des ouvrages d'assainissement et les couts associés pour chaque opération.

## **Partie I : Synthèse bibliographique**

## I.1 Le Traitement biologique des eaux usées

Outre les éléments initialement présents dans l'eau de distribution, les eaux usées domestiques contiennent des produits issus de l'usage domestique de l'eau : eaux de lavage (tensio-actif, agent nettoyant, déchets issus du nettoyage) et eaux de toilettes (urine et matières fécales). Ces eaux domestiques sont alors essentiellement chargées de matières organiques, matières azotées (urée), phosphates, germes, virus et autres constituants divers (micropolluants organiques et minéraux) en proportions variables. Sauf cas particuliers, (traitement individuel, réservé au cas des habitats dispersés), un traitement collectif est pratiqué en milieu fortement urbanisé avant rejet ou réutilisation (directe ou indirecte). La définition des systèmes de traitement repose sur l'identification des matières à l'origine des nuisances et des procédés permettant leur extraction. Devant la multitude des composés présents dans les eaux usées urbaines, il a été choisi de les identifier et de les classer au travers de propriétés ou d'impacts spécifiques. C'est ainsi que seront distingués spécifiquement :

- Les matières en suspension dont une grande partie est décantable, la partie la plus fine contribuant à la turbidité des eaux. Ces matières sont quantifiées par filtration calibrée (0,45mm) ou centrifugation spécifique. On estime le rejet journalier à environ 60 à 80 g MES par habitant (80g/EH/j\*).
- Les matières organiques oxydables (dont l'oxydabilité est évaluée soit par voie chimique DCO (demande chimique en oxygène), soit par voie biologique DBO<sub>5</sub> (demande biologique en oxygène), soit par voie thermique COT (carbone organique total)). On estime le rejet journalier à environ 50 à 70 g DBO<sub>5</sub> par habitant (60g/EH/j\*).
- Les matières azotées (essentiellement dans les eaux brutes sous forme d'azote organique et azote ammoniacal pouvant être progressivement oxydés en nitrates avant une réduction éventuelle en azote gazeux). On estime le rejet journalier à environ 10 à 15 g NTK (azote total Kjeldhal) par habitant (15g/EH/j\*).
- Phosphores : La réduction des apports en phosphore dans les milieux aquatiques par les rejets des stations d'épuration est un facteur clef de la lutte contre l'eutrophisation. Les méthodes de déphosphatation sont soit chimique, par précipitation, ou soit biologique, par utilisation de micro-organisme. On estime le rejet journalier à environ 4 g par habitant/jour (4g/EH/j\*).



La voie de traitement choisie doit répondre à la réglementation. Cette réglementation peut être renforcée par des lois locales en cas de sensibilité du milieu récepteur, pour la protection de zones spécifiques (zone sensible, zone de baignade), voire pour répondre à une volonté de réutilisation des eaux traitées. La réduction de concentration, voire l'élimination totale, des composés excédentaires va reposer sur la mise en place d'opérations spécifiques de traitement. La figure I-1 donne le principe général des voies de traitement utilisées. Les opérations unitaires mises en place vont reposer principalement sur des mécanismes et procédés suivants:

- Rétention physique des fractions particulières par **décantation** (influence de la densité apparente des espèces à retenir, de leur taille/forme, de la viscosité) et/ou par filtration (rôle d'une taille relative des particules par rapport aux caractéristiques d'un tamis filtrant). Ces étapes peuvent être associées ou non à des étapes préalables de **coagulation, floculation**, voire flottation, favorisant la clarification des eaux par agglomération des petites particules.
- Elimination par **voie biologique** en utilisant des cultures bactériennes mixtes se développant aux dépens des matières polluantes assimilables.
- Opérations spécifiques complémentaires selon le cas : élimination des germes par désinfection **physique** (membrane) **ou chimique** (chloration).

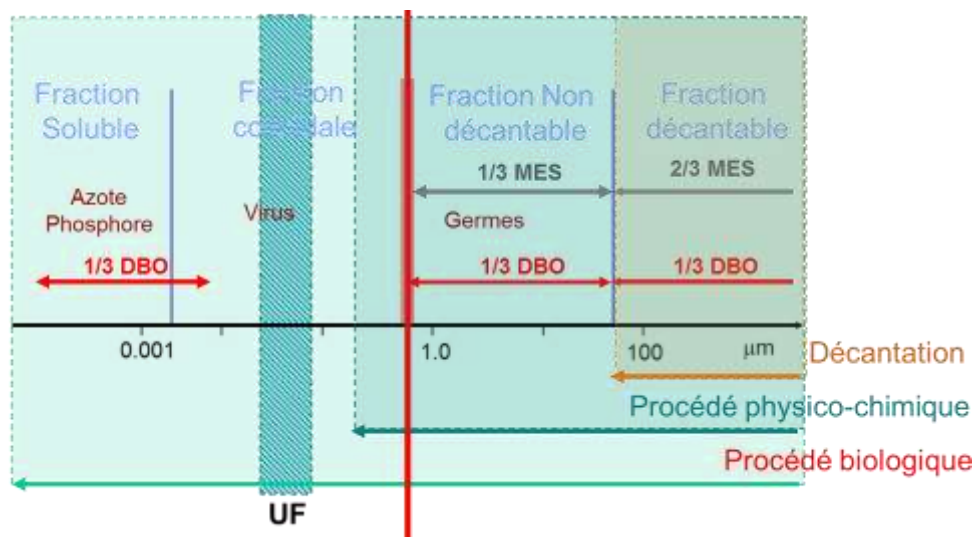


Figure I-1: Répartition granulométrique des critères de pollution et opérations unitaires associées

Pour chacune de ces opérations unitaires, le traitement conduit à une production simultanée de coproduits répartis dans les phases gazeuses, liquides ou solides (boues d'épuration) et dont les caractéristiques dépendront des traitements choisis.

D'une façon générale, une filière d'épuration d'eaux usées urbaine sera ainsi définie autour de quatre points :

- les prétraitements, ouvrages permettant d'extraire de l'eau des composés gênants pour le fonctionnement des systèmes d'épuration,
- les ouvrages de traitement dimensionnés pour répondre aux normes de rejet imposées,
- les ouvrages permettant le conditionnement des coproduits solides (stabilisation et déshydratation des boues),
- les ouvrages « annexes » (traitement des gaz).

La figure I-2 donne une idée des différents chemins réactionnels qui permettent de retenir la pollution et de la concentrer dans une phase solide, communément appelée boue.

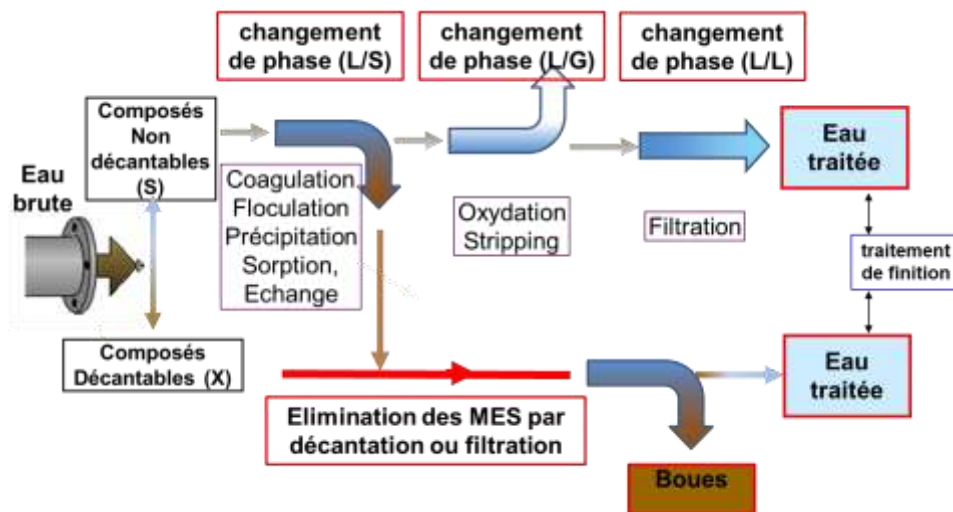


Figure I0-2: Schéma conventionnel de traitement des ERU

### I.1.1 Prétraitement et traitement primaire

Le prétraitement est l'un des facteurs les plus importants pour garantir une opération de traitement des eaux usées stable et continu. Son objectif est donc d'enlever les objets et éléments qui pourraient abimer les pompes, ensabler les réacteurs ou nuire au traitement biologique (graisses) (Metcalf & Eddy, 2003).

Les processus de dessablage reposent essentiellement sur la sédimentation de matières grossières dans un ouvrage cylindro-conique. Les « sables » inorganique ciblés à ce stade ont une densité approximative de 2,65. Une consommation d'énergie est donc nécessaire pour retirer les sous-produits retenus dans les ouvrages. Ensuite, les eaux usées sont envoyées vers le traitement primaire (Décantation primaire). Environ 60% des matières en suspension et donc 30% de la DBO<sub>5</sub> sont retirés dans l'ouvrage de décantation primaire. Ici, les dépenses sont

doubles, pompage et pont racleur mais elles dépendent aussi de la technologie choisie (flottation par exemple). L'énergie nécessaire dépensée est de l'ordre de 0,001 à 0,01 kWh/m<sup>3</sup> (Tableau I-1). Une étude australienne donne pour le traitement primaire une fourchette de 0.01 à 0.37kWh/m<sup>3</sup> (Kenway et al.,2008).

Tableau I-1: Consommation d'énergie en kWh/m<sup>3</sup> pour le prétraitement et le traitement primaire

Filière	Prétraitement	Traitement primaire par décantation	Traitement primaire par flottation
Smith, 1978	0,005	0,008	0,018
Smith, 1978	0,0017	0,0032	0,016
Smith, 1978	0,0007	0,002	0,012
Mosey,1980 (BAC-LB)	0,006	0,01	
Tassou,1985 (BAC-LB)	0,0132	0,0103	
Metcalf and Bartlett,1983 (LB)	0,0054	0,002	
Tassou,1988 (BAC)	0,0054	0,0095	
Tassou,1988 (LB)	0,054	0,0095	
Smith, 1973 (BAC-LB)	0,0048	0,001	
Fenu et al, 2010 (BàM-BAC)	0,017		
Moyenne	0,011	0,006	0,015
LB : Lit Bactérien, BAC : Boues Activée Conventiennelle, BàM : Bioréacteur à Membrane			

La voie de traitement choisie doit répondre à la réglementation. Cette réglementation peut être renforcée par des lois locales en cas de fragilité excessive du milieu, pour la protection de zones spécifiques (zone sensible, zone de baignade), voire pour répondre à une volonté de réutilisation des eaux traitées...

### I.1.2 Traitement secondaire

Le traitement secondaire vise essentiellement à éliminer les matières dissoutes dans l'eau (Carbone, Azote,...). Les procédés les plus rustiques et les plus économiques pour traiter cette fraction soluble sont les procédés biologiques. Ils consistent à oxyder, bio-assimiler et/ou biosorber la pollution, qui est alors perçue comme des nutriments par les micro-organismes. Les traitements biologiques dépendent donc de l'activité des micro-organismes (bactéries, roti-

fères, protistes supérieurs et inférieurs,...) qui se nourrissent de la matière organique naturelle dissoute. Il existe plusieurs types de processus biologiques.

On distingue de manière générale les procédés extensifs des procédés intensifs. En supposant que les cinétiques de réactions soient d'ordre 1 par rapport à la quantité de micro-organismes, les procédés intensifs ont donc été conçus pour augmenter le plus possible cette concentration en « biocatalyseur ». Pour cela, le temps de séjour liquide (temps de passage de l'eau dans les ouvrages ou temps de rétention hydraulique : TRH) a été dissocié du temps de séjour solide (temps de passage (rétention) des micro-organismes (âge de boue) ou temps de rétention solide : TRS) dans les bassins. Cela est possible en fixant les micro-organismes sur des supports : procédés à biomasse fixée, ou en ajoutant une étape de séparation liquide solide : procédés à biomasse en suspension. Le facteur d'intensification, appelé aussi facteur de concentration vaut :  $C_F = TRS/TRH$ .  $C_F$  oscille entre 20 et 40, ce qui correspond au rapport entre le temps de rétention liquide d'un lagunage par rapport à celui d'un boue activée.

Pour le traitement secondaire, deux familles distinctes de besoin en énergie ont été identifiées.

- Des besoins pour la biologie : la respiration exogène (oxydation du carbone et de l'azote) et la respiration endogène.
- Des besoins pour l'opération unitaire : agitation et mélange, recirculation, lavage.

#### **1.1.2.1 Traitement biologique**

Le traitement biologique est le cœur de toutes installations de traitement des eaux usées municipales ou industrielles présentant une pollution soluble (organique ou azotée). Le traitement biologique par rapport aux autres procédés de traitement tels que l'oxydation chimique ou thermique présente un avantage économique évident, tant en termes d'investissement qu'en termes de coûts d'exploitation, et s'est donc imposé dans la majorité des installations de traitement des eaux usées.

Il est important de distinguer les traitements en conditions aérobie des traitements en condition anaérobie. Aérobie, signifie en présence d'air (oxygène); tandis qu'anaérobie signifie en absence d'oxygène. Ces deux termes sont directement liés au type de bactéries ou de micro-organismes qui sont impliqués dans l'oxydation des matières organiques et imposent donc des conditions de fonctionnement du bioréacteur.

- Les processus de traitement aérobie se déroulent en présence d'air et permettent le développement de micro-organismes aérobies, qui utilisent l'oxygène en tant

qu'accepteur d'électron afin de transformer la pollution carbonée en biomasse et en dioxyde de carbone. Et d'oxyder l'ammonium en nitrate afin de le réduire en azote gazeux

- Les procédés de traitement anaérobie se font en absence totale d'oxygène (qui est alors toxiques pour les micro-organismes en place). Ils conduisent à une production limitée de biomasse à la faveur d'une production de biométhane (CH<sub>4</sub>).

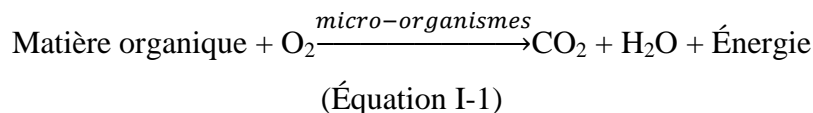
Dans les eaux brutes, l'azote est majoritairement présents sous forme ammonium et d'azote organique (acides aminés). Une fraction de cet azote est assimilée lors de la production de biomasse. L'autre fraction doit être oxydée par voie biologique : l'azote organique est donc oxydé en nitrite puis nitrate par les bactéries autotrophes. Pour parfaire le traitement (élimination de l'azote de la fraction soluble) les formes oxydées de l'azote doivent être réduites en azote gazeux. C'est l'étape de dénitrification. Les nitrates servent donc d'accepteur d'électron lors de l'oxydation de la matière organique.

Ainsi, en fournissant de l'oxygène dissous et de l'alcalinité dans le réacteur, le réacteur aérobie convertit l'ammonium en nitrate qui est convertit en azote gazeux lors de la dénitrification biologique. La dénitrification se fait en milieu anoxique (absence d'O<sub>2</sub> mais présence de NO<sub>3</sub>), qui doit être maintenue bien mélangée avec potentiellement une recirculation pour amener des nitrates et éventuellement une source supplémentaire de carbone organique, pour assurer une dénitrification exogène complète.

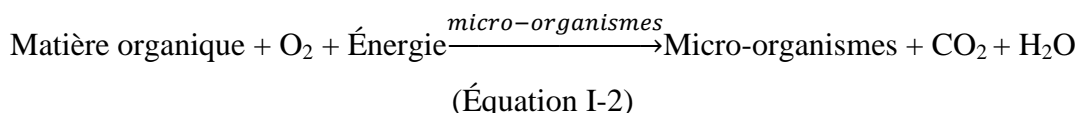
#### I.1.2.1.1 L'oxydation du carbone

L'oxydation du carbone suit une stœchiométrie qui est assez simple. Cette stœchiométrie est représentée par deux équations :

Réaction de catabolisme (1. production d'énergie)



Réaction d'anabolisme (2. production de biomasse)



L'importance d'une réaction par rapport à l'autre se fait en fonction de l'énergie récupérée (variation d'enthalpie du catabolisme) lors de l'oxydation de la matière organique. S'il est possible de déterminer théoriquement l'énergie obtenue par la réaction (1.), l'énergie néces-

saire à la réaction (2) est plus délicate à évaluer. Ainsi, le formalisme suivant est généralement usité :

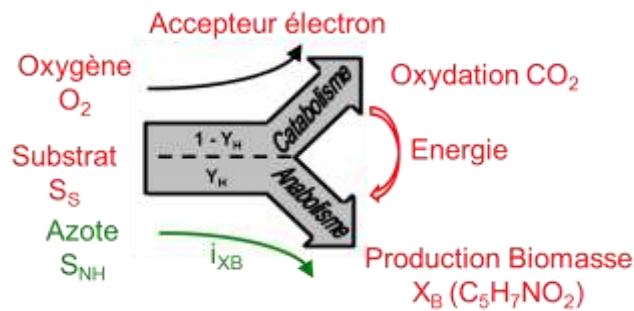


Figure I-3: Formalisme bactérien

Ainsi, pour oxyder un gramme de substrat carboné ( $S_S$ ), il faut  $(1 - Y_H)$  gramme d'oxygène. Les besoins en énergie pour l'oxydation du carbone seront donc calculés sur la base de  $0.33 : gO_2/gS_S$  ( $Y_H = 0.67 gDCO_{produit}/gDCO_{éliminée}$ ). A ce besoin, il faut rajouter les efficacités de transfert de l'oxygène qui sont fonction du type d'aérateur, de la teneur en MES et de la profondeur du bassin.

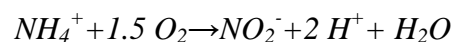
#### I.1.2.1.2 L'oxydation de l'azote

##### I.1.2.1.2.1 Nitrification

La nitrification biologique se fait en deux étapes : oxydation de l'ammonium en nitrite (nitritation) puis oxydation des nitrites en nitrate (nitratisation). Comme pour l'oxydation de l'azote, ces étapes sont donc accompagnées d'une consommation d'oxygène dissous.

##### I.1.2.1.2.1.1 Nitritation

La première étape, la nitritation, est représentée dans l'équation 1-3. La nitritation est l'oxydation partielle de  $NH_4^+$  en  $NO_2^-$  par des bactéries autotrophes (AOB : Ammonium Oxydizing Bacteria). Cette oxydation se fait avec l'accepteur d'électron oxygène par le biais d'une enzyme (ammonium mono oxygénase : AMO). Les *Nitrosomonas* sont les organismes AOB les plus fréquents.

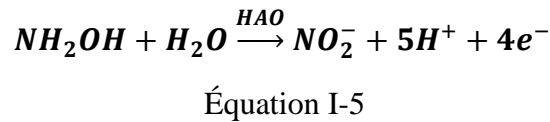
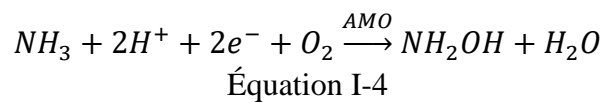


(Équation-I-3)

La nitrification (Eq. I-3) requiert 3,43 gO<sub>2</sub>/gN-NH<sub>4</sub>-nitrifié. En intégrant l'anabolisme (synthèse des cellules), ce taux passe à 3,22 gO<sub>2</sub>/gN-NH<sub>4</sub>-nitrifié. Cela représente 75% de la consommation totale d'oxygène pour la nitrification complète.

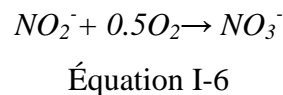
En réalité, la nitrification se déroule en deux étapes :

- L'oxydation de l'ammonium (NH<sub>3</sub>) en hydroxylamine (NH<sub>2</sub>OH) qu'est catalysée par l'enzyme ammonium mono oxygénase (AMO) localisée dans la fraction membranaire de la bactérie (Tsang et Suzuki, 1982). (Eq I-4)
- Et l'oxydation de l'hydroxylamine en nitrite qui est catalysée par l'hydroxylamine oxydo reductase (HAO) (Eq I-5) (Hooper and Terry, 1979).

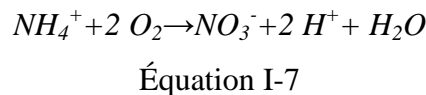


#### 1.1.2.1.2.1.2 Nitrification

La deuxième étape la nitrification, représentée dans l'équation 1-6, implique l'oxydation partielle des NO<sub>2</sub> en NO<sub>3</sub> par les bactéries NOB (Nitrite oxydising Bacteria). Cette oxydation est catalysée par l'enzyme oxydoréductase de nitrite. Les organismes aérobies représentant majoritairement les NOB sont les *Nitrobacter*. La nitrification a besoin de 1,11 gO<sub>2</sub> (ou 1,14gO<sub>2</sub> si on ne considère que l'oxydation des nitrites : Eq.I.6) par gramme de nitrites oxydés. La nitrification consomme 25% des besoins pour l'oxydation de l'ammonium en nitrates.



La conversion complète d'ammonium en nitrate est donnée par :



Certaines conditions doivent être respectées pour permettre aux bactéries nitrifiantes d'être présentes :

- Les bactéries nitrifiantes ont besoin de carbone minéral (CO<sub>2</sub> ou HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>) pour synthétiser leurs nouvelles cellules. Elles consomment donc l'alcalinité présente dans les eaux

usées pour assurer leurs besoins en Carbone et donc leur croissance. Elles consomment 7.14 g d'alcalinité par g  $\text{NO}_3^-$ ,

- Les bactéries autotrophes ont un taux de croissance faible ( $0.35\text{j}^{-1}$  à  $10^\circ\text{C}$  à  $1\text{j}^{-1}$  à  $20^\circ\text{C}$ ), il faut donc augmenter l'âge de boue ( $>10$  jours) pour garantir une bonne teneur en bactéries nitrifiantes,
- Ces bactéries sont aérobies strictes et sont inhibées par des concentrations en oxygène dissous inférieures à  $0,5\text{ mg/L}$ ,
- La nitrification consomme  $4,57\text{ g O}_2$  pour chaque gramme d'ammoniaque oxydé en nitrates. Si on prend en compte l'azote nécessaire à la synthèse cellulaire, ce ratio passe à  $4,33\text{ g O}_2$  pour chaque gramme d'ammoniaque oxydé,

Ainsi, pour oxyder un gramme de substrat azoté, il faut  $(4,57-Y_A)$  gramme d'oxygène. Les besoins en énergie pour l'oxydation de l'azote seront donc calculés sur la base de  $4.33\text{ gO}_2/\text{gN-NH}_4(Y_A=0.24)$ .

#### 1.1.2.1.2.2 La Dénitrification Biologique

La dénitrification est une réaction en plusieurs étapes qui consiste à réduire les nitrates en nitrites puis en intermédiaires de protoxyde d'azote et d'oxyde nitrique avant la réduction complète conduisant à la production d'azote gazeux. La dénitrification nécessite des bactéries dénitrifiantes, une source stable de nitrates, une zone anoxique bien mélangée, et si possible un substrat à oxyder afin de réaliser une dénitrification exogène. En l'absence de donneur d'électron type carbone exogène. La dénitrification est lente et proportionnelle à la dénitrification endogène avec un ratio de  $1/2.86$ . Les demi-réactions d'oxydo-réduction sont présentées pour le nitrate et de nitrite dans la figure I-4:

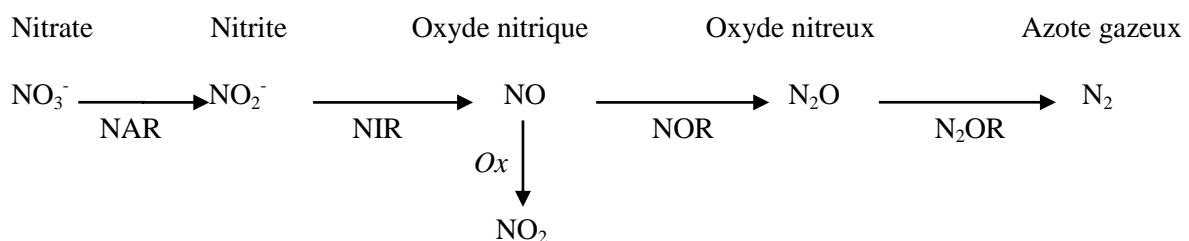


Figure I-4: Réaction de dénitrification catalysée par des enzymes : nitrate reductase (NAR), nitrite reductase (NIR), oxyde nitrique reductase (NOR) et oxyde nitreux reductase ( $\text{N}_2\text{OR}$ ).

Oxydation de l'oxyde nitrique en  $\text{NO}_2$  (Ox) par un oxyde nitrique oxydase.

Les points clés à considérer pour les bactéries dénitrifiantes sont:

- La dénitrification permet de "récupérer" une partie de l'oxygène qui a été utilisé pour oxyder l'azote (Oxydation de l'ammonium en Nitrates, ou en Nitrites). Cette fraction



est de **2,86 gO<sub>2</sub> par gramme de N-NO<sub>3</sub> réduit** (soit 66% des besoins N-NH<sub>4</sub> → N-NO<sub>3</sub>). Cette fraction se réduit à 1,72 gO<sub>2</sub> par gramme de N-NO<sub>2</sub> réduit (soit 50% des besoins N-NH<sub>4</sub> → N-NO<sub>2</sub>).

- Afin d'avoir une vitesse de dénitrification "forte", il est nécessaire de disposer de DCO biodégradable. La quantité de DCO biodégradable utilisée par unité d'azote sous forme nitrate est basée sur le rendement de conversion de la biomasse. En règle générale, il faut environ 4 gDBO<sub>5</sub> par g NO<sub>3</sub> réduit.
- Du méthanol, de l'éthanol, de l'acétate, ou d'autres substrat carbonés peuvent être ajoutés en cas de carence en carbone (rapport DBO/N < 4).
- Jusqu'à 50% de l'alcalinité perdue par nitrification est récupérée au cours de la dénitrification. Un équivalent d'alcalinité est produit par équivalent de N-NO<sub>3</sub> réduit, c'est donc 3,57 g d'alcalinité qui sont récupérés par gramme d'azote nitrate réduit.

#### **Besoin théorique en oxygène pour les besoins exogènes:**

La demande en oxygène pour assurer les besoins exogène peut donc être calculée en fonction de la matière organique biodégradable et de l'azote. Sur la base de l'étude bibliographique et sur la base du modèle ASM1, la demande est de :

- $(1 - Y_H)$  gramme d'oxygène par gramme de DBO<sub>5</sub>, soit, **0,33 gO<sub>2</sub>/gDBO<sub>5</sub>** ( $Y_H = 0,67$  Gdco produit/gDCO éliminée).
- $(4,57 - Y_A)$  gramme d'oxygène par gramme de N-NH<sub>4</sub> oxydé, soit **4,33 gO<sub>2</sub>/gN-NH<sub>4</sub>** ( $Y_A = 0,24$ ). A cette demande, il faut soustraire l'équivalent oxygène qui sera récupéré lors de l'oxydation du carbone avec accepteur d'électron nitrate (2.86). Il faut donc  $(4,57 - Y_A) - 2,86 = \mathbf{1,47 \text{ gO}_2/\text{gN-NH}_4}$  éliminé.

Ces besoins de base seront utiles pour comparer les besoins en énergie des différentes stations. En effet, les indicateurs de puissance spécifique comme les kWh/m<sup>3</sup> d'eaux usées traitées ou kWh/kgDCO éliminée restent encore subjectifs. Si l'effluent d'entrée est standard (composition classique d'une eau résiduaire urbaine) le premier indicateur peut convenir. Par contre, dès que la composition varie et en fonction des impératifs de rejets (nécessité ou pas de traiter l'azote) il est difficile de comparer les procédés entre eux. Nous proposons donc de définir un indicateur de référence qui prendrait en compte, à la fois les concentrations en substrat carboné et les valeurs en azote. Cet indicateur est le **kgO<sub>2</sub> à transférer**. Pour une eau résiduaire urbaine, avec une base de 200 litres par habitant, 60 grammes de DBO<sub>5</sub> et 14 grammes d'azote, le traitement d'un mètre cube d'ERU nécessite 202 gO<sub>2</sub> à transférer. Les

besoins pour la biodégradation du carbone représentent 50% des besoins exogènes à transférer.

### Besoin théorique en oxygène pour les besoins endogènes:

Les équations typiques de design pour déterminer la demande totale en oxygène dans un procédé de boues activées sont indiquées dans le tableau I-2:

Tableau I-2: Besoins théoriques en oxygène dans le cas de la Nitrification-dénitrification

$FO_2$ (kgO <sub>2</sub> /j)	Demande pour l'oxydation du carbone	$(1-Y_H) Q (S_i-S)$	$Y_H$ : kg O <sub>2</sub> /kg DBO <sub>5</sub> $Q(S_{inf}-S_{eff})$ : DBO <sub>5</sub> éliminé
	Demande pour la nitrification	$4,33 F_{N \text{ à nitrifier}}$	$F_{N \text{ à nitrifier}} = Q (S_{NHinf} - S_{NHeff})$
	Demande pour les besoins endogènes	$b' \cdot MVS \cdot V$	$b'$ : kg O <sub>2</sub> /kg MVS/j
	Oxygène récupéré sur la dénitrification	$2,86 F_{N \text{ à dénitrifier}}$	$F_{N \text{ à dénitrifier}} = F_{N \text{ à nitrifier}} - F_{(NO_3^-)eff}$

$FO_2$ : Les besoins théoriques en oxygène (kg d'O<sub>2</sub>/j)  
 $F_{N \text{ à nitrifier}}$ : Flux d'azote à nitrifier (kg/j)  
 $Q$ : débit d'influent (m<sup>3</sup>/j)  
 $b'$ : Consommation d'O<sub>2</sub> pour l'auto-oxydation (kg d'O<sub>2</sub>/kg MVS/j).  
 $Q (S_{inf}-S_{eff})$  : Flux de DBO<sub>5</sub> éliminée (kg/j)  
 $Q (S_{NHinf}-S_{NHeff})$ : Flux d'Azote éliminé (kgN/j)  
 $F_{N \text{ à dénitrifier}}$  : Flux d'azote à dénitrifier (kg/j)

Il faut en effet, rajouter aux besoins exogènes les besoins endogènes. Ces besoins sont fonctions de la concentration en biomasse active dans les bassins et dépendent donc de l'âge de boue. Ces besoins sont variables d'une station à l'autre et dépendent des paramètres opératoires. Ils ne seront donc pas pris en compte dans les indicateurs permettant de normaliser la puissance consommée mais impacteront les kWh<sub>dépensés</sub>/kgO<sub>2</sub>à transférer.

### Efficacité de transfert

Si les kgO<sub>2</sub>exogènes à transférer ont été définis, il reste maintenant à transférer cet oxygène dans les bassins.

Les efficacités de transferts dépendent des équipements en place (diffuseur, aérateur de surface, profondeur des bassins, teneur en MES, viscosité de la liqueur mixte). Cette efficacité de transfert est définie par l'apport spécifique de l'aérateur exprimé en kg O<sub>2</sub>transféré/kWh<sub>dépensé</sub>.

A cet apport, il faut rajouter le facteur alpha ( $\alpha$ ) qui permet de passer des mesures en eaux claires aux mesures en boue (équation I-8)

$$\text{Facteur alpha } (\alpha) = \frac{\text{Coefficient de transfert d'O}_2 \text{ en boues}}{\text{Coefficient de transfert d'O}_2 \text{ en eau claire}}$$

(Équation I-8)

Les valeurs typiques de  $\alpha$  par système d'insufflation d'air ou par aérateurs de surface sont de 0.1-0.8 et 0.6-1, respectivement (Ireland, E. P. A. ; 1997).

#### I.1.2.1.2.3 Shunt des nitrates

Le shunt des nitrates est un procédé de nitrification partielle basée sur une nitrification qui s'arrête au stade des nitrites. (Çeçen, 1996; Fdz-Polanco et al., 1996), Comme le montre la Figure I-5, les principaux avantages de la nitrification partielle sont les suivants (Beccari et al., 1983; Turk et Mavinic, 1987; van Kempen et al., 2001) :

- la demande en oxygène exogène est réduite de 25%  $(3.42 - Y_A)/(4.57 - Y_A)$ ;
- la demande en carbone exogène pour la dénitrification est réduite de 40%  $(1.72/2.86)$ ;
- la vitesse de dénitrification ( $N\text{-NO}_2 \rightarrow N_2$ ) est 1,5 à 2 fois plus élevée que la dénitrification ( $N\text{-NO}_3 \rightarrow N_2$ );
- les émissions de  $\text{CO}_2$  sont réduites de 20% ;
- la production de biomasse autotrophe est réduite de 33 ~ 35 % et de 55 % dans le processus de dénitrification.
- Par contre, comme la récupération de l'oxygène sur accepteur d'électron nitrites est plus faible (1.72), la demande en oxygène exogène reste quasiment la même : 1.46  $\text{gO}_2/\text{gN-NH}_4$  éliminé.

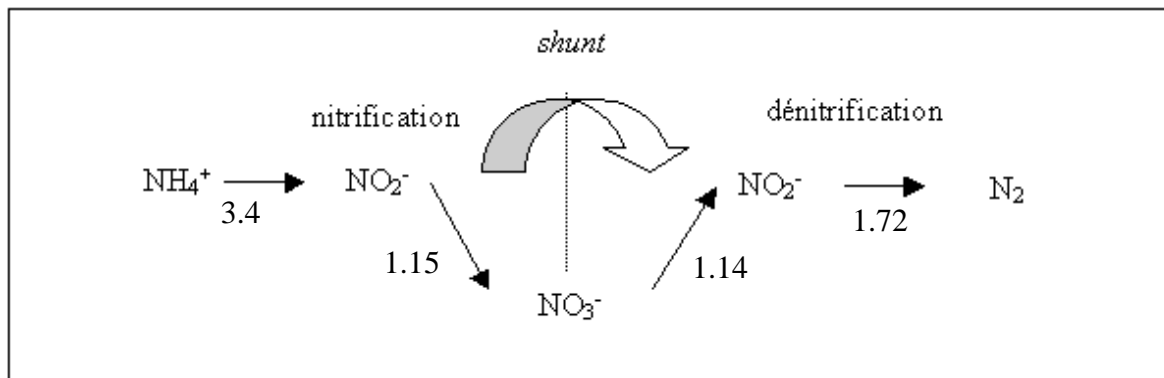


Figure I-5: Shunt des nitrates (Pambrun, 2005)

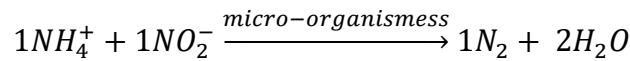
Le shunt des nitrates est particulièrement intéressant dans le cas d'effluents avec des faibles rapports C/N. L'obtention d'une accumulation stable de nitrites ainsi que l'étude des processus de « dénitrification » pour l'élimination totale de l'azote, présentent donc actuellement un intérêt certain. Différentes stratégies sont actuellement étudiées et appliquées dans le but d'obtenir une accumulation stable de nitrites y compris (i) le maintien de la faible concentration d'oxygène dissous, (ii) la lutte contre l'ammoniac libre ( $\text{NH}_3$ ) et les concentrations libres d'acide nitreux ( $\text{HNO}_2$ ) par la température / pH, et (iii) Réduisant le temps de rétention hydraulique (HRT)(Soliman & Eldyasti (2016) ; KOUAKOU, (2007)).Effectuer une nitrification partielle en contrôlant la concentration de DO dans le système de croissance en suspension est basée sur les différences entre la constante de saturation de l'oxygène de Monod pour AOB (0,3 mg / L) et NOB (1,1 mg / L) indiquant une plus grande affinité d'oxygène pour AOB par rapport à la NOB (Wiesmann, 1994).En outre, AOB et NOB sont sensibles aux concentrations d'ammoniac libre ( $\text{NH}_3$ ) et d'acide nitreux ( $\text{HNO}_2$ ). La limite d'inhibition pour NOB est de 0,1-1,0 mg N / L, alors que 10-150 mg N / L d'ammoniac libre sont nécessaires pour inhiber AOB (Anthonisen et al., 1976). En outre, NOB est plus sensible à l'acide nitreux libre par rapport à AOB. La concentration de  $\text{HNO}_2$  de 0,4 à 1,7 mg-N / L a entraîné une réduction de 50% de l'activité AOB, alors que de faibles concentrations de 0,01-0,2 mg-N / L ont commencé à inhiber la NOB (Zhou et al., 2011). Sur la base du fait que le pH et la température influencent l'équilibre de  $\text{NH}_3$  et de  $\text{HNO}_2$ , la régulation de ces paramètres peut être cruciale pour obtenir une nitrification partielle. En outre, le raccourcissement de la HRT pour AOB est une méthode efficace pour contrôler la nitrification partielle en raison du temps de doublement limité pour AOB (7-8 h), comparativement à 50% de plus pour NOB (Bock et al., 1986).

#### *1.1.2.1.2.4 Anammox*

Mulder *et al.*(1995) ont observé un phénomène particulier dans un pilote de dénitrification anaérobie par lit fluidisé de Gist-brocades (Pays-Bas) dans lequel les nitrates disparaissaient avec une consommation simultanée d'ammonium et une formation d'azote gazeux  $\text{N}_2$ . Par la suite, Van de Graaf et al. (1995) ont démontré, qu'au lieu du nitrate, le nitrite était l'accepteur d'électrons préférentiel dans cette oxydation de l'ammonium. Le procédé Anammox correspond donc à une dénitrification( $\text{N-NO}_2 \rightarrow \text{N}_2$ ) avec l'oxydation de l'ammonium ( $\text{N-NH}_4 \rightarrow \text{N-NO}_2$ ) comme donneur d'électrons. L'idée est alors de faire une nitrification partielle pour ensuite oxyder sur accepteur d'électron-nitrites l'ammonium en nitrites.

Le processus Anammox a été testé avec réussite sur des effluents riche en azote : effluents d'élevage, (Tokutomi et al., 2011), et lixiviats de décharge (Valencia et al., 2011).

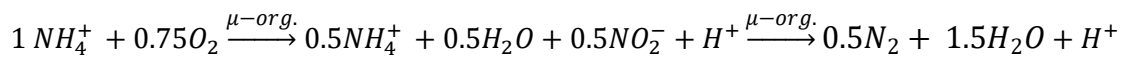
Le procédé d'oxydation de l'ammonium avec l'accepteur d'électron nitrite est réalisé avec des bactéries de type *Anammoxidans* dont la réaction simplifiée est donnée ci-après. Cette voie offre de nouvelles possibilités de réduction d'énergie et de carbone organique pour le traitement de l'azote.



(Équation I-9)

Energie libérée : - 358 kJ.mol<sup>-1</sup> NH<sub>4</sub><sup>+</sup>

La réaction complète est donnée par Van de Graaf et al. (1996) mais certaines interrogations subsistent encore sur le chemin réactionnel.



(Équation I-10)

On note qu'il faut toujours 1.71gO<sub>2</sub> pour éliminer 1gN-NH<sub>4</sub>., par contre il n'y a pas de besoins en carbone organique

Les observations majeures liées au procédé Anammox sont:

- Le rendement de conversion de la biomasse est très faible; par conséquent, peu de boues sont produites. La faible production de boues est un facteur qui contribue à réduire les coûts d'exploitation. Cependant, ce faible rendement exige d'avoir de grands âge de boues ce qui pénalise les coûts d'investissement.
- Les besoins en oxygène restent les mêmes : 1.71gO<sub>2</sub> pour éliminer 1gN-NH<sub>4</sub>. Par contre, il n'y a pas besoin de carbone organique.
- Le procédé Anammox s'inscrit plus dans le développement durable car le protoxyde d'azote N<sub>2</sub>O n'est pas un intermédiaire de réaction alors qu'il est présent lors des dénitrifications traditionnelles.

## Bilan

Face à ces différentes stratégies, il est possible de calculer des besoins de références, liés aux différents scénarios. Pour cela, les simulations (ASM1) ont été faites sur la base de 200 litres par habitant, 60 grammes de DBO<sub>5</sub> et 14 grammes d'azote, la teneur en MES inerte a été fixée à zéro. La station fonctionne avec un âge de boue de 10 jours, un temps de rétention hydraulique de 12h. La concentration en MVS est de 3g/L, l'ASB de 3 kgO<sub>2</sub>/kWh et le facteur α vaut 0.5. La nitrification et la dénitrification sont complètes. L'Apport spécifique brut [ASB] est le

rapport entre la masse d'oxygène transférée par heure (apport horaire en kg O<sub>2</sub>/h) et la puissance électrique brute absorbée aux bornes du moteur (P, kW).

Tableau I-3: Répartition des besoins énergétiques entre les différentes demandes biologiques

Besoins	Nitri-Dénit		Shunt des nitrates		Anammox	
	gO <sub>2</sub> /j	kWh/EH/an	gO <sub>2</sub> /j	kWh/EH/an	gO <sub>2</sub> /j	kWh/EH/an
Pour l'oxydation du carbone	19.8	4.8	19.8	4.8	19.8	4.8
Pour l'oxydation de l'azote	60.6	14.7	44.5	10.8	20.6	5
Oxygène économisé venant de la dénitrification	40	9.7	24.1	5.9	0	0
Pour les besoins endogènes*	49.7	12.1	49.7	12.1	49.7	12.1
Total	90	21.9	90	21.9	90	21.9

\* La respiration endogène est supposée identique pour les trois cas.

Les résultats confirment que le chemin réactionnel de l'oxydation ne joue pas sur la réduction des consommations énergétiques mais uniquement sur le rapport DCO/N minimal. Le besoin global pour l'oxydation de l'azote reste le même quelles que soient les stratégies est vaut : **1.47 gO<sub>2</sub>/gN-NH<sub>4</sub> éliminé**. Les besoins de référence pour un système type biomasse en suspension sont donc de 21,9 kWh/EH/an ou de 90 gO<sub>2</sub>à transférer/j/EH. Les besoins exogènes ne dépendent que des concentrations d'entrées et représentent 45% des besoins. La valeur de 12.1 kWh/EH/an représente la part variable propre aux besoins endogènes. Cette valeur est donnée ici pour un C<sub>F</sub> de 20 et un âge de boue de 10 jours.

### **1.1.2.2 Les différentes opérations unitaires**

Les besoins de bases pour les procédés types biomasse en suspension ont été définis. Ils montrent une part fixe proportionnelle au substrat (C et N) de  $40,3 \text{ gO}_2$  à transférer/j/EH nécessaire pour oxyder la pollution. Ensuite, il y a une part variable due à la respiration endogène. Cette part dépend des conditions opératoires (âge de boue et teneur en MVS). Il est maintenant intéressant de regarder comme les différents procédés ou opérations unitaires se place par rapport à ces besoins de référence.

#### **1.1.2.2.1 Les systèmes extensifs**

Les systèmes extensifs sont caractérisés par des charges surfaciques (ou volumiques) plus faibles que les autres systèmes (dits intensifs). Ils n'ont pas de système qui permet en dissociant, l'âge des boues du temps de séjour hydraulique, d'augmenter les teneurs en microorganismes. On trouve par exemple le lagunage naturel puis le lagunage aéré. Ce dernier se différencie du premier par le système d'aération qui n'est plus naturel mais forcé via un aérateur. Les systèmes extensifs sont simples à faire fonctionner, robuste, nécessitent peu d'entretien et présentent des coûts de construction et d'exploitation relativement faibles. Leur principal inconvénient est qu'ils ont des exigences très importantes en surface au sol ce qui les rend incompatibles avec un foncier restreint ou cher. La plupart d'entre eux présente de bonnes capacités épuratoires en termes d'élimination de la matière organique, mais certains ne parviennent pas à l'éliminer les nutriments (N,P) et peuvent présenter des teneurs en MES au-dessus des normes (UNEP/GPA, 2000; Friedler, 2001). En effet, la teneur en matière en suspension dans l'effluent traité reste élevée (de 50 à 150 mg/L), mais ces MES sont produites dans les bassins et pas issues des eaux brutes. Aussi, la  $\text{DBO}_5$  en sortie est souvent supérieure à 50mg/L (Dhaouadi, 2008).

##### **1.1.2.2.1.1 Le Lagunage naturel**

Le nombre de bassins le plus couramment utilisé est trois. Cependant, les systèmes présentant quatre ou même six bassins permettent une désinfection plus poussée (lagunes de maturation). Cette désinfection est le résultat d'un temps de rétention élevé, dans plusieurs bassins disposés en série (avec généralement un temps de passage par bassin de sept jours). En l'absence d'eau météorite, le temps de rétention total est d'environ 70 jours (Perera et Baudot, 2001). Cela explique les emprises foncières très fortes : environ de  $4$  à  $15 \text{ m}^2$  /EH. Il en résulte une charge surfacique de l'ordre de  $2,0$  à  $4,5 \text{ gDBO}_5/\text{m}^2/\text{j}$ . Les précipitations et les pertes par évaporation doivent être prises en compte lors de dimensionnement afin de garantir les objectifs de performance. Dans les climats chauds et secs (pays du sud de l'Europe), la surface des la-

gunes peut être réduite de moitié, grâce aux températures atmosphériques élevées et à un fort ensoleillement qui accélèrent les processus biologiques et l'évaporation, ce qui augmente le temps de rétention totale des composés non volatils (Radoux et al., 2000). En raison du temps de rétention élevé (qui peut atteindre 2 mois pour les composés solubles ou plusieurs années pour les composés décantables), l'élimination des matières organiques réfractaires qui ne peut être accomplie par les procédés usuels tels que les boues activées est possible en lagunage naturel (Ramalho, (2012)).

Le mécanisme de base, sur lequel le lagunage naturel repose, est la photosynthèse. La partie supérieure de l'eau des bassins est exposée à la lumière. Cela permet le développement d'algues qui produisent de l'oxygène qui est nécessaire pour le développement et la maintenance des bactéries aérobies. Ces bactéries sont responsables de l'oxydation de la matière organique. Le dioxyde de carbone produit par les bactéries, ainsi que des sels minéraux contenus dans les eaux usées, permettent aux algues planctoniques de se multiplier. Au fond du bassin, où la lumière ne pénètre pas, il y a des bactéries anaérobies qui continuent le processus de décomposition des boues issues de la décantation des matières organiques. Du dioxyde de carbone et du méthane sont alors produits de ce niveau.

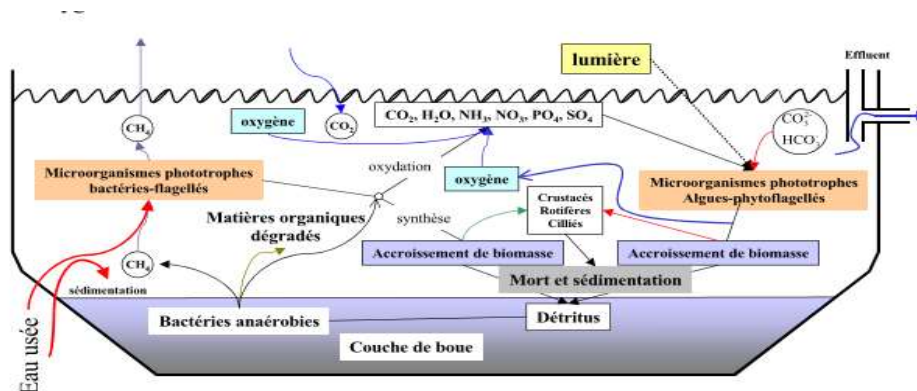


Figure I-6 : Cycle biologique d'une lagune (Dhaouadi,2008).

#### 1.1.2.2.1.2 Le Lagunage aéré

##### 1.1.2.2.1.2.1 Design

Contrairement au lagunage naturel où l'oxygène est fourni par la photosynthèse et le transfert à l'interface eau-atmosphère, l'oxygénation est, dans le cas des lagunages aérés, fournie mécaniquement par un aérateur de surface ou par insufflation d'air. Pour des profondeurs de 2.5m et de 2.5m à 3m, des turbines de puissance 4kW et 5.5 kW sont utilisées pour l'aération.



Une des principales différences entre le lagunage aéré et les systèmes conventionnels à boues activées est qu'il n'y a pas de d'extraction continues des boues produites ni de recyclage des boues dans les systèmes de lagunage aéré. Les concentrations en substances solides dans les lagunes aérées sont fonction des caractéristiques des eaux usées à traiter et du temps de rétention choisis mais resteront toujours au moins dix fois plus faibles qu'en système boues activées. En effet, elles sont habituellement comprises entre 80 et 200 mg/litre, ce qui est nettement inférieur à celles des unités de boues activées (2000-4000 mg/L) (Ramalho, 2012).

Le dimensionnement des lagunes aérées est basé sur charge volumique ou le temps de séjour hydraulique. Il est recommandé d'envisager une charge volumique d'environ 100 à 125 gDBO<sub>5</sub>/m<sup>3</sup>/jour, ce qui correspond à un volume spécifique d'environ 2,4 m<sup>3</sup>/EH. Le besoin en oxygène pour dégrader la pollution est généralement compris entre 1,5 et 2 kg O<sub>2</sub> / kg DBO<sub>5</sub> (Perera et Baudot, 2001). Ces besoins, calculés sur la base du chapitre I.12.1.2.2, se situent entre 21,9 et 29,2 kW/EH/an.

Deux niveaux de mélange existent en lagunes aérés:

- Les lagunes complètement agitées : le niveau de turbulence doit être suffisant pour maintenir les solides en suspension (Eviter la décantation). Les temps de séjours hydrauliques sont généralement inférieur à 3 jours, et les puissances dissipées sont supérieures à 4.17 W/m<sup>3</sup> de réacteur, soit environ dix fois moins que les systèmes à boues activées (42W/m<sup>3</sup>) (Ramalho, 2012).

- Les lagunes facultatives: le niveau de turbulence est insuffisant pour maintenir les solides en suspension. Une partie des solides se déposent au fond de la lagune, où ils subissent une décomposition anaérobie. Le temps de rétention hydraulique est généralement supérieur à 6 jours, et les puissances installées sont d'environ 0.68 à 4.17 W/m<sup>3</sup> (Ramalho, 2012).

Le choix du régime de mélange est le résultat d'un équilibre économique entre les consommations électriques et le cout du foncier. Sur la base d'un EH, le niveau haut requière 0,6 m<sup>3</sup> et 2,82 W et le niveau bas 1,2 m<sup>3</sup> et 1,2 W (1 W/m<sup>3</sup>) (Ramalho, 2012).

#### *1.1.2.2.1.2.2 Les performances*

Le lagunage est dans certains domaines plus performants que les stations d'épuration à boues activées et les coûts d'investissement et de fonctionnement sont bien inférieurs. En revanche, il nécessite une surface importante par équivalent habitant ce qui se traduit par des temps de séjours hydrauliques extrêmement importants. Le temps de rétention hydraulique (TRH) varie

de 3 à 8 jours selon le niveau de traitement et la température de l'influent. En règle générale, un TRH d'environ 5 jours à 20° C permet d'atteindre une efficacité de 85 % pour l'élimination de la DBO<sub>5</sub> d'une eau usée domestique. Toutefois, si la température chute de 10° C, l'élimination de la DBO<sub>5</sub> diminue d'environ 65 % (Gray, 2005). Une telle technologie n'est donc pas compatible avec les besoins d'une grande agglomération en termes d'emprise au sol et de flux d'eaux usées à traiter.

#### I.1.2.2.2 Les Procédés intensifs

Les traitements intensifs permettent, en dissociant le temps de rétention hydraulique du temps de rétention solide, d'augmenter la concentration en micro-organismes de l'épuration. Cette est réalisée en fixant les micro-organismes sur un support (Systèmes à biomasse fixée) ou en ajoutant une étape de séparation liquide-solide (Le clarificateur). Ensuite, le procédé type les boues activées est le système de référence est considéré comme la technologie conventionnelle de traitement des eaux usées domestiques. Ce traitement classique permet une élimination efficace des polluants visés dans un temps relativement court et dans un volume restreint. Cependant, cette intensification se fait au détriment d'une consommation importante d'énergie et exige une main-d'œuvre qualifiée (pour la conception, la construction, l'exploitation et la maintenance), et nécessite des capitaux de base pour la construction de la station (50-100 €/EH) (Friedler, 2001; UNEP / GPA, 2000).

Parmi les procédés intensifs de traitement des eaux usées, nous distinguerons :

- Les procédés à biomasse fixée: les disques biologiques et les lits bactériens
- Les procédés à biomasse en suspension: les boues activées conventionnelles (BAC) et le bioréacteur à membrane (BàM)

##### *I.1.2.2.2.1 Disques biologiques ou Contacteur biologique rotatif(CBR)*

###### *I.1.2.2.2.1.1 Design*

Un **CBR** est un bioréacteur à biomasse fixée qui se compose généralement d'une série de grands disques (plats ou ondulés) espacés de quelques centimètres qui sont montées sur un axe horizontal commun et qui sont partiellement ou totalement immergé dans les eaux usées à traiter. Le CBR permet la croissance d'un biofilm qui se fixe sur les aspérités du disque mobile (Singh et Mittal, 2012). L'arbre tourne en permanence par un moteur mécanique ou un entraînement à air comprimé et le biofilm se développe sur toute la surface du support. Il est alternativement plongé dans l'eau à traiter puis dans l'air où se font les transferts d'oxygène.

En effet, la rotation du support favorise le transfert d'oxygène et maintient la biomasse dans des conditions aérobies. La rotation permet également de contrôler le cisaillement entre le biofilm et la liqueur mixte et donc de réguler l'épaisseur du biofilm (Patwardhan, 2003; Rodgers et Zhan, 2003). Une clarification est utilisée pour séparer de l'eau traitée, les morceaux de biofilm qui se détachent en permanence des disques. Un des inconvénients de cette technologie est la limitation de la capacité de traitement à 100000 EH (El Haité, 2010).

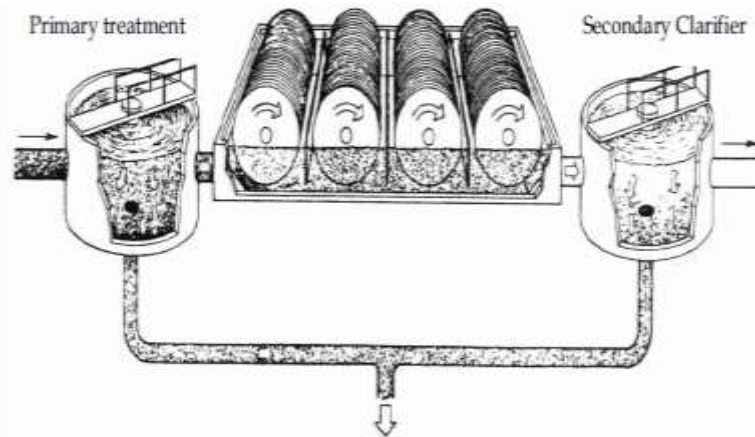


Figure I-7 : CBR source ESCWA, (2003)

Les CBR ont beaucoup été utilisés dans les années 1960-1970, mais leur utilisation a rapidement diminuée du fait du non-respect des performances attendues, des problèmes de durabilité des arbres rotatifs, des mauvais équilibrages des disques au cours du temps dus à un développement irrégulier de la biomasse sur les disques ou encore de la prolifération de micro-organismes indésirables. Cependant, plusieurs de ces problèmes peuvent être surmontés et ces systèmes sont à nouveau à la mode mais pour de plus petites capacités (Hadi et Kriš, 2009).

#### 1.1.2.2.1.2 Performance de traitement

Un contacteur unique est habituellement insuffisant pour atteindre le niveau de traitement requis des effluents, et ce problème est résolu en utilisant une série de contacteurs. Il est possible d'augmenter la biodégradation de la pollution à traiter en augmentant la vitesse de rotation, ce qui entraîne une concentration plus élevée en oxygène dissous (Israniet al.,2002; El Monayeriet al., 2013). Najafpour et al. (2006) ont montrés qu'en augmentant la vitesse de rotation de 11 tours par minute, l'efficacité d'élimination de la DCO a pu être augmentée de 62,7 à 93,7%. Toutefois, l'augmentation de la vitesse de rotation se traduit également par une plus forte demande énergétique (Ramsay *et al.*, 2006).

Pour assurer une bonne nitrification, les systèmes de disques rotatifs sont dimensionnés avec une charge organique ne dépassant pas  $10 \text{ gDCO/m}^2/\text{j}$  et une charge hydraulique inférieure à  $40 \text{ L/m}^2/\text{j}$  (Al-Ahmady, 2005).

L'utilisation des systèmes de CBR pour la dénitrification n'est pas très répandue. Le contrôle de la durée d'immersion du disque peut être utilisé pour contrôler et encourager la dénitrification (Courstens et al., 2014). Des études à l'échelle laboratoire indiquent que pour une concentration de  $50 \text{ mg/L}$  de  $\text{N-NO}_3$  dans l'influent et une vitesse de rotation de deux tours par minute, le taux de dénitrification maximale qui pouvait être atteint était de  $0.25 \text{ kgN-NO}_3/\text{m}^3/\text{j}$  ( $10.6 \text{ mgN-NO}_3/\text{L/h}$ ) éliminée pour un CBR complètement immergé comparé à  $0.23 \text{ kgN-NO}_3/\text{m}^3/\text{j}$  ( $9.5 \text{ mgN-NO}_3/\text{L/h}$ ) éliminé pour un CBR partiellement immergé (64.5%) (Teixeira et Oliveira, 2001).

#### *1.1.2.2.1.3 Energie requise*

Les fabricants de CBR à grande échelle indiquent une consommation d'énergie d'environ 1 à 1,5 kWh/kgDBO<sub>5</sub> éliminé (MSE 2006). Wanner et al. (1990) ont mesuré une consommation d'énergie des CBR de 1,6 kWh/kgDBO<sub>5</sub> éliminé dans une installation pilote de capacité nominale  $25 \text{ m}^3/\text{jour}$ , exploitée 12 heures par jour. La consommation totale électrique était de  $0,8 \text{ kWh/m}^3$  et le traitement secondaire par CBR consommait environ  $0,09 \text{ kWh/m}^3$  (Singh et Mittal, 2012). Les estimations montrent que les CBR ne nécessitent qu'environ 25% de la consommation énergétique d'un système à boues activées (Filter, 1998, Kadu et al., 2013). En effet, à la différence du système BAC, le transfert d'air se fait par convection naturelle, ce qui réduit considérablement les dépenses énergétiques.

#### *1.1.2.2.2 Les lits bactériens*

##### *1.1.2.2.2.1 Design*

Un lit bactérien est composé d'un bassin contenant des supports inertes colonisés par les micro-organismes de l'épuration. Le courant d'air naturel est utilisé pour l'apport en oxygène. Les premiers lits bactériens utilisaient des médias à base de roches (pouzzolanes, coke, mâchefers) comme support au développement du biofilm. Les lits bactériens actuels utilisent plutôt des garnissages plastiques qui permettent des surfaces spécifiques (ratios surface/volume) élevées et des taux de vide élevés, ce qui limite le colmatage des installations et permet d'atteindre des charges élevées. Les eaux usées s'écoulent gravitairement sur le lit et le transfert d'oxygène est effectué par convection naturelle.

La surface nécessaire pour un lit bactérien est plus importante que pour un procédé à boues activées à qualité d'eau égale. La surface occupée est comprise entre 0,12-0,3 m<sup>2</sup>/EH par rapport 0,12 à 0,15 m<sup>2</sup>/EH pour le CAS et 0,1- 0,2 m<sup>2</sup>/EH pour le RBC (Von Sperling et Lemos Chernicharo,2005).

#### *1.1.2.2.2.2 Performance de traitement*

Les lits bactériens permettent une très bonne qualité d'effluents en sortie (DBO<sub>5</sub>: 80-90%, Pt:10-30% N-NH<sub>4</sub>:20-30%, MES : 80-90%) mais ne permettent pas d'atteindre les rendements d'élimination des procédés à boues activées (U.S.EPA (2000a), U.S.EPA (2000b) et Wang et al.(2010))

Par contre si les exigences de traitement sont uniquement d'avoir un rendement d'élimination de la DBO<sub>5</sub> d'environ 60%, il est généralement constaté que les lits bactériens sont plus économiques que le procédé à boues activées. Mais pour atteindre de meilleurs rendements d'élimination de la DBO<sub>5</sub> (90% ou au-dessus), le processus de boues activées est plus économique. Ces considérations suggèrent pour des effluents chargés une éventuelle opération en deux étapes: lits bactérien, suivie d'une installation à boues activées, une combinaison qui peut dans certains cas se révéler avantageuse (Ramalho, 2012).

#### *1.1.2.2.2.3 Energie requise*

Les lits bactérien(LB) sont relativement efficaces pour l'élimination de la DBO<sub>5</sub>, faciles à utiliser et nécessitent moins de surface au sol que le lagunage aéré. Un des grands avantages est le transfert d'oxygène par convection. La demande en énergie est faible et uniquement liée à la recirculation. Cependant, on peut noter pour la ligne eau, une perte altimétrique égale à la hauteur du lit (Soit de 4 à 6 mètres de hauteur). A l'inverse, si le fonctionnement gravitaire n'est pas possible, il faut alimenter le lit bactérien par pompage dans ce cas ils consomment environ 10% des besoins en énergie d'une installation à boues activées (Hanisch, 1990). En outre, la recirculation des eaux usées peut être nécessaire pour obtenir un mouillage suffisant du filtre. En général, pour un lit bactérien, le pompage et le traitement des boues sont responsables de la quasi-totalité des consommations électriques (Global, 2008).

Henrich et Marggraff (2013) ont étudié la consommation d'énergie de trois **STEP basées sur des LB** (Géorgie, Namibie et Nicaragua).

- **Géorgie** (200000 EH): consommation énergétique de 0,057 kWh/m<sup>3</sup> ou de 0,175 kWh/kg-DCO (3750 kWh/j) pour traiter une eau usée avec des concentrations de 197

mgDCO/L et 9.9 mgN-NH<sub>4</sub>/L avec une performance d'élimination de 83% et 95% pour la DCO et l'azote totale, respectivement.

- **Namibie** (5500 m<sup>3</sup>/j) : consommation énergétique de 0,11 kWh/m<sup>3</sup> ou de 0,16 kWh/kg-DCO (624 kWh/j) pour traiter une eau usée avec des concentrations de 950mgDCO/L et 240mgN-NH<sub>4</sub>/L avec une performance d'élimination de 95% et 100% pour la DCO et l'azote totale, respectivement.
- **Nicaragua** (100000 m<sup>3</sup>/j) : consommation énergétique de 0,12 kWh/m<sup>3</sup> ou de 0,22 kWh/kg-DCO pour traiter une eau usée avec des concentrations de 600mgDCO/L avec une performance d'élimination de 91% pour la DCO.

L'Institut de recherche sur l'énergie électrique (EPRI : Electrical Power Research Institute) a constaté que la consommation médiane d'énergie des LB est de 0.22 kWh par m<sup>3</sup> traités, soit 16 kWh/EH/an. Cela représente environ **70%** de l'électricité consommée par une STEP à boues activées (22 kWh/EH/an). Les avantages des lits bactériens résident dans la faible consommation énergétique, la simplicité de la mise en œuvre du traitement et les principaux inconvénients sont liés aux faibles taux de charge admissibles qui entraînent des emprises aux sols plus importantes que les systèmes à boues activées (Wang et al., 2006).

Pour conclure, le traitement par LB permet une économie par rapport au BAC de 12% des coûts d'investissement et de 50% des coûts de fonctionnement (Zahid (2007)). Cette économie est en partie due aux économies d'énergie (40-60%) et à la réduction prète de 15% de la production de boues (Laginestra, 1992).

#### *1.1.2.2.2.3 Boues activée conventionnelle (BAC)*

##### *1.1.2.2.2.3.1 Design*

Malgré que les boues activées soient le système de traitement biologique les plus largement utilisé pour la plupart des eaux usées dans le monde, les principaux inconvénients sont la production de boues et les besoins de maintenance entretiens (Amenu, 2014).

La boue activée est un procédé de traitement biologique aérobie qui utilise des micro-organismes en suspension et organisés sous forme de floc pour assainir les eaux usées et produire un effluent de qualité acceptable. Les boues activées sont considérées comme un procédé de traitement secondaire et sont indissociable d'une étape de séparation liquide solide, généralement un clarificateur secondaire (Fig. I-8). Le procédé peut être utilisé pour traiter la

pollution carbonée comme azotée. Il est même possible de faire de la déphosphatation biologique.

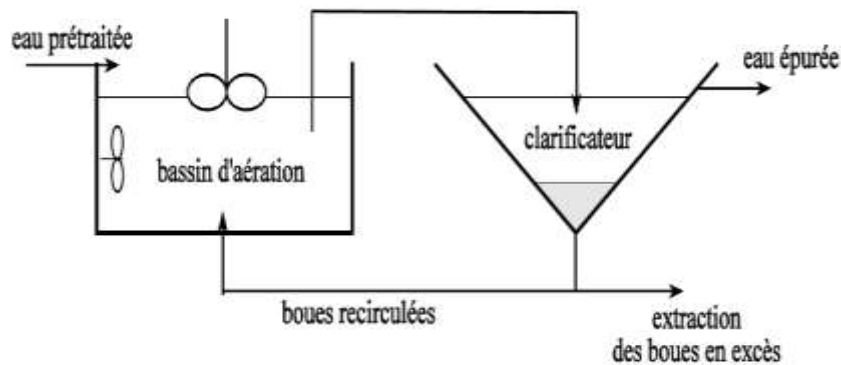


Figure I-8: Schéma de la filière boues activées « classique » (PERRET et al., 2007).

#### *1.1.2.2.3.2 Performance du Traitement*

De bons rendements d'épuration sont observés, avec un abattement de la demande biologique en oxygène (DBO) supérieur à 85% pour une charge volumique de  $1\text{kg DBO}/\text{m}^3/\text{jour}$ .

Le temps de rétention solide (ou l'âge des boues) pour ce procédé est situé dans une gamme de 5 à 15 jours, sous des charges massiques de  $0.2-0.4\text{kgDBO}/\text{kgMVS}/\text{j}$ . Les concentrations en MES dans les bassins dépendent de la charge autour de  $2,5\text{ g/L}$  en forte charge, elles peuvent atteindre  $5-6\text{ g/L}$  mais cela impacte les performances de la séparation. En augmentant l'âge des boues ( $> 10$  jours), on observe une activité nitrifiante.

#### *1.1.2.2.3.3 Energie requise*

L'énergie nécessaire pour le traitement des boues activées comprend majoritairement le transfert d'oxygène, la filière boue, puis le mélange, la recirculation et le pompage des boues. Dans une installation de traitement des eaux usées avec un système boues activées l'aération représente généralement environ 50 à 60% de la consommation d'électricité, suivie par le traitement des boues (25 à 30%) et de pompage (15-20%) (Global, 2008).

L'EPRI a constaté que la consommation d'énergie des BAC moyenne se situe autour de  $0.3\text{ kWh}/\text{m}^3$  traités ( $21,9\text{ kWh}/\text{EH}/\text{an}$ ).

Une étude réalisée par le Science Applications International Corp. a recensé tous les systèmes types BAC de l'état du Wisconsin. Les débits traités vont de  $3785$  à  $18927\text{ m}^3/\text{j}$  et la consom-

mation moyenne totale est de  $0.57 \text{ kWh/m}^3$ , dont 54,6 % pour l'opération unitaire BAC. On retrouve encore ici le chiffre de  $0.3 \text{ kWh/m}^3$  ou ( $21,9 \text{ kWh/EH/an}$ ) pour les BAC.

De nombreuses études montrent des résultats similaires : de  $0,2$  à  $0,3 \text{ kWh/m}^3$  (Ueda et al., 1996 ; Aya, 1994),  $0,3 \text{ kWh/m}^3$  (Yang et al., 2010),  $0,4 \text{ kWh/m}^3$  (Van Bentem et al., 2008),  $0,3-0,4 \text{ kWh/m}^3$  (van Dijk et Ronken, 1997),  $0,5 \text{ kWh/m}^3$  (Judd, 2006),  $0,4$  à  $0,6 \text{ kWh/m}^3$  (Cornel et al., 2003),... Les résultats diffèrent légèrement, il faudrait pour resserer ces chiffres, non plus exprimer la consommation par mètres cubes traités mais par polluant traités (C et N). C'est pourquoi, la notion de  $\text{kgO}_2$  à transférer a été introduite :  **$0,33 \text{ gO}_2/\text{gDBO}_5$  éliminé et  $1.47 \text{ gO}_2/\text{gN-NH}_4$  éliminé**. A Schildes, où seul le traitement de la matière organique est réalisé, ces besoins chutent à  $0,19 \text{ kWh/m}^3$  (Fenu et al., 2010), alors que pour des effluent industriels chargés la consommation monte à  $0,9-2,9 \text{ kWh/m}^3$  (Cummings et Frenkel, 2008).

#### *1.1.2.2.2.4 Bioréacteur à membrane (BàM)*

##### *1.1.2.2.2.4.1 Design*

La technologie bioréacteur à membrane (BàM) est un processus de traitement avancé type boues activées et qui est capable de produire une eau traitée exempte de solides en suspension. La qualité d'eau est alors équivalente à celle obtenue par traitement tertiaire (Filtre à sable + UV). Ce procédé combine un réacteur biologique avec une séparation liquide solide par filtration membranaire. La configuration la plus courante est d'immerger les membranes dans un réacteur puis de filtrer de manière gravitaire. L'étape de séparation n'étant plus assujettie à l'aptitude des boues à la décantation, le réacteur biologique peut travailler à fortes concentrations en MES ( $10.000$  à  $20.000 \text{ mg/L}$ ). Cependant, pour des raisons énergétiques (efficacités des transferts d'oxygène), ces concentrations ont été réduites autour de  $8 \text{ g/L}$ . Cela permet à charge massique égale de diminuer d'un facteur deux les ouvrages. Ainsi, les BàM ne nécessitent que 40-60% de l'espace que requiert un BAC (Mittal, 2011).

Les premiers BàM étaient des BàM à boucle externe (Fig. I-9). La filtration, interne/externe, était de type tangentiel, souvent réalisée avec des membranes céramiques. La vitesse de circulation était élevée ( $1$  à  $5 \text{ m/s}$ , Reynolds turbulent) afin de générer des contraintes de cisaillement pour limiter le développement du colmatage. Les flux de travail étaient importants : de l'ordre de  $50$  à  $120 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  (Xing et al., 2000). La consommation énergétique élevée (de l'ordre de  $10$  à  $50 \text{ kWh.m}^{-3}$ ) (Gander et al., 2000 ; Le-Clech et al., 2006), les contraintes de cisaillement imposés aux floes et le développement de membranes organiques performantes et bon marché ont rapidement rendu les BàM<sub>E</sub> non compétitifs en traitement d'effluent urbain.



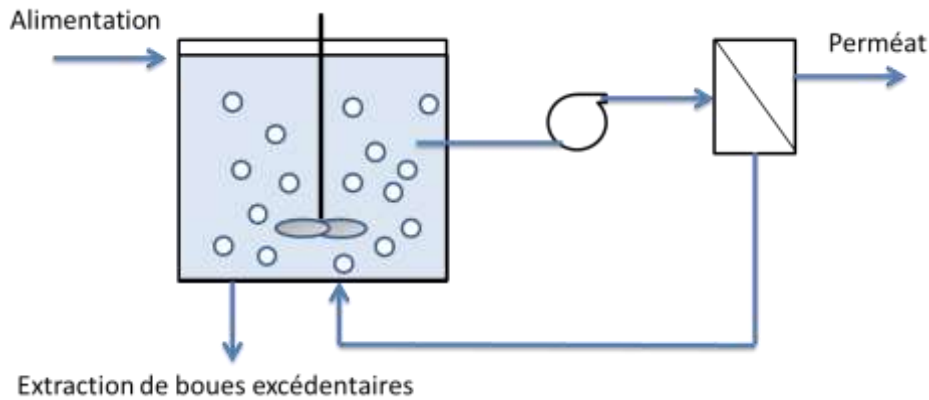


Figure I-9: Bioréacteur à membrane à boucle externe

#### I.1.2.2.4.1.1 Les bioréacteurs à membranes immergées (BàMI)

Yamamoto *et al.*(1989) modifièrent la place des membranes en 1989 : ils les introduisirent directement dans le bassin d'aération donnant naissance aux bioréacteurs à membrane immergées (BàMI), Figure I-10. Le perméat est soutiré par aspiration ce qui évite de pressuriser le bioréacteur. Aussi, Ceux-ci sont moins énergivores que les Bàm<sub>E</sub> car l'immersion des membranes peuvent permettre de travailler en filtration gravitaire. Les flux de travail sont donc réduits (20-30 LMH) mais cette perte est compensée par un ajout de surface membranaire. Les Bàm restent tout de même plus coûteux du point de vue de l'investissement mais aussi de la maintenance et de l'opération que les procédés conventionnels par boues activées. En effet, il faut rajouter une dépense en énergie supplémentaire pour limiter le colmatage.

On trouve deux configurations différentes de Bàm<sub>I</sub>: soit les membranes sont directement immergées dans le bassin biologique (AlphaLaval), soit elles sont immergées dans un compartiment spécifique (Puron, Kubota, Zenon,...).

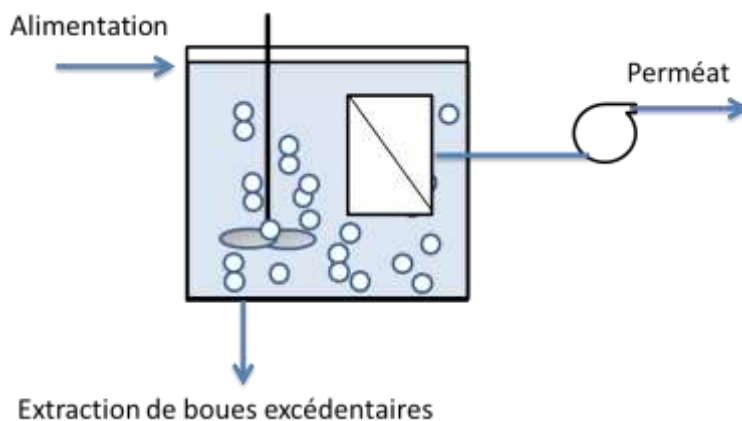


Figure I-10: Bioréacteur à membrane immergé

#### *I.1.2.2.4.2 Performance du traitement*

Les BâM permettent d'obtenir une meilleure qualité de l'effluent, souvent bien supérieure aux boues activées classiques. Du fait de la quasi absence de MES dans l'eau traité, la  $DBO_5 < 5$  mg/L (Mittal, 2011) et la concentration en DCO est de l'ordre de 60 mg/L. En effet, l'efficacité de rétention de MES est supérieur à 99% et les performances sur l'azote dépassent les 85% (Tab. I-4). Ces performances se font au détriment de besoins en énergie et d'entretien supplémentaires.

La rétention complète des micro-organismes par la membrane peut favoriser la croissance des micro-organismes autotrophes tels que Nitrosomonas et Nitrobacter. Une nitrification complète a été observée dans les bioréacteurs à membranes avec des âges de boues compris entre 5 et 72 jours sous des charges volumiques de 0.05-0.66 kg BOD/m<sup>3</sup>/j de (Stephenson et al., 2000). Comme attendu, en augmentant l'âge des boues, la nitrification est améliorée, avec le passage de l'efficacité de l'élimination de l'ammonium de 80% à 99% en augmentant l'âge de boue de 5 à 50 jours (Côté et al., 1997) et de 94% à 99 % en doublant l'âge du boues de 5 à 10 jours (Fan et al., 1996). L'activité nitrifiante a également été révélée comme étant deux fois supérieur 2,28g N-NH<sub>4</sub>/kgMES/h par rapport à un procédé de boues activées conventionnel (0,96gN-NH<sub>4</sub>/kgMES/h) (Zhang et al., 1997).

Tableau I-4: Performance de traitement de bioréacteur à membrane											
	Capacité Eh (m <sup>3</sup> /j)	Performance de traitement					Cm	TRS	TRH	Production boues	Réf.
		DCO	DBO	NTK	MES						
Heenvliet	3333	91-93%	98,5-99	95-98%		0,027-0,045	31-40		m <sup>3</sup> /j	Krzeminski,2013	
Varsseveld	23150	96%	99,7	96-97%		0,03-0,04	24-26	4-14	26-32		
Ootmarsum	7000-9250	94-95	99,5-99,6	96-97		0,05	40-42		21-30		
Brescia	(41640)	97.4%	92.9 %	0,5-2 mg/L N-NH <sub>3</sub> , 4-7 mg/L N-NO <sub>3</sub>	98.6%					Belgiorno et Rizzo, 2012)	
UluPandan	(23000)			6,3 mg/L TN		0,1 *	>10	>3		(Hai et al., 2013)	
BedZed MBR Great Britain	(25)			<0,5 N-NH <sub>4</sub> , <20mg/L TN			35	22		(Hai et al., 2013)	
Rodingen	3000	<30 mg/l		N-NH <sub>4</sub> <4 mg/L		0,04	25	3,6		Brepols, 2012	
Glessen	9000	<30 mg/l		N-NH <sub>4</sub> <1,5 mg/L		0,03	>25	6,2		(Hai et al., 2013; Brepols, 2012)	
Nordkanal	80000	<90 mg/l		N-NH <sub>4</sub> <10mg/L		<0,05	25	4,6		Brepols, 2012	

\* kg DBO/kg MVS/j

#### I.1.2.2.4.3 Energie requise

La demande d'énergie de bioréacteurs à membranes en traitement des eaux usées municipales est signalée comme étant de 2 à 4 supérieure (Cornel et al., 2003) et 1.5 à 3 (Wallis-Lage et al, 2011) fois plus élevée, par rapport au procédé classique par boues activées.

Les besoins en énergie des premières installations de Bàm<sub>E</sub>, à fort écoulement tangentiel, étaient typiquement de 6,0 à 8,0 kWh/m<sup>3</sup> (Van Dijk et Roncken, 1997 ; Zhang et al., 2003). La Consommation d'énergie Bàm<sub>I</sub> est plus modeste : de 0.64-2.30 kWh/m<sup>3</sup> d'effluents traités, selon la taille et les conditions de fonctionnement de l'usine (Krause, 2005; Novotny, 2011; Brepols, 2010, Fenu et al., 2010). Dans la littérature, on trouve de grandes inégalités comme 0,14 kWh/m<sup>3</sup> (Visvanathan et al, 1997) et 4,0 kWh/m<sup>3</sup> (Jefferson et al., 1998).Cornel et Krause (2003)font état pour des Bàm municipaux, équipées de membranes Zenon, de consommations de l'ordre de 1-2 kWh/ m<sup>3</sup> de perméat produits. Mulder (2009) note pour le Bàm<sub>I</sub> d'Heenvliet équipée de membranes planes Toray des consommations entre 0,8 et 1,2 kWh/m<sup>3</sup> de perméat produit. Dans l'ensemble, les auteurs s'accordent pour dire que ces consommations peuvent être réduites pour atteindre 0,7 – 0,8 kWh/m<sup>3</sup> (Krause et cornel .,2007).

L'étude bibliographique montre aussi que les essais à l'échelle pilote ne sont pas représentatifs en terme de consommation énergétique. En effet, l'indicateur kWh par m<sup>3</sup>n'est pas adapté à l'échelle pilote car la turbulence couteuse à produire n'agit que sur quelques centimètres carrés de membrane alors qu'à l'échelle réelle, il s'agit de plusieurs mètres.

Le tableau I-5 fait le bilan des consommations d'énergie dans stations Bàm.

Tableau I-5: la Consommation d'énergie dans les réelles stations membrane bioréacteurs

Région/ Bàm	Energie consommé (kWh/m <sup>3</sup> )	Mem- brane	Capacité m <sup>3</sup> /j (EH)	Mise en ser- vice	Références
NL/ Heenvliet	1,05+-0,24	FS	(3333)	févr-06	(Mulder,2007,2008,2009; krzeminski, 2012,2013)
NL/ Versseveld	0,84+-0,16	FC	(23150)	2005	(Krzeminski, 2013; Giesen et al., 2008; Van Bentem, 2008; 2010)
NL/ Terneuzen	0,97+-0,15	TB	(15500)		(Krzeminski, 2013)
PB/ Ootmarsum	0,92+-0,20	TB	(7000- 9250)		(Krzeminski, 2013)
DE / Rodingen	2	FC	(3000)	1999	(Cornel et krause, 2003; Giesen et al., 2008;Brepols,2009; 2012)
DE / markranstadt	0,8-1,5	FC	(12000)	2000	(Giesen et al., 2008;Cornel et Krause,

					2003;Pinnekamp, 2008)
DE / knautnaundorf	1,3-2	FS	(900)	2001	(Giesen, 2008;Judd, 2006; Fatone et al.,2007)
DE/ seelscheid	0,9-1,7	FS	(11000)	2004	(Giesen et al., 2008)
DE / Nordkanal	0.9	FC	(80000)	2003	(Giesen et al., 2008 ; Brepols, 2012)
DE /Monheim	1	FC	(9700)	2003	(Giesen et al., 2008)
DE /Glessen	1.1	FC	(9000)	2008	(Giesen et al., 2008;Brepols, 2012)
BE/ schilde	0.64		(28000)	2003	(Fenu et al., 2010; Wallis-Lage et Levesque, 2009; Garcés et al., 2007)
Es/Riells i viabrea	0,51-2,1	FS	2160	2004	(Gabarrón, 2014 Gabarrón et al.,2014)
Es/Vallvidrera	0,77-1,80	FC	1100	2009	
Es/ La Bisbald'Emporda	0,39-1	FC	3225	2003	
Es/Gava i Vila-decans	0,45-0,63	FC	32000	2009	
Es/ Terrassa	0,19-0,53	FC	15000	2009	
GB/ BedZED	3,1	FC	25	2008	(Hai et al., 2013)
SP/ UluPandan	0,435	FC		2006	(Wallis-Lage etLevesque, 2009; Fenu et al., 2010)
IT/Brescia	1	FC	(46000)	2002	(Wallis-Lage etLevesque, 2009; Fatone et al., 2007; Giesen et al., 2008)
GS/Fowler	1,41	-	11365	2004	(Cooper et al., 2006) Pellegrin &Kinnear,2011 ; Williams et al., 2008)
US/Dundee	0,46	-	13638	2005	(Stone et Livingston, 2008;Pellegrin et Kinnear, 2012)
GS/Pooler	0,48	-	13638	2004	(Pawloski et al., 2007) Williams, 2008; Pellegrinet Kinnear,2011)
GS /Cauleycreek	0,26	-	22730	2002	(Williams et al., 2008; Pellegrin etKinnear,2011)
US/Healdsburg	0,95	-	7274	2004	(Pellegrin etKinnear, 2012)
US/Delphos	0,57	-	17275	2006	(PellegrinetKinnear, 2012; Stone et Livingstone, 2008)
US/Lott	0,67	-	9092	2006	Pellegrin et Kinnear, 2011 ;2012)
US/Bonita Springs	0,29	-	18639	2007	(Pellegrin etKinnear, 2011 ;2012)
FC : Fibre creuse, FS: membranes plane (Flat sheet), TB : Membrane tubulaire					

Owen et al.(1995) et Sakellariou (1998) divisent la puissance requise dans Bàm en une consommation d'énergie pour l'air process, pour l'air membrane, pour la recirculation, pour la production de perméat et pour le lavage. En règle générale, la consommation d'énergie est

aussi liée au mode d'exploitation de la membrane: aération membrane, pompes de filtration, rétro-lavage, relaxation et nettoyages chimiques.

Le tableau I-6 représente la répartition de la consommation d'énergie dans un Bàm. Ce tableau montre à travers la colonne air membrane, un surcout énergétique par rapport à un BAC. Cette consommation varie entre 26 et 70 % des couts pour une moyenne autour de 42% (0,415 kWh/m<sup>3</sup> et un minimum à 0,14 kWh/m<sup>3</sup>).

Tableau I-6: répartition de la consommation d'énergie dans les bioréacteurs à membranes

	Énergie Totale kWh/m <sup>3</sup>	Air Membrane kWh/m <sup>3</sup> et (% Total)	Air Process	Filtration	Alimentation membrane	Recirculation	Agitation	Autre
Varsseveld	0,97	0,42 (43%)	0,22	0,12	0,10		-	0,11
Schilde	0,64	0,23 (36%)	0,068	0,074	-	0,10	-	
Jurong WRP	0,52	0,14 (27%)	0,17	0,017	-	0,05	0,046	0,09
Heenvliet	1,05	0,60 (57%)	0,12	-	-	-	0,095	0,19
Terneuzen	0,97	0,34 (35%)	0,0097	0,029	0,42	0,0097	-	0,14
Kaarst	0,9	0,23 (26%)	0,3	0,04	0,03	-	-	-
Nordkanal	0,9	0,63 (70%)	0,018	0,054	-	-	0,054	0,07
Pooler WRF	1,74	0,73 (42%)	0,52	-	-	0,19	0,063	0,05

### 1.1.2.3 Production de boues

Une station d'épuration épure les eaux donc génère des sous-produits de l'épuration. Dans les systèmes BAC le rendement de l'épuration tourne autour de 0,5kgMES/kgDBO<sub>5</sub>éliminé (Metcalf et Eddy, 1991). Actuellement, cette production de boues et surtout son évacuation or des stations représente environ la moitié, voire jusqu'à 60% du coût total du traitement des eaux usées (Davis et Hall, 1997; Spellman, 1997 ;Wei et al., 2003; Aygun et al., 2008, Applied CleanTech 2014 ; Kroiss., 2016 ; Snowden-Swan et al., 2016 ; Giandomenico et al., 2016).

Hormis pour le lagunage, ou lorsqu'un traitement par digestion anaérobie est pratiqué, la production de boue est similaire entre les procédés : Lit bactérien, CBR, boue activée ou Bàm. En effet, les lagunes aérées produisent moins de boues (environ 10 à 20% par rapport au procédé de boues activées)(EBERS, 1994). En conséquence, les ratios : kilogramme de biomasse produit par kilogramme de substrat enlevé sont presque identiques. L'âge de boues influence ce ratio et favorise dont les Bàm qui présentent généralement des âges de boues élevés (Tab. I-4).

Les procédés à biomasse fixées génèrent des boues qui présentent des boues qui décantent mieux et avec meilleures propriétés d'épaississement que les systèmes types boues activées (Metcalf et Eddy, 2003) ce qui garantit que la décantation aura terminé dans très peu de temps

### I.1.3 Filières boues

Les boues primaires et secondaires sont produites à la suite d'un traitement primaire et secondaire des eaux usées. Le traitement des boues comprend généralement différentes opérations unitaires (Fig.I-11) avec des objectifs de valorisation orientés énergie ou matière. On retrouve d'une manière générale : l'épaississement, la stabilisation et la déshydratation des boues (Hamilton et al., 2009).

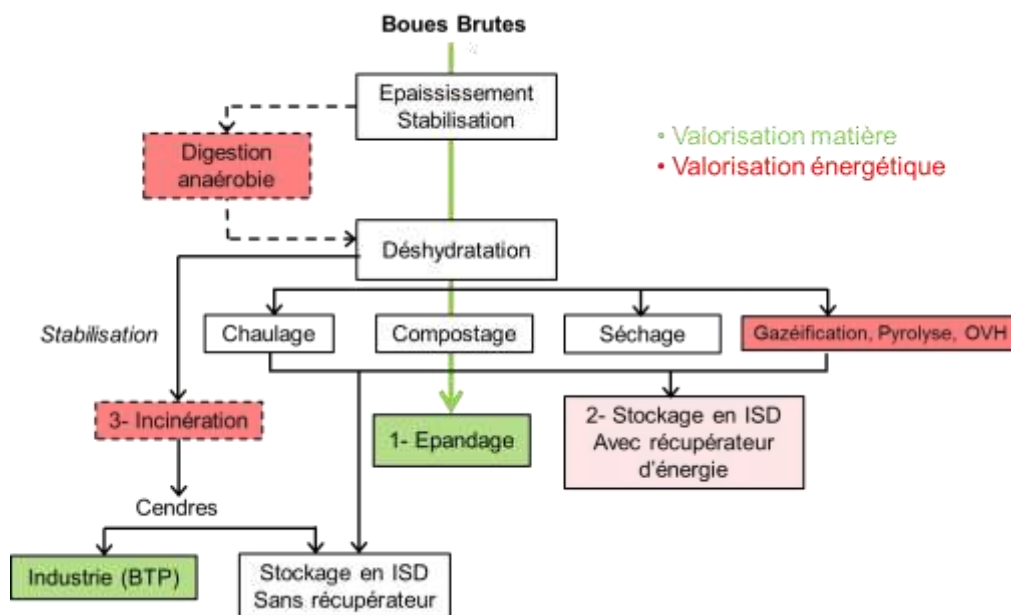


Figure I-11: différentes opérations unitaires pour Le traitement des boues

L'un des objectifs majeurs du traitement des boues est de réduire la teneur en eau des boues afin de minimiser les volumes à évacuer. Les boues primaires et secondaires sont composées typiquement de 96-99% d'eau. Pour des teneurs en eau supérieures à 90% d'eau, les boues sont liquides. L'épaississement permet alors de passer de 10 gMS/L à 40-60 gMS/L. La déshydratation des boues permet encore d'enlever de l'eau pour atteindre des siccités de 15-30% (Hamilton et al., 2009).

De nombreuses techniques permettant d'épaissir les boues sont disponibles: Epaississement gravitaire, Epaississement par flottaison, Centrifugeuse, table et grille d'égouttage, tambour rotatif,....

La Déshydratation est également nécessaire, pour réduire encore plus les volumes de boues et ainsi réaliser des économies sur le transport et l'évacuation des boues (Lehany, 2003). Ces techniques comprennent entre autre: de la centrifugation, de la filtration sous vide, des filtres à bande ou filtres presses, des lits de séchage, des lagunes,....

Dès que le flux de boues le permet, la digestion anaérobie est probablement l'un des procédés les plus utilisés car il permet de réduire la quantité de boues et de valoriser ces boues sous forme de biogaz. Cette source d'énergie importante est habituellement utilisée au sein même de la station d'épuration.

Les coûts de réduction mais surtout d'évacuation des boues peuvent s'élever à plus 60% des coûts d'exploitation des usines de traitement des eaux usées (Canales et al., 1994). Ainsi, il est important, lors d'une analyse énergétique d'une station d'épuration de regarder l'impact de l'optimisation sur la production de boue associée.

#### **I.1.4 Traitement tertiaire**

Suivant les contraintes de rejet (zone de baignade par exemple), les eaux traitées doivent être désinfectées. La chloration ainsi que les méthodes de désinfection aux ultraviolets sont pratiquées dans le monde entier. La présence en excès de chlore (désinfection chimique) peut être toxique pour les organismes aquatiques, ce qui implique qu'une étape de déchloration avec du dioxyde de soufre ou du bisulfite de sodium doit être pratiquée avant rejet. La désinfection UV (désinfection physique) est une méthode alternative utilisée pour éviter ces risques et la gestion du consommable chlore.

Les désinfectants agissent par l'intermédiaire d'un ou plusieurs mécanismes parmi lesquels on observe un endommagement de la paroi cellulaire, la modification de la perméabilité cellulaire, la modification de la nature colloïdale du protoplasme et l'inhibition de l'activité enzymatique. Lors de l'application d'agents désinfectants, plusieurs facteurs doivent être pris en considération: le temps de contact, la concentration et le type d'agent chimique, l'intensité et la nature de l'agent physique, la température, le nombre de micro-organismes et la nature du liquide de suspension (DCO résiduelle et turbidité).

### **I.2 Réduction la consommation d'énergie**

L'aération, le traitement des boues, et les processus de pompage sont les plus grands postes consommateurs d'énergie et donc représentent les voies principales d'actions pour optimiser les dépenses énergétiques.



## I.2.1 Aération

### I.2.1.1 Éléments de conception pour réduire l'énergie

#### I.2.1.1.1 Impact de la séparation primaire

Avec des stations de plus en plus grandes, la digestion anaérobie s'impose dans les filières boues. Ainsi, la tendance (Fig. I-12) est donc d'intensifier les efficacités des décanteurs primaires afin de réduire la charge à traiter sur le traitement secondaire (BàM quand la norme de rejet où l'emprise foncière l'impose). Cela permet un double avantage : on diminue les besoins en oxygène nécessaires lors de la filière biologique en extrayant physiquement la matière organique lors du traitement primaire avancé et on augmente la production de biogaz en produisant plus de boues primaires.

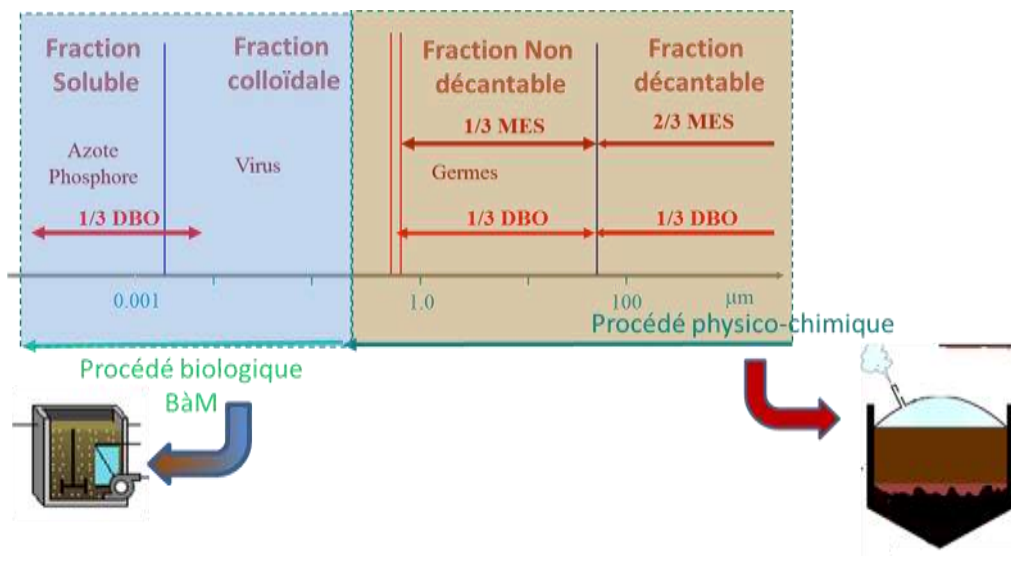


Figure I-12: Filière orientée valorisation matière (Boue et Eau d'usage) et énergie

Correctement conçus et bien exploités les décanteurs primaires (Densadeg 2D ou Actiflo) peuvent retirer jusqu'à 50 à 70 % des matières en suspension. Le traitement secondaire verra donc une eau avec 25 à 50 % de moins en  $DBO_5$ , avec de faibles concentrations en MES.

Du point de vue énergétique, les traitements primaires avancés sont très économiques pour éliminer la  $DBO_5$  et MES. De plus en réduisant de 25 à 50 % le flux de  $DBO_5$ , le volume du bioréacteur (traitement secondaire) et sa consommation en énergie seront réduits proportionnellement. Cette voie est donc loin d'être négligeable.

- Pour conclure, l'utilisation d'un traitement primaire avancé permet de : réduire les besoins en énergie associés à l'aération process;
- réduire le volume du réservoir biologique ;

- diminuer le colmatage des membranes (Moins de MES type filasses), et donc d'espacer les fréquences de nettoyage et de prolonger la durée de vie de la membrane.

Les Bàm verront leur volume réactionnel réduit et travailleront avec des biomasses plus réactives car il y aura moins d'accumulation de particulaires inertes. Le résultat permettra un gain sur les efficacités de transfert (Facteur alpha). Cependant, un compromis doit être trouvé entre des teneurs en MES élevées et donc une compacité d'ouvrage et des rendements d'aération faible et dépendant de la concentration en MES. On retrouve encore ici la dualité entre intensification de la réaction (réduction des volumes) et augmentation des dépenses énergétiques : l'intensification se fait en augmentant les vitesses de réaction ce qui demande plus d'énergie...

La station d'épuration **Amstelveen** est un exemple. La filière de traitement est composée d'un traitement biologique par boues activées associé avec une décantation primaire avancée. Avant l'ajout de réactif, le traitement primaire avait une efficacité de 25 à 30% sur la DCO et la DBO<sub>5</sub>. Dans la nouvelle configuration, un ajout de polymère a permis d'améliorer les rendements d'élimination de la DCO et de la DBO<sub>5</sub> de 15 à 25%. Le passage du traitement primaire au traitement primaire avancé a permis comme attendu un gain sur les digesteurs et une réduction de la demande en énergie sur le procédé biologique (-25%). Au total, cette optimisation a permis à l'exploitant un gain de 200.000 kWh/an (Frijns, &Uijterlinde, 2010).

#### I.2.1.1.2 Configuration Membranaire

Les besoins énergétiques des premières installations Bàm<sub>E</sub>, basées font état de 6,0-8,0 kWh/m<sup>3</sup> (Van Dijk et Roncken, 1997). Principalement, en raison (i) des pressions de filtrations et (ii) des conditions d'écoulement dans les membranes. L'introduction du concept des membranes immergées Bàm<sub>I</sub> a permis de réduire ce besoin énergétique de pompage à 0,007 kWh/m<sup>3</sup> du perméat par rapport à des valeurs dépassant 3,0 kWh/m<sup>3</sup> requis pour le mode externe (Evelyne et al., 2000)., voir à l'annuler lors de procédé fonctionnant en filtration gravitaire. En 2003, Cornel et al. (2003) a étudié la consommation d'énergie des deux Bàm<sub>I</sub> municipaux. Le premier avait ses membranes directement immergées dans le bassin biologique, le deuxième disposait d'un compartiment dédié aux membranes. Dans le cas d'un mono bassin, la consommation était d'environ 1,0 kWh/m<sup>3</sup> alors qu'avec un bassin supplémentaire, la consommation est montée à 2,5 kWh/m<sup>3</sup>.

Pour une meilleure utilisation et mutualisation de l'oxygène, les membranes doivent donc être installées à l'intérieur de la cuve d'aération. L'économie d'énergie est significative (Krause et Dickerson, 2010) même si elle se fait au détriment d'un confort d'exploitation.

### I.2.1.1.3 Les Diffuseurs

La tendance actuelle est de faire des bassins de plus en plus profonds. Cela permet d'augmenter le temps de contact entre la bulle et la suspension et donc d'améliorer les transferts et donc l'apport spécifique brut ( $\text{kgO}_2/\text{kW}$ ).

#### I.2.1.1 Éléments opérationnels pour réduire les consommations d'énergie

##### I.2.1.1.1 L'Aération membranaire

L'air membrane est le moyen le plus efficace pour lutter contre le colmatage. Généralement, en B $\grave{a}$ M<sub>I</sub> des grosses bulles sont générées à la base des membranes et ont pour mission de générer un écoulement turbulent au voisinage de la membrane qui vient éroder les dépôts de matière en suspension. Ces injections d'air génèrent un air lift est une circulation du fluide de l'ordre de  $1\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ . Si ces grosses bulles sont efficaces pour générer de la turbulence, elles ont des efficacités en termes de transfert d'oxygène qui restent faibles (SOTE de 19-37 % à 5m de profondeur). Elles sont un peu moins couteuse à produire car les pertes de charge au niveau des diffuseurs sont négligeable contre 0,2 – 0,3 bars pour de la fine bulle (Gander et al., 2000). Certains fabricants, utilisent simultanément des aérateurs grossiers et fins bulles, voire de la fine bulle associée avec du rétrolavage (Biocel).

D'autres stratégies sont appliquées, comme d'augmenter l'aération mais de faire des séquences (10 secondes On, 10 Off : Zenon) ou de procéder à des rétrolavages sous forts cisaillements (Lorain et al., 2010). La figure 1-13 montre les gains obtenus lors du séquençage de l'aération. Des résultats similaires ont été obtenus par lors d'une interrupteur cyclique 10 sec on/30 sec off de l'aération avec une consommation d'énergie de  $0,37\text{ kWh}/\text{m}^3$  (Tao et al., 2010) contre de  $0,11\text{ kWh}/\text{m}^3$  pour Zenon© (Fig. I-13).

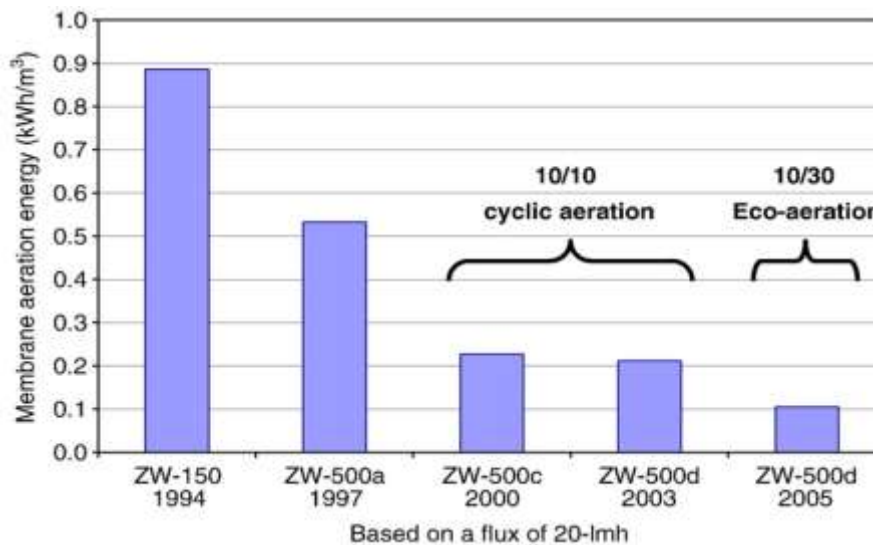


Figure I-13: Stratégie de réduction d'énergie (Buer and Cumin, 2010).

Une des stratégies pour réduire les consommations est outre, d'optimiser le système d'aération pour travailler avec le débit le plus faible possible, d'alterner les phases d'aération. Il est alors possible de séquencer l'aération ou de séquencer la filtration. Ainsi les membranes fonctionneront à leur flux maximal sur des temps réduits. Mais pour permettre ce fonctionnement par intermittence, les bassins doivent être adaptés pour autoriser un marnage qui permettra de réguler la filtration par intermittence et de limiter les phases de démarrage et d'arrêt. Ainsi, les derniers essais réalisés par Toray ont permis de réduire l'air membrane de 0,90 Nm<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>/h à 0,35 Nm<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>/h. On peut noter que ces chiffres sont donnés par m<sup>2</sup> de membranes. Il est donc important de toujours travailler au flux maximal pour réduire les dépenses en kW/m<sup>3</sup>. Les économies réalisées sont de l'ordre de 25-35% de l'énergie totale (61% de 42%). Selon Toray, la stratégie d'une aération intermittente n'est pas adaptée aux membranes planes, ils leur préfèrent la stratégie d'une aération proportionnelle pour le nettoyage des membranes. Pour les phases de décolmatage par relaxation, il faut commencer l'injection d'air avant et le continuer après la période de relaxation. Ce chevauchement permet d'optimiser le nettoyage par relaxation.

Siemens propose une combinaison d'air et d'eau pour le décolmatage, l'air membrane est réduit de 0,73 à 0,18m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>/h ,ce qui se traduit par une économie importante d'énergie Environquip, (2007).

Van-Kaam (2005) a testé 4 modes d'aération (continue, syncopée 1/2, syncopée 1/6, et syncopée 1/12) pour des débits de 50 l/h, 100 l/h, 200 L/h et 370 l/h). Les dépenses énergétiques varient donc de 0,11 kWh/m<sup>3</sup> pour une aération syncopée une minute toutes les six minutes à un débit de 50 l/h à 10,7 kWh/m<sup>3</sup> pour une aération continue à un débit de 370 l/h. Le mode d'aération retenu comme le plus efficace dans la limitation du dépôt de boue (aération syncopée une minute toutes les six minutes à 200 l/h) conduit en moyenne à une dépense énergétique de 0,5 kWh/m<sup>3</sup> eau produite pour de l'air injecté sous 1 bar. Ce résultat est proche de la moyenne obtenue par les BÀM municipaux (0,42 kWh/m<sup>3</sup> eau).

#### I.2.1.1.2 Optimiser la concentration en Oxygène dissous dans le bassin biologique

##### I.2.1.1.2.1 Choix de l'aérateur

L'air est mis sous pression par des surpresseurs dont les moteurs consomment une fraction non négligeable de la consommation totale en énergie de la station (>40%). La première action est donc d'aller chercher les meilleures technologies disponibles pour la partie mécanique (Suppresseur). Aujourd'hui, c'est la technologie type surpresseurs à vis qui l'emporte. Par exemple, sur la station de Perpignan, le passage de surpresseurs à lobes à des surpresseurs à

vis permet un gain annuel de 500 000 kWh (6,5%° ce qui permet d'amortir le changement de matériel. La demande d'air est fonction du taux de transfert d'oxygène standard(SOTR) ou le rapport horaire et de l'efficacité du diffuseur. L'efficacité des diffuseurs est donc aussi un facteur important dans le coût de fonctionnement des installations. L'efficacité du diffuseur est signalée en termes d'efficacité de transfert d'oxygène standard (SOTE) et est souvent exprimé en efficacité de transfert par mètre de colonne d'eau.

Il est donc important d'avoir de bonne efficacité de transfert et donc d'avoir des fines bulles. En effet, l'efficacité du transfert d'oxygène (ETO) est proportionnelle à la surface des bulles. Les Systèmes d'aérations grosses bulles se situent entre 3-7% (ETO) (par exemple 1.64%/m), alors qu'une aération fine bulle permet d'atteindre 20-35% OTE (par exemple 6.5%/m) (Crawford et eng, 2011).

Les aérateurs fines bulles, à consommation identiques permettent donc d'augmenter les quantités d'oxygènes transférées Ces efficacités de transfert sont d'autant meilleures que la profondeur des bassins augmente. Ainsi, les bassins biologiques ont vu leur profondeur presque doubler au cours du temps (Fig. I-14).

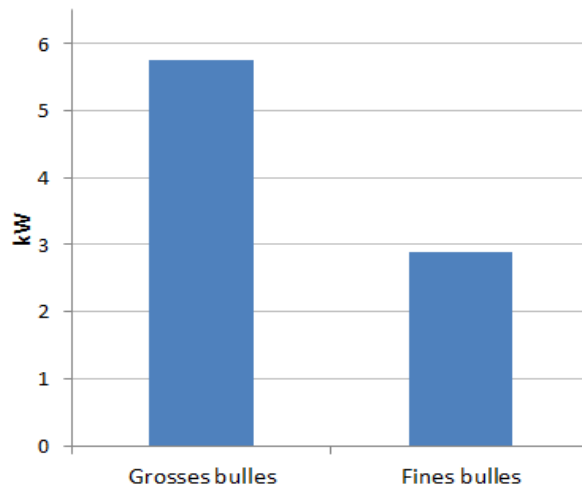


Figure I-14: Puissance à mettre en œuvre pour assurer la nitrification biologique en fonction du type d'aérateur (Hbassin= 4 m)(Eini, 2012).

Cependant, au fil du temps, les efficacités de transferts d'oxygène (ETO) pour les diffuseurs fines bulles diminuent car elles sont sujettes à un encrassement biologique. Ce phénomène

réduit les performances, et implique de nettoyer périodiquement les aérateurs pour récupérer les efficacités de transferts initiales (US Environmental Protection Agency, 1977). Les diffuseurs à fines bulles doivent être correctement sélectionnés et ensuite entretenus afin de préserver l'efficacité du transfert initiale en limitant l'encrassement excessif et les possibles dommages du diffuseur. Le nettoyage par injection d'acide formique apporte souvent un gain d'économie de 10% (Bonino, 2015)

D'autres pistes sont aussi possibles (Krause et Cornel (2004), comme de prendre en compte les transferts d'oxygène venant du compartiment membrane, puis en ajustant les concentrations en MES dans les bassins biologiques afin d'avoir un coefficient alpha respectable. En effet, l'air membrane assure en moyenne 15% de la demande en oxygène. Freeman, et al. (2011) ont diminué la concentration de MES dans le bassin biologique de 8000 ( $\alpha=0,51$ ) à 5000 mg/L ( $\alpha=0,66$ ), ce qui a permis de réduire l'air process de 0.174 à 0.135 kWh/m<sup>3</sup>. De plus il est aussi important de mesurer la teneur en oxygène et en nitrates dans l'eau de sortie : c'est autant d'énergie transférée qui n'a pas été utilisée. Sur la base d'un apport spécifique brut de 3 kgO<sub>2</sub>/kW et d'un facteur alpha de 0,5, il est possible de quantifier l'énergie qui part dans l'eau traitée. Pour une station de 50 000 EH, cela représente pour des concentrations dans l'eau de sortie de :

- 1 mgO<sub>2</sub>/L → 6,6 10<sup>-4</sup> kW soit une perte de 0,66Wh/m<sup>3</sup>
- 10 mgN-NO<sub>3</sub>/L → 1,89 10<sup>-3</sup> KW soit une perte de 1,89Wh/m<sup>3</sup>

#### *1.2.1.1.2 Bioréacteur à membrane anaérobie*

La digestion anaérobie est une technologie très intéressante pour le traitement des eaux résiduaires, car à la place de transférer de l'oxygène pour accélérer la réaction, on récupère du CH<sub>4</sub> lors de la dégradation de la matière organique. Le coût du traitement est donc plus faible, grâce aux économies d'énergie pour la réaction mais aussi par la réduction du volume de boue que permet la digestion anaérobie comme de la valorisation possible du méthane produite. Cette voie laisse imaginer des stations d'épuration à énergie positive pour un futur proche.

Les premiers travaux publiés sur les-BàM anaérobie pour le traitement des eaux résiduaires sont apparus dans la fin des années 70 et au début des années 80 (Grethlein, 1978; Choate et al., 1982; Li et al, 1984, Visvanathan et al., 2000). Les objectifs recherchés dans ces études étaient:

- Dissocier le temps de séjour hydraulique du temps de rétention solide et donc augmenter la concentration de boues dans le bioréacteur;

- Limiter les pertes en biomasse en maintenant, grâce à la séparation membranaire des concentrations élevées ce qui permet (i) d'intensifier les réactions et (ii) d'améliorer la qualité de l'eau traitée;
- Retenir les composés colloïdaux lentement biodégradables afin de les convertir en biogaz;
- Parmi les avantages des Bàm anaérobies, on note
  - une très bonne qualité de l'eau traitée ;
  - une dissociation totale des temps de séjour hydraulique et de la biomasse, quel que soit la taille de la boue et son niveau de granulation ;
  - la compacité des installations ;
  - la désinfection de l'eau par rétention de bactéries et virus par la membrane, ce qui permet d'envisager la réutilisation des eaux traitées ;
  - la rétention des matières difficiles à dégrader et donc l'amélioration de la biodégradation de ces espèces.
  - La production d'énergie sous forme de biogaz.

Selon Choate et al. (1982), l'efficacité d'un procédé anaérobie est lié principalement à la concentration élevée de boue dans le réacteur, et au fait que le Bàm peut travailler avec des temps de séjour des boues élevés (van Lier et al., 2001), permettant un bon développement des microorganismes méthanogènes dont le taux de croissance et le rendement de conversion sont faibles.

#### *1.2.1.1.2.3 L'Anammox et le Shunt des nitrates*

Les procédés classiques de nitrification-dénitrification requièrent environ 3,5 – 5,7 kWh/kg N. (Beier et Schneider, 2008). L'utilisation de shunt des nitrates permet de diminuer cette consommation et d'atteindre 2 à 3 kWh/kg de N éliminé en limitant les flux à recirculer. La même valeur est annoncée pour un SBR à Sjölanda en Suède : 2.9 kWh/kg N. (Gustavsson et la Cour Jansen, 2011). Ces chiffres sont à rapprocher de notre indicateur : 1.47 gO<sub>2</sub>/gN-NH<sub>4</sub> éliminé, soit pour un ASB de 3 kgO<sub>2</sub>/kW et un facteur alpha de 0,5 : 0,98 kWh/kgN-NH<sub>4</sub> éliminé. Encore une fois les indicateurs ne coïncident pas trop, car notre consommation est propre à l'azote alors que les consommations affichées prennent en compte l'épuration du carbone ainsi que les besoins endogènes.

La demande énergétique des systèmes de traitement par le procédé Anammox varie entre 0,8 kWh/kgN et 2 kWh/kgN (Lackner et al., 2014). Des valeurs similaires de 1,2 kWh/kgN ont

été signalées précédemment par Wett et al. (2010). Ici les chiffres sont plus proches de notre indicateur, car le procédé Anammox est mis en place sur des effluents très peu chargés en carbone (Lackner et al., 2014).

Le tableau I-7 (Lackner et al., 2014) représente la consommation en kWh par kg d'azote éliminé de station à taille réelle avec le procédé Anammox .

Tableau I-7: Consommation en kWh par kg d'azote éliminé de station Anammox

STEP	Besoins de Ref.	Apeldoorn DEMON	Balingen DEMON	Heidelberg DEMON	Ingolstadt SBR	Nieuwegein DEMON	Zürich SBR
kWh/kgN	0,98	1.10	0.92	1.67	1.92	0.8	1.11

Les eaux usées municipales contiennent de l'azote et du carbone organique (Abbas et al., 2014), et s'il y a de carbone organique dans l'eau, les hétérotrophes dénitrifiants sont en compétition avec les microorganismes Anammox ne leur laissant presque pas de nitrites pour leur métabolisme. Ni et al. (2012) ont montré que le ratio DCO/N devait être très faible pour ne pas affecter la réaction d'Anammox. Mais, si dans les eaux usées, le ratio de COD/N est supérieur à 1 (Güven et al., 2005) les bactéries dénitrifiantes l'emportent sur les bactéries Anammox.

La solution idéale en terme énergétique est donc de traiter la matière organique par un BâM anaérobie, puis d'ajouter le procédé Anammox pour éliminer l'azote sans apport de carbone (Dai, et al, 2015)

#### *1.2.1.1.2.4 Ajout de Contrôleurs*

La clef est de fournir de l'oxygène au plus juste des besoins. Initialement, les aérateurs tournaient 24h/24h. Puis, par soucis d'économie, ces aérateurs ont été montés sur horloge ou plus précis, ajustés au débit d'entrée. Ensuite, les capteurs : Oxygène dissous et Redox ont permis de faire encore un pas dans l'ajustement des besoins au plus proche de la vie biologique et des paramètres de pollution (N-NO<sub>3</sub>). Aujourd'hui, avec le développement de sonde en ligne de mesure de l'azote (N-NO<sub>3</sub> et N-NH<sub>4</sub>), il est encore possible de faire des économies. Les traiters d'eau ont alors développé des lois de commande permettant de minimiser les temps d'aération tout en gardant les bactéries en bonne état physiologique et en minimisant les rejets en azote. Des brevets ont été déposés :Amonit chez Veolia, Ammonair pour Saur et Greenbass pour Degrémont. Les capteurs plongés dans les boues activées traduisent de manière directe et continue la variation des concentrations en ammonium et nitrates, sous-produits de



l'azote. En fonction de ces données, un algorithme ajuste le débit d'air fourni au bassin au plus près des besoins.

### **1.2.1.2 Utilisation des meilleures technologies disponibles**

Au-delà des paramètres de design et de l'optimisation des paramètres opératoires, quand une installation fonctionne 24h/24, il est important de bien sélectionner le matériel. En effet, même avec un surcout important à l'achat, le matériel peut rapidement être rentabilisé en réduisant son coût de fonctionnement :

- Par exemple, en traitement des gaz, les souffleuses à haute efficacité permettent un gain de 15 % par rapport à des soufflantes volumétriques.
- Les suppresseurs d'air à vis présentent aussi de meilleures efficacités. L'installation de 2 turbines MOS Biotrade en juin 2013 sur la station de DESCARTES de 7000 EH en France a permis de réduire les consommations de 20% (Bonino, 2015).
- L'efficacité énergétique des aérateurs à plaques apporte un gain significatif par rapport aux aérateurs fines bulles classiques, et permettent une diminution de 25% de la demande énergétique. La station d'épuration de **Sliedrecht** (BAC) d'une capacité de 40.000 EH. a pu traiter 25% d'effluent en plus 354 kgDBO<sub>5</sub>/h (au lieu de 281) en changeant uniquement ses aérateurs. En effet, par rapport aux aérateurs classiques à fines bulles qui affiche des rendements de transfert de 17-20 gO<sub>2</sub>/Nm<sup>3</sup>/mètre de colonne d'eau, soit un apport de 3,0-3,5 kgO<sub>2</sub>/kWh, les aérateurs à plaque affichent des efficacités de 25-30 gO<sub>2</sub>/Nm<sup>3</sup>/m, soit des apports de 4,0-5,0 kgO<sub>2</sub>/kWh.

## **1.2.2 Pompe**

### **1.2.2.1 Configuration des pompes**

De plus en plus de Bàm fonctionnent en filtration gravitaire. En effet de nombreux constructeurs limitent la perte de charge maximale à 0,3 bars soit trois mètres d'eau. Ces trois mètres sont obtenus en baissant le point de rejet. Et une électrovanne permet de créer une contre-pression coté perméatet donc d'ajuster le débit filtré. En optimisant la filtration gravitaire (9 min filtration, 1 min de relaxation et un rétrolavage tous les 10 cycles de filtration). Tao et al., (2009) ont réduit la consommation de 0,59 kWh/m<sup>3</sup> et affichent des consommations d'énergie inférieures à **0,7 kWh/m<sup>3</sup>** (Tao et al., 2009).

### **1.2.2.2 Pompe de recirculation**

La consommation d'énergie pour la recirculation est proportionnelle à la pression de refoulement (pertes de charges + dénivelé) et au débit ( $P=Q\Delta P$ ).

Les taux de recyclage sont nécessaires pour (i) ramener les boues du clarificateur ( $R \approx 100\%$ ) vers les bassins biologique et ramener les nitrates du bassin aéré vers le bassin anoxique ( $R_{\text{interne}} \approx 300-400\%$ ). Quand les débits sont faibles (pendant la nuit par exemple) moins de nitrates sont produits et les besoins de recirculation peuvent être réduits tout en surveillant le potentiel redox. Cooper et al. (2006) ont alors proposé d'arrêter la recirculation interne pendant la nuit. Ils proposent même d'arrêter la recirculation interne dès que le débit est inférieur à 20% du débit moyen et de pratiquer une aération séquencée dans le bassin aéré. Ces différentes stratégies permettent de minimiser les coûts de pompage.

### I.3 Conclusion

Le tableau I-8 fait la synthèse des consommations d'énergie des différentes opérations unitaires utilisées en traitement d'eau usée. Cette synthèse provient des données de l'étude bibliographique et plus particulièrement des publications de Smith, 1973 et 1978 et Pabi et al., (2013).

Tableau I-8: Energie requise pour les opérations unitaires de traitement des eaux usées

	Energie consommée	kWh/m <sup>3</sup>	kWh/EH/an
<b>Prétraitement</b>	Dégrillage	0,00047-0,000029	0,033-0,0021
	Dessablage aéré	0,024-4,2e-03	1,7-0,3
	Dessablage	0,00045-0,00009	0,0033-0,0066
<b>Traitement primaire</b>	Décanteur primaire	0,007-0,0019	0,5-0,14
<b>Traitement secondaire</b>	Lit Bactérien (LB)	0,016-0,014	1,1-0,97
	RBC mécanique	0,072	5
	RBC aéré	0,14	10
	BF avec recirculation	0,1-0,041	7,3-2,9
	Aération sans nitrification	0,16-0,14	11-10
	Aération avec nitrification	0,26-0,25	18,9-18,25
	Recirculation BAC	0,012-0,0083	0,85-0,59
	Aération membranaire	0,14-0,73	10-53
	Clarificateur secondaire	0,011-0,0019	0,76-0,14
<b>Traitement des Boues</b>	Pompe des boues	0,00044-0,00017	0,031-0,012
	Digesteur anaérobie*	0,005	0,36
	Digesteur aérobie**	0,26	19
	Epaississeur gravitaire	0,0023-0,00036	0,16-0,026
	flottation à l'air dissous	0,018-0,012	1,3-0,88
	Filtre presse à bande *	0,0057	0,4
<b>Désinfection</b>	Chlorination	0,00022-0,00071	0,016-0,051
	Filtration tertiaire	0,036-0,0087	2,6-0,62
	Pompe alimentation filtre	0,038-0,018	2,7-1,3
	UV désinfection*	0,06	0,44

\*La valeur indiquée est pour un débit entrant  $>200\,000\text{ m}^3/\text{j}$

\*\*La valeur indiquée est pour un débit entrant  $<4\,000\text{ m}^3/\text{j}$

Les kWh/EH/an sont estimés sur une base de  $200\text{L}/\text{EH}/\text{j}$ .

Comme attendu, les procédés où l'oxygène est fourni par transfert convectif (RBC, LB) sont les plus sobres. Ensuite, viennent les procédés traitant uniquement le carbone puis ceux traitant l'azote et à la fin les procédés les plus intensifs. La Figure I-15 reprend donc ces opérations unitaires en fonction de leurs besoins fonciers. L'emprise du sol est donc aussi un critère à prendre en compte lors du choix de la station. Ce choix est ensuite fonction du nombre d'EH à traiter. Inwent, (2007) propose la règle suivante, si le foncier disponible est supérieur à  $6\text{m}^2/\text{EH}$ , le traitement extensif est souhaitable et en dessous de  $1\text{m}^2/\text{EH}$ , les traitements intensifs s'imposent.

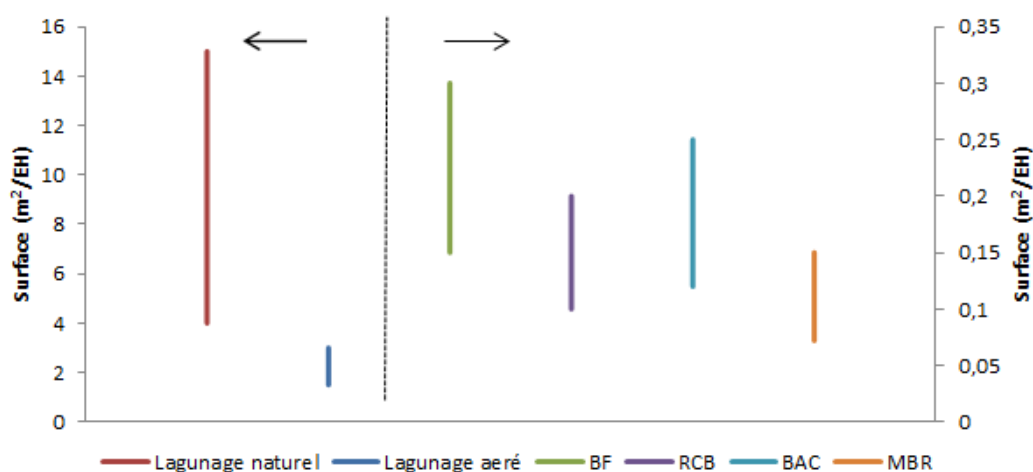


Figure I-15: Surface occupée (en  $\text{m}^2$ ) par équivalent d'habitant pour les procédés extensifs et intensifs de traitement des eaux usées.

Une fois le choix des opérations unitaires effectué, il faut définir des besoins énergétiques de référence. Afin de pouvoir comparer les installations entre elles, nous proposons d'utiliser le critère  $\text{kgO}_2$  à transférer ce qui permet d'être plus précis qu'une puissance spécifique par mètre cube d'eau à traiter. Ainsi et afin de prendre en compte et la matière organique et l'azote, nous proposons les ratios suivants :  $0,33\text{ gO}_2/\text{gDBO}_5$  éliminé et  $1,47\text{ gO}_2/\text{gN-NH}_4$  éliminé. Les besoins de référence pour un EH sont donc  $40,4\text{ gO}_2$  à transférer/j auxquels une fraction variable vient s'ajouter pour assurer les besoins endogènes. Dans le cas d'une station type BAC traitant l'azote, il faut compter  $90\text{ gO}_2$  à transférer/j/EH, soit  $21,9\text{ kWh}/\text{EH}/\text{an}$ .

Pour un BâM, les besoins sont variables d'une installation à l'autre, il faut rajouter environ 40% d'énergie en plus pour le procédé membranaire. Pour minimiser cette énergie, il est proposé de toujours filtrer au débit maximal admissible, puis de profiter d'un marnage suffisant dans les bassins pour faire des étapes de relaxations. Les consommations annoncées restent cependant élevées et proches de 50kWh/EH/an. Les consommations de références ayant été fixées (Tab.I-9), il faut investir dans les meilleures techniques disponibles (en terme de rendement énergétique) puis conduire de façon optimale la station. L'aération (Surpresseur à vis et aérateur à plaques) devra être ajustée au plus juste par des contrôleurs sur les paramètres de pollution ( $O_2$ ,  $NH_4$  et  $NO_3$ ) et sur le redox pour maintenir les boues en bon «état physiologique». La mise en place de variateurs de fréquence sur les pompes permettra aussi d'ajuster les recirculations aux besoins et donc de minimiser encore les dépenses.

## **Partie II : Matériels et méthodes**

## **II. Matériels et méthodes**

Dans ce chapitre, nous discutons des matériaux et des méthodes utilisés pendant les travaux de recherche et décrits dans cette thèse.

### **II.1 Présentation des stations d'épuration**

Pour les besoins de cette étude, deux stations d'épuration proche de Montpellier ont été suivies : une station qui utilise un procédé bioréacteur à membranes immergées (La Grande Motte, noté LGM) et une station équipée de boues activée conventionnelle (Mauguio).

#### **II.1.1 Présentation de la station de La Grande Motte**

##### **II.1.1.1 *Caractéristiques de l'installation***

La station d'épuration de LA GRANDE MOTTE traite des effluents majoritairement domestiques, collectés sur la commune de LA GRANDE MOTTE.

Les débits et charges à traiter sont détaillés dans le tableau II-1. Ces charges tiennent compte de l'ensemble des apports hydrauliques et polluants collectés par les réseaux, ainsi que par des apports extérieurs à traiter sur le site de la station, à savoir :

- Des sables et matières de curage de réseaux;
- Des graisses, provenant des principaux restaurants de LA GRANDE MOTTE, CARNON et PALAVAS-LES-FLOTS.

Les caractéristiques retenues pour l'effluent d'entrée et les flux à traiter, ainsi que les objectifs de traitement sont reportées dans le tableau II.1:

Tableau II-1 : Charge à traiter-caractéristique de l'eau brute et objectif de traitement- LGM-

	Unités	Basse saison	Inter saison	Haute saison
Capacité en équivalent habitant	EH	22500	41000	65000
<b>Charge hydraulique</b>				
Débit journalier Temps sec	m <sup>3</sup> /j	4660	6160	8960
Débit journalier Temps de pluie	m <sup>3</sup> /j	5540	7040	9840
Pointe horaire Temps sec	m <sup>3</sup> /j	380	510	680
Pointe Horaire Temps pluie	m <sup>3</sup> /j	1750 <sup>(*)</sup>	1750 <sup>(*)</sup>	1750 <sup>(*)</sup>
<b>Flux de polluant à traiter</b>				
DBO <sub>5</sub>	kg/j	1350	2460	3900
DCO	kg/j	3498	5718	9879
MES	kg/j	2147	3141	5162
NTK	kg/j	339	627	1093
Pt	kg/j	45	89	156
<b>Objectifs de traitement</b>				
		Arrêté de rejet (22/06/2007) (mg/L)	Objectifs SAUR (mg/L)	
DCO	mg/L	125	60	
MES	mg/L	35	5	
N global	mg/L	15	10	
Pt	mg/L	2	0.8	

<sup>(\*)</sup> : Correspondant au débit maximum refoulé par les 4 postes de relevage en fonctionnement de pointe simultanée.

### II.1.1.2 Description de la station

#### II.1.1.2.1 Filière eau

##### II.1.1.2.1.1 Arrivée des effluents et Prétraitement

Le relèvement des effluents bruts est assuré pour une hauteur de 10.5 mètres de colonne d'eau par quatre pompes submersibles avec une puissance unitaire maximum de 614 m<sup>3</sup>/h. Lors d'épisodes pluvieux importants (épisodes méditerranéens) le surplus de débit à l'entrée de la station est envoyé vers le canal du Rhône à Sète adjacent à la station (by-pass).

L'installation comprend trois lignes de dégrillage de type « incliné à escalier » fonctionnant en parallèle, dont une en secours, chacune étant susceptible de traiter la moitié du débit de pointe. Un déssableur-dégraisseur est utilisé pour éliminer les sables (sédimentation gravitaire) et les graisses (en surface).

La séparation des graisses s'effectue par différence de densité huile/eau. Une injection de fines bulles d'air permet, par un effet de coalescence, une meilleure capture des graisses et facilite la récupération en surface.

Les graisses piégées en surface sont récupérées grâce à un système de raclage automatique. Les influents sont ensuite passés sur un tamisage fin, de maille 2 mm, qui a pour objectif de protéger les équipements membranaires en retirant toutes les particules non biodégradables susceptibles de se déposer dans les ouvrages ou de détériorer les membranes. L'installation est équipée de 3 tamis de type tambour rotatif à alimentation interne (in-out), Fig II-1. La maille des tamis est ronde. Les tamis sont dimensionnés pour traiter la totalité du débit de pointe temps de pluie soit 1756 m<sup>3</sup>/h. Chaque tamis est capable de traiter 900 m<sup>3</sup>/h.

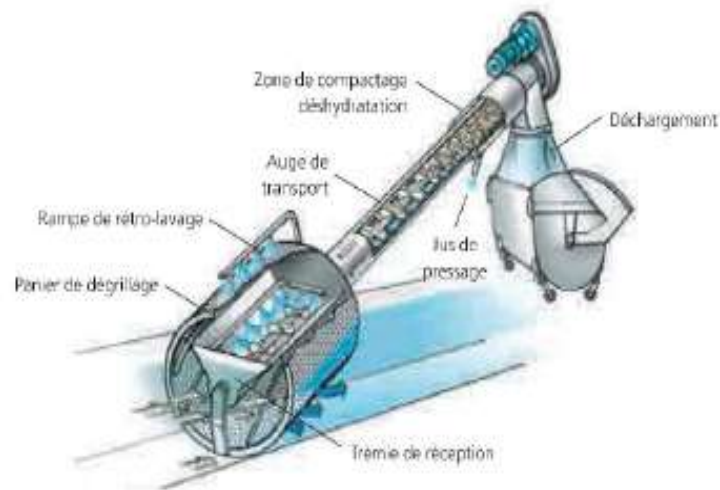


Figure II-1 : Tamis de type tambour rotatif

#### II.1.1.2.1.2 Traitement biologique

L'installation est composée de deux files de traitement complètes « Anaérobie – Anoxie - Aération complémentaires » d'un canal de répartition, et de 4 cellules membranaires. Le canal de répartition offre ainsi une grande souplesse d'exploitation et une latitude totale quant au nombre de cellules en marche. Le point de prélèvement pour l'autocontrôle d'entrée se fera dans le canal de répartition en aval des dégrilleurs. Il sera asservi au débit d'eau brute entrant. Cette organisation permet également de s'adapter aux variations de charge saisonnières permet de proposer le mode de gestion du traitement biologique suivant, tableau II-2.

Tableau II-2: Les différentes périodes de station

En basse saison	En intersaison	En haute saison
* Une file anaérobie/anoxie/aération, * + 1 à 4 cellules membranaires en permutation	* Deux files anaérobie/anoxie/aération, * + 1 à 4 cellules membranaires en permutation	* Deux files anaérobie/anoxie/aération, * + 1 à 4 cellules membranaires en permutation



Le Bassin anaérobie reçoit les eaux issues des prétraitements et les boues recirculées de la zone d'anoxie. Chaque zone anaérobie est équipée d'une pompe de vidange et d'une vanne pneumatique permettant d'isoler et vidanger toute une file biologique notamment en période hivernale pendant laquelle la zone anaérobie de la file isolée sert de bassin de stockage complémentaire au marnage de la file en service. La zone d'anoxie est un bassin alimenté en boues et en liqueur mixte. La zone d'anoxie est équipée d'agitateurs pour éviter la formation de dépôts et favoriser les contacts entre la biomasse et la pollution. Elle est également équipée de pompes permettant la recirculation des boues vers la zone anaérobie.

Tous les dimensionnement des bassins biologique de la station LGM sont résumés dans le tableau II-3 :

Tableau II-3: *Dimensionnement des bassins biologique de la station LGM*

Bassin	Volume des bassins (m <sup>3</sup> )	Nombre	Volume total (m <sup>3</sup> )
Anaérobie	600	2	1 200
Anoxie	500	4	2 000
Bassin aéré	2 850	2	5 700
Réacteur membranaire	330	4	1 320

#### II.1.1.2.1.3 Membranes – AQUA-RMR®

La séparation de la biomasse épuratrice et de l'eau traitée est réalisée par des membranes planes de microfiltration Kubota® regroupées dans des modules verticaux immergés dans des bassins spécifiques. La pression nécessaire pour le passage de l'eau traitée à travers les membranes est fournie par : la submersion du module et une dépression en aval des membranes par siphonage. L'eau interstitielle passe de l'extérieure de la membrane à l'intérieur de la membrane. Les plaques de membranes planes sont regroupées en modules où elles sont fixées de manière verticale et rigide sur un cadre. En partie supérieure et intermédiaire des plaques, des tubes récupèrent l'eau filtrée qui est collectée dans des tubulures (collecteur de perméat). Les modules reposent en fond de réacteur. En partie inférieure du module, un dispositif d'aération est installé. Le réseau d'air est installé à la base des modules de membranes. Pour chaque module, il est constitué d'une nourrice principale alimentant un réseau de canalisation d'air en forme de râteau. Les canalisations d'air sont équipées de diffuseurs qui assurent l'aération des modules membranaires. En filtration, l'aération fonctionne en marche continue. Le surpresseur n'est pas arrêté pendant la phase de relaxation. Pour la période de non filtration, l'aération se fait 5 min pour chaque heure pour mettre la matière en suspension.

Tableau II-4: *Caractéristiques des membranes Kubota®*

Type de membrane	RW 400	
Surface d'une plaque	1,45	m <sup>2</sup>
Nombre de plaque/module	400	U
Surface du module	580	m <sup>2</sup>
Nombre de module par rangée	7	U
Nombre d'étage	1	U
Nombre de rangée par réacteur	1	U
Nombre de réacteur	4	U
Débit moyen de l'installation	9 840	m <sup>3</sup> /j
Débit max de l'installation	550	m <sup>3</sup> /h
Flux moyen membranes	25,2	L/h.m <sup>2</sup>
Flux de pointes	33,9	L/h.m <sup>2</sup>
Surface totale des membranes	16240	m <sup>2</sup>

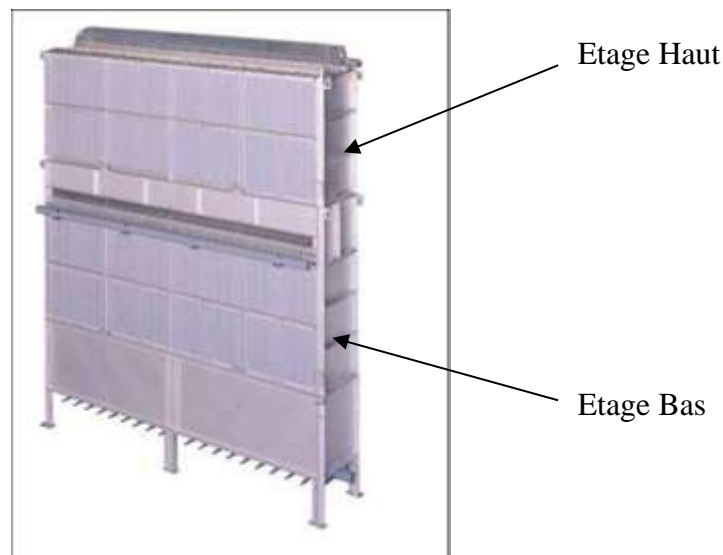


Figure II-2: Module membranaire double étages un étage Haut et Bas

Le traitement biologique au sein de la Grande Motte se fait par un bioréacteur à membrane immergé (bassin anaérobie, anoxie, aération biologique et phase de séparation par membrane) où son volume est changé selon la variation saisonnière et la capacité de station. En mode été, tous les bassins sont en service. En mode hiver, les bassins d'anoxie et d'aération de la file qui n'est pas en service sont vides. Le bassin d'anaérobie de la file qui n'est pas en service sert de bassin tampon complémentaire. Les 4 cellules membranes sont en service afin de répondre aux contraintes maximales de débit traité imposées par l'étape de filtration membranaire

#### II.1.1.2.2 Filière boues

Le dimensionnement de l'atelier est établi sur la quantité de boues produites.

Elle comprend :

- Les boues produites par la déphosphatation physico-chimique (ajout de  $\text{FeCl}_3$ )
- Les boues produites par le traitement biologique

Les boues produites par l'activité biologique doivent être extraites régulièrement de manière à maintenir une concentration constante et optimum dans les bassins d'aération. Un poste de polymère permet de préparer les poly-électrolytes à des concentrations définies. Le polymère permet d'accroître la qualité de séparation entre la boue et l'eau sur l'étage de déshydratation. Après, les boues passent vers la centrifugation. La centrifugation permet à partir de boues, de récupérer en sortie deux produits distincts à savoir, les concentra et les boues déshydratées. Les concentra sont retournés vers le poste toutes eaux, tandis que les boues déshydratées sont envoyées vers les bennes de stockage.

Les différentes étapes de traitement de la station Grande Motte est présenté dans fig.II-3 et dans le synoptique simplifié de la station (Fig. II-4).



Figure II-3: Vue aérienne de la station de la Grande Motte

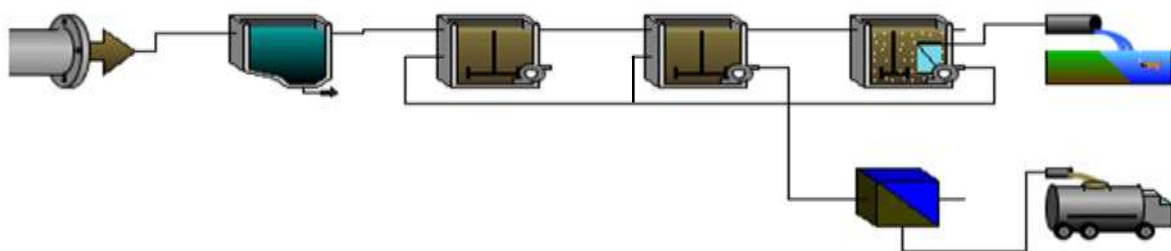


Figure II-4: Synoptique de la station d'épuration de la Grande Motte

### **II.1.1.3 Collecte de données**

Les données de la Grande Motte ont été collectées entre le 01-Mai-2013 et le 23-Septembre-2015

Chaque jour, les paramètres représentatifs du fonctionnement de l'installation ont été récupérés au niveau de la supervision:

- Débit entrée, débit sortie station, débit des retours en tête, débit des boues extraites,
- Le temps de marche des principaux moteurs liés au traitement de l'eau et de boues.
  - Les différentes pompes dans la station : relevage, recirculation, extraction,
  - Les différents aérateurs : aération biologique et membranaire

Les données transmises directement par la SAUR :

- le Dossier des Ouvrages Réalisés (DOE)
- les bilans d'auto surveillance : Années 2013, 2014 et 2015
- les suivis processus (analyses labo entrée/sortie/Bassin d'aération/réacteurs membranaires) – Années 2013, 2014 et 2015

Les données de supervision exportées automatiquement du logiciel (ELOISE Version 2.0) :

- les synoptiques stations
- les bilans journaliers et mensuels (RJM, RJ et RM) des mesures et compteurs de la station (Volume, temps de marche des différents pompes, des supprimeurs, compteur(DIRIS) pour les Années 2013, 2014 et 2015.

Ces informations et ces données ont ensuite été exploitées pour calculer quotidiennement les paramètres de fonctionnement (production de boue, âge de boue, ...) et la consommation énergétique. (Voir partie II.1.3.3 et II.1.3.4).

## **II.1.2 Présentation de la station de Mauguio**

### **II.1.2.1 Charge à traiter – caractéristiques de l'eau brute**

Les débits et charges hydrauliques retenues pour le dimensionnement de la station de Mauguio ainsi que les niveaux de rejet associés à la filière de traitement sont détaillés dans le tableau II.5:

Dans la journée il y a certaines périodes durant les quelles la consommation d'eau peut être beaucoup plus forte que celle correspondant au débit moyen (ce que l'on voit dans le tableau II.5). On applique alors un coefficient appelé coefficient de pointe. Le coefficient de pointe calculé comme le rapport entre le débit de pointe horaire et le débit moyen horaire.

Tableau II-5: Charge à traiter-caractéristique de l'eau brute de la station de Mauguio

	Unités	Situation temps sec	Situation temps pluie
Capacité en équivalent habitant	EH	24000	31867
<b>charge hydraulique sur biologique</b>			
Débit nominal	m <sup>3</sup> /j	4680	5960
Débit moyen	m <sup>3</sup> /h	195	248
Débit de pointe	m <sup>3</sup> /h	365	685
Coefficient de pointe	-	1,87	2,76
<b>Flux de polluant à traiter</b>			
DBO <sub>5</sub>	kg/j	1440	1912
DCO	kg/j	3240	4300
MES	kg/j	1440	1912
NTK	kg/j	288	384
Pt	kg/j	48	64
<b>Concentration eau brute</b>			
DBO <sub>5</sub>	mg/L	308	321
DCO	mg/L	692	721
MES	mg/L	308	321
NTK	mg/L	62	64
Pt	mg/L	10	11
Température minimale	°C	12	12
<b>Objectifs de traitement (arrêté 22/06/2017)</b>			
DBO <sub>5</sub>	mg/L		25
DCO	mg/L		125
MES	mg/L		35
N global	mg/L		10
Ptotal	mg/L		1

### II.1.2.2 Descriptif des ouvrages

Les eaux à traiter arrivent sur la station par la conduite gravitaire en provenance du réseau d'assainissement. Ce réseau est de type unitaire et séparatif. Les eaux à traiter passent un dégrillage qui débarrasse l'eau brute des plus gros déchets qu'elle contient. Les déchets sont collectés sur la grille. Ils sont ensuite repris par une vis transporteuse dont le fonctionnement est synchronisé à celui du dégrilleur. Le poste de relèvement collecte les effluents et abrite 2 pompes (et 1 secours) submersibles fonctionnant en cascade destinées à alimenter les ouvrages de prétraitements. Des variateurs de fréquence placés sur les pompes permettent d'adapter le débit relevé au débit entrant afin d'alimenter le plus régulièrement possible l'unité et fiabiliser la qualité du traitement. En cas de temps de pluie et de débit important, la surverse du poste de relèvement station déverse dans la bêche de relèvement vers le lagunage. L'eau brute doit être débarrassée par un dégrillage fin de tout objet, flottant ou non, pouvant

perturber la suite du processus par leur caractère non biodégradable ou pour les dégâts causés sur les appareils électromécaniques (pompes, ponts roulants...). Après le dégrillage fin, l'eau brute passe ensuite par un Dégraisseur–Dessableur pour éliminer les sables et graviers (qui peuvent former des dépôts dans les ouvrages et détériorer les équipements) et protéger la station contre la venue de graisses qui peuvent perturber le fonctionnement de l'étage biologique (diminution du rendement de transfert en oxygène et développement du moussage).



Figure II-5: *La station des boues activée de Mauguio*

La zone de contact est un bassin brassé mécaniquement, alimenté en eaux brutes et boues de recirculation où la biomasse est soumise à un stress violent. Le bassin d'anaérobie reçoit les effluents à traiter et les boues de recirculation issues de la clarification. L'ensemble est homogénéisé par un agitateur immergé relevable.

Les boues formées par la biomasse lors de l'élimination de la pollution sont piégées dans le clarificateur et sont raclées par un pont pour être amenées vers le centre puis elles s'écoulent gravitairement vers le puits à boues pour être recirculées. L'eau clarifiée est récupérée par surverse, avant d'être rejetée dans le milieu naturel. Les boues récupérées en fond de clarificateur sont :

- Pour partie recirculées en tête des bassins de boues activées afin de maintenir la concentration optimum en biomasse nécessaire à la dépollution. Habituellement, on considère que le taux de recirculation optimum est de l'ordre de 120 à 140 % au débit maximum de l'usine.
- Pour partie, extraites vers la filière boues où elles sont déshydratées avant évacuation en dehors de la station. Dans une centrifugeuse, la séparation de l'eau et de la boue se fait par une mise en rotation à grande vitesse par l'action de la force centrifuge.

La répartition des volumes entre les ouvrages est détaillé dans tableau II.6

Tableau II-6: Répartition en volume des différentes zones, Principales caractéristiques de fonctionnement Moyen

Paramètre	Unités	Caractéristiques
<b>Répartition en volume des différentes zones</b>		
Nombre de file		1
Zone de contact	m <sup>3</sup>	150
Zone d'anaérobie	m <sup>3</sup>	1200
Bassin aéré	m <sup>3</sup>	4650
Total bassins de traitement	m <sup>3</sup>	5950
<b>Principales caractéristiques de fonctionnement Moyen</b>		
Charge entrée station	kg DBO <sub>5</sub> /j	1440
Concentration en MVS	g/l	3,3
Charge massique	kg DBO <sub>5</sub> /kgMVS.j	0,073
Charge volumique	kg DBO <sub>5</sub> /m <sup>3</sup> .j	0,24

### II.1.3 Analyse du fonctionnement des installations

#### II.1.3.1 Traitement biologique

##### II.1.3.1.1 Aération biologique (Aération-brassage)

Pour les deux types de station, le traitement biologique a dépend de l'aération discontinue (Aération-brassage), Fig.II-6.

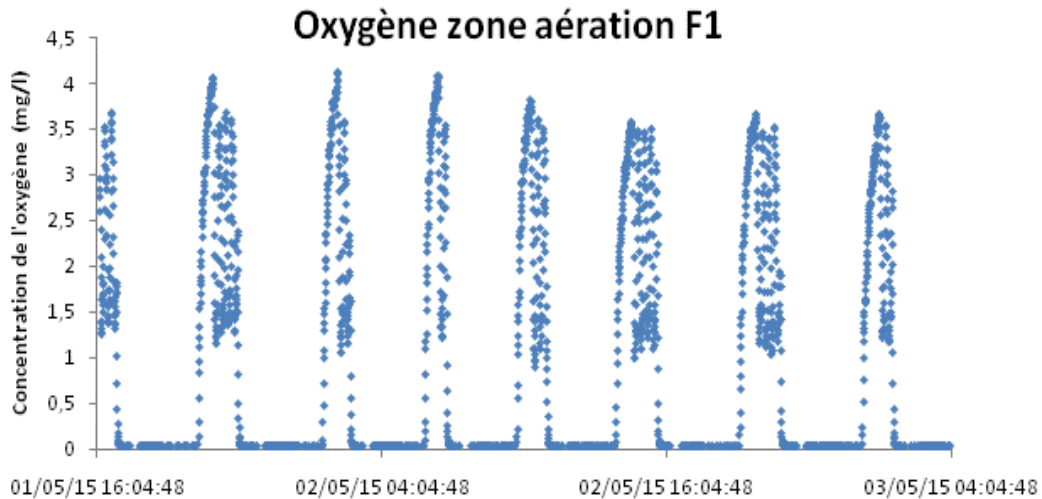


Figure II-6: Cycle de nitrification- dénitrification pour la STEP de la Grande Motte

Le bassin d'aération sert à :

- L'abattement de la pollution carbonée
- La nitrification (lors des phases aérées)
- Et la dénitrification (lors des phases non aérées)

La dissociation de l'aération et du brassage dans le bassin, combinée à la diffusion d'air sous forme de fines bulles, est une solution économique sur le plan énergétique, surtout en présence des variations de la charge polluante.

### Description d'un cycle

Le cycle d'aération comprend 4 phases comme le montre **FigII.7**:

#### Phase de montée

Elle permet de remonter le niveau de redox et / ou d'oxygène à un niveau proche de celui de dérégulation. L'aération est en marche à une valeur de consigne fixe de débit. La phase de montée se termine sur détection du niveau haut de contrôle oxygène ou redox. Une durée trop longue de phase de montée est l'indicateur d'un dysfonctionnement de la sonde.

#### Phase de régulation.

Durant cette phase, la régulation ajuste le débit d'air pour maintenir le niveau d'oxygène ou de redox au niveau de la consigne. La durée de la phase de régulation est fixée par l'exploitant. Les niveaux de régulation choisis doivent permettre une nitrification maximum de l'ammoniac.



## Phase de descente

L'aération est arrêtée. L'oxygène accumulé pendant les deux phases d'aération précédente est consommé. La fin de la phase de descente est déterminée par le seuil de contrôle bas redox.

## Phase d'attente

Cette phase doit permettre le maintien de condition anoxique durant une durée suffisamment longue pour permettre une bonne dénitrification. La durée de la phase de régulation est fixée par l'exploitant. Le seuil de niveau bas permet d'arrêter la phase d'attente même si elle n'est pas terminée pour éviter que le milieu ne devienne trop réducteur.

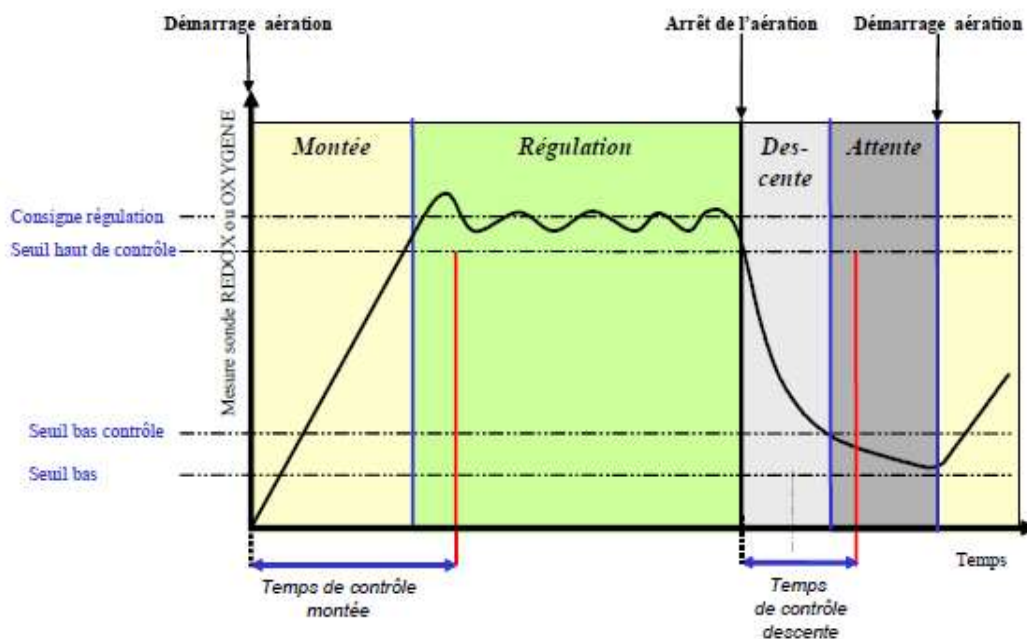


Figure II-7: Le cycle d'aération biologique de la STEP de la Grande Motte

## Consigne de réglage

Le tableau II.7 donne à titre indicatif les fourchettes de valeurs usuelles des différents réglages de la régulation Redox Air. Les paramètres sont bien entendu à ajuster en fonction de la qualité de l'eau brute, de la charge en entrée de station, des concentrations en boues dans les bassins.

Tableau II-7: Consigne de réglage de cycle d'aération pour la STEP de la Grande Motte

Phase	Paramètre	valeurs
Montée	Consigne de débit	60 à 80% du débit maximum
	Seuil haut de contrôle Redox	80 à 120 mV Ag/AgCl
	Temps de contrôle de montée	30 à 60 min
Régulation	Consigne de régulation oxygène	2 à 3 mg O <sub>2</sub> /l
	Consigne de régulation redox	120 à 180 mV Ag/AgCl
	Durée phase de régulation	50 à 80 min

Descente	Seuil bas de contrôle Redox	0 à +50m Ag/AgCl
	Temps de contrôle de descente	20 à 30 min
Attente	Durée phase d'attente	10 à 30 min
	Seuil bas Redox	-75 à 100 mV Ag/AgCl

### II.1.3.1.2 Quelques relations de calcul de dimensionnement des STEP

#### II.1.3.1.2.1 Charge massique (kg DCO/kg MES/j)

La charge massique est le rapport entre le flux massique du DCO entrée station en (kg DCO/j) et la masse MES présente dans les bassins biologique

$$C_m \left( \frac{\text{kg DCO}}{\text{j. kg MES}} \right) = \frac{\frac{\text{kg DCO entré station}}{j}}{\text{kg MES dans les bassins biologiques}}$$

Équation II-1

#### II.1.3.1.2.2 L'âge des boues

Age des boues (TRS) représente le rapport entre les boues présentes dans le bassin d'aération et la production de boue biologique.

$$TRS = \frac{\text{Masse (MES) présentes dans les bassins biologiques}}{\text{flux massique d'extraction des boues}} = \frac{\sum_i X_i V_i}{Q_x X_x}$$

Équation II-2

Ou :

$V_i$  = Volume du réacteur i ( $\text{m}^3$ );

$X_i$  = MES dans le réacteur i ( $\text{kg}/\text{m}^3$ );

$Q_x$  = Débit volumique des boues extraites ( $\text{m}^3/\text{j}$ );

$X_x$  = Concentration des boues extraites ( $\text{kg}/\text{m}^3$ ).

L'âge des boues s'exprime comme le rapport entre la masse de MES dans les bassins biologique (dans notre cas c'est la masse présenté dans les bassins d'aération et les compartiments membranaires, kg) et le flux massique des boues en excès extrait ( $\text{kg MES}/\text{j}$ ). Deux pompes de puissance unitaire entre 6 et 35  $\text{m}^3/\text{h}$  sont utilisé pour alimentation les centrifugeuses de la STEP de la Grande Motte, chaque pompe permet d'extraire les boues de 2 réacteurs. Due à l'impossibilité de récupérer l'information portant sur l'origine des boues extraites (de quel

réacteur sont-elles issues ?), la concentration des boues en excès est calculé comme la moyenne des MES dans les quatre réacteurs membranaires pour le calcul du TRS total, la moyenne des MES des réacteurs 1 et 2 pour le TRS de la file 1 et la moyenne des MES des réacteurs 3 et 4 pour le calcul du TRS de la file 2 durant les périodes où deux files sont en fonctionnement (IS et HS).

#### *II.1.3.1.2.3 Production spécifique des boues (kg MES produit/kg DCO éliminé /jour)*

La production de boues globale sur la période est déterminée par la quantité cumulée de boues extraites. Cette production globale est ensuite rapportée au flux global de DCO éliminé sur la même période pour obtenir la production de boue spécifique exprimée en kg MES/kg DCO éliminé.

Dans cette étude la production des boues se fait pour les deux périodes « hivernaux et estivaux » durant toute la période d'étude (de 1/05/2013 au 23/09/2015).

### **II.1.3.2 Propriétés de filtration**

#### II.1.3.2.1 Contrôle de filtration

La filtration des membranes dans la STEP de LGM est contrôlée par les paramètres suivants, tableau II-8:

*Tableau II-8: les paramètres de contrôle de la filtration sur la STEP de LGM*

<b>Paramètres</b>	<b>Fréquence</b>
Débit d'aspiration	Mesure en continu des débits d'aspiration haut et bas
PTM	Mesure en continu sur les circuits d'aspiration haut et bas
Perméabilité	Calculé sur les étages haut et bas à partir des mesures en continu de débit d'aspiration, de pression transmembranaire et de la température.  Le calcul est fait en continu par l'automate
Température	Mesure continue dans le bassin biologique
MES	Mesure continue dans le réacteur membranaire

#### II.1.3.2.2 Vitesse de colmatage

La vitesse de colmatage (pente de perméabilité) est calculée avec un pas de temps de 10 min à partir des données de perméabilité récupérée et avec la relation suivante:

$$\frac{\Delta Lp}{\Delta t} = \frac{Lp_{i+1} - Lp_i}{t_{i+1} - t_i}$$

Équation II-3

Ou

$\frac{\Delta Lp}{\Delta t}$  : Pente de variation de Lp (vitesse de colmatage) en LMH/bar/min

$Lp_{i+1} - Lp_i$  : Variation de la perméabilité entre le point (i+1) et le point précédente (i) pour un intervalle de  $\Delta t = t_{i+1} - t_i$  égale à 10 min.

#### II.1.3.2.3 Lavage de la membrane

Des données de Pression TransMembranaire (PTM), perméabilité (Lp), Débit d'air, et flux de filtration sont collectées avec un pas de temps de 10 min durant la période 1/04/2014 au 23/09/2015 pour chaque étage et pour chaque réacteur. Les jours correspondant aux lavages ainsi que le type de lavage effectués sur les membranes (lavage chimique ou retro lavage) sont identifiés à partir des données collectées sur le temps de fonctionnement des pompes d'acide, de javel et d'eau. Le suivi journalier de la perméabilité et de la résistance total de filtration des quatre réacteurs membranaires nous permettons de faire un bilan des lavages chimiques pour chaque réacteur membranaire.

#### II.1.3.2.4 Calcul la résistance totale

**Shirazi et al., (2010)** ont étudié un modèle de résistance en série afin d'évaluer les caractéristiques d'encrassement d'une membrane en utilisant la loi de Darcy :

$$J = \frac{PTM}{\mu R_t} = PTM * Lp$$

Équation II-4

La résistance totale de la membrane à la filtration est calculé à partir relation suivante

$$R_t = \frac{PTM}{J\mu} = \frac{1}{Lp * \mu} = R_m + R_c + R_f$$

Équation II-5

Ou

J : flux de filtration en ( $m^3 s^{-1}.m^{-2}$ )  $\mu$  : viscosité dynamique du perméat (assimilée à celle de l'eau, soit  $10^{-3}$  Pa.s à 20°C)

$R_t$ : Résistance hydraulique totale de la membrane en ( $m^{-1}$ ).

PTM : la pression transmembranaire en (KPa)

L<sub>p</sub> : la perméabilité membranaire (m<sup>3</sup>s<sup>-1</sup>.m<sup>-2</sup>.Pa<sup>-1</sup>)

R<sub>m</sub> : Résistance membranaire intrinsèque (m<sup>-1</sup>)

R<sub>c</sub> : Résistance du gâteau (m<sup>-1</sup>)

R<sub>f</sub> : Résistance du colmatage par présence de biofilm, blocage de pores, adsorption ou polarisation de concentration (m<sup>-1</sup>).

L'unité normalisée de la perméabilité membranaire (m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.Pa.s) est nécessaire afin d'exploiter la loi de Darcy ci-dessus. Cependant pour des raisons pratiques, on utilise généralement l'unité L/(m<sup>2</sup>.h.bar) ou LMH/bar.

La viscosité dynamique du perméat varie en fonction de la température selon l'équation suivante (**Günder, 2001**):

$$\mu = 1.793 * 10^{-3} (e^{-0.0437T^{0.864}})$$

Équation II-6

T : température en °C

### **II.1.3.3 Consommation énergétique**

La consommation d'énergie dans est calculée à partir des puissances des appareils ainsi que de leurs temps de fonctionnement entre mai 2013 et le 23 septembre 2015 pour la STEP de la Grande Motte et entre le 01/01/2013 et le 31/12/2015 pour la STEP de Mauguio.

Les consommations spécifiques d'énergie sont calculées comme étant la consommation d'électricité spécifique par volume d'eaux de sortie de la station et sont exprimées en kWh/m<sup>3</sup> d'eau de sortie de la station.

Les résultats sur les consommations énergétiques totale et spécifique ont été analysés afin de mettre l'accent sur la relation entre le flux de sortie de la station et la capacité de traitement de la station.

## **II.2 Simulation de la station Mauguio**

### **II.2.1 Besoin d'un outil informatique**

Il s'agit de mettre en équivalence un monde réel et un monde virtuel sur l'écran pour que nous puissions faire des expérimentations sur cette représentation. La simulation sert à mieux comprendre les phénomènes observés, à tester des hypothèses et des scénarios pour réaliser des études comparatives. La simulation devient un outil d'aide à la décision. L'application informatique sert également à prédire, c'est à dire anticiper dans le temps mais aussi prévoir les

réactions de la station lorsque celle-ci est soumise à des conditions différentes. Les applications et les intérêts sont nombreux dans la recherche. Parfois certaines idées reçues peuvent être remises en cause.

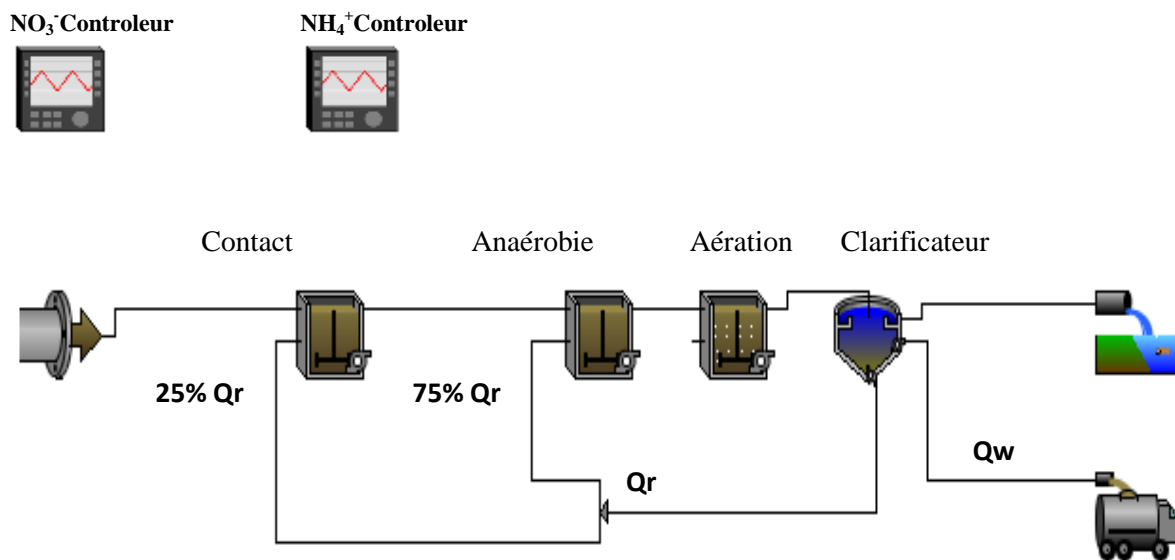
### **II.2.2** Logiciel de simulation GPS-X:General Purpose Simulator

Plusieurs logiciels sont disponibles sur le marché, les principaux sont GPS-X® (Hydromantis Inc., Canada), West® (HEMMIS, Belgique) et BioWin™ (EnviroSim Associates Ltd., Canada). D'autres sont aussi utilisés cependant plus rarement : EFORTM (EFOR Aps., Danemark), Simba® basé sur Matlab Simulink avec interface utilisateur (ifake.V., Allemagne) et STOATM (WRcplc., Royaume-Uni). D'autres logiciels de programmation comme Matlab/Simulink™ ou Fortran peuvent servir de support pour implanter les équations avec un algorithme de résolution (type méthode de Runge-Kutta). Les différences observées pour ces différents outils sont au niveau de la convivialité (facilité d'utilisation) et de la flexibilité (capacité de l'utilisateur d'agir sur le modèle et sur les données d'entrée) des logiciels.

GPS-X™, commercialisé en 1992, est le premier simulateur de station de traitement des eaux usées dynamique et reste encore une solution de choix aujourd'hui. L'interface choisie et les bases de données complètes des processus unitaires permet aux utilisateurs d'assembler rapidement et facilement un modèle de station d'épuration, d'entrer les données de caractérisation de l'intrant, d'exécuter des simulations, de développer et d'optimiser des systèmes de contrôle avancés, de prédire la qualité des effluents dans des conditions variables, et de planifier la conduite des opérations.

### II.2.3 Représentation de la station d'épuration de Mauguio sous le GPS-X

Le logiciel nous permet de créer la configuration actuelle de la station. L'utilisation de GPS-X se fait par l'élaboration de schémas simplifiés de la station à l'aide d'outils prédéfinis. Chaque outil représente un ouvrage (effluent d'entrée, bassin d'aération, clarificateur,..) que le concepteur doit ensuite assembler pour définir le profil hydraulique. La station de Mauguio a été implémentée dans GPS-X comme le montre la figure. II-8 :



$Q_w$ : Débit d'extraction

$Q_r$ : Débit de recirculation.

Figure II-8: « Layout » du traitement secondaire par boues activées de la station de Mauguio

Une forme de bibliothèque (library) est choisie, permettant de prendre en compte les modèles associés soit au traitement du carbone et de l'azote (CNlib), soit au traitement du carbone, de l'azote et du phosphore (CNPLib). Nous prenons la bibliothèque CNlib ne tenant pas compte du phosphore dans notre étude.

### II.2.4 Les modèles de simulation

Pour chaque ouvrage, un modèle doit être associé à l'objet. Nous choisissons les modèles suivants :

## II.2.5 Pour l'influent

Nous avons choisi le modèle CODstates dans la version GPS-X 6.5. Cela permet de spécifier le COD total, le TKN et l'ammoniac comme leurs principales entrées de caractérisation. La matière organique dans les eaux résiduaires peut être subdivisée en un certain nombre de catégories.

\* **La matière organique non biodégradable** est biologiquement inerte (ou réfractaire) et traverse le système à boues activées sans modification de concentration. Selon l'état physique, deux formes peuvent être identifiées :

- **La matière organique soluble inerte (Si)** qui quitte le système avec la même concentration qu'à l'entrée.

- **La matière organique particulaire inerte (Xi)** qui se retrouve dans les boues pour être évacuée lors de leur extraction.

\* **La matière organique biodégradable** peut également être divisée en deux fractions selon la rapidité d'utilisation par les bactéries :

- **La fraction rapidement biodégradable (Ss)** qui est considérée comme des molécules à structure simple qui peuvent être utilisées directement par les bactéries hétérotrophes et participent à la croissance de la biomasse. Pour la modélisation elle est traitée comme si elle était soluble.

- **La fraction lentement biodégradable (Xs)** qui est constituée de molécules complexes, qui doivent être transformées en substrat rapidement biodégradable avant d'être utilisées. Elle est traitée comme si elle était particulaire.

\* **Les biomasses hétérotrophes ( $X_{BH}$ ) et autotrophes ( $X_{BA}$ )** peuvent être présentes dans l'eau usée, ayant de ce fait un effet important sur l'exécution des réactions dans le système.

Cependant, la prédominance et l'intensité de cet effet sont toujours inconnues et ceci n'a pas été considéré par le groupe de travail dans le développement du modèle. Cette biomasse est perdue par décomposition et devient à son tour une fraction de substrat lentement biodégradable ( $X_p$ ).



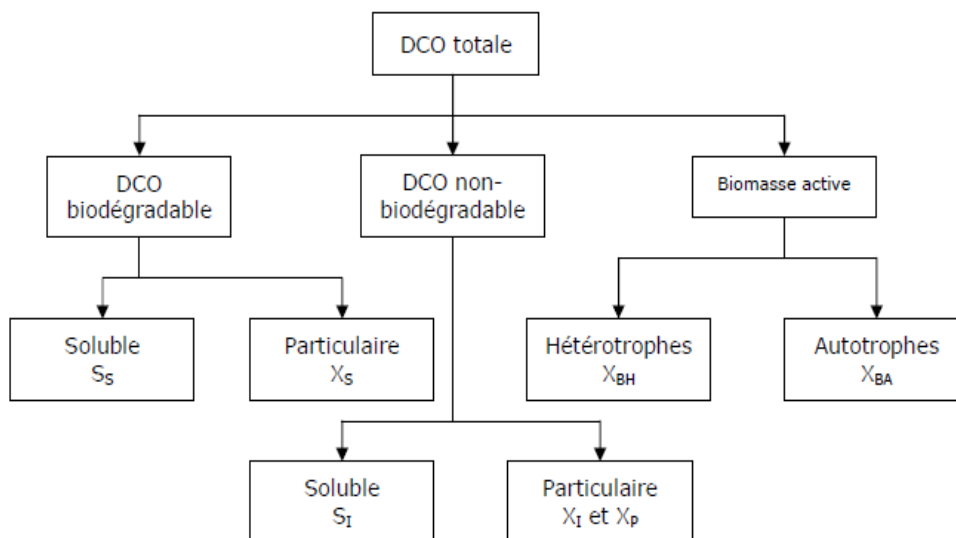


Figure II-9: CNPlib fractionnement de la DCO

Pour l'azote, nous retrouvons la même démarche de fractionnement. Il consiste à déterminer les fractions minérales (**Snh** : azote ammoniacal et **Sno** : nitrates), organique biodégradable (soluble : **Snd** et particulaire : **Xnd**) et réfractaires au traitement (soluble : **Sni** et particulaire : **Xni**).

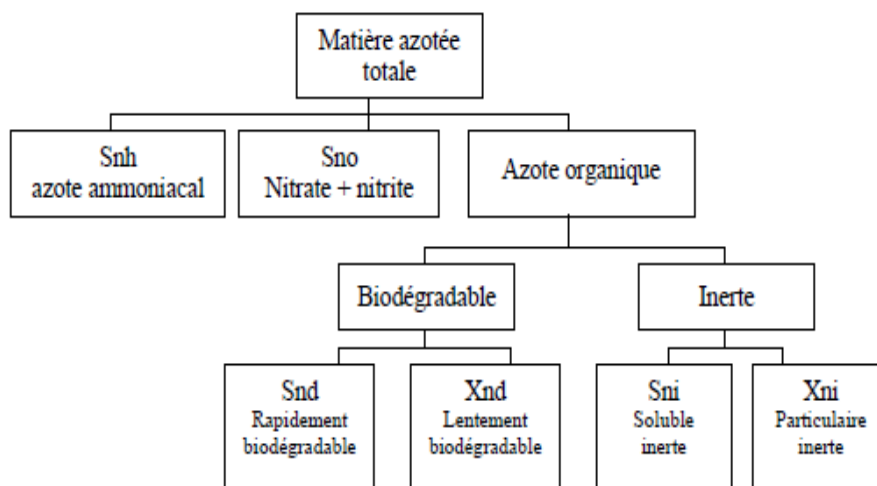


Figure II-10: CNPlib fractionnement de l'Azote

Le substrat soluble facilement biodégradable ( $S_s$ ), les matériaux inertes particuliers ( $X_i$ ), les produits cellulaires non biodégradables ( $X_p$ ) et les concentrations de biomasse ( $X_{BA}$  et  $X_{BH}$ ) sont spécifiés par fractions de la DCO totale, De plus, un ensemble de paramètres stœchiométriques sont renseignés ce qui permet de calculer ensuite l'ensemble des variables d'état avec ces seules saisies sur la base unique de la variable d'entrée DCO. Ceci à l'avantage de faire

évoluer les caractéristiques de l'influent en entrée en ne changeant que les valeurs journalières de la DCO d'entrée.

La Figure II-11 ci-dessous représente la manière dont le logiciel GPS-X<sup>®</sup> obtient le fractionnement à partir des données entrées dans le modèle.

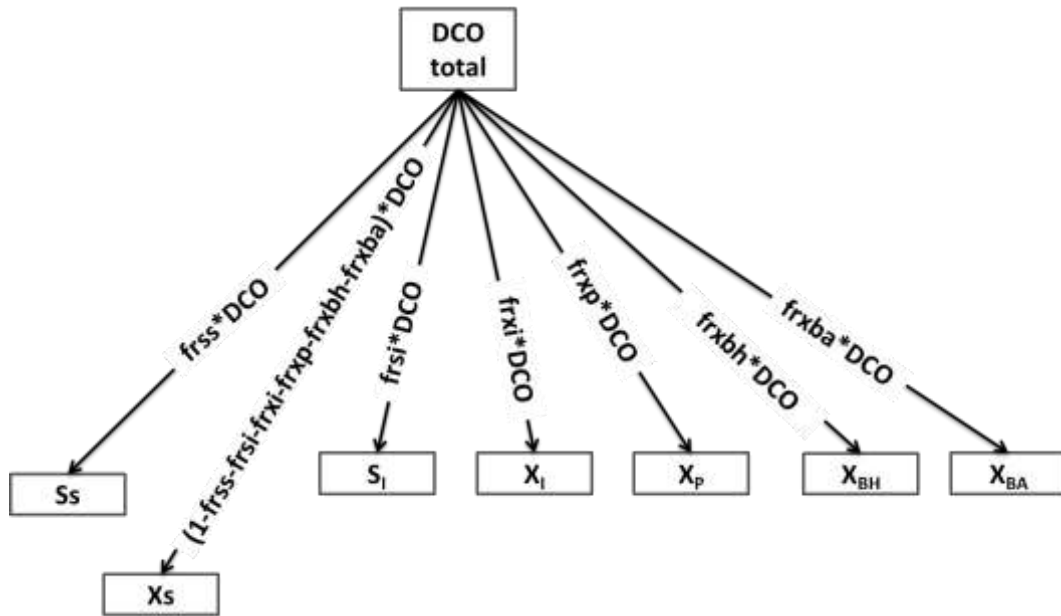


Figure II-11 Méthode de calcul du fractionnement de la DCO par le logiciel GPS-X<sup>®</sup>

La même chose, La Figure II-12 ci-dessous représente la manière dont le logiciel GPS-X<sup>®</sup> obtient le fractionnement **de l'azote** à partir des données entrées dans le modèle.

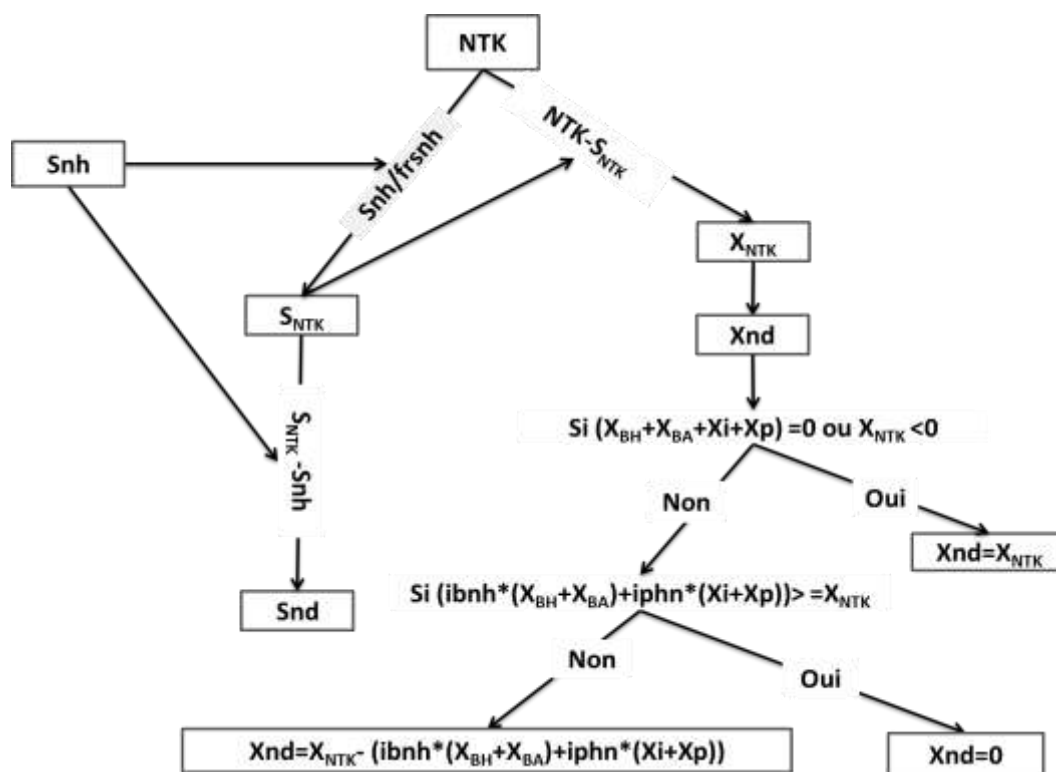


Figure II-12: Méthode de calcul du fractionnement de l'azote par le logiciel GPS-X®  
 Les variables d'état pour cette simulation de la station de Manguio sont calculés par ces fractions :

Tableau II-9: les différents ratios de caractérisation des eaux usées de la station de Manguio dans le GPS-X

Fraction de l'influent			
icv	XDCO/MVS	$\frac{g_{DCO}}{g_{MVS}}$	1.8
$f_{BOD}$	DBO5/DBOultime	-	0.66
ivt	MVS/MES	$\frac{g_{MVS}}{g_{MES}}$	0.75
Fractions organiques			
Fraction inerte soluble du DCO total (frsi)		-	0.05
Fraction facilement biodégradable du DCO total (frss)		-	0.2
Fraction inerte particulaire du DCO total (frxi)		-	0.13
Part.cell decay products fraction of total COD (frxp)		-	0.0
Heterotrophic biomass fraction of total COD (frxbh)		-	0.0
Autotrophic biomass fraction of total COD (frxba)		-	0.0
Fractions azote			

Fraction ammonium de NTK soluble ( $f_{r_{snh}}$ )	-	0.9
teneur de N en biomasse active ( $i_{bhn}$ )	$g_N/g_{DCO}$	0.068
teneur de N en masse endogène / inerte ( $i_{phn}$ )	$g_N/g_{DCO}$	0.068

### II.2.5.1 Pour les bassins biologiques

Pour le bassin biologique (contact, anaérobie et aération), le modèle choisi est MANTIS,

Le modèle MANTIS est identique au modèle de boues activées n°1 (ASM1), à l'exception des modifications suivantes:

- Séparer les coefficients de demi-saturation pour l'oxygène pour la croissance aérobie et anoxique, pour permettre l'étalonnage de la nitrification / dénitrification simultanée.
- Deux nouveaux processus de croissance sont introduits, afin de permettre la croissance de la biomasse hétérotrophique avec le nitrate comme nutriment. Les processus de croissance supplémentaires représentent la croissance observée des organismes pendant les conditions d'ammoniac faible et de nitrate élevé. Dans ces conditions, les organismes peuvent absorber le nitrate comme source nutritive.

Voir l'annexe pour la matrice modèle décrivant ce modèle.

### II.2.5.2 Pour le clarificateur

Pour le clarificateur, le modèle simple 1d de Takács est choisi. Aucune réaction biologique n'est prise en compte dans ce modèle, c'est un modèle physique unidimensionnel de décantation et de séparation de phases.

Les variables propres de chaque objet sont ensuite saisies, comme par exemple les caractéristiques de l'effluent, les dimensions physiques des ouvrages (tableau II-10) . L'environnement graphique est ensuite configuré avec l'ensemble des fenêtres que nous voulons visualiser (variables de contrôle et variables de sortie). La saisie se termine par une compilation des données et le lancement de la simulation. Le logiciel permet de réaliser des simulations aussi bien caractérisant un régime permanent qu'un régime dynamique. En outre, des analyses de sensibilité vis-à-vis de paramètres ou variables sont possibles. Enfin, l'optimisation de leurs valeurs est proposée par l'utilisation d'algorithmes mathématiques.

Tableau II-10: *Données d'entrée*

Les objets	Paramètre entrée
Influent	Coûts d'exploitation : HMT.
Bassins de Contact	Volume.
Bassins Anaérobie	Volume, Hauteur du bassin.
Bassin d'aération	Volume, Hauteur du bassin.
Clarificateur	Surface, Hauteur

L'équation utiliser par le GPS-X pour calculer la consommation d'énergie du pompage est comme indiqué ci-dessous :

$$P = \rho \cdot HMT \cdot g \cdot Q_{inf}$$

Équation II-7

Ou :

P : Puissance (W)

$\rho$  : densité de l'eau (kg/m<sup>3</sup>)

HMT : Hauteur manométrique total (m)

g : (m/s<sup>2</sup>) : Accélération de la gravité (m/s<sup>2</sup>)

Q<sub>inf</sub> : Débit d'influent (m<sup>3</sup>/s)

### II.2.6 Données introduites dans le simulateur

Deux types de données sont insérés dans le logiciel de simulation : les données d'entrée qui permettent au modèle d'effectuer la résolution des équations et les données de contrôle qui sont des mesures expérimentales qui seront comparées aux sorties du modèle.

#### II.2.6.1 Données d'entrée

Le Tableau II-11 présente les paramètres utilisés comme données d'entrée du logiciel de simulation.

Tableau II-11: Données d'entrée du logiciel de simulation

Données	Type de données	Unite
Débit eaux usées	Moyenne journalière	m <sup>3</sup> /j
Concentration DCO eaux usées	Moyenne journalière	g <sub>DCO</sub> /m <sup>3</sup>

Concentration NTK eaux usées	Moyenne journalière	$\text{g}_\text{N}/\text{m}^3$
Concentration $\text{NH}_4$ eaux usées	Moyenne journalière	$\text{g}_\text{N}/\text{m}^3$
Débit de recirculation	Moyenne journalière	$\text{m}^3/\text{j}$

### II.2.6.2 Données de contrôle

Les données de contrôle sont des mesures qui vont être comparées aux données de sortie du modèle afin de « contrôler » le bon fonctionnement de la simulation. Les mesures expérimentales utilisées comme données de contrôle sont rassemblées dans le Tableau II-12 suivant :

Tableau II-12: Données de contrôle du logiciel de simulation

Données	Type de données	Unité
Concentration en MES	Moyenne journalière	$\text{g}/\text{m}^3$
Concentration $\text{NH}_4^+$	sortie Moyenne Mensuelle	$\text{g}_\text{N}/\text{m}^3$
Concentration $\text{NO}_3^-$	sortie Moyenne Mensuelle	$\text{g}_\text{N}/\text{m}^3$

## II.2.7 Calibrage de Modèle

### II.2.7.1 Concentration de MES

Les concentrations de MES dans le bassin d'aération est calibré par le suivie des débits d'extraction de la station.

### II.2.7.2 Cycle aération-non aération

La concentration en oxygène dans les bassins est un facteur extrêmement important puisqu'il a une grande influence sur les cinétiques de nitrification et de consommation de la DCO (voir la matrice de MANTIS en Annexe). Il est donc nécessaire que le modèle soit capable de prédire correctement les valeurs de concentration en oxygène dans le réacteur.

Due à l'absence des données directes sur les cycles (aération-non aération) ou sur la concentration en oxygène dissous, les cycles (aération-non aération) sont ajustés en fonctions des concentrations en  $\text{NH}_4^+$  et  $\text{NO}_3^-$ .

La concentration en oxygène dissous est fixée à une consigne de 2 mg/L (valeur par défaut dans GPS-X). Deux contrôleurs de  $\text{NH}_4^+$  et  $\text{NO}_3^-$  de type ON-OFF ont utilisés pour contrôler l'aération afin d'atteindre les concentrations de  $\text{NH}_4^+$  et  $\text{NO}_3^-$  à la sortie du bassin d'aération (tableau II-13):

Tableau II-13: Valeurs des concentrations limites en sortie de  $\text{NH}_4^+$  et  $\text{NO}_3^-$  pour le calage des cycles de nitrification-dénitrification pour les simulations de la station de Mauguio

	Arrêt aération	Redémarrage aération
$\text{NO}_3^-$ (mg/L)	3	0
$\text{NH}_4^+$ (mg/L)	0.5	2.5

### II.2.8 Validation du modèle

Les concentrations en MES, et les concentrations en sortie de  $\text{NH}_4^+$  et  $\text{NO}_3^-$  résultant de la simulation sont comparées aux valeurs récupérées (valeurs expérimentales). Si les concentrations simulées sont en accord avec les mesures de la station alors les paramètres estimés seront considérés comme calés et validés

### **Partie III**

#### **Consommation d'énergie et efficacité énergétique de bioréacteur à membrane de grande échelle- La Grande Motte-**



### III. Consommation d'énergie et efficacité énergétique de bioréacteur à membrane de grande échelle- La Grande Motte-

Afin d'initier une démarche d'optimisation du fonctionnement énergétique de la station d'épuration de la Grande Motte, ce chapitre a été construit autour de cinq points :

- Présentation du fonctionnement de la station de la Grande Motte : procédé intensif de traitement des eaux usées par bioréacteurs à membranes faible charge.
- Mesure et répartition des dépenses énergétiques des différentes unités de traitement et identification des postes énergivores.
- Evaluation des dépenses en fonction du débit traité et de la charge organique
- Réduction des consommations d'énergie en agissant sur les comportements des utilisateurs, en limitant les surconsommations et en maîtrisant les consommations.
- Enumération des autres pistes possibles pour l'optimisation des dépenses d'énergie.

Le paragraphe III.6, résume ces différents points (Mesurer, Maîtriser, Optimiser et économiser) et reprend les conclusions principales.

#### III.1 Analyse du fonctionnement de l'installation

La station d'épuration des eaux de la Grande Motte est « neuve » avec une Mise en route en 2013. La station traite les eaux par une filière Bioréacteur à Membranes. Elle répond donc aux objectifs de traitement dits "eaux qualité baignade" (Qualité A). De plus, la station de la Grande Motte doit répondre à une préoccupation locale qui est une variation importante de population entre l'hiver et l'été. Elle possède alors deux files, dont une qui sera mise en route progressivement et qui est dédiée aux périodes estivales (Fig. III-1).

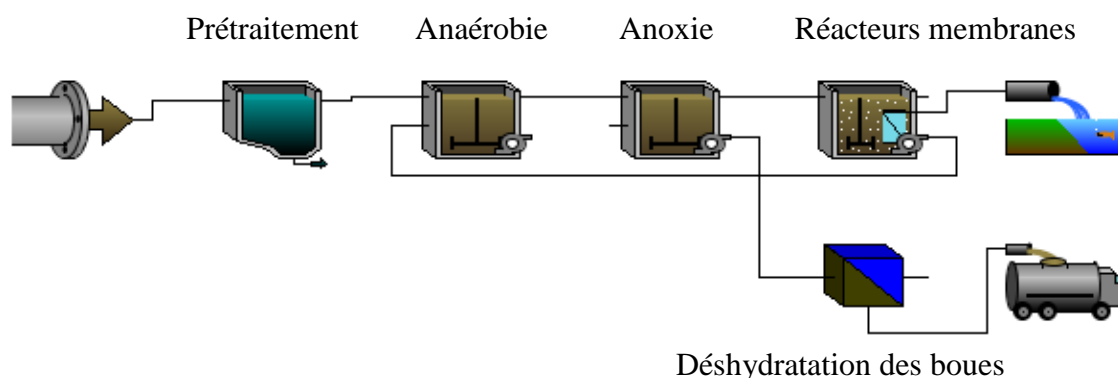


Figure III-1: Synoptique de la station d'épuration de la Grande Motte (File n°1)

### III.1.1 Programme d'étude

Deux ans et demi de données ont été extraites de la station de la Grande Motte : de Mai 2013 à septembre 2015. Le Tableau III-1 reprend l'historique du fonctionnement en précisant les dates de mise en route et d'arrêt de la deuxième File :

Tableau III-1: *Chronologie des événements sur la station de la Grande Motte*

Mai 2013	Début d'étude
Du 1/05/2013 au 24/06/2013	Basse Saison BS 2013 (Une seule File)
Du 25 au 30/06/2013 et de 1/09/2013 au 23/09/2013	InterSaison IS 2013 (Deux Files en marche)
Du 1/07/2013 au 31/08/2013	Haute Saison HS 2013 (Deux Files en marche)
Du 24/09/2013 au 18/06/2014	Basse saison BS (Une seule File)
Du 19 au 30/6/2014 et de 1/09/2014 au 07/10/2014	Intersaison IS 2014 (Deux Files en marche)
Du 1/07/2014 au 31/08/2014	Haute saison HS 2014 (Deux Files en marche)
Du 8/10/2014 au 31/05/2015	Basse saison BS (Une seule File)
Du 3 au 30/6/2015 et de 1/09/2015 au 23/09/2015	Intersaison IS 2015 (Deux Files en marche)
Du 1/07/2015 au 31/08/2015	Haute saison HS 2015 (Deux Files en marche)
Les jours : 29/03/2014, 21 au 26/08/2014, 16/03/2015, 1,2 et 23/06/2015 et le 15/07/2015	Sont négligés due à l'absence des données

### III.1.2 Evolution des charges entrées

#### III.1.2.1 Débits entrée de la station

Les eaux en entrée sont relevées vers la station par des pompes à vitesse variables (maxi 550m<sup>3</sup>/h) afin de répondre aux contraintes maximales de débit traité imposées par l'étape de filtration membranaire. Comme la filtration est réalisée en mode gravitaire, le débit de perméat est donc ajusté par l'ouverture ou la fermeture de la vanne perméat et du nombre de modules membranaires mis en œuvre. On peut donc avoir d'un à quatre réacteurs membranaire en fonctionnement simultané.

La fig.III-2 montre que les évolutions saisonnières du débit sont similaires entre les années 2013, 2014 et 2015. On voit un débit moyen de 2520 m<sup>3</sup>/j, pendant la basse saison, puis un petit pic en mai et enfin la saison estivale où le débit aux maximum est multiplié par 3.5.

Pendant la période d'étude, les débits d'entrée station sont donc restés inférieurs aux débits nominaux (4 660, 61 60 et 8 960 m<sup>3</sup>/j) pour chaque période d'étude (respectivement BS-IS-HS). La charge hydraulique moyenne est de l'ordre de 2520m<sup>3</sup>/j, 3296 m<sup>3</sup>/j, 5595 m<sup>3</sup>/j, soit

54%, 54% et 62% de la charge nominale de temps sec des périodes BS, IS et HS, respectivement. Les débits maximum correspondent aux jours 14-15-16/08/2015. La charge organique (présenté par kg de DBO<sub>5</sub> entrée/j) moyenne est de l'ordre de 790kg DBO<sub>5</sub>/j, 988kg DBO<sub>5</sub>/j, 1984kg DBO<sub>5</sub>/j, soit 59%, 40% et 51% de la charge nominale de temps sec des périodes BS, IS et HS, respectivement.

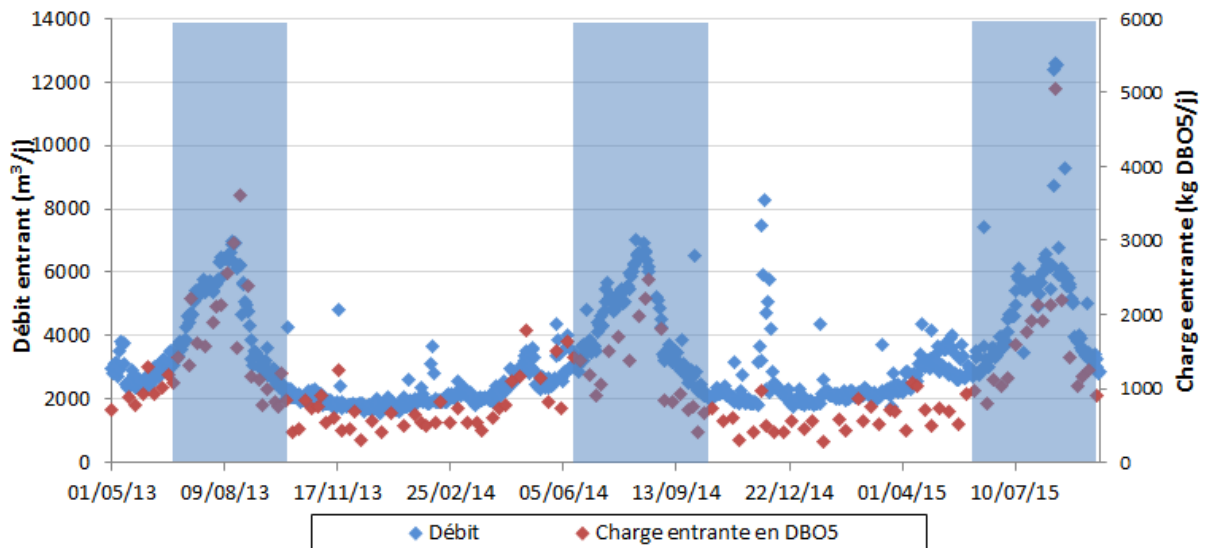


Figure III-2: Evolution des débits et la charge en DBO<sub>5</sub> d'entrée de Mai 2013 à Septembre 2015

La capacité de traitement est estimée à partir la charge de DBO<sub>5</sub> entrante à la station et le ratio de DBO par un équivalent d'habitant par jour qui est égal à (60g/j/EH).

La capacité de traitement (EH) a été estimée et présenté dans la fig.III-3: Pendant la période d'étude, la capacité de traitement en équivalent d'habitant est restée inférieure à la capacité de design des trois périodes de la *Grande Motte*. Elle a dépassé cette limite pour les jours 14-15-16/08/2015.

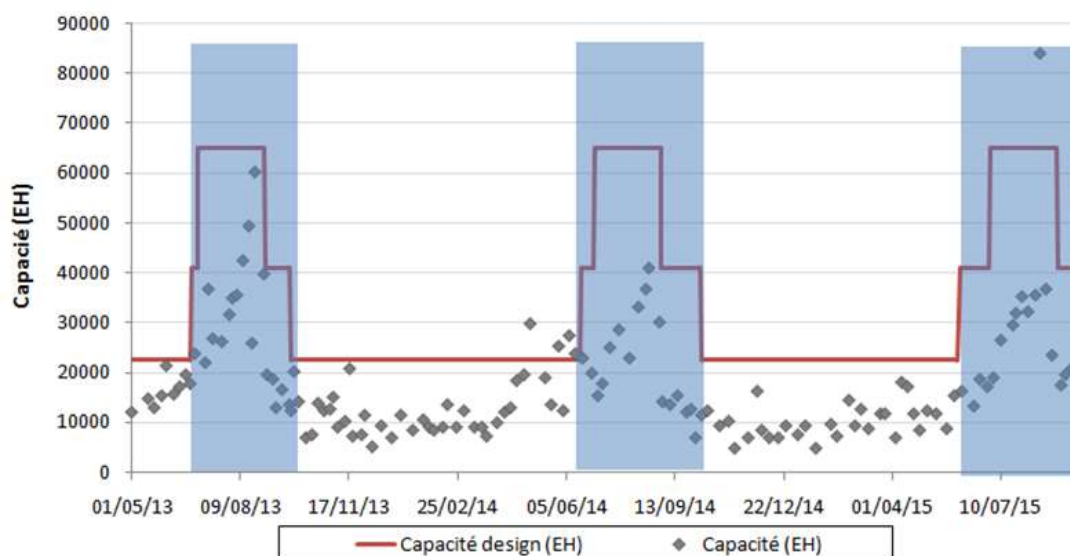


Figure III-3: Capacité nominale et nombre d'EH réel entrant sur la station

Le tableau III-2 compare les charges moyennes entrantes aux capacités nominales réelles pour les paramètres débit et Equivalent Habitant sur tout la période d'étude:

Tableau III-2: Comparaison entre les débits entrants à traiter ( $m^3/j$ ) et la capacité nominale de la station(EH) pour les 3 périodes : Basse saison, Intersaison et Haute saison du mai 2013 à septembre 2015(60gDBO<sub>5</sub>/EH)

Périodes classé	Débit moyen journalier ( $m^3/j$ )	Capacité de traitement EH	Ratio (L/EH)
Basse saison	2520 (54% Débit journalier Temps sec)	13164(59% de la Capacité nominale)	191
Inter saison	3296 (54% Débit journalier Temps sec)	16460(40% de la capacité nominale)	200
Haute saison	5595 (62% Débit journalier Temps sec)	33062(51% de la capacité nominale)	169
Total période d'étude	3804 (42% Débit journalier Temps sec)	20895 (32% de la capacité nominale)	182

### III.1.2.2 Caractéristiques des eaux usées

Les concentrations en DCO, MES et NTK ont été extraites des manuels d'auto-surveillance, et sont présentées Fig. III-4(a,b,c).

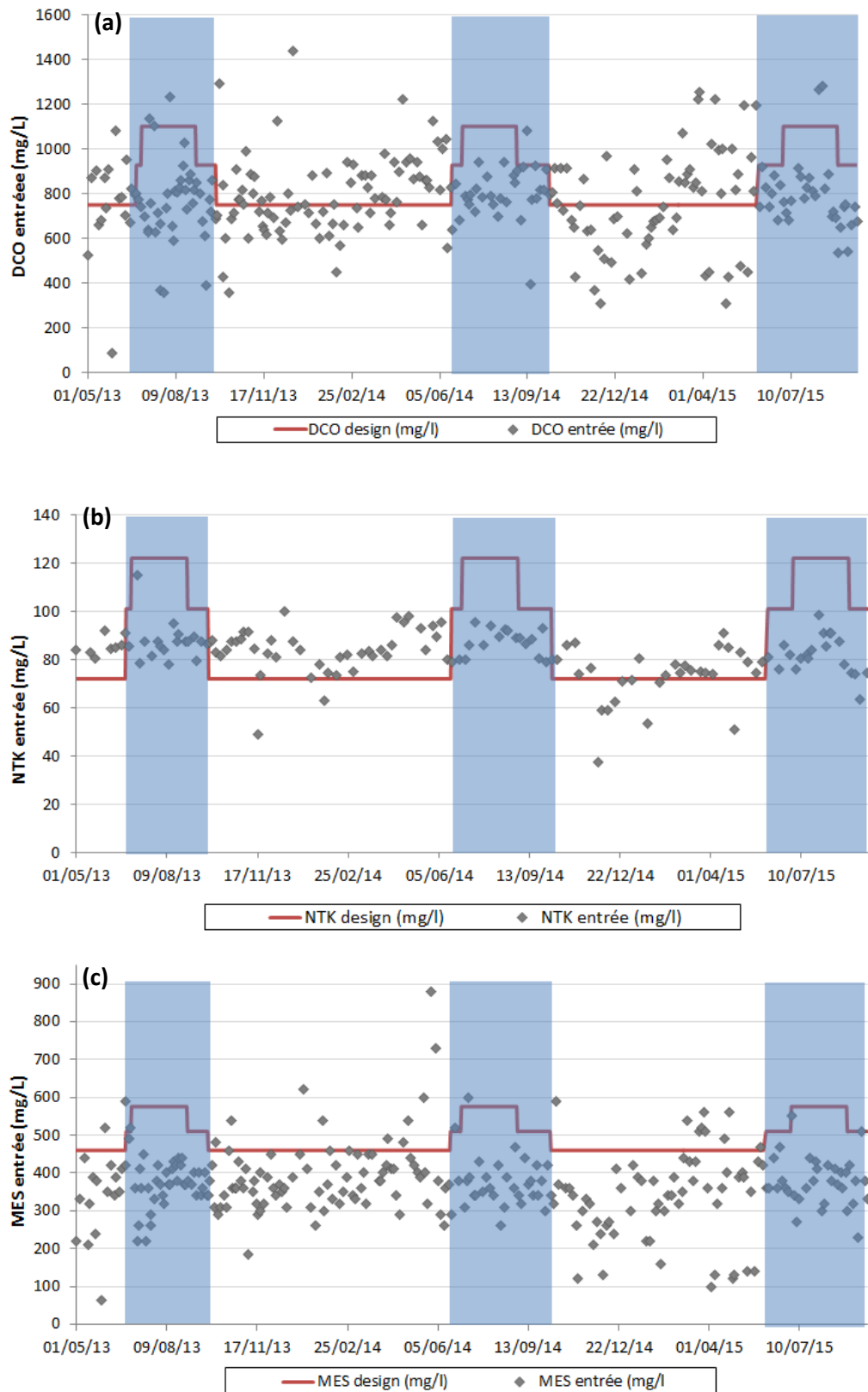


Figure III-4: Evolution de (a) DCO, (b) MES et (c) NTK entrée station durant la période de Mai 2013 à Septembre 2015.

Le tableau III-3 présente les principaux ratios de l'eau d'entrée de la Grande Motte :

*Tableau III-3: Ratio C/N/MES de l'eau brute de la station de la « Grande Motte »*

Périodes classé	Basse saison	Inter saison	Haute saison	Période total
DCO/DBO <sub>5</sub>	2,23	2,06	2,16	2,15
DCO/NTK	9,44	8,98	9,61	9,34
DCO/MES	2,23	1,99	2,20	2,14

Pour les eaux usées domestiques le rapport DCO/DBO<sub>5</sub> est de 1.5 à 2. Le rapport DCO/DBO<sub>5</sub> vaut 2.15 environ, ce qui traduit une biodégradabilité acceptable pour une eau usée urbaine. Il peut atteindre 2.5 à 3 sans inconvénients majeurs. Le rapport DCO/NTK vaut 9.34 environ, ce qui est suffisant pour qu'il y ait une bonne dénitrification.

Les fluctuations journalières sont surtout observées pour les concentrations en DCO et MES. Cependant, ces fluctuations ne suivent pas les fluctuations prévues (Tab. II-1). Les concentrations en DCO, MES et NTK présentent des valeurs moyennes sur toute la période d'étude de 779mg<sub>DCO</sub>/L, 373mg<sub>MES</sub>/L et 82 mg<sub>NTK</sub>/L. Les concentrations en azote sont relativement constantes. Durant les périodes de Basse Saison, la concentration en azote est plus forte que prévue (BS : 72 mg/L contre 82 en moyenne : +14%), cependant comme le débit ne représente que 54% du débit nominal cela n'est pas préjudiciable. Pour les deux autres périodes (IS et HS), les concentrations en azote plus faibles que prévues viennent s'ajouter à un débit d'entrée faible. La charge d'azote moyenne est de l'ordre de 204 kg de N/j, 271 kg de N/j, 490 kg de N/j, **soit 60%, 43% et 45%** de la charge nominale de temps sec des périodes BS, IS et HS, respectivement (Tableau II-4).

Les concentrations en MES entrée station sont restées presque toujours inférieures aux concentrations de design quelques soient les périodes:

*Tableau III-4 : Comparaison entre les flux entrants d'azote à traiter (kgN/j) et la capacité nominale de la station pour les 3 périodes : Flux moyen et capacité nominale pour les 3 périodes : Basse saison, Intersaison et Haute saison du mai 2013 à septembre 2015*

Périodes classé	Flux moyen (kgN/j)	Capacité de traitement (kgN/j)
Basse saison	204	339
Inter saison	271	627
Haute saison	490	1093

### III.1.3 Concentration en oxygène

La concentration moyenne journalière en oxygène dissous dans les bassins d'aération est présentée sur la Fig.III-5 pour la période de suivi de 1/05/2013 au 23/09/2015. Elle est très variable entre des valeurs proches de zéro et des pics à 4.5 mgO<sub>2</sub>/L. Les valeurs élevées en oxygène dissous (bassin 2, bassin 1 en 2015) ont été observées pendant les périodes d'intersaison due à la mise en marche de la file 2. Globalement, une diminution de la concentration en oxygène au cours du temps est observée, jusqu'à atteindre des valeurs très faibles à la fin de la période de suivi. Cette diminution s'explique par un souci d'optimisation énergétique de la station et surtout par la mise en route de la régulation ammonair® (Régulation de l'aération par l'ammonium).

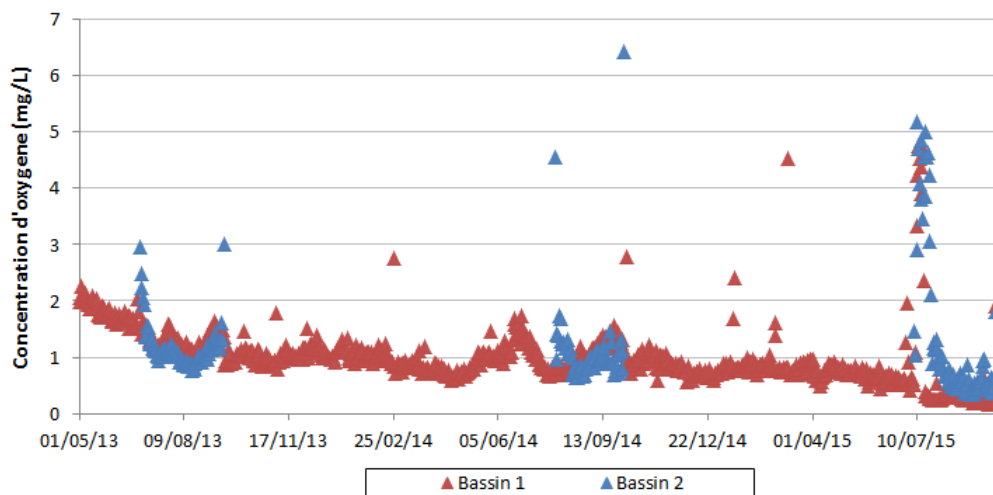


Figure III-5: Moyenne journalière de la concentration d'oxygène dans les deux bassins d'aération lors de la file 1 et file2 au cours du temps de la station de la grande Motte.

### III.1.4 Caractéristiques des boues

La particularité de la Grande Motte est la mise en route progressive de la deuxième file avant la Haute saison. Ainsi, avant la HS les boues de la File 1 sont réparties sur les deux files diminuant les teneurs en MES, puis à la fin de la HS, les boues sont re-renvoyées dans la File 1, augmentant les concentrations MES. Les variations de concentrations en MES sont donc importantes lors de ces transitions. Pour anticiper ces variations, les extractions sont donc réduites avant le basculement sur 2 files. Ensuite, lors de la mise en route de la File 2, la concentration en MES a baissé en moyenne de 8g de MES/L (basse saison) à 5g de MES/L (haute saison). Cette baisse, ajoutée à l'augmentation des flux entrants, impacte la charge massique qui passe de 0.020 à 0.041kg de DBO<sub>5</sub>/kg de MES/j. Cette stratégie, permet un passage relati-

vement doux en termes de Charge massique qui, face à des activités estivales fortes, ne peut pas rester constante sur l'année.

Afin de regarder un peu plus en détails, l'évolution de ces MES, le rapport  $i_{VT} = MVS/MES$  a été tracé au cours du temps. Ce rapport ( $i_{VT}$ ) varie tout au long de l'étude selon la variation saisonnière sur un intervalle de [0.71; 0.85] (Fig III-6). Il oscille entre des valeurs très faibles (témoin d'une très faible charge) et des valeurs usuelles de faibles charges (avec une moyenne de 0.81 gMVS/gMES pour la Haute saison). Le rapport  $i_{VT}$  est corrélé avec le temps de rétention solide.

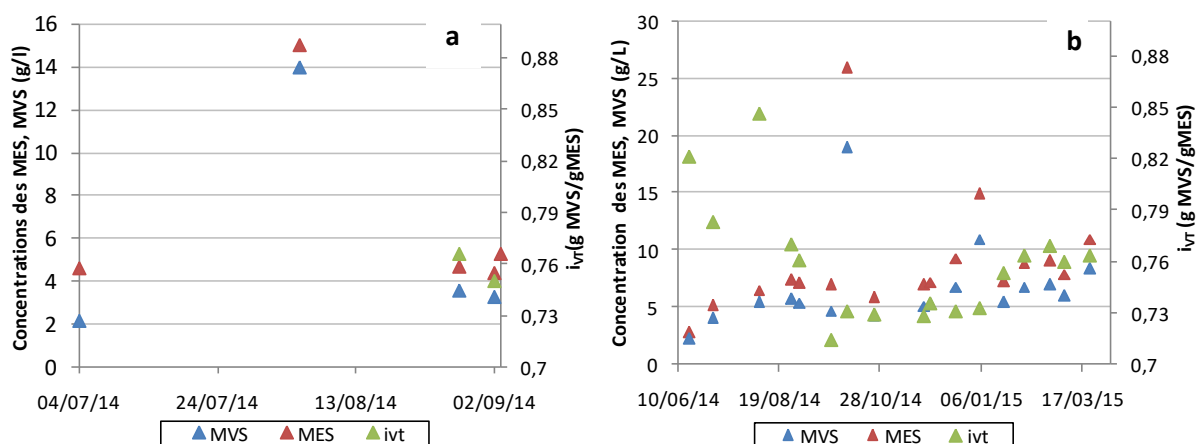


Figure III-6: Evolution de rapport MVS/MES: (a) bassin d'aération file 2 et (b) bassin d'aération file 1.

A cette variation saisonnière, viennent s'ajouter des variations importantes de température. Des températures élevées ont été mesurées pendant la période HS augmentant ainsi les activités bactériennes (vitesse de nitrification). Afin d'optimiser le fonctionnement de la station (demande énergétique et production de boues), il faudrait donc intégrer les variations de flux de polluants (N), avec les variations en MES, l'âge des boues et la température.

Une variation de TRS impacte la quantité des boues produites : en augmentant le TRS, on diminue la production de boue et inversement. Cela va se ressentir pendant les phases de transition hiver-été ou été-hiver avec en plus un impact important de la température.

Cette variation de la production de boues avec le TRS est présentée dans le tableau III-5. Ce tableau confirme le surdimensionnement des installations avec un âge de boues toujours supérieur à 17 jours !



Tableau III-5: TRS (jour)- Production de boues (kg/m<sup>3</sup>) pour la station de «Grande Motte»

Périodes classé	Basse saison	Inter saison	Haute saison	Période total
TRS (jour)	25	20	17	21
PB (kg/m <sup>3</sup> )	0,71	0,66	0,47	0,61

**\*PB: Boues produites**

En conclusion, les résultats de cette étude indiquent qu'une performance stable d'élimination des polluants et une qualité des effluents tout en minimisant les besoins en énergie peuvent être obtenues en prenant en compte l'effet de la température dans l'optimisation du temps de rétention solide (TRS).

### III.1.5 Efficacité épuratoire

Le tableau III-6 présente la variation des concentrations de DCO, MES, NH<sub>4</sub><sup>+</sup> et NO<sub>3</sub><sup>-</sup> dans l'effluent et le rendement d'épuration durant la période du 01/05/2013 au 23/09/2015 (les figures de suivi des concentrations dans l'effluent sont présentés dans l'annexe). Ces figures montrent que la Grande Motte respecte les normes de rejet décrites dans l'« **Arrêté du 22 juin 2007** » pour les concentrations de DCO et MES. Ainsi, le niveau de rejet constructeur (SAUR) (60 mg<sub>DCO</sub>/Let 5 mg<sub>MES</sub>/L) a toujours été atteint. En effet, la combinaison d'un âge de boues élevé avec une barrière membranaire permet d'obtenir une eau d'excellente qualité en termes de DCO (97.3%) où seule la fraction inerte soluble subsiste. Les concentrations en azote ammoniacal restent faibles tout au long de l'étude, entre 0.5 et 2.1 mgN-NH<sub>4</sub>/L avec une moyenne à 0.8mgN-NH<sub>4</sub>/L témoignant d'une nitrification presque totale (98.9%) et du bon état des bactéries autotrophes.

Ensuite, la concentration en nitrates varie autour d'une moyenne de 3.7mgN-NO<sub>3</sub>/L durant la période d'étude avec des pics à 14mg/L obtenu le 10/07/2015 du fait d'un débit de recirculation parfois insuffisant et du temps limité pour la dénitrification dans le bassin d'aération.

Tableau III-6: Efficacité épuratoire de la station de « Grande Motte »

	Basse saison	Inter saison	Haute saison	Période total
<b>DCO(mg/L)</b>	23,9±16.82	23,6±12.96	20,9±11.56	22,8±13.8
<b>Elimination(%)</b>	97,0±2.68	97,0±2	97,9±1.47	97,3±2.
<b>NH<sub>4</sub><sup>+</sup>(mg/L)</b>	0,77±31.26	0.65±0.27	0.77±0.40	0.73±0.4
<b>Elimination(%)</b>	98,7±0.62	98,9±0.48	98,7±0.69	98,8±0.6
<b>NO<sub>3</sub><sup>-</sup>(mg/L)</b>	3,22±1.39	2,75±1.45	4,97±0.52	3,65±1.9

Les rendements épuratoires sont très bons avec une élimination de l'azote global supérieure à 70% et un rendement supérieur à 80% pour la DCO.

### **III.1.6 Propriétés de la filtration**

La station de la Grande Motte possède quatre compartiments membranaires avec deux étages de filtration pour chaque compartiment « étage Haut et étage Bas ». Le nombre de cellules membranaires en fonctionnement est ajusté en fonction du débit d'entrée de la station. Pour éviter le colmatage des membranes, les cycles de filtration alternent des phases de filtration (environ 18 min) et des phases de relaxation (environ 2 min.).

L'injection de l'air membrane est pratiquée à la base des modules membranaires de façon continue pendant la filtration. Pendant les phases de non filtration, de l'air est injecté toutes les heures pendant cinq minutes afin de remettre les boues en suspension. Cette aération a aussi pour objectifs de limiter l'agglomération des boues à la surface des plaques membranaires mais surtout d'homogénéiser les concentrations dans les réacteurs membranaires. Cependant, certains réacteurs membranaires ont tendance à « s'ensabler », ce qui montre les limites de cette stratégie de brassage.

Afin de nettoyer les modules, des lavages chimiques (acide- soude et l'eau) sont effectués. Initialement, il avait été prévu de faire un à deux lavages par an. Cependant en 2013, des lavages mensuels (à partir du mois d'Aout) ont été observés lors du traitement des historiques. Cependant, et ce jusqu'au mois de Mars 2014, il n'est pas possible de relier le lavage au compartiment membranaire en question. Ainsi, l'étude des propriétés de filtration a été faite du 1/04/2014 au 23/09/2015

Les performances de filtration peuvent être évaluées à travers deux paramètres : La perméabilité « industrielle » :  $L_p$  [ $L.h^{-1}.m^{-2}.bar^{-1}$ ] et la résistance au transfert  $R$  [ $m^{-1}$ ]. Les Fig. III-7 et 8 montrent les évolutions de la perméabilité et de la résistance pour les quatre réacteurs et pour les étages bas et haut. Ces valeurs sont des valeurs moyennes journalières ramenées à 20°C.

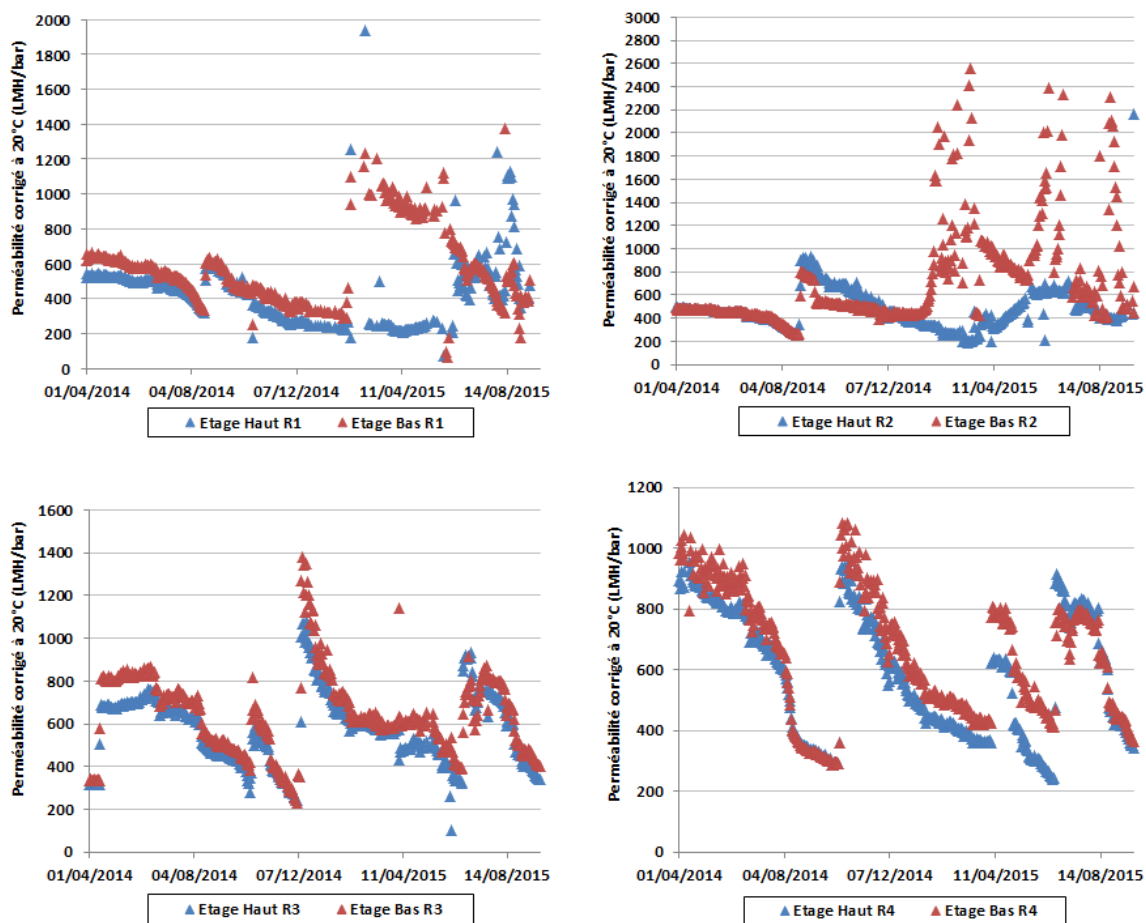


Figure III-7: Evolution de la moyenne journalière de la perméabilité des quatre réacteurs membranaires et de leurs étages (Haut et Bas) en LMH/bar durant la période d'étude du 01/04/2014 au 23/09/2015 de la station de la Grande Motte.

Au fur et à mesure du colmatage, la PTM augmente pour compenser la perte de perméabilité ou l'augmentation de la résistance au transfert.

Les fig.III-7 et III-8, montrent des comportements et des dynamiques de colmatage différentes entre les réacteurs membranaires, mais relativement similaires au sein du même réacteur entre les deux étages de filtration.

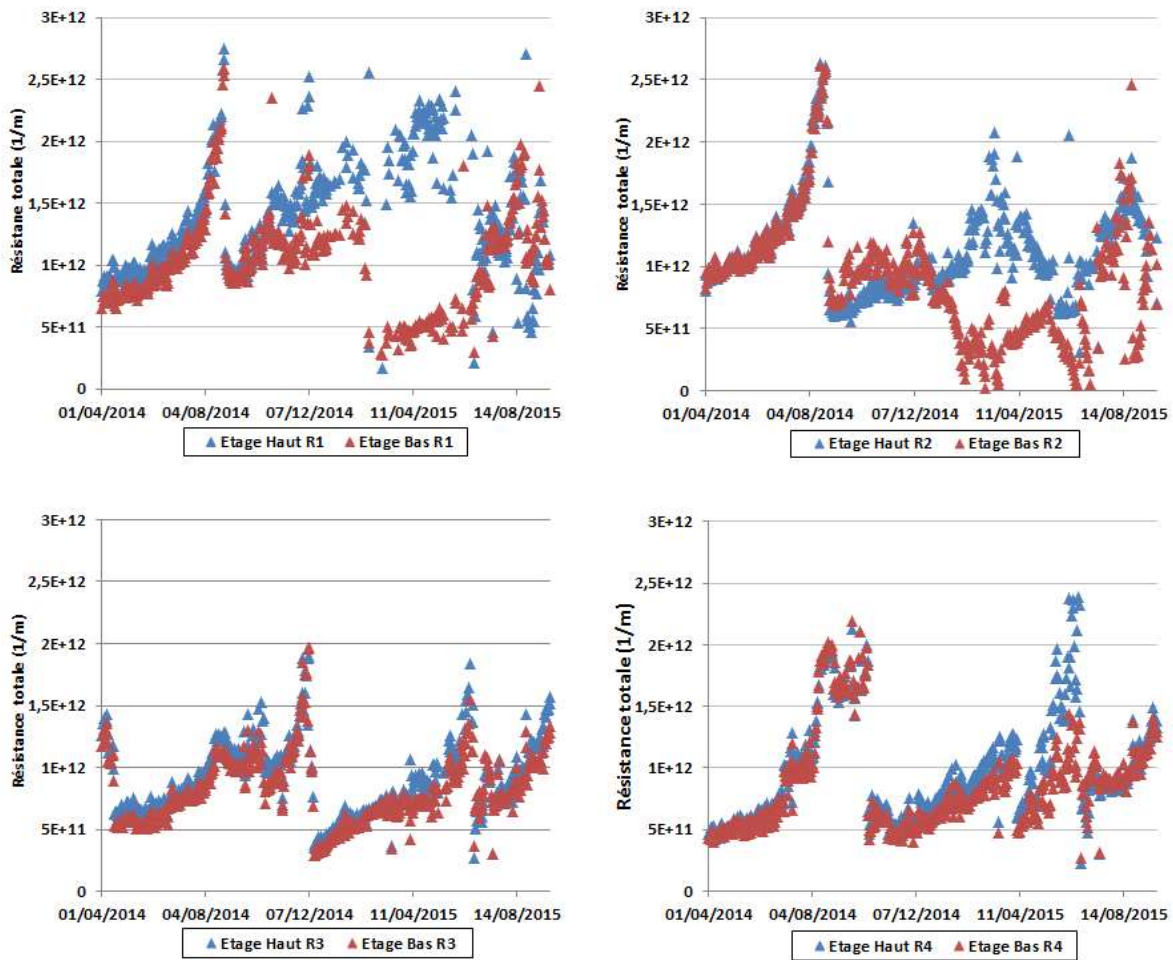


Figure III-8: Variation de la moyenne journalière de la résistance totale de colmatage dans les quatre réacteurs membranaires pour les deux étages haut et bas en (1/m) durant la période du 1/04/2014 au 23/09/2015.

#### Réacteurs N°1 et N°2 :

Après six mois de filtration (exactement le 27/08/2014), les deux étages membranaires du réacteur N° 1 ont subi un lavage alcalin. Ce lavage s'est révélé efficace car il a permis de retrouver les performances initiales : la perméabilité en fin de filtration était de  $R_{IH}=247$  ;  $R_{IB}=268$ ; (LMH/bar) pour revenir respectivement  $483$  ;  $503$  ;  $m^{-1}$ ). De fin décembre 2014 à fin Mars 2015, les modules du Réacteur 1 ne filtrent quasiment pas et la concentration est faible moins de  $5$   $g_{MES}/L$ . Pendant cette période, l'injection de produits chimiques en février (acide pour les deux étages) ont été appliqués avec un retour positif sur la perméabilité de l'étage Bas. Par contre, ce bénéfice n'a pas profité à l'étage Haut où la perméabilité est restée faible. La filtration a ensuite été arrêtée pendant un mois du 19/05/2015 au 19/06/2015. Les perméabilités minimums ont été atteintes au mois de juin ( $R_{IB}72$  ;  $R_{IH}65$  ; LMH/bar) pour des flux de filtration respectifs de 10 et 13LMH.

Concernant le réacteur 2, l'historique montre une faible perte de perméabilité de  $R_{2H}$  0,77 et  $R_{2B}$  0,63 ; (LMH/bar/j) jusqu'à la mi-juillet pour ensuite présenter une perte rapide respectivement de 4,58 et 4,76 LMH/bar/j. Les membranes atteignent leurs perméabilités limites le 27/08/2014 ce qui oblige l'opérateur à réaliser un lavage alcalin pour éliminer le colmatage irréversible. Durant la période avril à décembre 2014, le SADm a été augmenté de 0.25 à 0.36  $Nm^3/h/m^2$  soit un débit d'air de 1000 à 1500  $Nm^3/h$ .

Plusieurs autres lavages ont été effectués : trois retro lavage avec l'eau au mois de janvier (13, 14 et 15/01/2015) pour l'étage Bas suivi par un lavage chimique complet au mois de février (Injection de javel le 12/02 puis d'acide le 13/02) et une autre injection d'acide au 5 /03/2015. Concernant l'étage haut, il subit un lavage complet au mois de mars (Injection de javel le 19/03 puis d'acide le 20/03). Le dernier lavage chimique complet a été fait seulement après 5 mois de filtration (Aout 2015). Durant l'année 2015, le SADm a encore été augmenté de 0.36 à 0.49  $Nm^3/h/m^2$ . Les longues périodes de relaxations avec une aération de 5 min pour chaque heure ou avec une aération continue ont utilisées plusieurs fois pour la restauration partielle des capacités des membranes et le ralentissement le développement des colmatages.

#### Réacteurs N°3:

Les deux étages membranaires sont subis leurs premiers nettoyages chimique en avril 2014 (un lavage alcalin le 8/04 puis un lavage acide le 15/04/2014). Ce lavage a permis aux membranes de retrouver leurs propriétés initiales, ensuite, la perméabilité des deux étages diminue progressivement. Après six mois de filtration, un lavage alcalin (le 13/10/2014) a été effectué. Ce lavage a permis de d'augmenter les perméabilités pour  $R_{3H}$ (277) et  $R_{3B}$  (406 LMH/bar) à 622 et 819 (LMH/bar) respectivement. Ensuite, une perte rapide de la perméabilité des deux étages (Haut et Bas) est observée et à conduit à un autre nettoyage chimique complet deux mois après. Ce lavage a permis de retrouver des valeurs fortes de perméabilité ( $R_{3H}=1122.75$  ;  $R_{3B}=1382$  LMH/bar). Les deux étages ont subi un dernier lavage complet au 22/06/2015. Au total, quatre nettoyages chimiques ont été fait pour le réacteur 3.

#### Réacteurs N°4 :

Le premier lavage a été effectué après six mois de filtration. Les deux étages membranaires du réacteur N°4 ont donc subi un lavage alcalin en octobre 2014 (le 9/10/2014) suivi par des rétro lavages à l'eau. Ce lavage dégradé a cependant permis de restaurer les capacités hydrauliques des membranes et ce pour les deux étages. Un autre nettoyage alcalin a été appliqué six mois plus tard (le 8/04/2015). Les capacités de filtration se dégradent ensuite rapidement et un lavage complet a été fait au bout de deux mois (le 22/06/2015).

Tableau III-7 : Bilan des lavages des réacteurs membranaires de la station de la grande Motte durant la période 01/01/2014 au 23/09/2015

Jours de lavage	Type de lavage	R: N°1		R: N°2		R: N°3		R: N°4	
		EB	EH	EB	EH	EB	EH	EB	EH
08/04/2014	Alcalin					+	+		
15/04/2014	Acide					+	+		
27/08/2014	Alcalin	+	+	+	+				
09/10/2014	Alcalin							+	+
13/10/2014	Alcalin					+	+		
14/10/2014	Eau							+	+
15/10/2014	Eau							+	+
17/10/2014	Eau					+	+		
08/12/2014	Alcalin					+	+		
11/12/2014	Acide					+	+		
13/01/2015	Eau			+					
14/01/2015	Eau			+					
15/01/2015	Eau			+					
06/02/2015	Acide	+	+						
10/02/2015	acide	+	+						
12/02/2015	Alcalin			+					
13/02/2015	Acide	+	+	+					
05/03/2015	Acide			+					
19/03/2015	Alcalin				+				
20/03/2015	Acide				+				
08/04/2015	Alcalin							+	+
09/04/2015	Alcalin							+	+
10/04/2015	Acide							+	+
22/06/2015	Alcalin+Acide					+	+	+	+
24/08/2015	Alcalin+Acide	+	+						
25/08/2015	Acide			+					

EB: étage Bas, EH: étage Haut

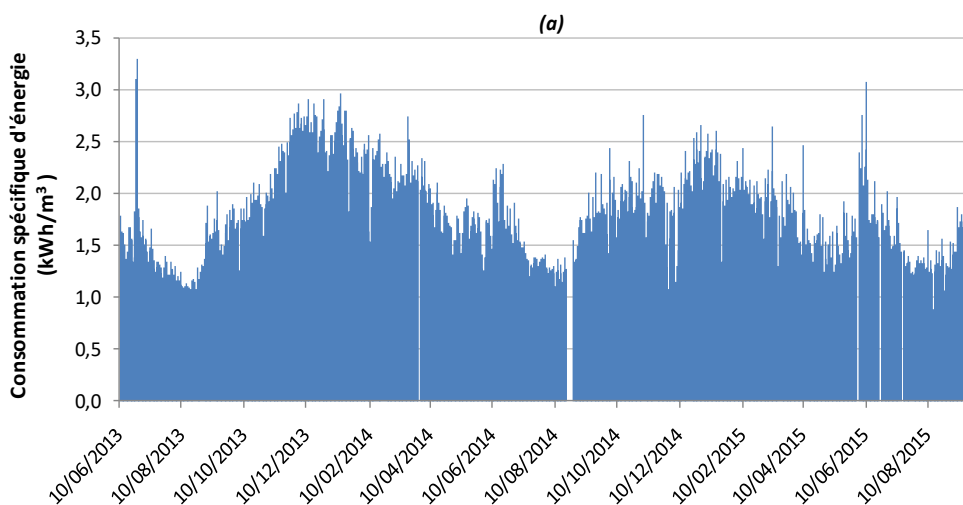
### III.2 La consommation d'énergie de LGM

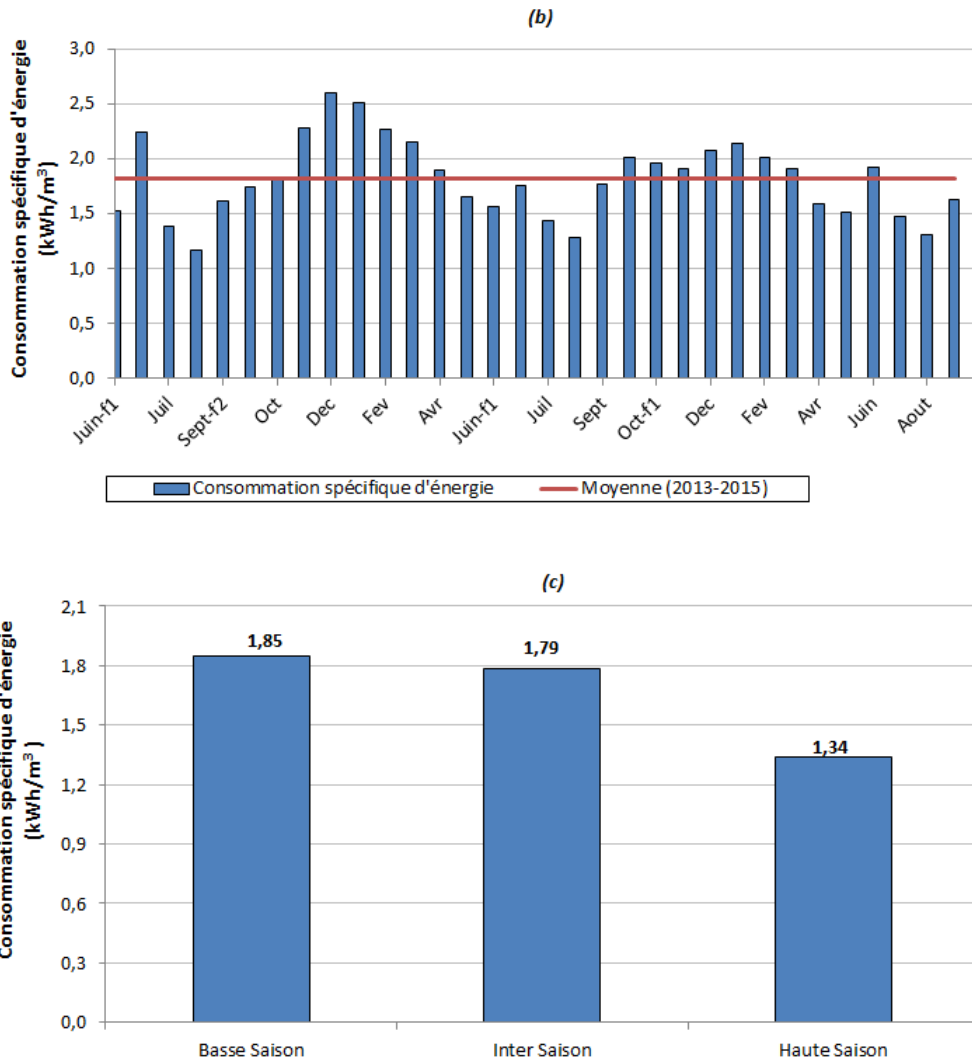
La première étape dans l'évaluation des consommations énergétiques consiste à faire l'inventaire (**Mesurer**) des plus gros consommateurs : Les systèmes d'aération (surpresseurs d'air), poste de relevage, traitement des boues, ... Ensuite, il est important de disposer de consommations de référence afin d'identifier si cette énergie est utilisée de manière adéquate (**Maitriser**). Pour terminer, il est important d'identifier des pistes d'optimisation (**Optimiser**) en suivant par exemple de manière rigoureux les pressions transmembranaires, ou en régulant les teneurs en oxygène dissous dans les bassins (en fonction du redox et des formes azotées).

L'étude énergétique de la station Bàm de la Grande Motte a été faite à partir des temps de fonctionnement et les puissances unitaires des appareils. L'électricité consommée est ensuite « adimensionnée » et exprimée par rapport au volume traité ou à la pollution éliminée : kilowatt-heures par mètres cubes (kWh/m<sup>3</sup> ou kWh/kgDCO ou kWh/kgDBO<sub>5</sub>).

#### III.2.1 Consommation totale de la station

La fig.III-9 (a,b,c) présente les consommations énergétiques spécifiques journalières pour l'ensemble de la station de la Grande Motte durant la période du 10/6/2013 au 23/09/2015.





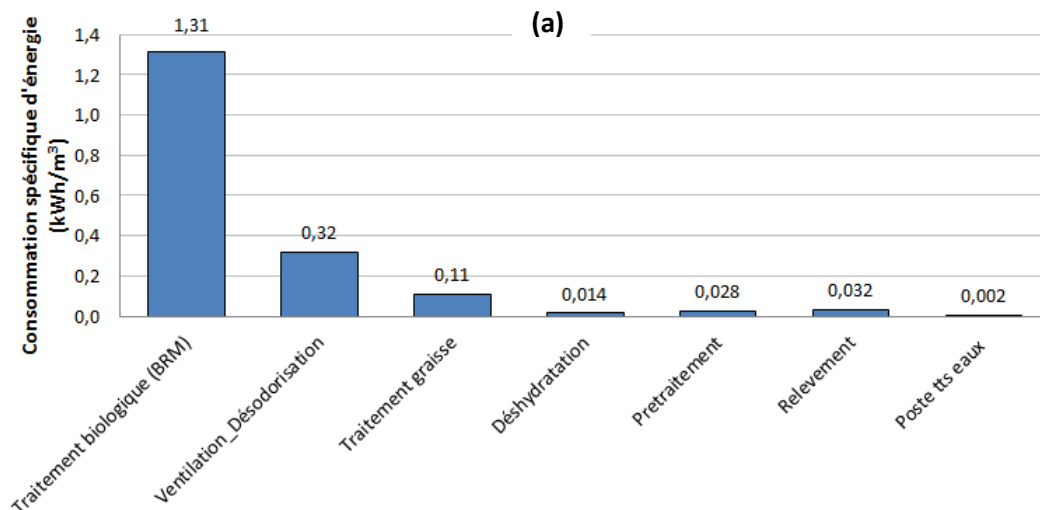


Les moyennes mensuelles de la consommation totale d'énergie dans la Grande Motte sont présentées dans la fig.III-9.b. Durant la période d'étude (10/06/2013 au 23/09/2015), la consommation mensuelle spécifique évolue entre 1.16 kWh/m<sup>3</sup> et 2.6 kWh/m<sup>3</sup> avec un moyenne à 1.82 kWh/m<sup>3</sup>. La consommation d'énergie est la plus faible en HS, et augmente lors de la mise en route de la deuxième File (Juin). On voit aussi qu'un effort d'optimisation est en cours avec une baisse légère des consommations au cours des années et surtout en BS où les consommations sont les plus importantes (Décembre-Janvier).

Ensuite, la fig.III-9.c reprend les moyennes saisonnières (BS, IS, HS). Les variations renforcent les précédentes remarques sur les faibles consommations d'énergie durant les périodes de haute saison. Une diminution de 28% est mesurée entre la basse saison et la haute saison. Cette diminution est en partie due aux charges entrantes : 62% (HS) et 54% (BS) du débit nominal, mais surtout aux charges massiques mesurées (0.041 (HS) contre 0.02kgDBO<sub>5</sub>/kgMES/j).

### III.2.2 Répartition des consommations sur les différents postes de la Grande Motte

Une analyse des dépenses énergétiques a été réalisée pour les différentes unités qui composent la station. La fig.III-10 présente la répartition de ces consommations en fonction des unités de traitement.



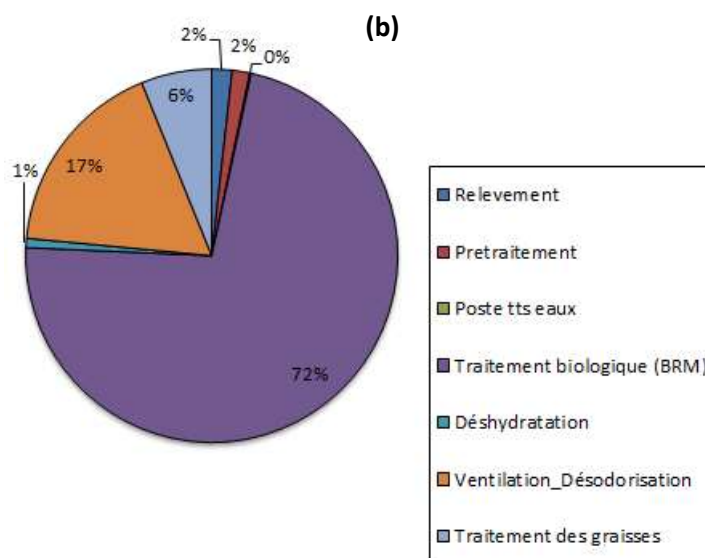


Figure III-10: (a) Consommation par poste (b) Impact de ces postes sur la consommation totale au cours de la période de 10/06/2013 au 23/09/2015.

La fig.III-10 confirme que le traitement biologique des eaux usées par bioréacteur à membrane est le poste principal consommateur d'énergie (72%) dans la station avec une consommation de  $1.31 \text{ kWh/m}^3$  d'eau traitée, suivi par la poste de ventilation-désodorisation (traitement d'air, 17%) et le traitement des graisses (traitement des rejets du prétraitement, 6%) qui consomment  $0.32 \text{ kWh/m}^3$  et  $0.11 \text{ kWh/m}^3$ , respectivement.. Ensuite, viennent les postes de relèvement, prétraitement et déshydratation avec des consommations respectives de  $0.032 \text{ kWh/m}^3$ ,  $0.028 \text{ kWh/m}^3$ ,  $0.014 \text{ kWh/m}^3$ . La plus faible consommation est enregistrée pour le Poste toutes eaux (eau d'exploitation et eau STEP) avec une consommation de  $0.002 \text{ kWh/m}^3$ .

Le poste traitement biologique regroupe plusieurs opérations : Agitation, air process, air membrane, recirculation... qui jouent chacune un rôle dans l'épuration biologique. Ces consommations sont décrites dans le chapitre suivant.

### III.2.3 La consommation d'énergie dans le Traitement biologique (BàM)

La spécificité de la station étudiée réside dans l'utilisation d'une séparation membranaire à la place du traditionnel clarificateur. Si cette séparation permet d'atteindre une qualité d'eau de niveau A+, elle s'accompagne aussi d'une demande énergétique supplémentaire. Une attention particulière a donc été portée sur cette consommation, sa variation au cours du temps et des périodes de fonctionnement comme sa répartition sur les différents postes ((fig.III-11).

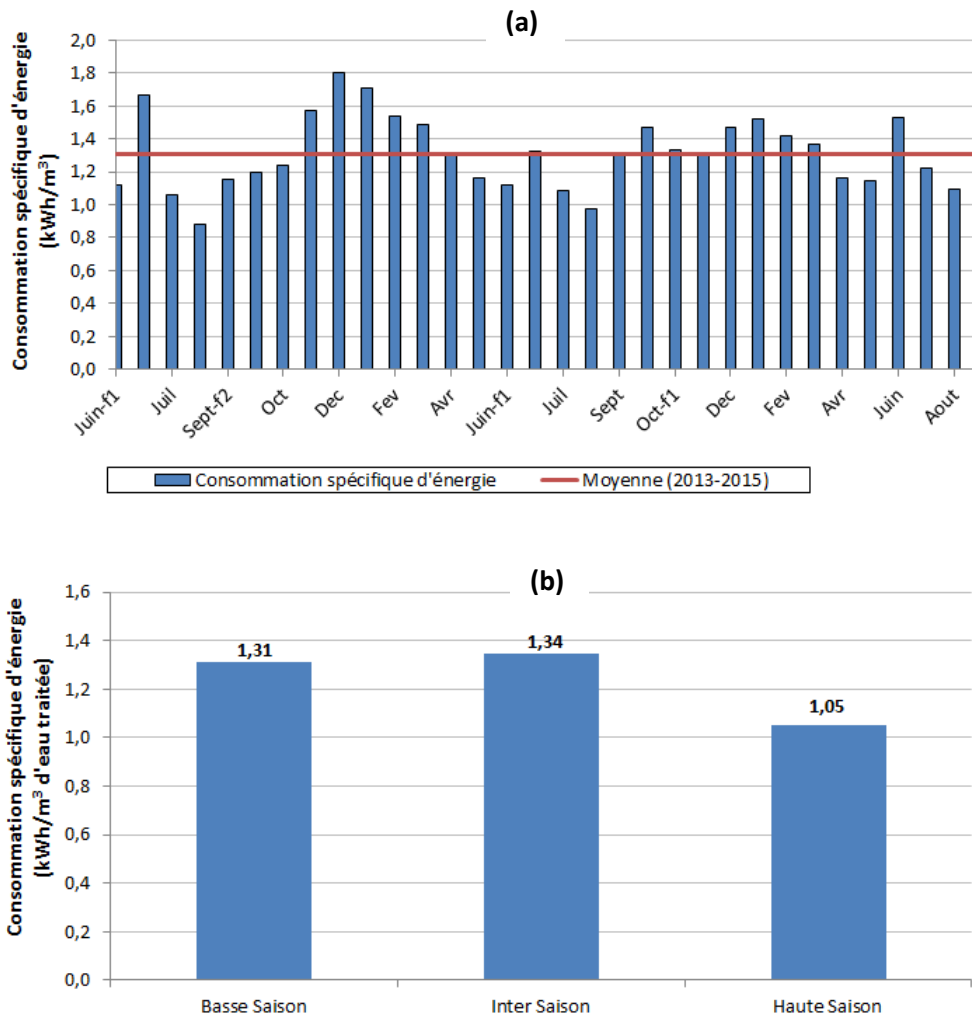


Figure III-11: *(a) Consommation mensuelle et (b) saisonnière du BÀM au cours de la période du 10/06/2013 au 23/09/2015*

La consommation spécifique mensuelle varie entre un minimum de  $0.74 \text{ kWh/m}^3$  et un maximum de  $2.46 \text{ kWh/m}^3$  avec une moyenne à  $1.31 \text{ kWh/m}^3$ . Pour les mêmes raisons (mise en route progressive de la deuxième file), les consommations maximums sont observées lors du 25 et 26/06/2013. Durant la HS, les consommations sont réduites de 28% par rapport à la BS. Ce pourcentage de réduction est le même que celui observé sur l'ensemble des consommations énergétiques (cf. III.2.1).

### III.2.4 Répartition de la consommation d'énergie dans le BÀM

Afin d'avoir plus d'information sur les consommations propres au BÀM, une recherche des différents postes consommateurs a été faite (fig.III-12).

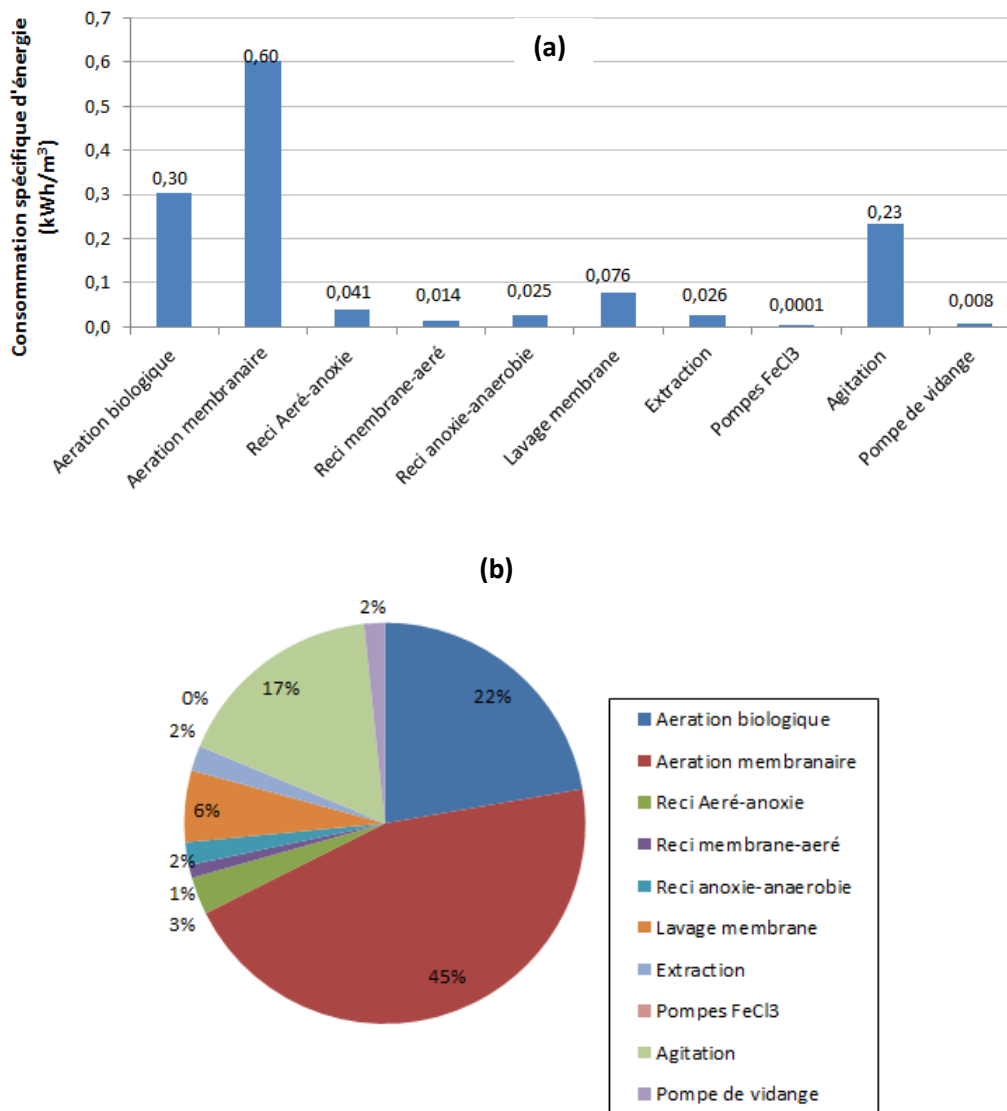


Figure III-12: (a) Consommation par poste et (b) Impact de ces postes sur la consommation total du Bàm

L'injection d'air dans un Bàm (Aération) a deux objectifs : (i) fournir de l'oxygène pour les besoins de l'oxydation biologique (air process) et générer des turbulences au voisinage de la membrane pour limiter et contrôler le colmatage (air membrane). L'air membrane utilise généralement de gros diffuseurs (Orifice > 2 mm) et contribue peu au transfert d'oxygène. Ainsi les surpresseurs représentent la part majoritaire (67%) des besoins énergétiques du Bàm, soit plus de 0,9 kWh/m³. Cette consommation se répartit entre de l'air process (33%) et de l'air membrane (67%). Ce qui représente plus de 45% de la consommation du Bàm pour maintenir la filtration et préserver la perméabilité de la membrane. Cependant, ce pourcentage, néces-

saire pour l'air membrane, est similaire aux résultats obtenus dans littérature ce qui limite les pistes d'optimisation. Ensuite, les besoins en air process sont utilisés pour satisfaire les besoins biologique (Oxydation de la matière organique, oxydation de l'azote ammoniacal et respiration endogène) et représentent 22% de l'énergie consommée par le Bàm.

La comparaison entre les besoins en O<sub>2</sub> pour l'épuration biologique montre que la station de la Grande Motte a consommé plus d'O<sub>2</sub> par rapport aux besoins de référence calculés dans le tableau I-3 : 22.63 kWh/EH/an par rapport aux 21.9 kWh/EH/an (tableau III-8).

Tableau III-8 : Comparaison des besoins énergétique entre les besoins de référence, les besoins de la littérature et la consommation de la Grande Motte en kWh/EH/an

	Besoin de référence* kWh/EH/an	Besoin de littérature** kWh/EH/an	Besoin de la station kWh/EH/an
Aération biologique	21.9	19	22.63

\*Tableau I-3 ; \*\*Tableau I-8

Ensuite, afin de maintenir des bassins parfaitement agités et d'éviter que les boues ne décan- tent, les boues activées sont gardées en suspension à l'aide d'agitateurs présents dans les bas- sins anaérobies, anoxies et biologiques. L'agitation du mélange présente 17% de la consom- mation totale d'énergie dans le Bàm.

La consommation d'énergie est majoritairement répartie sur trois postes: Les surpresseurs pour l'aération biologique et membranaire (67%), les agitateurs (17%) et les différentes pompes : recirculation, injection extraction et lavage (16%).

### III.3 Efficacités énergétiques

#### III.3.1 Relation entre besoins énergétique et débit :

La consommation moyenne d'énergie est influencée par la capacité initiale de la station et donc son dimensionnement initial : Volume des bassins, puissances des moteurs et des sur- presseurs en place, et le débit qui arrive à l'entrée de la station. Certains paramètres sont fi- gés : Puissance des agitateurs, débit des pompes de recirculation, d'autres peuvent être ajustés (si des variateurs de puissance ont été installés) et enfin certains paramètres peuvent être régu- lés (Aérateur). La fig.III-13 montre comment ces consommations sont reliées au débit entrant pour les différents périodes d'étude " Basse, Inter et Haute saison et comment elles évoluent par rapport à la capacité hydraulique nominale.

On observe une tendance générale vers une baisse de la consommation quand le débit augmente. En BS, La consommation d'énergie diminue de 3 kWh/m<sup>3</sup> à 1.25 pour des capacités de 37% et 80% de la capacité nominale. Cette diminution tend vers une consommation de référence pour LGM : 1 kWh/m<sup>3</sup> quelles que soit les saisons. La haute saison est moins impactée par la baisse de débit (1.71kWh/m<sup>3</sup> à 40% de la capacité) que la basse saison (2.3kWh/m<sup>3</sup> à 40% de la capacité). La forte consommation spécifique d'énergie est le résultat de conduite dans des conditions non-optimales du Bàm. En effet, la part non-ajustable de la puissance reste importante et il serait intéressant de proposer soit des variateurs de puissances, soit de court-circuiter certains bassins, soit de diminuer les teneurs en MES dans le réacteur biologique. A titre comparatif, la consommation spécifique d'énergie a diminué de 1,66 kWh/m<sup>3</sup> à 0,39 kWh/m<sup>3</sup> quand le débit est passé de 8000 m<sup>3</sup>/jour à 44000 m<sup>3</sup>/jour à Nordkanal en Allemagne en 2007 (Engelhardt, 2008).

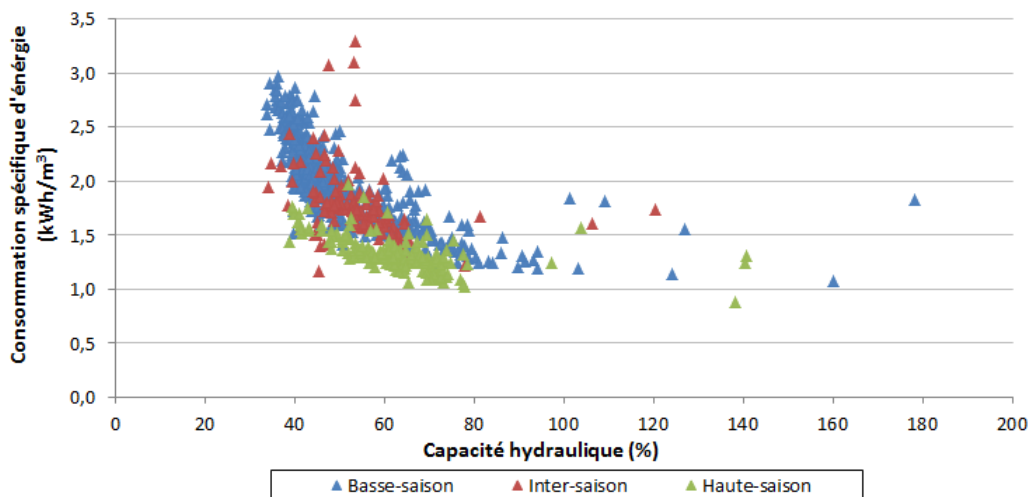


Figure III-13: la consommation spécifique d'énergie en fonction de la capacité hydraulique pour la Grande Motte pour les trois périodes (Basse-Inter-Haute saison) 2013-2015.

Le fonctionnement avec une utilisation hydraulique au-dessous de 40 à 50% est préjudiciable. Ceci confirme la présence de certains équipements, qui consomment la même quantité d'énergie quel que soit le volume traité. C'est par exemple le cas de l'énergie consommée par l'aération membranaire ou les taux d'aération nécessaires à membrane ne sont pas proportionnels aux volumes du débit traité. La fig.14 présente la variation des débits d'air membranaire en fonction des flux net de sortie pour chaque réacteur membranaire. Une même aération est dépensée quel que soit le volume traité. La variation de débit d'air membranaire n'est donc pas proportionnelle avec l'augmentation des flux net. L'opérateur travaille donc en fixant la

demande en aération par rapport à la surface membranaire et non par rapport au débit d'eau filtrée. Cette demande varie entre 0.27 à 0.48 Nm<sup>3</sup>/h/m<sup>2</sup>. Il serait donc intéressant, lors des BS de minimiser le nombre de cellules membranaires à mettre en route. En effet, une cellule comporte 4060 m<sup>2</sup> pour un débit moyen BS de 2530 m<sup>3</sup>/j, soit un flux moyen de 25.9 LMH.

Le fonctionnement à des conditions d'écoulement optimales, c'est-à-dire à proximité du flux de design en temps sec (22.9 LMH), se traduit par une faible consommation spécifique d'énergie et donc améliore l'efficacité énergétique. A titre d'exemple, un fonctionnement à 10 LMH entraîne une consommation spécifique pour l'air membrane de 0.43 kWh/m<sup>3</sup>, alors que le même fonctionnement à 5LMH multiplie par deux cette consommation.

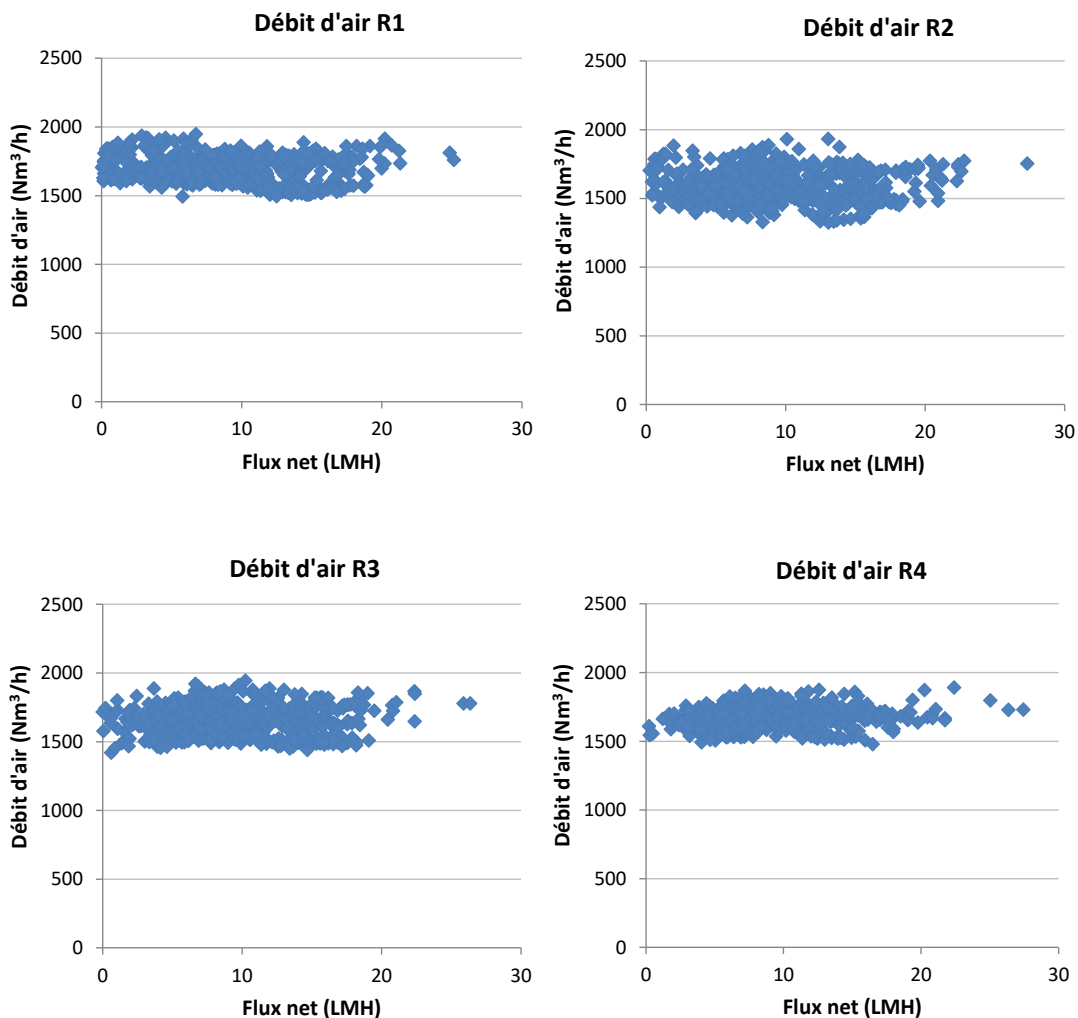


Figure III-14: Variation des débits d'aération membranaire en fonction des flux net de filtration pour les quatre compartiments membranaires.

### III.3.2 Relation entre la consommation d'énergie et la Charge organique

Il convient de noter que la consommation d'énergie d'une station d'épuration peut aussi être exprimée par rapport à la charge organique traitée : soit la DCO éliminée ou la DBO<sub>5</sub> éliminée ainsi que la charge azotée. Dans notre cas, rejet en zone sensible, les besoins sont donc plus importants que ceux d'une station que ne traiterait que la pollution organique. Dans un premier temps, les données seront exprimées en kWh/kg de BOD<sub>5</sub> éliminé et en kWh/kg de DCO éliminé. Il faudrait, comme le rappelle la partie bibliographique trouver un indicateur commun pour la DBO<sub>5</sub> et l'azote, soit la quantité d'oxygène à fournir. On rappelle qu'il faut 0.33 kg d'O<sub>2</sub>/kgDBO<sub>5</sub> oxydé et 4.57 kg d'O<sub>2</sub>/kgN oxydé. Ce travail n'est jamais fait, c'est pourquoi de nombreuses études ne ramènent les puissances dissipées qu'au débit traité. Dans cette étude, la consommation d'énergie spécifique du traitement biologique (BàM) est illustrée dans la fig.III-15 :

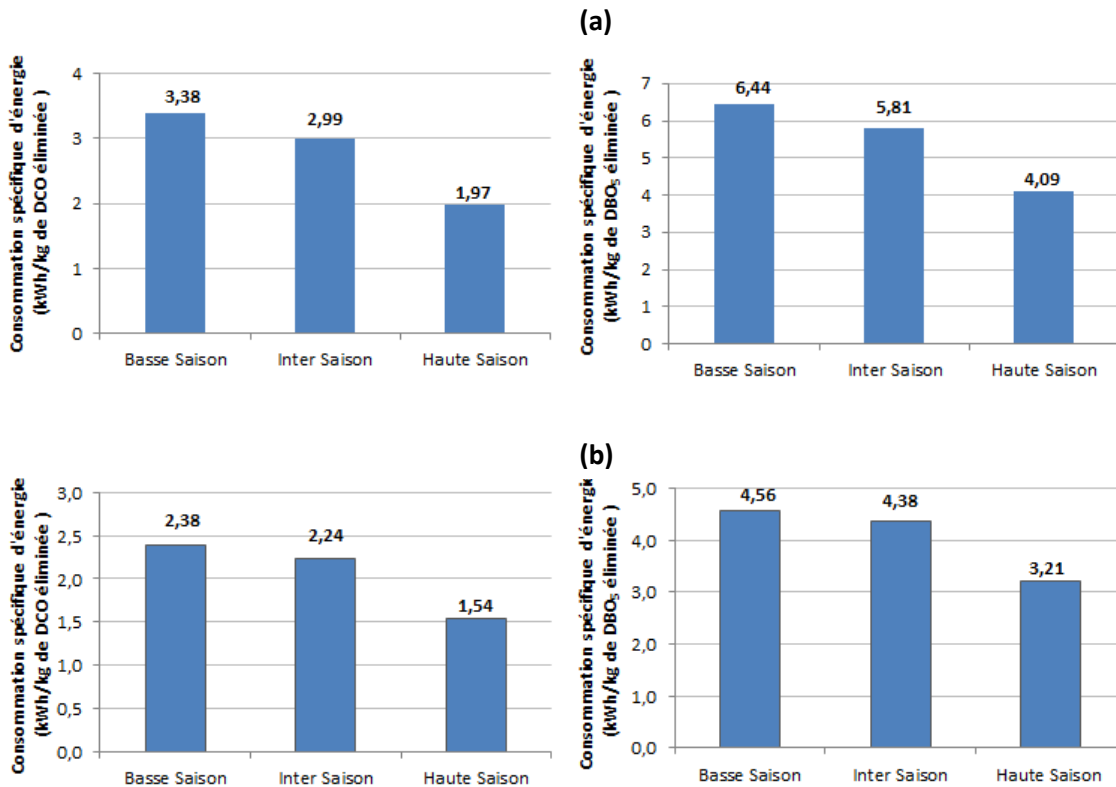


Figure III-15: La Consommation spécifique d'énergie kWh/kg DCO éliminé et kWh/kg DBO<sub>5</sub> éliminé : (a) totale station (b) Bioréacteur à membrane de la station Grande Motte.

En basse saison le BàM représente 70% de la consommation spécifique totale (En DCO comme en DBO<sub>5</sub>), en HS, cette consommation augmente à 78%. Les conclusions ressemblent aux conclusions qui ont été faites sur la base de la consommation spécifique normalisée par le



débit traité (& III .2.3). Le passage de la BS vers la HS permet de réduire les consommations de 2.38 à 1.54 kWh/kgDCO ou de 4.56 kWh/kgDBO<sub>5</sub> à 3.21 kWh/kgDBO<sub>5</sub>.

En reprenant les consommations au cours des trois années d'étude, il est possible de tracer les consommations en fonction de la concentration en DCO en entrée, du rapport DCO/N et surtout en fonction du flux de DCO. L'influence des caractéristiques de l'intrant sur la consommation d'énergie est résumée dans la fig.III-16. Les courbes montrent des allures décroissantes qui tendent vers une valeur limite de 1 kWh/kgDCO. Le flux étant le produit du débit par la concentration, cette allure est encore plus marquée sur la courbe consommation en fonction de la charge.

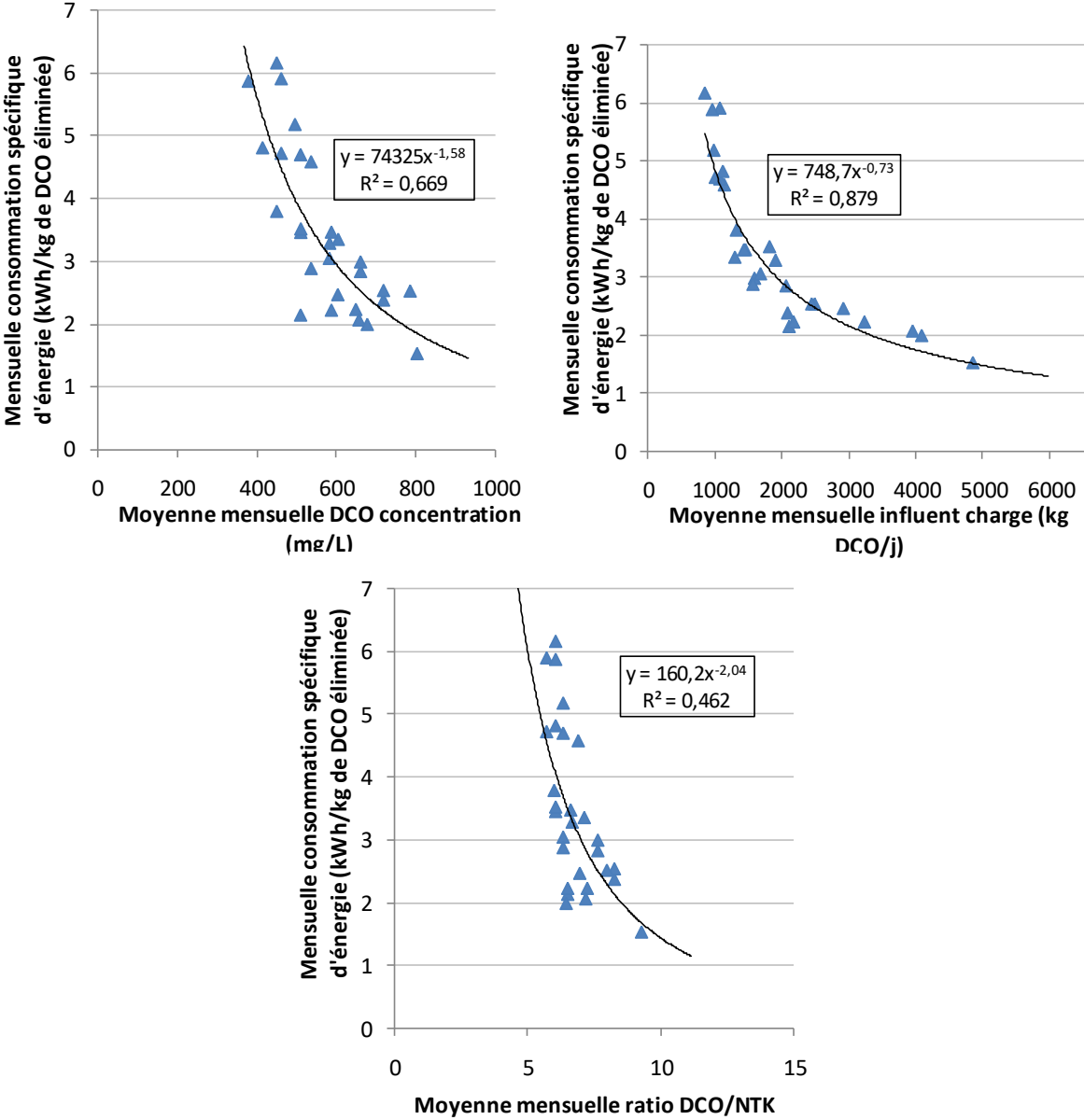


Figure III-16: Relation entre la consommation spécifique d'énergie en kWh/kg de DCO éliminé et (a) DCO concentration en mg/L, (b) Charge organique en kg DCO/j et (c) ratio DCO/NTK

### III.4 Stratégies pour améliorer l'efficacité énergétique dans les usines de traitement des eaux usées

#### III.4.1 Économies d'énergie liées à l'exploitation

L'énergie représente un coût significatif lors du traitement des eaux usées avec une utilisation continue et ce pour chaque opération unitaire : de la collecte des eaux usées brute à l'évacuation des effluents traités. Les stratégies pour améliorer l'efficacité énergétique des stations d'épuration doivent réduire la quantité d'énergie consommée tout en assurant la fiabilité du traitement et sa qualité afin de répondre aux normes de rejet. Pour cela, et comme l'air membrane représente 45% des dépenses totales du BâM:

- Une stratégie d'économie d'énergie a été mise en place en réduisant la durée de filtration et en maximisation le débit de filtration. L'idée est de jouer sur le marnage des bassins (Un mètre) et de toujours filtrer au flux maximal puis ensuite faire des phases de relaxation pendant le re-remplissage des bassins. Il a été observé qu'après des périodes de relaxation de quelques jours, les membranes sont capables de travailler à flux élevé pendant au moins un jour. La figure III.17 montre les flux de filtration obtenus et l'impact de cette stratégie sur la perméabilité membranaire. Cette stratégie permet d'économiser l'énergie liée à l'aération membranaire en filtrant de manière discontinue en alternance avec des phases de relaxation. Durant la relaxation, les durées d'aération sont de cinq minute par heure.

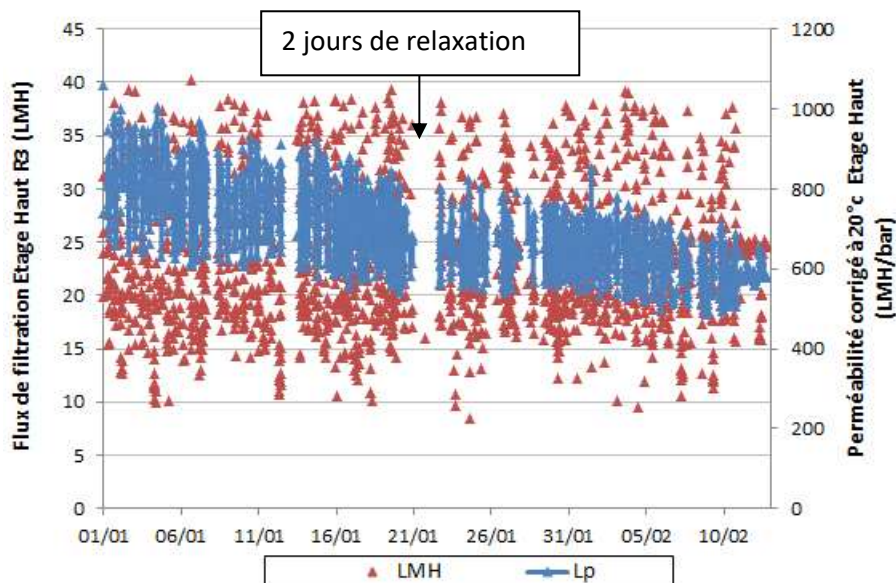


Figure III-17 : Effet des longues périodes de relaxation sur la perméabilité de membrane lors de la filtration à débit de pointe.

L'utilisation d'une aération intermittente (mise en route à fort débit uniquement lors de la filtration) permet une économie de l'énergie en réduisant le nombre d'heures de fonctionnement des surpresseurs. La durée des phases de relaxation sans aération doit cependant être contrôlée par la mesure du potentiel d'oxydo-réduction et par la recirculation. Les risques encourus sont des phases anoxies trop longues et des sédimentations dans les compartiments membranaires.

D'autres stratégies sont aussi possibles comme disposer d'un système d'aération à deux niveaux, pour pallier aux défauts d'aération pendant les phases de relaxation et fournir de l'air process dans les compartiments membranaires. Il est possible aussi d'ajuster par le biais de la recirculation la concentration en MES dans le réacteur aéré afin d'optimiser les efficacités de transfert d'oxygène et surtout le facteur alpha qui est relié aux MES. En effet, l'air process représentant 23% des coûts énergétiques.

### III.4.2 Économies d'énergie liées à l'équipement

Face à la forte variation saisonnière qui arrive sur la station, les pompes et les surpresseurs d'aération sont équipés d'un variateur de fréquence permettant d'adapter la puissance énergétique aux flux entrants. Le passage d'une vitesse constante à une vitesse variable, par la modulation de fréquence, permet de rechercher une efficacité globale optimale des équipements dans des conditions de fonctionnement différente. En effet, entre la BS et la HS, le volume

des ouvrages biologiques est doublé (Ouverture de la deuxième File) mais le débit entrant est multiplié par trois. Cette souplesse permet également d'envisager de nouvelles stratégies de contrôle pour le pompage des liquides et l'aération des membranes tout en assurant les besoins du procédé.

### III.5 Proposition d'autres stratégies d'économie d'énergie

Au regard des données analysées, et surtout face aux flux entrants, il serait intéressant de revoir la pertinence de la mise en route de la deuxième File lors de la HS. En effet, les données montrent une charge massique maximale ponctuelle inférieure à  $0,1 \text{ kg DBO}_5/\text{kg MES}/\text{j}$ . Il est donc possible de tourner avec une seule file tout en minimisant les concentrations en MES pendant la basse saison. De plus, afin d'augmenter la charge massique en BS qui stagne autour de  $0,020$ , il serait possible comme le montre la figure III-18 de court-circuiter le bassin anoxique et réduire les concentrations en MES dans le réacteur aéré à  $4 \text{ g/L}$ .

Rappelons que lors de la période de Basse saison, les quatre réacteurs membranaires sont mis en service.

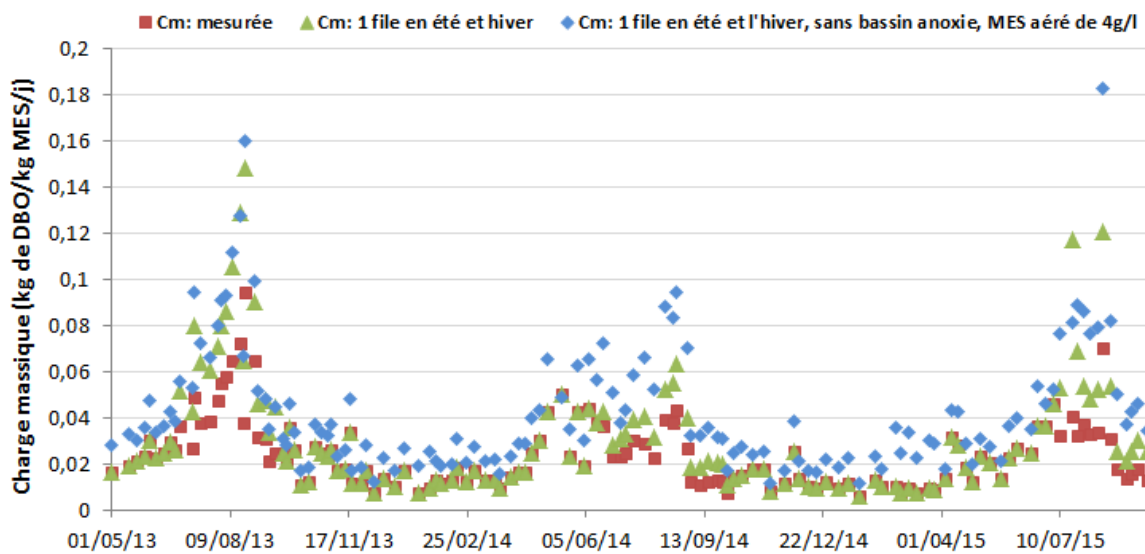


Figure III-18 : Charge massique mesurée et optimisée en ajustant les teneurs en MES et en réduisant les volumes mis en service.

Le tableau III-8 présente la charge massique moyenne pour chaque période (BS, IS et HS) dans les trois cas. Les charges massiques restent faibles, ce qui confirme que la qualité d'eau sera assurée en été et ce **uniquement avec une file en marche**.

Tableau III-9: Charge massique moyenne pour chaque période dans les trois scénarios

	Cm mesurée	Cm: 1 file en été	Cm: 1 file en été+ sans anoxie+ MES de 4 g/l en bassin aéré
Basse saison	0,020	0,020	0,031
Inter saison	0,022	0,031	0,041
Haute saison	0,041	0,064	0,081
Moyenne totale	0,028	0,038	0,051

### III.6 Conclusion

L'étude énergétique complète a permis de sectoriser les dépenses énergétiques, d'identifier et de quantifier les postes les plus énergivores : l'air membrane (32,4%), la désodorisation (17%) et l'air process (16%). Ainsi, il devient possible de quantifier les actions possibles ainsi que leurs impacts sur la consommation globale. Les trois ans de suivis montrent les conclusions suivantes ainsi que les pistes d'optimisation :

- L'étude de la station d'épuration de LGM de type Bàm, sur le long terme, confirme l'excellente capacité épuratoire de ce procédé intensif. Cette étude souligne aussi l'importance de l'aération dans le traitement (i) pour oxyder les polluants ( $DBO_5$  et N) et garantir la qualité d'eau et (ii) lutter contre le colmatage. Cette aération (consommation des surpresseurs) a un impact lourd sur la consommation énergétique (49,5% de la consommation totale et 67% de la consommation du Bàm).
- Cette consommation en énergie est le principal coût d'exploitation. Cependant, le Bàm présente une exploitation raisonnée, avec de bonnes performances, sans problèmes majeurs et, malgré son fonctionnement en sous-charge, consomme entre  $0.88\text{kWh/m}^3$  et  $3.3\text{kWh/m}^3$  avec une moyenne de  $1.82\text{kWh/m}^3$  d'eau traitée. Ces valeurs sont semblables à d'autres installations type Bàm trouvées dans la littérature. Par rapport à une station classique, les membranes et surtout l'air membrane compte pour 32% de la consommation totale, ce qui ajoute un surcout énergétique de  $0,6\text{kWh/m}^3$ .
- Une optimisation de cette dépense peut être réalisée en optimisant les durées et les flux de filtrations. Le fonctionnement à des conditions d'écoulement optimales, c'est-à-dire proche du flux de filtration maximal admissible et en imposant des temps de filtration et un marnage des bassins se traduit par une consommation d'environ  $1.3\text{kWh/m}^3$  pour une capacité hydraulique à 80% de la capacité nominale. Ce point peut encore être optimisé en adaptant le nombre de cellules membranaires aux flux à traiter et aux variations de ce flux entre les saisons et au cours de la vie de la station.

- La variation de débit entre la BS et la HS se situe autour d'un facteur trois. Cependant, les volumes d'ouvrages ne peuvent qu'être doublés (à moins de shunter des bassins en BS). Mais les variations de température, entre l'hiver et l'été, permettent, en été, une augmentation de l'activité bactérienne ce qui permet toujours un bon traitement de l'azote (Le TRS est supérieur à 17 jours). Il est aussi possible grâce à la séparation membranaire d'ajuster les concentrations en MES (entre 1 et 10 g/L) et donc d'ajuster l'âge des boues pour garantir une bonne concentration en bactéries autotrophes.
- D'autres indicateurs ont été utilisés pour exprimer la consommation d'énergie (kWh par kg de DBO<sub>5</sub> ou DCO éliminés). Les résultats montrent que les tendances sont similaires entre ces différentes expressions. Par contre, l'évolution de ces indicateurs en fonction du débit ou de la pollution entrante, montrent que plus la charge augmente et plus ces indicateurs diminuent. Ces diminutions ont une tendance asymptotique qui tend vers une consommation minimale de 1 kWh/m<sup>3</sup> et 1 kWh/kgDCO.

**Partie IV: Cost minimization in a full-scale conventional wastewater treatment plant: associated costs of biological energy consumption versus sludge production**

Dans cette partie, les résultats de modélisation et de simulation d'une station d'épuration de type boues activées (STEP de Mauguio) sont présentés. L'objectif de cette étude est d'examiner les consommations énergétiques et les coûts liés à la gestion des boues de la station de Mauguio et d'évaluer l'impact des conditions opératoires.

La modélisation de la STEP et les simulations ont été effectuées à l'aide du logiciel GPS-X (Hydromantis Inc. ; Cambridge, Ontario).

Cette partie de résultats est présentée sous la forme d'un article scientifique qui a été accepté pour publication à Water Science and Technology.

### **Cost minimization in a full-scale conventional wastewater treatment plant: associated costs of biological energy consumption versus sludge production**

S. Sid<sup>1</sup>, A. Volant<sup>1</sup>, G. Lesage<sup>1</sup>, M. Heran<sup>1\*</sup>

<sup>1</sup>IEM (Institut Européen des Membranes), UMR 5635 (CNRS-ENSCM-UM), Université de Montpellier, Place E. Bataillon, F- 34095, Montpellier, France.

\*corresponding author: geoffroy.lesage@umontpellier.fr

#### **Abstract**

Energy consumption and sludge production minimization represent rising challenges for WWTPs. The goal of this study is to investigate how energy is consumed throughout the whole plant and how operating conditions affect this energy demand. A WWTP based on conventional activated sludge process was selected as a case study. Simulations were performed using a pre-compiled model implemented in GPS-X simulation software. Model validation was carried out by comparing experimental and modeling data of the dynamic behavior of the mixed liquor suspended solids (MLSS) concentration and nitrogen compounds concentration in the effluent, energy consumption for aeration, mixing and sludge treatment and annual sludge production over a 3 year exercise. In this plant, the energy required for bioreactor aeration was calculated at approximately 44% of the total WWTP energy demand. The cost optimization strategy was done by varying the MLSS concentrations (from 1 to 8 gTSS/L) while recording energy consumption, sludge production and effluent quality. An increase of MLSS led to an increase of oxygen requirement for biomass aeration, but it also reduced total sludge production. Results show a key MLSS concentration allowing to find the best compromise between levels of treatment required, biological energy demand and sludge production while minimizing the overall costs.

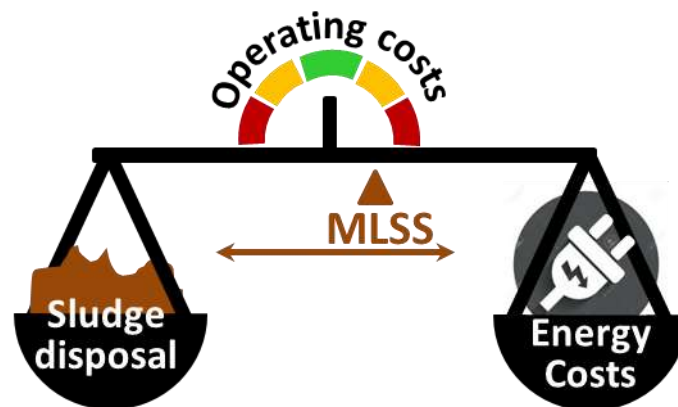


## Keywords

*Wastewater treatment, Conventional activated sludge, Energy consumption, Sludge production, cost optimization, Modeling.*

## Highlights

- \* Aeration is the highest energy demand operation within the activated sludge process.
- \* Increasing the MLSS concentration leads to a decrease in cost associated to sludge management.
- \* Increasing the MLSS concentration leads to an increase in cost associated with biological aeration.
- \* Optimal MLSS concentration could be determined with a modeling and simulation strategy.



### IV.1 Introduction

Climate changes and resource scarcities are the main key challenges facing the world in the 21<sup>st</sup> century. According to the World Health Organization, 36% of the world's population, corresponding to 2.5 billion people, still did not have access to wastewater treatment facilities in 2011. In developed countries, wastewater treatment accounts for about 3% of the electrical energy load (Curtis et al., 2010). Optimization of wastewater treatment (WWT) management is a major challenge in economic and social development and public health. And, even if activated sludge process is the most widely used intensive WWT for domestic sewage in the world, it is still a high energy demand system. Indeed, a typical value for a domestic wastewater treatment plant (WWTP) energy consumption is about 0.6-1 kWh/m<sup>3</sup> of wastewater treated, and about half of this is for electrical energy to supply air for the aeration tanks (Curtis et al., 2010, McCarty et al., 2011).

The energy demands in WWTPs, based on the Conventional Activated Sludge (CAS) process, are for biological aeration, mechanical suspended solids mixing and recycling, and solid waste dewatering and pumping. Aeration usually accounts for about 30-60% of electricity consumption, followed by sludge treatment (25-65%) and pumping (15-20%) (Liu et al., 2011, Plappally et al., 2013). The table 1 presents the synthesis of energy consumption in waste water treatment. This synthesis comes from Smith (1973, 1978) and Pabi (2013).

**Table 1:** Energy used for secondary wastewater and sludge treatment processes

Energy intensity		kWh/m <sup>3</sup>	kWh/PE/year
<b>Secondary treatment CAS)</b>	Aeration without nitrification	0.16-0.14	11-10
	Aeration with nitrification	0.26-0.25	18.9-18.25
	Return Sludge Pumping	0.012-0.0083	0.85-0.59
	Secondary Clarifiers	0.011-0.0019	0.76-0.14
<b>Sludge treatment</b>	Sludge pumping	0.00044-0.00017	0.031-0.012
	Gravity Thickener	0.0023-0.00036	0.16-0.026
	Dissolved air flotation	0.018-0.012	1.3-0.88
	Belt filter	0.0057	0.4
	Direct centrifugation	0.032-0.019	2.3-1.4

Thus, aeration optimization is of great significance and would lead to big savings of both energy and money for WWTP operators. Operational costs associated with sludge management (disposal and treatment of excess sludge) are often considered as important economic problems when dealing with activated sludge (Liu and Tay, 2001). Moving from conventional activated sludge process to an extended aeration process results in a decrease of about 30% of sludge production which consequently leads to a decrease of sludge treatment and disposal costs. To minimize excessive sludge production, Mahmood & Elliott (2006) proposed two approaches, based on either post treatment of the excess sludge (which could be exposed to heat treatment, chemical oxidation or sludge digestion) or based on in situ process reduction of the sludge production. More attention is currently given to in situ sludge reduction rather than post treatment of sludge that requires extra cost (Guo et al., 2013). Indeed, several methods have been proposed to optimize the process parameters to lower sludge production such as uncoupling metabolism, maintenance metabolism, lysis-cryptic growth, and worm predation technology (Wei et al., 2003). On a laboratory scale, using a conventional activated sludge reactor, Abbassi et al. (2000) showed that a reduction of about 25% of the sludge production could be achieved by increasing the dissolved oxygen concentration from 2 to 6 mg/l. Low & Chase (1999) also reported that the sludge production could be reduced by 44% by increasing the MLSS from 1.7 to 10.3 g/L. However, a long solid retention time (SRT) and

high dissolved oxygen (DO) concentration require excessive aeration and a subsequent energy consumption which could increase operating costs. Therefore it is necessary to determine the optimum operating parameters and conditions in order to achieve a cost effective minimization for sludge production and sludge line energy demand.

Modeling and simulation can significantly contribute to the understanding and design of CAS WWTPs and are useful tools in the selection of operational strategies that improve process stability, effluent quality and operational costs. In a “process-based” model, the WWTP is described by two interconnected sub-models: the activated sludge model, which describes the biological degradation of organic matter and nutrients, and the settler model, which describes the separation process between particulate and dissolved fractions of the activated sludge (Szilveszter et al., 2010, Grau et al., 2007). Since the early 1970s, there have been numerous studies on activated sludge system modeling in the literature (Siegrist and Tschui, 1992; Çinar et al., 1998; Carucci et al., 1999; Makinia et al., 2002; Jeppsson et al., 2013). However, short-term data has been used in most modeling studies and the influence of operating parameters on WWTP operating costs associated to biological treatment and sludge management were rarely studied. Based on the carbon oxidation processes, nitrification and denitrification and biological phosphorus removal, activated sludge models (ASM1, ASM2/ASM2d and ASM3) have been proved to be excellent tools for biological reaction modeling (Nuhoglu et al., 2005). These models are currently applied in a lot of commercial software dedicated to the modeling and simulation of biologically based WWTP: as GPS-X, SIMBA, AQUASIM, BioWin, EFOR, STOAT and WEST (Gernaey et al., 2004; Olsson & Newell, 1999).

By collecting and analyzing three years of monitoring data from the CAS plant of a WWTP in the Montpellier area, this study aimed to (i) assess the energy consumption and operating costs of the plant, (ii) validate and apply a mathematical model to simulate the full scale plant in transitory phase, and (iii) propose energy saving strategies to reduce operating costs with regards to energy consumption and sludge production.

## **IV.2 Materials and methods**

### **IV.2.1 WWTP description**

A WWTP located in the area of Montpellier was selected as a reference case-study. This plant began sewage treatment in 2008 and was designed to treat 4680 m<sup>3</sup>/day of sewage with a nominal capacity of 24 000 equivalent inhabitants (eq.inh.). The average flow was recorded between January 2013 and October 2015 at 112 m<sup>3</sup>/h (with a maximum peak flow of 446

m<sup>3</sup>/h). The characteristics of the wastewater at the inlet of the case-study WWTP are presented in Table 2.

**Table 2:** WWTP influent concentrations recorded during the studied period.

Parameters	Units	Concentration
COD	mg/L	792±209
MLSS	mg/L	427±158
BOD	mg/L	309±88
TKN	mgN/L	66±16
N-NH <sub>4</sub>	mgN/L	45.7±8
Pt	mg/L	7±2

The biological treatment (i.e. CAS treatment) consists of a contact tank (150 m<sup>3</sup>) equipped with an agitator (1.5 kW), an anaerobic tank (1200 m<sup>3</sup>) equipped with two agitators (4 kW each). Three slow agitators (4 kW each) and membrane diffusers placed in the aerated tank (4650 m<sup>3</sup>) provide mixing and aeration of mixed liquor. Sludge effluent separation is achieved by a secondary clarifier (with a total surface area of 979 m<sup>2</sup>) and the sludge is finally dewatered by centrifugation.

#### IV.2.2 Modeling methodology

Three years of operating data from 2013 to 2015 were gathered and used to develop a dynamic simulation model with the GPS-X (v.6.5) software package (Hydromantis Inc., Ontario, Canada).

The model layout of the WWTP used for simulation is given Figure 1. The *Mantis* model, which is similar to the *Activated Sludge Model No. 1* (ASM1) was used for biological processes, and the *CODstates* influent model was used for influent characterization. The clarification process was modeled using a *Simple 1D* model (Takács et al., 1991).

Daily average values of influent flow rate, Mixed Liquor Suspended Solids in the aeration tank (MLSS<sub>r</sub>) and influent concentrations [Chemical Oxygen Demand (COD<sub>in</sub>), Ammonium (NH<sub>4in</sub>), and Total Kjeldahl Nitrogen (TKN<sub>in</sub>)] were used as input for the model. Oxygen transfer efficiency of the fine bubble diffusers was controlled by setting the Dissolved Oxygen (DO) concentration at 2 mg/L and corrected values of the alpha factor (which allowed theox-

xygen transfer rate in an activated sludge reactor to be corrected), based on equations 1 and 2 (Drews & Kraume, 2005), were added as input aeration parameters.

$$\phi_{O_2} = \alpha K_{la}(C^* - C) \quad \text{Equation 1}$$

$$\alpha = e^{-0.088MLSS} \quad \text{Equation 2}$$

Where:

$\phi_{O_2}$ : Oxygen transfer rate (mg/L/day)

$\alpha$ : Corrective factor for oxygen transfer rate (-)

$K_{la}$ : Oxygen mass transfer coefficient at field conditions (1/day)

$C^*$ : DO saturation concentration at field conditions (mg/L)

$C$ : DO concentration in the reactor (mg/L)

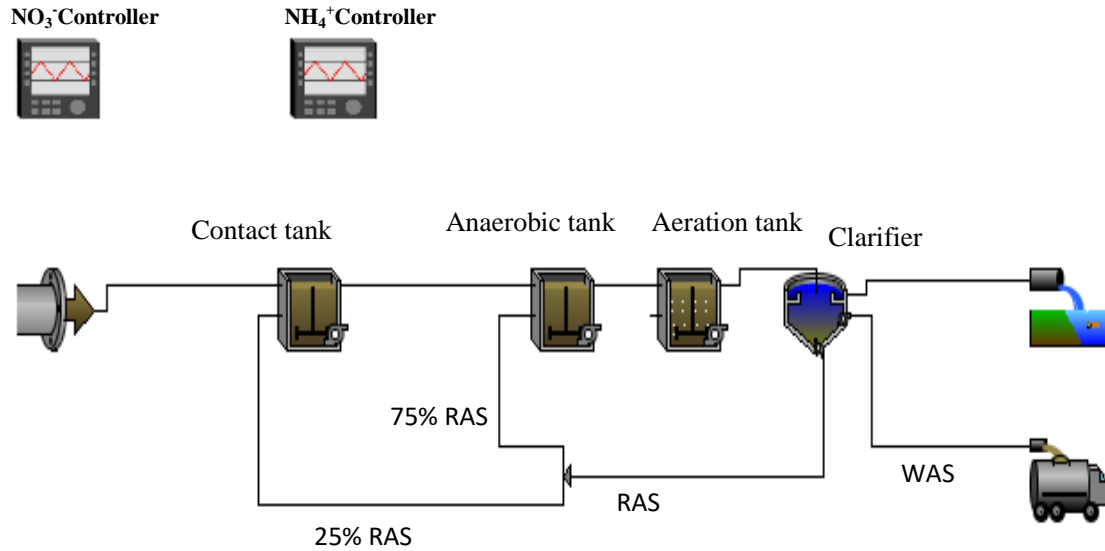
MLSS: Mixed Liquor Suspended Solids concentration (g/L)

The nitrification-denitrification cycles in the aeration tank were optimized by the use of two ON/OFF controllers for  $NH_4^+$  and  $NO_3^-$  effluent concentrations. Table 3 shows  $NH_4^+$  and  $NO_3^-$  effluent concentration limits for aeration cycles.

**Table 3:** Aeration cycle for Nitrogen compound removal in GPS-X modeling.

ON/OFF Controllers	Stopping aeration	Restarting aeration
$NO_3^-$ (mgN/L)	3	0
$NH_4^+$ (mgN/L)	0.5	2.5

In order to find the operating parameters for energy saving strategies, the virtual plant was then simulated during three years of operation by setting the MLSS concentration from 1 to 8 g/L and using the real influent flow and composition.



*WAS: Waste Activated Sludge flow.*  
*RAS: Recycled Activated Sludge flow.*

**Figure 1:** WWTP layout in GPS-X software.

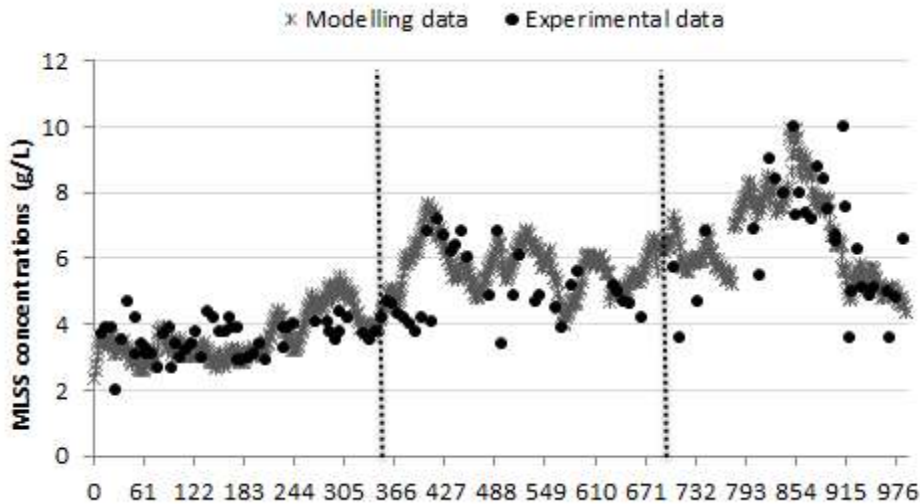
## IV.3 Results and discussion

### IV.3.1 Modeling Validation

The WWTP model validation in the GPS-X software was done by comparing modeling simulations with the following experimental data: i) MLSS concentration in aeration tank; ii) effluent quality ( $\text{NH}_4^+$  and  $\text{NO}_3^-$ ); iii) aeration, mixing and recirculation energy consumptions; iv) annual sludge production.

#### IV.3.1.1 MLSS concentration

MLSS concentration in the aeration tank was calibrated with a variation of the waste activated sludge (WAS) flow recorded between 7 and 25  $\text{m}^3/\text{h}$ .



**Figure 2:** Variations of MLSS in the aeration tank over time (modeling and experimental data.)

Modeling and experimental data of MLSS concentration are presented in Figure 2. MLSS concentrations varied from 2 g/L to 10 g/L with an average of 5 g/L. It appears that simulated MLSS concentrations are close to experimental data, and the mean relative error was calculated to be around 17%. This error is in the range of the instrument measuring accuracy and the uncertainty of measurement of the WWTP analytical lab.

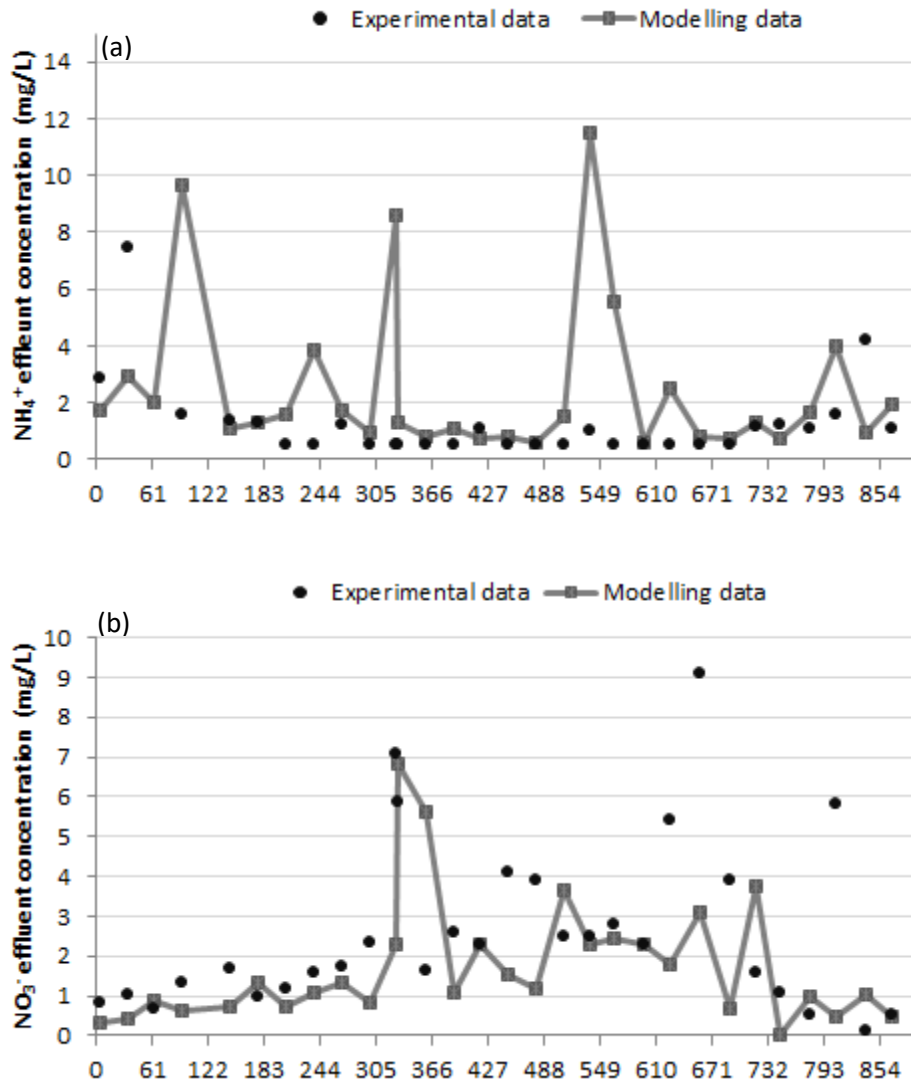
As shown in Figure 2, and as agreed with the operator, it is possible to distinguish three distinct periods of MLSS concentrations in the aeration tank:

- A relatively stable period in 2013 with an average of 3.49 gMLSS/L.
- A period with higher values and greater variability in 2014 with an average of 5.19 gMLSS/L.
- A period with even higher values and significant variability in 2015 with an average of 7 gMLSS/L.

These different periods will be used to extend the whole simulation.

#### **IV.3.1.2 Effluent quality: $\text{NO}_3^-$ and $\text{NH}_4^+$ effluent concentrations**

With a DO controller fixed at 2 mg/L within the GPS-X software, the modeling data of  $\text{NH}_4^+$  and  $\text{NO}_3^-$  concentrations were assessed and compared to the experimental data analysis from the WWTP analytical lab (with a frequency of one measurement per month) (Fig. 3.a and 3.b).



**Figure 3:** Effluent concentration variations over time (a)  $\text{NH}_4^+$  (b)  $\text{NO}_3^-$ .

Figures 3.a and 3.b indicate that modeling data of effluent concentrations of  $\text{NH}_4^+$  and  $\text{NO}_3^-$  are consistent with experimental data.  $\text{NH}_4^+$  effluent concentrations are mostly below the concentration limits of the WWTP designer (2.5 mgN/L) and always respect the rejected levels for TN (10 mgN/L).  $\text{NO}_3^-$  effluent concentrations are mostly below the limits of the WWTP designer (3 mgN/L). The peaks of  $\text{NO}_3^-$  concentrations measured were explained by an insufficient recirculation flow and a too high oxygen concentration in the aeration basin.

#### IV.3.1.3 Energy consumption for aeration, mixing and recirculation

**Aeration:** In order to ensure that energy consumption from GPS-X software was valid and uniform, GPS-X data were compared to the WWTP aeration consumption. The WWTP consumption was calculated by multiplying the compressor power by the operating time. As ex-



pected, mean RSD between those two values was around 8%, confirming the relevance of the modeling strategy.

*Mixing* energy in the GPS-X model was done on a “per unit volume” basis by adjusting the power per unit volume. Daily energy consumption for mixing was calculated by multiplying stirrer power (contact tank, anaerobic and aeration tanks) by stirrer operating time. Then, the mixing power per unit of volume ( $\text{kW/m}^3$  of tank volume) were entered into the GPS-X software. The values were around  $10\text{W/m}^3$ ,  $6.7\text{W/m}^3$  and  $2.6\text{W/m}^3$  for the contact tank, the anaerobic tank and the aeration tank, respectively.

*Recirculation and pumping energy (RAS)* in the GPS-X are calculated by multiplying the hydraulic head and headloss by the pumping flow divided by the pump efficiency. The total hydraulic head was set to 7.8m and a constant pump efficiency of 0.7 was applied. The mean RSD between those two values was around 10%, confirming the relevance of the parameters.

The average of modeled and calculated energy consumption for RAS and aeration are resumed in Table 4:

**Table 4:** Calculated and modeled energy consumption in the WWTP case study

	Calculated data ( $\text{kWh/m}^3$ )	Modeling data ( $\text{kWh/m}^3$ )	RSD (%)
Mixing	0.12	0.13	8
RAS	0.061	0.055	10
Aeration	0.36	0.35	3

#### IV.3.1.4 Sludge production

Table 5 presents the annual simulated and calculated sludge production.

**Table 5:** Modeled and calculated data for sludge production.

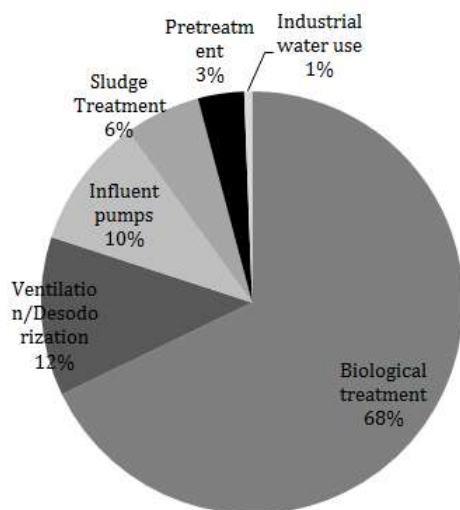
years	2013	2014	2015
WWTP sludge production (kg/j)	615	563	540
Modeled sludge production (kg/j)	620	554	551
RSD (%)	0.8	1.6	4

Table 4 shows that the sludge production is well simulated by the GPS-X software. The comparison between calculated and modeled data enables the calculation of a mean RSD at

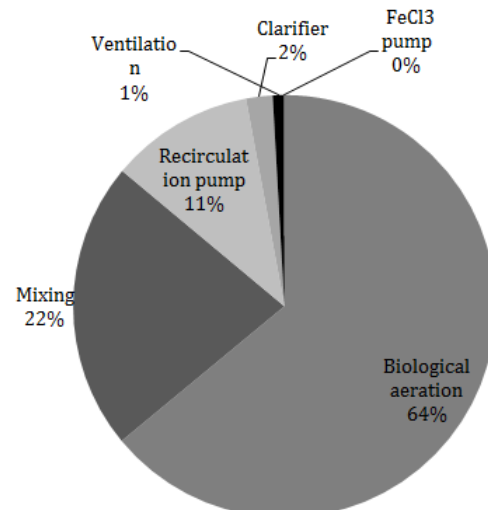
around 2.13% for the three years data, which confirms the relevance of models used during the GPS-X simulation.

#### IV.3.2 Evaluation of specific energy consumption

The distribution of energy consumption per process is presented in Figure 4. For a total energy consumption  $0.82 \text{ kWh/m}^3$ , the biological treatment was the main energy consumer process of the plant and accounted for 68% of the total energy consumption. Within this biological process, aeration for the oxygen supply was found to be the highest energy consuming process at about 64% of the total biological treatment energy consumption (Fig. 5).



**Figure 4:** Distribution of energy consumption per processes in the WWTP case study.



**Figure 5:** Distribution of energy consumption within WWTP biological treatment.

#### IV.3.3 Impact of MLSS concentration on sludge production and energy consumption for biological treatment

In order to assess the impact of MLSS concentration on both sludge production and energy consumption, three specific periods were investigated (Table 6).

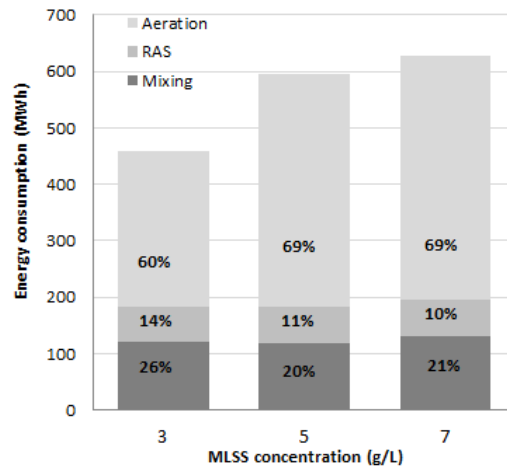
**Table 6:** Sludge production ( $10^3 \text{ kg}$  of dry matter) and Energy consumption (MWh) according to the concentration of MLSS

	From day 1 to 264 (264 days)	From day 357 to 624 (268 days)	From day 686 to 957 (272 days)
Average MLSS concentration (g/L)	3	5	7
WWTP sludge production ( $10^3 \text{ kg}$ of dry matter)	161.3	153.8	150

Modeling Sludge production ( $10^3$ kg of dry matter)	169.1	159.3	147.5
WWTP energy demand* (MWh)	458	596	627

\*: Aeration+Mixing+RAS pumps energy consumption

According to the Table 5, the increase of MLSS concentration from 3 g/L to 7 g/L results in a decrease of sludge production. On one hand, high MLSS concentration (high SRT) leads to minimize the sludge production, which is mainly proceeded by higher endogenous decay (transformation of volatile suspended solid (VSS) to gas). On the other hand, the biological energy consumption increases by approximately 37% due to higher sludge age. The impact of MLSS concentration, on the energy consumption by these processes, is presented in Figure6.



**Figure 6:** Energy consumption due to biological treatment for different MLSS concentrations

The analysis of biological energy demand (Fig. 6) shows that the increase in energy use was mainly due to aeration. In fact, an increase in MLSS from 3g/L to 7 g/ resulted in an aeration increase of 57%, a mixing energy increase of 8% and a recirculation electricity demand of 3%. Increases in energy consumption arise from both worse oxygen transfer and an increase of endogenous process at high MLSS concentration.

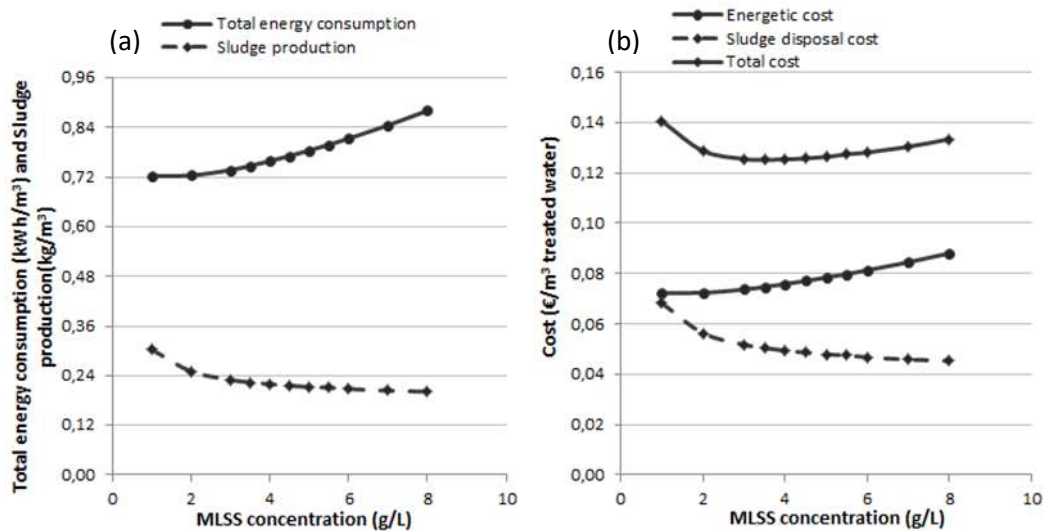
#### IV.3.4 Toward a minimization of overall costs

The WWTP was successfully modeled during 957 days of operation with special attention given to sludge production and energy consumption. Moreover, the reliability of the model was proved for a wide range of MLSS concentrations. Thus, in order to minimize the overall WWTP costs, the simulation was reloaded with a fixed MLSS concentration. The virtual plant was indeed simulated during three years of operation by (i) setting the MLSS concentration

from 1 to 8 g/L and (ii) using the real influent flow and composition. The aeration energy consumption and the sludge disposal cost are seen in Figure 7.

#### IV.3.4.1 Energy demand versus sludge production

Specific energy consumption (kWh per treated cubic meter) and specific sludge production (kg dry solids per treated cubic meter) variation at different MLSS concentrations are presented in Figure 7.



**Figure 7:** (a) Energy consumption, sludge production and (b) overall costs versus MLSS concentration

One solution is for operators to be able to, on one hand, compare specific power consumption ( $\text{kWh/m}^3$ ) with specific sludge production ( $\text{kg/m}^3$ ) and on the other hand, the concept of cost. The cost data of the studied WWTP are presented in Figure 7b. The cost data used in the optimization analysis was calculated by fixing the price per kilowatt hour at 0.1€ and the sludge disposal cost at 45€ per ton of thickened fresh sludge (with a dry matter content of 20%, i.e. 0.225€ per kg of dry solids). WWTP data analysis shows a total energy consumption of 0.85  $\text{kWh/m}^3$  and a sludge production of 0.22  $\text{kg/m}^3$  of treated water, resulting in an overall cost of 0.1345  $\text{€/m}^3$ . The overall cost trends (Fig. 7b) show that an ideal MLSS concentration can be found to minimize this cost. The optimal concentration found is 3.625  $\text{g}_{\text{TSS}}/\text{L}$ . This solution results in “distributable earnings” per cubic meter of treated water of 0.1254 $\text{€/m}^3$  compared to 0.1345 $\text{€/m}^3$  under usual conditions.

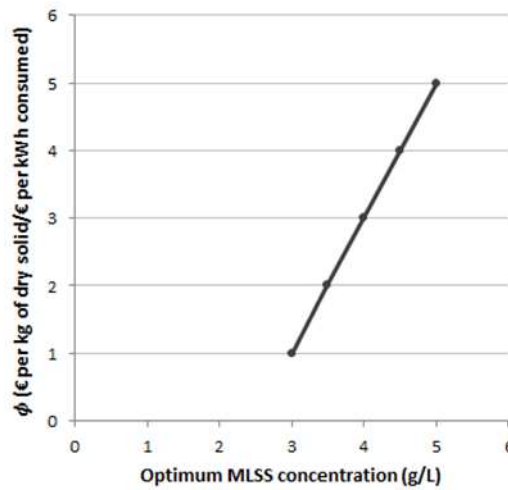
#### IV.3.4.2 Costs optimization

Costs could be linked to WWTP size, plant equipment, local regulations, transportation costs and sludge characteristics (Schaller et al., 2010). Nevertheless, the costs due to WWTP opera-

tions vary greatly depending on the local conditions due to differences in electricity costs and sludge management. Thus, total operation costs were calculated for different sludge disposal costs at a constant energy cost (0.1 €/kWh). The calculation was, more broadly, done by the introduction of a ratio ( $\phi$ ) to take into account sludge cost fluctuations. Figure 8 presents the total operating cost per m<sup>3</sup> of treated water versus MLSS concentrations at a constant energy cost: 0.1 €/kWh and at different sludge disposal cost according to the  $\phi$  ratio (equation 3) value.

$$\phi = \frac{\text{€ per kg of dry solids}}{\text{€ per kWh consumed}}$$

Equation 3



**Figure 8:** Impact of  $\phi$  ratio on optimum MLSS concentration.

Contrary to expectations, a linear correlation is observed between the relationships of the optimum MLSS concentration to the normalized  $\phi$  coefficient. Figure 8 thereby, enables the determination of the optimal MLSS concentration for a fixed charge of 0.1 €/kWh and variable sludge disposal costs.

#### IV.4 Conclusion

Through the study of the energy consumption distribution in full scale activated sludge process WWTP, it can be seen that the secondary treatment is the major energy-using part (68%). This high energy consumption is mainly due to the aeration supply (44% of the total plant energy consumption) which is essential for achieving the level of required treatment. Then, the MLSS concentration was identified as a crucial parameter impacting both energy consumption and sludge disposal cost. The CAS was also conducted at three MLSS concentration to calibrate the model. A reduction in the MLSS concentrations results in energy saving for aeration. But on the other hand, the reduction in MLSS concentration increases the sludge

production which is the second most important cost item. To tackle these opposing effects, a  $\phi$  ratio, comparing the sludge disposal (€/kg of Dry Solid) to the energy costs (€/kWh), was defined. Once the cost of electricity has been fixed, simulation results show that the optimum MLSS concentration, which results in lower overall costs, increases linearly with the sludge disposal cost. According to this trend, the WWTP operators should find the optimum MLSS concentration which delivers the lowest cost per cubic meter of treated water. By working at 3.625 g<sub>TSS</sub>/L, the total treatment cost is around 0.1254€/m<sup>-3</sup> which allows for savings of more than 10%.

#### IV.5 References

- Abbassi, B., Dullstein, S., & Rübiger, N. (2000). Minimization of excess sludge production by increase of oxygen concentration in activated sludge flocs; experimental and theoretical approach. *Water Research*, 34(1), 139-146.
- Balmér, P., & Mattsson, B. (1994). Wastewater treatment plant operation costs. *Water Science and Technology*, 30(4), 7-15.
- Carucci, A., Rolle, E., & Smurra, P. (1999). Management optimisation of a large wastewater treatment plant. *Water science and technology*, 39(4), 129-136.
- Çinar, Ö., Daigger, G. T., & Graef, S. P. (1998). Evaluation of IAWQ Activated Sludge Model No. 2 using steady-state data from four full-scale wastewater treatment plants. *Water environment research*, 70(6), 1216-1224.
- Curtis, T. P., Low-energy wastewater treatment: strategies and technologies. In *Environmental Microbiology*, 2nd ed.; Mitchell, R. and Gu, J. D., Eds.; Wiley-Blackwell: Hoboken, NJ, 2010.
- Drews, A., and Kraume, M., 2005. Process improvement by application of membrane bioreactors. *Chem. Eng. Res. Des.*, 83(A3) (2005), 276–284.
- Gernaey, K. V., van Loosdrecht, M. C., Henze, M., Lind, M., & Jørgensen, S. B. (2004). Activated sludge wastewater treatment plant modelling and simulation: state of the art. *Environmental Modelling & Software*, 19(9), 763-783.
- Grau, P., De Gracia, M., Vanrolleghem, P. A., & Ayesa, E. (2007). A new plant-wide modelling methodology for WWTPs. *Water research*, 41(19), 4357-4372.
- Guo, W. Q., Yang, S. S., Xiang, W. S., Wang, X. J., & Ren, N. Q. (2013). Minimization of excess sludge production by in-situ activated sludge treatment processes—A comprehensive review. *Biotechnology advances*, 31(8), 1386-1396.
- Jeppsson, U., Alex, J., Batstone, D. J., Benedetti, L., Comas, J., Copp, J. B., ... & Pons, M. N. (2013). Benchmark simulation models, quo vadis?. *Water Science and Technology*, 68(1), 1-15.
- Liu, C., Li, S., & Zhang, F. (2011). The oxygen transfer efficiency and economic cost analysis of aeration system in municipal wastewater treatment plant. *Energy Procedia*, 5, 2437-2443.
- Liu, Y. (2003). Chemically reduced excess sludge production in the activated sludge process. *Chemosphere*, 50(1), 1-7.

- Liu, Y., & Tay, J. H. (2001). Strategy for minimization of excess sludge production from the activated sludge process. *Biotechnology advances*, 19(2), 97-107.
- Lobos, J., Heran, M., & Grasmick, A. (2009). Optimization of the operations conditions in membrane bioreactors through the use of ASM3 model simulations. *Desalination and Water Treatment*, 9(1-3), 126-130.
- Low, E. W., & Chase, H. A. (1999). The effect of maintenance energy requirements on biomass production during wastewater treatment. *Water Research*, 33(3), 847-853.
- Mahmood, T., & Elliott, A. (2006). A review of secondary sludge reduction technologies for the pulp and paper industry. *Water Research*, 40(11), 2093-2112.
- Makinia, J., Swinarski, M., & Dobiegala, E. (2002). Experiences with computer simulation at two large wastewater treatment plants in northern Poland. *Water science and technology*, 45(6), 209-218.
- McCarty, P. L., Bae, J., & Kim, J. (2011). Domestic wastewater treatment as a net energy producer--can this be achieved?. *Environ Sci Technol*, 7100-6.
- Nuhoglu, A., Keskinler, B., & Yildiz, E. (2005). Mathematical modelling of the activated sludge process—the Erzincan case. *Process Biochemistry*, 40(7), 2467-2473.
- Olsson, G., & Newell, B. (1999). *Wastewater treatment systems: modelling, diagnosis and control*. IWA publishing.
- Pabi, S., Amarnath, A., Goldstein, R., & Reekie, L. (2013). Electricity use and management in the municipal water supply and wastewater industries. Electric Power Research Institute, Palo Alto, 194.
- Plappally, A. K., & Lienhard, J. H. (2013). Costs for water supply, treatment, end-use and reclamation. *Desalination and Water Treatment*, 51(1-3), 200-232.
- Schaller, J., Drews, A., & Kraume, M. (2010). Development of a cost model for membrane bioreactors including sludge handling costs. *Desalination and Water Treatment*, 18(1-3), 315-320.
- Siegrist, H., & Tschui, M. (1992). Interpretation of experimental data with regard to the activated sludge model no. 1 and calibration of the model for municipal wastewater treatment plants. *Water Science and Technology*, 25(6), 167-183.
- Smith, R. (1973). Electrical power consumption for municipal waste-water treatment (No. PB-223360). National Environmental Research Center, Cincinnati, OH (USA).
- Smith, R. (1978). Total energy consumption for municipal wastewater treatment. NASA STI/Recon Technical Report N, 79, 15439.
- Szilveszter, S., Ráduly, B., Ábrahám, B., Lányi, S., & Niculae, D. R. (2010). Mathematical models for domestic biological wastewater treatment process. *Environmental Engineering and Management Journal*, 9(5), 629-636.
- Takács, I., Patry, G. G., & Nolasco, D. (1991). A dynamic model of the clarification-thickening process. *Water research*, 25(10), 1263-1271.
- Wei, Y., Van Houten, R. T., Borger, A. R., Eikelboom, D. H., & Fan, Y. (2003). Minimization of excess sludge production for biological wastewater treatment. *Water Research*, 37(18), 4453-4467.

#### IV.6 .Comparaison système Boues Activées (Mauguio) et Bioréacteur à membranes (La Grande Motte)

La comparaison de la consommation énergétique globale entre les deux stations (Grande Motte et Mauguio) montre que la consommation d'une station de traitement à boues activées représente 55% de la consommation totale d'une station de traitement à bioréacteur à membrane. La consommation énergétique du traitement biologique du procédé à boues activé conventionnelle représente 63% de la consommation énergétique du bassin biologique aéré du traitement par bioréacteur à membrane (fig.IV-9).

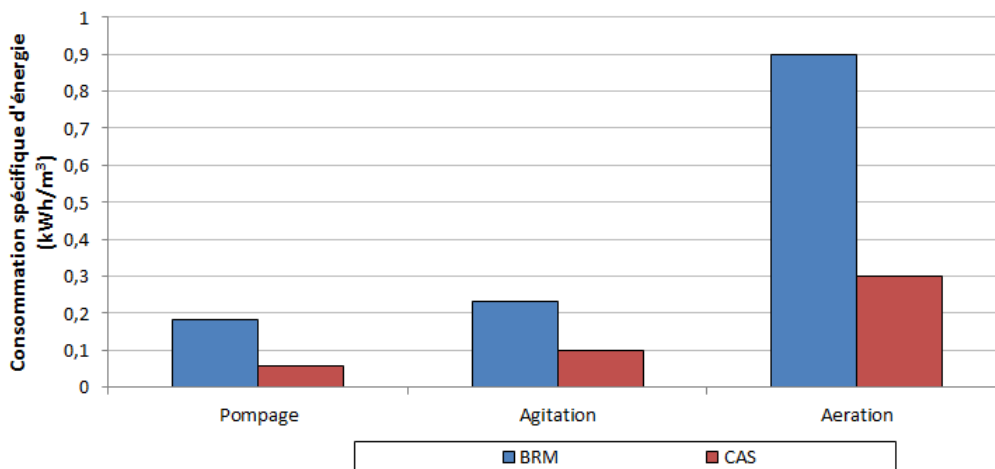


Figure IV-1: la consommation d'énergie des postes de pompage, agitation et aération dans les deux procédés intensifs : bioréacteur à membrane (BàM – La Grande Motte) et Boues activé conventionnelle (CAS - Mauguio).

D'après la fig.IV-9, la consommation énergétique pour les différents postes du traitement biologique : pompage, agitation et aération est supérieure pour le procédé BàM par rapport au procédé BAC avec un facteur de : 221%, 130% et 200%, respectivement. Le poste traitement membranaire (aération membrane et pompes de lavage) est le poste qui est majoritairement responsable de cette différence de consommation énergétique.

D'un point de vue du traitement des eaux usées rapporté à un EH, les besoins énergétiques du procédé à bioréacteur à membrane sont deux fois plus importants que pour le traitement par un procédé à boues activées (0.38 kWh/EH pour BàM et 0.19 kWh/EH pour BAC).



## IV.7 Conclusion générale de la Partie IV

### Ce chapitre de résultat nous permet de conclure que :

- L'étude de la station de Mauguio à boues activées conventionnelles a été réalisée à partir de données récoltées sur une période allant du 01/01/2013 au 31/10/2015. L'étude du système sur une longue durée (3 ans) a permis de réaliser une approche des consommations énergétiques de la STEP à partir des puissances électriques et du temps de fonctionnement des appareils électromécaniques de la station Mauguio. La consommation totale d'énergie de la station de Mauguio varie entre un minimum de 0.16 kWh par m<sup>3</sup> d'eau traitée et un maximum de 2.26 kWh par m<sup>3</sup> d'eau traitée avec une moyenne de 0.82 kWh par m<sup>3</sup> d'eau traitée.
- Le traitement biologique représente le poste le plus consommateur d'énergie par rapport aux autres postes de traitement avec un pourcentage atteignant 68% de la consommation totale de la station. Les trois autres postes de consommation les plus importants sont la ventilation/désodorisation (12%), le poste de relevage (10%) et le traitement des boues (5%). Les postes de consommation énergétique mineurs sont le pré-traitement, les postes toutes eaux, et le traitement des matières du curage et de vidange qui représente au total environ 4% de la consommation énergétique totale de la STEP de Mauguio.
- Les résultats indiquent qu'une augmentation de la concentration en MES dans les bassins biologiques conduit à une augmentation du besoin en oxygène dissous pour l'activité biologique épuratrice, mais elle conduit à une réduction de la production totale de boues. En effet, une augmentation de 3 à 7 g/L de MES entraîne une augmentation de la demande d'aération de 57% et une diminution de la production de boues de 7%.
- Ainsi, dans un STEP dont le traitement est basé sur le système conventionnel à boues activées, la concentration en MES doit être soigneusement choisie afin de trouver le meilleur compromis entre les niveaux de traitement requis, la production de boues et la demande énergétique pour l'aération biologique. Cette optimisation multicritères permettrait de minimiser le coût global du traitement.



## **Conclusion général**

Le traitement par voie biologique est une étape clef qui permet, entre autre, d'éliminer la pollution soluble en la faisant passer sous forme particulaire ou gazeuse. Le choix des opérations unitaires à mettre en place (Lagunage, LB, RCB, BAC, Bàm, ...) dépend de la charge à traiter, de l'emprise au sol disponible, des normes de rejet. Les procédés biologiques se divisent alors en deux catégories : les procédés extensifs et les procédés intensifs. Le choix entre ces deux familles se fait alors sur l'emprise au sol disponible et sur le nombre d'EH. Ensuite, dans les procédés intensifs, les besoins en oxygène consomment la part majoritaire des besoins en énergie. Afin de comparer ces besoins entre eux et en fonction de la composition de l'eau à traiter, il a été proposé de ramener la puissance dissipée aux kgO<sub>2</sub> à transférer plutôt qu'aux mètres cubes traités. Pour un EH (200L, 60g de DBO5 et 14 g de N), cela représente 40,4 gO<sub>2</sub> à transférer/j/EH ou 202gO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>. Ces besoins sont équirépartis entre le traitement de la pollution organique et celui de l'azote. La prise en compte des besoins pour la respiration endogène double la quantité d'oxygène à transférer. L'étude bibliographique a ensuite permis d'établir des consommations de référence pour les opérations unitaires utilisées en traitement d'eau. Hormis pour les Bàm, le poste air process est le poste le plus consommateur d'énergie. Les procédés où le transfert d'oxygène se fait par convection (LB, RCB) font partie des procédés les moins énergivores. Une fois les opérations unitaires sélectionnées, il faut investir dans les meilleures techniques disponibles (en termes de rendement énergétique) puis conduire de façon optimale la station. L'aération (Surpresseur à vis et aérateur à plaques) devra être ajustée au plus juste par des contrôleurs sur les paramètres de pollution (O<sub>2</sub>, NH<sub>4</sub> et NO<sub>3</sub>) et sur le redox pour maintenir les boues en bon «état physiologique». La mise en place de variateurs de fréquence sur les pompes permettra aussi d'ajuster les recirculations aux besoins et minimiser encore les dépenses.

Les chapitres suivants se sont focalisés sur l'étude de deux stations d'épurations méditerranéennes, où les dépenses énergétiques ont été suivies pendant plus de trois ans de fonctionnement. Ces études ont permis de sectoriser les dépenses et de dégager les postes les plus énergivores. Cette sectorisation a ensuite permis d'élaborer des stratégies pour diminuer les consommations. Les principaux résultats sont présentés ci-dessous :

- La consommation d'énergie dans une station d'épuration doit être ramenée à un indicateur global : m<sup>3</sup> d'eau traité, kg de DBO ou kg de DCO éliminé, EH ou kgO<sub>2</sub> à transférer.
- La consommation d'énergie pour le Bàm est de 9 kW/kgO<sub>2</sub>àtransférer, 1.82 kWh/m<sup>3</sup> et 2.78kWh/kg de DCO éliminé et 5.45 kWh/kg de DBO éliminé. Le traitement secon-

daire est le poste le plus consommateur d'énergie et l'air membranaire présente 32% de la consommation totale. Afin de réduire le poste le plus énergivore (air membrane), il a été proposé de toujours filtrer au débit maximum, puis de faire des phases de relaxation en jouant sur le marnage des bassins.

- Les surconsommations observées sont majoritairement dues à une sous charge de la station. Il a alors été proposé de ne faire fonctionner qu'une seule File au lieu des deux prévues en été. Les simulations ont montrés des âges de boues et des concentrations en azote qui respectent le cahier des charges. Pour diminuer les consommations en Basse saison, à défaut de pouvoir shunter le bassin anoxie, il faut diminuer les concentrations en MES dans les bassins. En traçant la courbe de la consommation en fonction du flux entrant, les chiffres se rapprochent des optimums trouvés dans la littérature, soit des consommations de l'ordre de  $1 \text{ kW/m}^3$ .

Dans la partie IV, le procédé intensif BAC a été étudié. Les principaux résultats sont repris ci-dessous :

- Le poste air process est le poste le plus consommateur d'énergie et représente 44% de la consommation totale de la station.
- La concentration en matières en suspension (MES) dans le réacteur biologique a une grande influence sur la demande en oxygène et une augmentation de la concentration de 3 g/L à 7 g/L augmente de 57% les consommations. Cependant l'augmentation des MES permet d'augmenter l'âge des boues et donc de réduire la production de boues.
- Afin de comparer des coûts propres à l'évacuation des boues avec des dépenses énergétiques, un facteur ( $\Phi$ ) a été défini. Ce facteur permet de comparer des kg de matière sèche avec des kW dépensés. Ainsi, en fonction des contraintes locales (Coûts de l'énergie et cout de l'évacuation des boues) et donc de la valeur de  $\Phi$ , il est possible de trouver une concentration en MES dans les bassins qui minimisent les dépenses globales.

#### Perspectives

- Une fois les postes majoritaires optimisés, il faudrait aussi se pencher sur les autres consommations comme la ventilation-désodorisation. Cependant le problème que l'on rencontre souvent sur les stations récentes est le décalage entre le dimensionnement

est la charge réelle entrante. Cela incite à développer des stations adaptables en fonction de la charge entrante. Le Bàm, par la grande plage de MES qu'il accepte dans ses bassins est alors le procédé par excellence. L'optimiser de la consommation d'énergie pour les stations sur dimensionnées doit suivre les points suivants :

- **Conditions opératoires**

- *Améliorer la concentration en MES des bassins qui doit être le plus bas possible*

*(Tout en restant dans des valeurs acceptables pour assurer la qualité de traitement : Age de boue > 10 jours)*

- Relation entre les conditions opératoires (température) avec les propriétés de filtration
- **Equipement**
- Adapter à la charge réelle le nombre de files de traitement ou de sites et installer des variateurs afin de moduler le fonctionnement des capacités des équipements les plus énergivores.
- **Design**
- la conception des ouvrages doit désormais prendre en compte la sous-charge et privilégier la modularité et le maillage de ces constructions pour que l'exploitant puisse s'ajuster au mieux ces consommations, en fonction des besoins du moment et donc d'une charge qui va augmenter en même temps que l'âge de la station.

**Référence bibliographique**

- 1:<https://www.suezwaterhandbook.fr/technologies-degrement-R/traitement-des-eaux-usees/procedes-biologiques/regulation-de-l-aeration-sequencee-pour-les-boues-actives-Greenbass>
- 2:[https://www.veoliaeau.re/protected/fichiersfckeditor/file/Veolia\\_Chroniques\\_scientifiques\\_n17.pdf](https://www.veoliaeau.re/protected/fichiersfckeditor/file/Veolia_Chroniques_scientifiques_n17.pdf)
- 3: [http://www.saur.com/wp-content/uploads/2015/04/AMMONAIR\\_2014.pdf](http://www.saur.com/wp-content/uploads/2015/04/AMMONAIR_2014.pdf)
- Wang, L. K., Ivanov, V., Tay, J. H., & Hung, Y. T. (Eds.). (2010). Environmental biotechnology (Vol. 10). Springer Science & Business Media.
- Giandomenico, P., Carena, M. and Hälälai. C., (2016)VOMM Technology For The Transformation Of Sludge From Wastewater Treatment Plants And Household Waste In Secondary Raw Materials. Danube Eastern Europe Regional Water Forum. International conference.
- [Global] Global Energy Partners, LLC.(2008a). *tech review: Simplified Guide to Energy Efficiency Measures in Wastewater Treatment Plants. Lafayette, Calif.*
- Al-Ahmady, K. K. (2005). Effect of organic loading on rotating biological contactor efficiency. *International journal of environmental research and public health*, 2(3), 469-477.
- Amenu, D. (2014). Characterization of wastewater and evaluation of the effectiveness of the wastewater treatment systems. *World Journal of Life Sciences Research*, 1(1), 1-11.
- Aya, H. (1994). Modular membranes for self-contained reuse systems. *Waf. Qual. Intl.* 4/994,21-22
- Aygun, A., Nas, B., &Berkay, A. (2008). *Influence of high organic loading rates on COD removal and sludge production in moving bed biofilm reactor. Environmental Engineering Science*, 25(9), 1311-1316.
- Beccari, M., Passino, R., Ramadori, R., &Tandoi, V. (1983). Kinetics of dissimilatory nitrate and nitrite reduction in suspended growth culture. *Journal (Water Pollution Control Federation)*, 58-64



- Beier, M., & Schneider, Y. (2008). Abschlussbericht Entwicklung von Bilanzmodellen für die Prozesse Deammonifikation und Nitrifikation zur Abbildung gross- and halbertechnischer Anlagen (Final report development of balance models for deammonification and nitrification processes to illustrate full and half technical scale installations). *Leibniz University Hannover, Hannover, 39*.
- Belgiorno, V., & Rizzo, L. (2012). *Emerging Contaminants Into the Environment: Contamination Pathways and Control*. Lulu. com.
- Brepols, C. (2012). Performance improvement of full scale membrane bioreactors. *Water Energy Interaction of Water Reuse*, V. Lazarova, K.-H. Choo and P. Cornel (eds), IWA Publishing, London, UK, 127-137.
- Brepols, C., Schafer, H., & Engelhardt, N. (2009). Economic aspects of large scale membrane bioreactors. Thessaloniki, Greece, 29-30.
- Buer, T., & Cumin, J. (2010). MBR module design and operation. *Desalination*, 250(3), 1073-1077.
- Snowden-Swan, L. J., Zhu, Y., Jones, S. B., Elliott, D. C., Schmidt, A. J., Hallen, R. T., ... & Maupin, G. D. (2016). Hydrothermal Liquefaction and Upgrading of Municipal Wastewater Treatment Plant Sludge: A Preliminary Techno-Economic Analysis Rev. 1 (No. PNNL-25464 Rev. 1). Pacific Northwest National Laboratory (PNNL), Richland, WA (US).
- Applied CleanTech. 2014. "Sludge Treatment Costs." <http://www.appliedcleantech.com>
- Kroiss, H. (2016). Sewage Sludge processing and management perspectives in Europe. Institute for Water Quality, Resource and Waste Management Vienna University of Technology.
- Dai, W., Xu, X., Liu, B., & Yang, F. (2015). Toward energy-neutral wastewater treatment: a membrane combined process of anaerobic digestion and nitrification–anammox for biogas recovery and nitrogen removal. *Chemical Engineering Journal*, 279, 725-734.
- Canales, A., Pareilleux, A., Rols, J. L., & Huyard, A. (1994). Decreased sludge production strategy for domestic wastewater treatment. *Water Science and Technology*, 30(8), 97-106.

- Çeçen, F. (1996). Investigation of partial and full nitrification characteristics of fertilizer wastewaters in a submerged biofilm reactor. *Water Science and Technology*, 34(11), 77-85.
- Choate, W. T., Houldsworth, D., & Butler, G. (1982). Membrane-enhanced anaerobic digesters. In *Proceedings 37 th Industrial Waste Conference. Purdue University* (pp. 661-666).
- Cooper, N. B., Marshall, J. W., Hunt, K., & Reidy, J. G. (2006). Energy usage and control at a membrane bioreactor facility. *Proceedings of the Water Environment Federation*, 2006(10), 2518-2526.
- Cornel, P., & Krause, S. (2003, April). State of the art on MBRs in Europe. In International Conference, Application and perspectives of MBRs in wastewater treatment and reuse, Cremona, Italy.
- Cornel, P., & Krause, S. (2003, April). State of the art on MBRs in Europe. In International Conference, Application and perspectives of MBRs in wastewater treatment and reuse, Cremona, Italy.
- Cornel, P., & Krause, S. (2006). Membrane bioreactors in industrial wastewater treatment—European experiences, examples and trends. *Water science and technology*, 53(3), 37-44.
- Cornel, P., Wagner, M., & Krause, S. (2003). Investigation of oxygen transfer rates in full scale membrane bioreactors. *Water Science and Technology*, 47(11), 313-319.
- Côté, P., Buisson, H., Pound, C., & Arakaki, G. (1997). Immersed membrane activated sludge for the reuse of municipal wastewater. *Desalination*, 113(2), 189-196.
- Courtens, E. N., Boon, N., De Clippeleir, H., Berckmoes, K., Mosquera, M., Seuntjens, D., & Vlaeminck, S. E. (2014). Control of nitrification in an oxygen-limited autotrophic nitrification/denitrification rotating biological contactor through disc immersion level variation. *Bioresource technology*, 155, 182-188.
- Crawford, G., & Eng, P. (2011). CHEAPET USERS MANUAL. *Report of the Water Environment Research Foundation. Water Environment Federation, Alexandria, VA.*
- Cummings, G., & Frenkel, V. S. (2008). Membranes for Industrial Water Reuse—They're Not just for Municipal Applications Anymore. *Proceedings of the Water Environment Federation*, 2008(1), 77-91.

- Davis, R. D., & Hall, J. E. (1997). *Production, treatment and disposal of wastewater sludge in Europe from a UK perspective. European water pollution control*, 2(7), 9-17.
- Dhaouadi, H. (2008). *Traitement des Eaux Usées Urbaines: Les procédés biologiques d'épuration.*[http://pf-mh.uvt.rnu.tn/295/1/traitement\\_des\\_eaux\\_usees\\_urbaines.pdf](http://pf-mh.uvt.rnu.tn/295/1/traitement_des_eaux_usees_urbaines.pdf)
- EBERS, T., FUCHS, L., & BUBINGER, H. (1996). Le lagunage aéré: une solution de traitement des eaux usées en milieu rural. *L'Eau, l'industrie, les nuisances*, (194), 83-86.
- Economic and Social Commission for Western Asia (2003) "Waste-Water Treatment Technologies: A General Review" United Nation Publication
- Eini, Eliav J., (2012). Reducing Operating Cost With Anammox In Wastewater Treatment -- A Simulation Study. Theses and dissertations. Paper 1321.
- El Haité, H. (2010). *Traitement des eaux usées par les réservoirs opérationnels et réutilisation pour l'irrigation* (Doctoral dissertation, Ecole Nationale Supérieure des Mines de Saint-Etienne).
- El Monayeri, D. S., Atta, N. N., Ahmed, D. S., & Daif, S. A. (2013). Performance of self-rotating discs in Wastewater Treatment. *Journal of American Science*, 9(9), 45-50.
- Engelhardt, N. (2008). Long-term Experience with Europe's Largest Membrane Bioreactor Plant for Municipal Wastewater Treatment. *IFAT, Shanghai, China*.
- Enviroquip 2007, Flux Documentation
- Fan, X. J., Urbain, V., Qian, Y., & Manem, J. (1996). Nitrification and mass balance with a membrane bioreactor for municipal wastewater treatment. *Water Science and Technology*, 34(1-2), 129-136.
- Fatone, F., Battistoni, P., Pavan, P., & Cecchi, F. (2007). Operation and maintenance of full-scale municipal membrane biological reactors: A detailed overview on a case study. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 46(21), 6688-6695.
- Fdz-Polanco, F., Villaverde, S., & Garcia, P. A. (1996). Nitrite accumulation in submerged biofilters—combined effects. *Water Science and Technology*, 34(3-4), 371-378.
- Fenu, A., Roels, J., Wambecq, T., De Gussem, K., Thoeye, C., De Gueldre, G., & Van De Steene, B. (2010). Energy audit of a full scale MBR system. *Desalination*, 262(1), 121-128.

- Filter, U. S. (1998). Applying the Rotating Biological Contactor Process. *USF 315-13A6*, 1-8., <http://www.waow.net/Brochures/RBC.pdf>
- Friedler, E. (2001). Water reuse—an integral part of water resources management:: Israel as a case study. *Water policy*, 3(1), 29-39.
- Frijns, J., &Uijterlinde, C. (2010). *Energy efficiency in the European water industry: a compendium of best practices and case studies*. KWR.
- Gabarrón, S., Ferrero, G., Dalmau, M., Comas, J., & Rodriguez-Roda, I. (2014). Assessment of energy-saving strategies and operational costs in full-scale membrane bioreactors. *Journal of environmental management*, 134, 8-14.
- GabarrónF.S. (2014). Diagnosis, assessment and optimisation of the design and operation of municipal MBRs.
- Gander, M., Jefferson, B., &Judd, S. (2000). Aerobic MBRs for domestic wastewater treatment: a review with cost considerations. *Separation and purification Technology*, 18(2), 119-130.
- Garcés, A., De Wilde, W., Thoeye, C., & De Gueldre, G. (2007, May). Operational cost optimisation of MBR Schilde. In Proceedings of the 4th IWA International Membranes Conference, Membranes for Water and Wastewater Treatment (pp. 15-17).
- Giesen, A., Van Bentem, A., Gademan, G., &Erwee, H. (2008). Lessons learnt in facility design, tendering and operation of MBR's for industrial and municipal wastewater treatment. In *Proc. of WISA conference, South Africa*.
- Gray, N. F. (2005). *Water Technology: An Introduction for Environmental Scientists andEngineers (2nd Edition)*, Elsevier Science & Technology Books, ISBN 0750666331, Amsterdam,The Netherlands.
- Grethlein, H. E. (1978). Anaerobic digestion and membrane separation of domestic wastewater. *Journal (Water Pollution Control Federation)*, 754-763.
- Günder, B. (2000). *The membrane-coupled activated sludge process in municipal wastewater treatment*. CRC Press.
- Gustavsson, D. J. I., & la Cour Jansen, J. (2011). Dynamics of nitrogen oxides emission from a full-scale sludge liquor treatment plant with nitrification. *Water science and technology*, 63(12), 2838-2845.
- Güven, D., Dapena, A., Kartal, B., Schmid, M. C., Maas, B., van de Pas-Schoonen, K., ... &Strous, M. (2005). Propionate oxidation by and methanol inhibition of anaero-

bic ammonium-oxidizing bacteria. *Applied and environmental microbiology*, 71(2), 1066-1071.

- Hadi, G. A., & Kriš, J. (2009). A CFD methodology for the design of rectangular sedimentation tanks in potable water treatment plants. *Journal of Water Supply: Research and Technology-Aqua*, 58(3), 212-220.
- Hai, F. I., Yamamoto, K., & Lee, C. H. (Eds.). (2013). *Membrane Biological Reactors*. IWA Publishing.
- Hamilton, G., Arzbaeher, C., Ehrhard, R., & Murphy, J. (2009). Driving energy efficiency in the US Water & Waste water industry by focusing on operating and maintenance cost reductions. *ACEEE Summer Study on Energy Efficiency in Industry*, Washington, DC.
- Hanisch B. (1990): *Biological Waste Water Treatment*. IHE Delft, Netherlands.
- *Henrich, C.-D., Marggraff, M., (2013). Energy-efficient Wastewater Reuse – The Renaissance of Trickling Filter Technology. 9th International Conference on Water Reuse, 27-31 Oct. 2013, Windhoek, Namibia*
- Henze, M., Gujer, W., Mino, T., & Van Loosdrecht, M. C. M. (2000). *Activated sludge models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3*. IWA publishing.
- Hooper, A. B., & Terry, K. R. (1979). Hydroxylamine oxidoreductase of *Nitrosomonas*: production of nitric oxide from hydroxylamine. *Biochimica et Biophysica Acta (BBA)-Enzymology*, 571(1), 12-20.
- InWEnt Capacity Building International.(2007). *EMWater Guidelines for decision Makers in the Field of WWT and Reuse-Short review (Draft)*.InWEnt, Germany.
- Ireland, E. P. A. (1997). *Waste Water Treatment Manuals: Primary, Secondary and Tertiary Treatment*. Environmental Protection Agency, Wexford, Ireland.
- Israni, S. H., Koli, S. S., Patwardhan, A. W., Melo, J. S., & D'souza, S. F. (2002). Phenol degradation in rotating biological contactors. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, 77(9), 1050-1057.
- Jefferson, B., Laine, A., Brindle, K., Judd, S., & Stephenson, T. (1998). Towards a sewerless city. *Proceeding of: Water Environment '98: Maintaining the flow*.
- Judd, S. (2010). *The MBR book: principles and applications of membrane bioreactors for water and wastewater treatment*. Elsevier.
- Judd, S., 2006. *The MBR Book*. Elsevier.

- Kadu, P. A., Badge, A. A., & Rao, Y. R. M. (2013). Treatment of Municipal Wastewater by using Rotating Biological Contractors (Rbc's). *American Journal of Engineering Research (AJER)*, 2(4), 17-132.
- Kenway, S. J., Priestley, A., Cook, S., Seo, S., Inman, M., Gregory, A., & Hall, M. (2008). Energy use in the provision and consumption of urban water in Australia and New Zealand. *Water Services Association of Australia (WSAA): Sydney, Australia*.
- Krause, S. (2005). *Untersuchungen zum Energiebedarf von Membranbelebungsanlagen (Studies on the energy consumption of membrane bioreactor)*. na.
- Krause, S., & Cornel, P. (2004). Energiebedarf von Belüftungseinrichtungen in Membranbelebungsanlagen (Power supply of ventilation equipment in membrane treatment plants). *Chemie Ingenieur Technik*, 76(3), 313-316.
- Krause, S., & Cornel, P. (2004). Energiebedarf von Belüftungseinrichtungen in Membranbelebungsanlagen (Power supply of ventilation equipment in membrane treatment plants). *Chemie Ingenieur Technik*, 76(3), 313-316.
- Krause, S., & Cornel, P. (2007, May). Membrane bioreactor's energy demand in wastewater treatment. In *Membranes for water and wastewater treatment conference*.
- Krause, S., & Dickerson, D. (2010). Energy efficient MBR process. *Proceedings of the Water Environment Federation*, 2010(5), 572-582.
- Krzeminski, P. (2013). *Activated sludge filterability and full-scale membrane bioreactor operation* (Doctoral dissertation, Pawel Krzeminski).
- Krzeminski, P. (2013). *Activated sludge filterability and full-scale membrane bioreactor operation* (Doctoral dissertation, Pawel Krzeminski).
- Krzeminski, P., van der Graaf, J. H., & van Lier, J. B. (2012). Specific energy consumption of membrane bioreactor (MBR) for sewage treatment. *Water Science and Technology*, 65(2), 380-392.
- Lackner, S., Gilbert, E. M., Vlaeminck, S. E., Joss, A., Horn, H., & van Loosdrecht, M. C. (2014). Full-scale partial nitrification/anammox experiences—an application survey. *Water research*, 55, 292-303.
- Laginestra, M. (1992). *Biological/secondary Treatment at North Head Sewage Treatment Plant, Sydney: Implications for a Major Ocean Outfall Plant*. Macquarie University.

- Laperche, D. (2016). Vers des stations d'épuration à "énergie positive- février 2016 - Environnement et technique n° 355, pp :14-15.
- Le-Clech, P., Chen, V., & Fane, T. A. (2006). Fouling in membrane bioreactors used in wastewater treatment. *Journal of membrane science*, 284(1), 17-53.
- Lehany, J. C. (2003). A review of the development of regional sludge treatment centres and a baseline characterisation of Irish sewage sludges.
- Li, A., Kothari, D., & Corrado, J. J. (1984). Application of membrane anaerobic reactor system for the treatment of industrial wastewaters. In *Proceedings of the... Industrial Waste Conference, Purdue University (USA)*.
- Lorain, O., Dufaye, P. E., Bosq, W., & Espenan, J. M. (2010). A new membrane bioreactor generation for wastewater treatment application: strategy of membrane aeration management by sequencing aeration cycles. *Desalination*, 250(2), 639-643.
- *Metcalf & Eddy, Burton, F. L., Stensel, H. D., & Tchobanoglous, G. (2003). Wastewater engineering: treatment and reuse. McGraw Hill.*
- Metcalf, B., & Barlett, D. C. (1983). Sludge gas power generation. In *Training Day on Practical Improvements for Cost Effectiveness in Sewage Treatment*. Institute of Water Pollution Control Newcastle-Upon-Tyne.
- *Metcalf, E., & Eddy, H. P. (1991). Wastewater Engineering: Treatment, Disposal, and Reuse, 3.*
- Mittal, A. (2011). Biological wastewater treatment. *Water Today*, 1, 32-44.
- Mosey, F. E. (1980). Sewage treatment using anaerobic digestion. In *Anaerobic digestion: [proceedings of the first International Symposium on Anaerobic Digestion, held at University College, Cardiff, Wales, September 1979]/edited by DA Stafford, BI Wheatley and DE Hughes*. London, Applied Science Publishers, [1980]..
- MSE (Métallerie du Sud Est) (2006) Filières d'épurations adaptées aux petites collectivités: les disques biologiques. MSE. Journées Techniques de l'Ascomade, France, [http://www.dklik.planetb.fr/ascomade\\_demo/upload/ouvrage/1145352132.pdf](http://www.dklik.planetb.fr/ascomade_demo/upload/ouvrage/1145352132.pdf)
- Mulder, A., van de Graaf, A. A., Robertson, L. A., & Kuenen, J. G. (1995). Anaerobic ammonium oxidation discovered in a denitrifying fluidized bed reactor. *FEMS microbiology ecology*, 16(3), 177-183.

- Mulder, J. W. (2009, March). Operational experiences with the hybrid MBR Heenvliet, a smart way of retrofitting. In *Book of Proceedings of final MBR Network workshop* (Vol. 31).
- Mulder, J. W., Evenblij, H., Feyaerts, M., & Geilvoet, S. (2007). Hybrid MBR Heenvliet—20 months of operational experience. pp. A23-21-A23-10, Aachen, Germany.
- Mulder, J. W., Evenblij, H., Geilvoet, S., & Puttemans, S. (2008). Hybrid MBR Heenvliet—2.5 years of experience. In *Proc. of Aquatech, Amsterdam, The Netherlands*.
- Najafpour, G. D., Zinatizadeh, A. A. L., & Lee, L. K. (2006). Performance of a three-stage aerobic RBC reactor in food canning wastewater treatment. *Biochemical engineering journal*, 30(3), 297-302.
- Ni, S. Q., Ni, J. Y., Hu, D. L., & Sung, S. (2012). Effect of organic matter on the performance of granular anammox process. *Bioresour. Technol.*, 110, 701-705.
- Novotny, V. (2011). Water and energy link in the cities of the future—achieving net zero carbon and pollution emissions footprint. *Water Science and Technology*, 63(1), 184-190.
- Owen, G., Bandi, M., Howell, J. A., & Churchouse, S. J. (1995). Economic assessment of membrane processes for water and waste water treatment. *Journal of membrane science*, 102, 77-91.
- Pabi, S., Amarnath, A., Goldstein, R., & Reekie, L. (2013). Electricity use and management in the municipal water supply and wastewater industries. Electric Power Research Institute, Palo Alto, 194.
- Pambrun, V. (2005). *Analyse et modélisation de la nitrification partielle et de la précipitation concomitante du phosphore dans un réacteur à alimentation séquentielle* (Doctoral dissertation, Toulouse, INSA).
- Patwardhan, A. W. (2003). Rotating biological contactors: a review. *Industrial & engineering chemistry research*, 42(10), 2035-2051.
- Pawloski, J., Peeters, J., Ginzburg, B., & Winn, J. (2007). A New Approach to Minimizing Membrane Aeration Energy Costs. *Proceedings of the Water Environment Federation*, 2007(9), 8462-8469.
- Pellegrin, M. L., & Kinnear, D. J. (2011). MBR Energy Consumption: Comparing Operating Full-Scale Plants. *Proceedings of the Water Environment Federation*, 2011(10), 5544-5560.



- Pellegrin, M. L., & Kinnear, D. J. (2012). Membrane Bioreactor Energy Consumption: Helping Utilities Understand And Manage Cost Savings. *Florida Water Journal, Florida*.
- PERERA, P., & BAUDOT, B. (2001). PRÉFA.
- PERRET, J. P. C. J. M., & CHOUBERT, J. M. (2007). Le traitement du carbone et de l'azote pour des stations d'épuration de type boue activée confrontées à des fortes variations de charge et à des basses températures.
- Pinnekamp, J., Beier, S., Arndt, D., & Köster, S. (2008). Abschlussbericht zum Forschungsvorhaben „Begleitprojekt zu FuE-Vorhaben im Bereich der Membrantechnik in Nordrhein-Westfalen (FEMem)“. Final report on the research project: Monitoring Project on R&D projects in the field of membrane technology in North Rhine-Westphalia), Institut für Siedlungswasserwirtschaft, RWTH Aachen.
- Radoux, M., Cadelli, D., Nemcova, M., Ennabili, A., Ezzahri, J., & Ater, M. (2000, November). Optimisation of natural wastewater treatment technologies in the MHEA (experimental centre in M'Diq, Mediterranean coast of Morocco. In *7th International Conference on Wetlands Systems for Water Pollution Control, Florida, USA*.
- Ramalho, R. (2012). *Introduction to wastewater treatment processes. Chapitre 6*. Elsevier.
- Ramsay, J., Shin, M., Wong, S., & Goode, C. (2006). Amaranth decoloration by *Trametes versicolor* in a rotating biological contacting reactor. *Journal of Industrial Microbiology and Biotechnology*, 33(9), 791.
- Rodgers, M., & Zhan, X. M. (2003). Moving-medium biofilm reactors. *Reviews in Environmental Science and Biotechnology*, 2(2-4), 213-224.
- Sakellariou, A., (1998). Zero sludge production in a pilot activated sludge plant. Master degree thesis, Cranfield University.
- Shirazi, S., Lin, C. J., & Chen, D. (2010). Inorganic fouling of pressure-driven membrane processes—a critical review. *Desalination*, 250(1), 236-248.
- Singh, V., & Mittal, A. K. (2012). Characterization of biofilm of a rotating biological contactor treating synthetic wastewater. *Water Science and Technology*, 66(2), 429-437.
- Smith, R. (1973). *Electrical power consumption for municipal waste-water treatment* (No. PB-223360). National Environmental Research Center, Cincinnati, OH (USA).

- Smith, R. (1978). Total energy consumption for municipal wastewater treatment. *NA-SA STI/Recon Technical Report N, 79*, 15439.
- Spellman, F. R. (1996). *Wastewater biosolids to compost*. CRC Press.
- Stephenson, T., Brindle, K., Judd, S., & Jefferson, B. (2000). *Membrane bioreactors for wastewater treatment*. IWA publishing.
- Stone, M., & Livingston, D. (2008). Flat plate MBR energy consumption—Village of Dundee, MI. *Proceedings of the Water Environment Federation, 2008(1)*, 525-547.
- Tao, G., Kekre, K., Oo, M. H., Viswanath, B., Lew, C. H., Kan, L. M., & Seah, H. (2009, September). Large scale membrane bioreactor plant design (retrofit) and optimisation. In *Proceedings of the 4th IWA Membrane Technology Conference* (pp. 1-3).
- Tao, G., Kekre, K., Oo, M. H., Viswanath, B., Yusof, A. M., & Seah, H. (2010). Energy reduction and optimisation in membrane bioreactor systems. *Water Practice and Technology, 5(4)*, wpt2010088.
- Tassou, S. A. (1985). Utilization of digester gas for combined heat and power generation at the Whitlingham Sewage Works. unpublished.
- Tassou, S. A. (1988). Energy conservation and resource utilisation in waste-water treatment plants. *Applied energy, 30(2)*, 113-129.
- Teixeira, P., & Oliveira, R. (2001). Denitrification in a closed rotating biological contactor: effect of disk submergence. *Process Biochemistry, 37(4)*, 345-349.
- Tokutomi, T., Yamauchi, H., Nishimura, S., Yoda, M., & Abma, W. (2011). Application of the nitrification and anammox process into inorganic nitrogenous wastewater from semiconductor factory. *Journal of Environmental Engineering, 137(2)*, 146-154.
- Tsang, D. C. Y., & Suzuki, I. (1982). Cytochrome c 554 as a possible electron donor in the hydroxylation of ammonia and carbon monoxide in *Nitrosomonas europaea*. *Canadian journal of biochemistry, 60(11)*, 1018-1024.
- Turk, O., & Mavinic, D. S. (1987). Benefits of using selective inhibition to remove nitrogen from highly nitrogenous wastes. *Environmental Technology, 8(1-12)*, 419-426.
- U.S.EPA (2000a) Trickling filter-wastewater technology fact sheet. U.S.Environmental Protection Agency, EPA 832-F-00-014, Office of water, Washington, DC. September 2000

- U.S.EPA (2000b) Trickling filter nitrification-wastewater technology fact sheet. U.S. Environmental Protection Agency, EPA 832-F-00-015, Office of Water, Washington, DC, September 2000.
- Ueda, T., Hata, K., & Kikuoka, Y. (1996). Treatment of domestic sewage from rural settlements by a membrane bioreactor. *Water Science and Technology*, 34(9), 189-196.
- UNEP, undated, Environmentally Sound Technologies in Wastewater Treatment [http://www.unep.or.jp/ietc/Publications/Freshwater/SB\\_summary/index.asp](http://www.unep.or.jp/ietc/Publications/Freshwater/SB_summary/index.asp)
- UNEP/GPA, (2000), Strategy Options for Sewage Management to Protect the Marine Environment, IHE, Delft.WSP. Technology options for urban sanitation in India. A guide to decision-making.Pdf presentation. Washington: Water and sanitation program 2008.
- Valencia, R., van der Zon, W., Woelders, H., Lubberding, H. J., & Gijzen, H. J. (2011). Anammox: an option for ammonium removal in bioreactor landfills. *Waste management*, 31(11), 2287-2293.
- Van Bentem, A. G. N., Nijman, N., Schyns, P. F. T., & Petri, C. P. (2010). MBR Varsseveld: 5 years of operational experience. *Water Practice and Technology*, 5(1), wpt2010013.
- Van Bentem, A., Evenblij, H., Geraats, B., Kruit, J. and van Voorthuizen, E., (2008a). *Ontwerp- en beheersaspecten van een MBR voor de behandeling van huishoudelijkafvalwater: state of art (in Dutch)*, STOWA, Utrecht. *Design and management aspects of MBR treatment of domestic wastewater.*
- Van Bentem, A., Evenblij, H., Geraats, B., Kruit, J. and van Voorthuizen, E., (2008a). *Ontwerp- en beheersaspecten van een MBR voor de behandeling van huishoudelijkafvalwater: state of art (in Dutch)*, STOWA, Utrecht. *Design and management aspects of MBR treatment of domestic wastewater.*
- Van de Graaf, A. A., de Bruijn, P., Robertson, L. A., Jetten, M. S., & Kuenen, J. G. (1996). Autotrophic growth of anaerobic ammonium-oxidizing micro-organisms in a fluidized bed reactor. *Microbiology*, 142(8), 2187-2196.
- Van de Graaf, A. A., Mulder, A., de Bruijn, P., Jetten, M. S., Robertson, L. A., & Kuenen, J. G. (1995). Anaerobic oxidation of ammonium is a biologically mediated process. *Applied and environmental microbiology*, 61(4), 1246-1251.

- Van Dijk, L., & Roncken, G. C. G. (1997). Membrane bioreactors for wastewater treatment: the state of the art and new developments. *Water Science and Technology*, 35(10), 35-41.
- Van Kaam, R. (2005). Bioréacteur à membranes immergées pour le traitement d'eaux usées domestiques. Influence des conditions de filtration et de l'hydrodynamique sur les performances du procédé (Doctoral dissertation, Institut National Polytechnique de Toulouse).
- Van Kempen, R., Mulder, J. W., Uijterlinde, C. A., & Loosdrecht, M. C. M. V. (2001). Overview: full scale experience of the SHARON® process for treatment of rejection water of digested sludge dewatering. *Water science and technology*, 44(1), 145-152.
- Van Lier, J. B., Tilche, A., Ahring, B. K., Macarie, H., Moletta, R., Dohanyos, M., ...& Verstraete, W. (2001). New perspectives in anaerobic digestion. *Water Science and Technology*, 43(1), 1-18.
- Visvanathan, C., Aim, R. B., & Parameshwaran, K. (2000). Membrane separation bioreactors for wastewater treatment. *Critical reviews in environmental science and technology*, 30(1), 1-48.
- Visvanathan, C., Yang, B. S., Muttamara, S., & Maythanukhraw, R. (1997). Application of air backflushing technique in membrane bioreactor. *Water Science and Technology*, 36(12), 259-266.
- Von Sperling, M., & de Lemos Chernicharo, C. A. (2005). *Biological wastewater treatment in warm climate regions* (Vol. 1). IWA publishing.
- Wallis-Lage, C. L., & Levesque, S. D. (2009). Cost effective & Energy efficient MBR systems. *Proceedings of Singapore International Water Week*, 22-25.
- Wallis-Lage, C., Scanlan, P., deBarbadillo, C., Barnard, J., Shaw, A., & Tarallo, S. (2011). The Paradigm Shift: Wastewater Plants to Resource Plants. *Proceedings of the Water Environment Federation*, 2011(14), 2680-2692.
- Wang, L. K., Hung, Y. T., Lo, H. H., & Yapijakis, C. (Eds.). (2005). *Waste treatment in the food processing industry*. CRC Press.
- Wanner, J., Sýkora, M., Kos, M., Miklenda, J., & Grau, P. (1990). Packed-cage RBC with combined cultivation of suspended and fixed-film biomass. *Water science and technology*, 22(1-2), 101-111.

- Wei, Y., Van Houten, R. T., Borger, A. R., Eikelboom, D. H., & Fan, Y. (2003). Minimization of excess sludge production for biological wastewater treatment. *Water Research*, 37(18), 4453-4467.
- Wett, B., Hell, M., Nyhuis, G., Puempel, T., Takacs, I., & Murthy, S. (2010). Syntrophy of aerobic and anaerobic ammonia oxidisers. *Water science and technology*, 61(8), 1915-1922.
- Williams, R., Schuler, P., Comstock, K., & Pope, R. (2008). Large Membrane Bioreactors of Georgia—A Guide and Comparison. *Proceedings of the Water Environment Federation*, 2008(1), 548-561.
- Xing, C. H., Tardieu, E., Qian, Y., & Wen, X. H. (2000). Ultrafiltration membrane bioreactor for urban wastewater reclamation. *Journal of Membrane Science*, 177(1), 73-82.
- Yamamoto, K., Hiasa, M., Mahmood, T., & Matsuo, T. (1989). Direct solid-liquid separation using hollow fiber membrane in an activated sludge aeration tank. *Water Science and Technology*, 21(4-5), 43-54.
- Zhan, S., Houten, R. van., Eikelboom, D.H., Doddema, H., Jiang, Z., Fan, Y., Wang, J., (2003). *Sewage treatment by a low energy membrane bioreactor*, *Bioresource Technology* 90 185–192.
- Zhang, B., Yamamoto, K., Ohgaki, S., & Kamiko, N. (1997). Floc size distribution and bacterial activities in membrane separation activated sludge processes for small-scale wastewater treatment/reclamation. *Water Science and Technology*, 35(6), 37-44.
- Zhang, S., van Houten, R., Eikelboom, D. H., Doddema, H., Jiang, Z., Fan, Y., & Wang, J. (2003). Sewage treatment by a low energy membrane bioreactor. *Bioresource Technology*, 90(2), 185-192.
- Wiesmann, U. (1994). Biological nitrogen removal from wastewater. *Biotechnics/wastewater*, 113-154.
- A.C. Anthonisen, R.C. Loehr, T.B.S. Prakasam, E.G. Srinath Anthonisen, A. C., Loehr, R. C., Prakasam, T. B. S., & Srinath, E. G. (1976). Inhibition of nitrification by ammonia and nitrous acid. *Journal (Water Pollution Control Federation)*, 835-852.
- Zhou, Y., Oehmen, A., Lim, M., Vadivelu, V., & Ng, W. J. (2011). The role of nitrite and free nitrous acid (FNA) in wastewater treatment plants. *Water research*, 45(15), 4672-4682.
- BOCK, E. (1986). Cell biology of nitrifying bacteria. *Nitrification*, 17-38.
- Soliman, M., & Eldyasti, A. (2016). Development of partial nitrification as a first step of nitrite shunt process in a Sequential Batch Reactor (SBR) using Ammonium Oxi-

dizing Bacteria (AOB) controlled by mixing regime. Bioresource technology, 221, 85-95.

- KOUAKOU, E. Étude de la nitrification partielle d'eaux ammoniacales dans un bioréacteur membranaire (Doctoral dissertation, PhD Thesis, 2007, Collection of University Publications, available online at: <http://bictel.ulg.ac.be/ETD-db/collection/available/ULgetd-04192007-173705>).

## *Annexe*

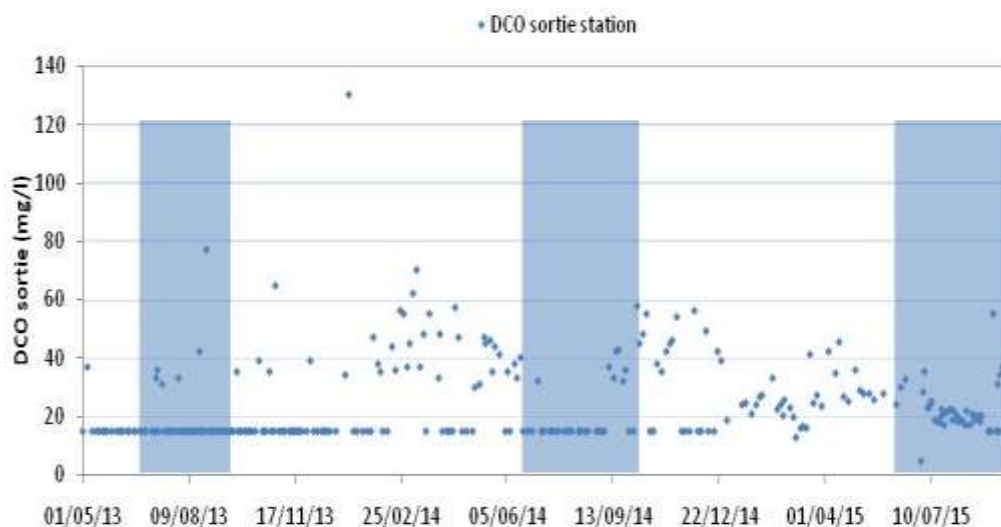
## Annexe1

### 1. Performances épuratoires

#### 1) Station de la Grande Motte

La figure 1 (a,b,c,d) présentent la variation des concentrations de DCO, MES,  $\text{NH}_4^+$  et  $\text{NO}_3^-$  dans l'effluent durant la période du 01/05/2013 au 23/09/2015. La figure 1 montrent que la Grande Motte à respecter la norme de rejet d'après « **Arrêté du 22 juin 2007** » pour les concentrations des DCO et MES. Ainsi elle atteint le niveau de rejet de constructeur « SAUR » (60 mg/l pour DCO et 5 mg/l pour MES). En effet, les âges de boues élevés et la filtration permettent d'obtenir une eau d'excellente qualité en termes de DCO où seule la fraction inerte soluble subsiste. Les concentrations en ammoniacque restent faibles tout au long de l'étude, entre 0.1 et 2.1 mg/L et une moyenne à 0.6 mg/L témoignant d'une nitrification presque totale.

En effet, la concentration en nitrate varie autour d'un moyenne de 3.7mg/L durant la période d'étude avec des pics à 12.8 mg/L durant 9/07/2015 au 16/07/2015 du fait d'un débit de recirculation parfois insuffisant et du temps limité pour la dénitrification dans le bassin d'aération.



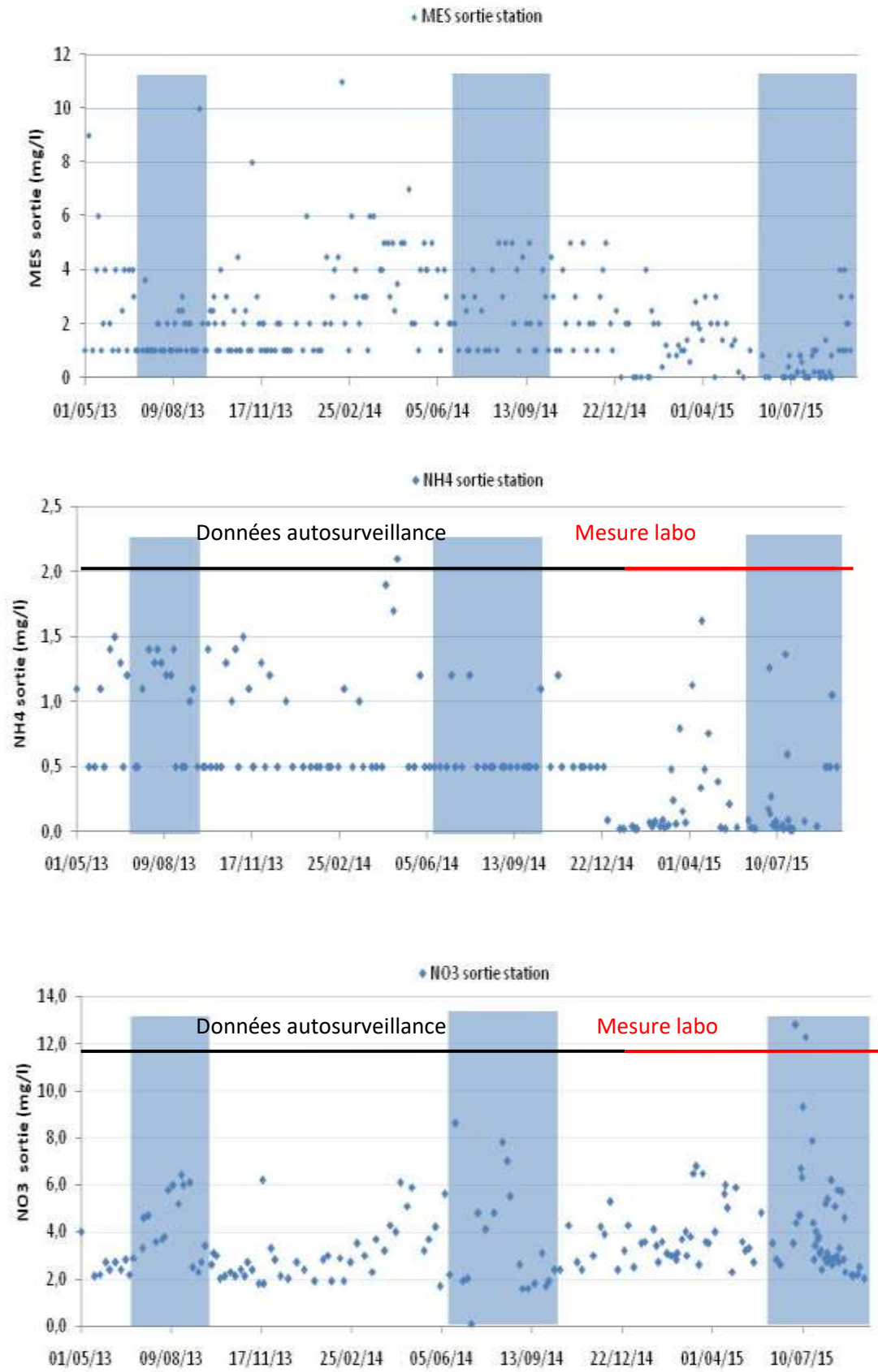


Figure 1 : Qualité d'eau traité : a) DCO, b) MES, c)  $\text{NH}_4^+$ , d)  $\text{NO}_3^-$



## **2) Station de boues activées Mauguio**

L'efficacité épuratoire du procédé de conventionnel de Mauguio pour la période d'étude est reportée dans le Tableau 1.

Les concentrations des DCO en effluent varié entre un minimum de 1 mg/L au 124mg/L qui sont toujours respectés les niveaux de rejet de la station avec rendement d'élimination supérieurs à 75%.

Durant cette période d'étude, les concentrations en NGL dépassent parfois les 10 mg/L pour atteindre même 20.1 mg/L le 5 mars 2013 avec un faible rendement d'élimination de 65%.

A cette haute concentration de NGL, la concentration d'ammonium atteint 17.3 mg/L et la concentration des DBO<sub>5</sub> dépassent la limite de rejet 39 mg/L. La diminution des puissances d'agitation, pour assurer la mise en contact des nitrates avec les bactéries hétérotrophes, dans le bassin de contact (qui utilisé é comme bassin d'anoxie d'éliminer les nitrates en excès) et dans le bassin d'aération (pendant la période de non aération) résulte des hautes concentrations des nitrates dans l'effluent aller au 9.1 mg/L.

L'élimination des phosphores par la déphosphatation biologique et chimique résulte un effluent avec des concentrations en phosphore varié de 0.2 à 4 mg/L. Des hautes concentrations de MES et Pt ont observées durant les périodes où les concentrations de MES dans les bassins biologiques sont élevé. A des hautes concentrations en MES, des Agrégats de taille insuffisante pouvant être associés à des âges de boues trop élevés qui décante lentement. Et d'un autre côté, l'augmentation de taux d'injection d'air pour augmenter la concentration d'O<sub>2</sub> dissous augmente du même coup la turbulence dans l'aérateur ce qui favorise le BAC se fait par cisaillement des floes en formation en particules très petites sédimente qui lentement. Avec l'augmentation des concentrations de MES dans les bassins biologique, la concentration des phosphore dans l'effluent a augmenté. Un faible MES concentration permet de limiter la respiration endogène et de conserver une bonne proportion de masse active déphosphatation.

Hors ces « accidents », Les rendements épuratoires de manière générale bons.

*Tableau 1: Efficacité épuratoire de la station de Mauguio (du 1/01/2013 au 31/10/2015)*

	Unités	Min	Max	Moyenne	Ecart type
DBO <sub>5</sub>	mg/L	1,5	39	2,5	4,7
Elimination DBO <sub>5</sub>	%	85,3	99,8	99,1	1,78
DCO	mg/L	15,0	124	21,8	17,7
Elimination DCO	%	85,7	99,0	96,9	2,13
MES	mg/L	1	65	6,7	11,3
Elimination MES	%	85,3	99,9	98,2	2,73
NTK	mg/L	0,5	19,3	2,8	3,6
Elimination NTK	%	66,4	99,3	95,5	5,95
Pt	mg/L	0,2	4,1	0,8	0,9
Elimination Pt	%	34,5	97,8	87,3	14,40

## Annexe 2

### 1. Optimisation de la consommation d'énergie de la station de Mauguio

#### 1) Coût d'exploitation total vs concentrations de MES

La fig.1 présente le coût énergétique total qu'est la somme du coût énergétique du traitement biologique (aération-recirculation et le reste consommation d'énergie de la station) et le coût de gestion des boues par mètre cube d'eau traitée pour différentes concentrations de MES. Pour estimer le coût de la consommation d'électricité, un coût moyen de 0,1 € par kWh consommé a été appliqué. Le tarif du m<sup>3</sup> évacué est difficile à fixer car beaucoup de paramètres peuvent entrer dans ce tarif, le territoire, le type d'évacuation, les fréquences, le traitement etc... La station peut estimer à 45 € H.T une tonne de boues brutes en épandage et 95 € en compostage toujours en tenant compte d'éléments variables tels que la distance de la plateforme d'épandage, l'accessibilité poids lourd et autres. Due à l'absence de pourcentage des boues qu'est destiné au compostage et épandage, le cout des boues est estimé par deux propositions :

- la première proposition est que toutes les boues sont destinées vers l'épandage qui équivaut un cout de 45 € H.T pour tonne de boues brutes. Avec une teneur en matière sèche de 20%, le cout des boues soit 0,225 € par kg de matières sèches qui donne un ratio  $\phi$  de 2.25. (cette partie qu'est expliquée déjà dans lepartie IV)
- la deuxième proposition est que des boues les boues sont destinées le compostage qui équivaut un cout de 95 € H.T une tonne de boues brutes. Avec une teneur en matière sèche de 20%, le cout des boues soit 0,475 € par kg de matières sèches qui donne un ratio  $\phi$  de 4.75.

Dans cette annexe on va étudier la deuxième proposition.

Le ratio  $\phi$  qui est présenté dans les deux propositions ci-dessus est défini par l'équation 1:

$$\phi = \frac{\text{€ par kg de matière sèche}}{\text{€ par kWh consommé}} \quad \text{Equation 1}$$

Ou le cout énergétique est fixé toujours à 0,1 € par kWh consommé.

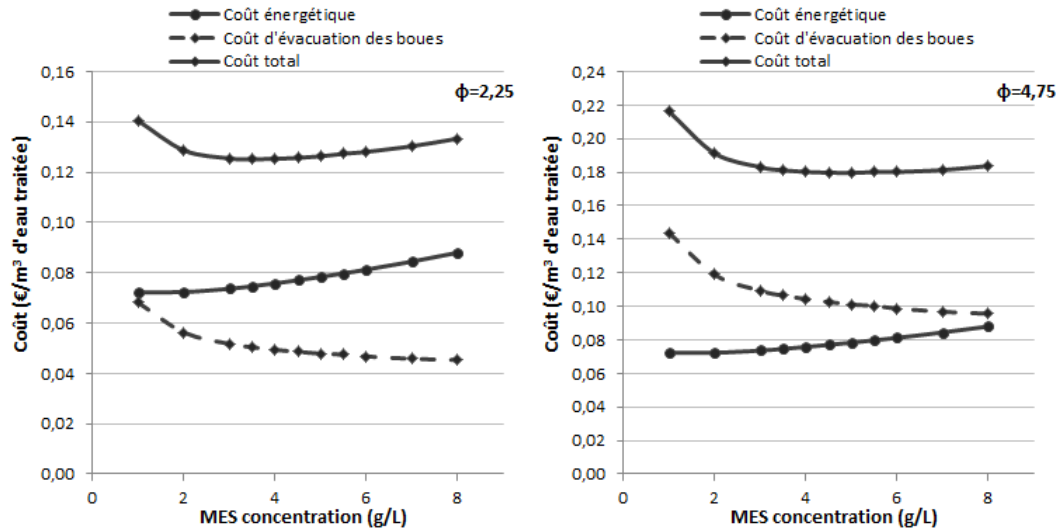


Figure 1: Coût énergétique et le coût d'élimination de boues en euros par  $m^3$  d'eau traitée par rapport à la concentration MES pour a) un ratio de  $\phi = 2.25$  et b) un ratio de  $\phi = 4.75$ .

La fig.1 montre la diminution des coûts d'élimination des boues avec la croissance des concentrations de MES de 1 g/L à 8 g/L a en même temps augmenté le coût énergétique du traitement biologique. Le tableau 2 présente le cout total réel et optimisé de la station pour les deux propositions pour le cout d'évacuation des boues:

Tableau 2 : Le cout total de la station ainsi son gain pour les deux cas de cout de boues

	Ratio $\phi$	Cout total réel	MES optimale	Totale énergie consommé	Production de boues	Cout total optimisé	Gain € (%)
100% vers l'épandage	2.25	0,1351	3.625	0,7500	0,223	0,1251	26322 (7.4)
100% vers compostage	4.75	0,1908	4.875	0,7801	0,215	0,1795	29646 (6)

## 2) Optimisation des coûts

Les coûts opérationnels de la station d'épuration BAC varient fortement en fonction des conditions locales en raison des différences dans les coûts d'électricité et de gestion des boues et de règlements. Les coûts pourraient être liés à la taille du WWTP, à l'équipement de l'usine, aux réglementations locales, aux coûts de transport et aux caractéristiques des boues.

Et le cout total de la station représente le cout énergétique (aération, agitation et recirculation) et le cout de traitement des boues.

Dans ce partie on va fixer le cout de traitement des boues à 0.475 euro/kg de matière sèche (100% des boues destiné vers l'épandage) et on va variée le cout d'électricité selon le ratio  $\phi$ .

La figure 2 présente la variation de coût total (coût énergétique et coût de traitement des boues) à constant coût de boues de 0.475 euro/kg de matière sèche et à différents coûts énergétiques en fonction de ratio  $\phi$ .

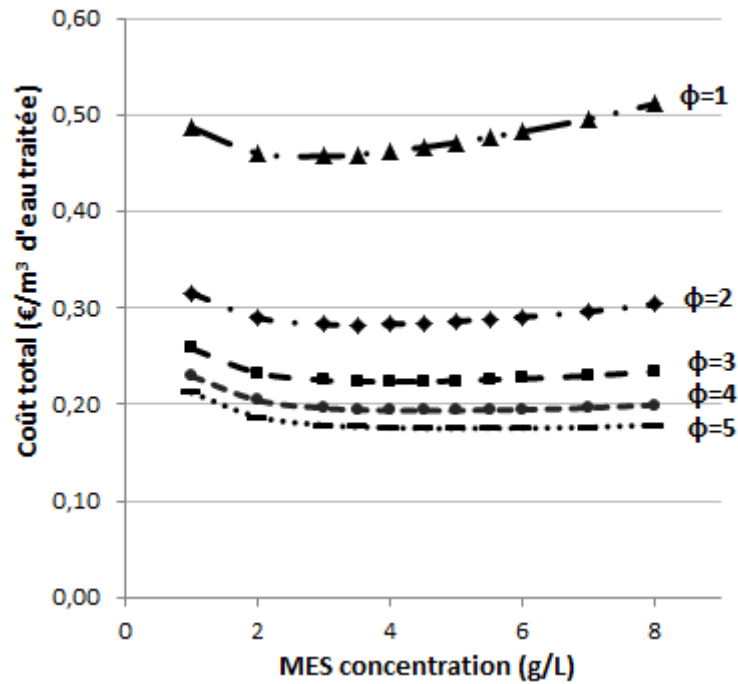


Figure 2 : La variation de coût total (coût énergétique et coût de traitement des boues) à constant coût de boues de 0.475 euro/kg de matière sèche et à différents coûts énergétiques en fonction de ratio  $\phi$ .

Augmentation de 375 % de coût de traitement des boues (ratio  $\phi=1$ ) à des coûts de traitement des boues constant de 0,475 €/ kWh (par rapport à ratio  $\phi = 4.75$ ) entraînera une augmentation des coûts de fonctionnement total de 125 % à 179 % en fonction de la concentration totale des solide en suspension. La plus forte hausse a été observée pour les hautes concentrations de MES.

# Annexe 3

## MANTIS Model

Mantis in CNLIB		Appendix A - Petersen Matrices A-2														
Component	<i>i</i>	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	Process rate, $\rho$
<i>j</i> Process		$S_1$	$S_2$	$X_1$	$X_2$	$X_{3a}$	$X_{3b}$	$X_4$	$X_{5a}$	$S_9$	$S_{10}$	$S_{11}$	$S_{12}$	$S_{13}$	$S_{14}$	
1 Aerobic growth heterotrophic on $\alpha$ with $\alpha$ b			$-\frac{1}{Y_H}$			1				$-\frac{(1-Y_H)}{Y_H}$			$-\delta_{10}$		$-\frac{\delta_{10}m}{14}$	$\rho_1 \left( \frac{S_1}{K_{1a}+S_1} \right) \left( \frac{S_2}{K_{2a}+S_2} \right) \left( \frac{S_{10}}{K_{10a}+S_{10}} \right) X_{3a}$
2 Anaerobic growth of heterotrophic on $\alpha$ with $\alpha$ b			$-\frac{1}{Y_H}$			1				$-\frac{(1-Y_H)}{2.86Y_H}$	$\frac{(1-Y_H)}{2.86Y_H}$		$-\delta_{10}$		$-\frac{\delta_{10}m}{14} + \frac{(1-Y_H)}{(14 \times 2.86) Y_H}$	$\rho_2 \left( \frac{S_1}{K_{1a}+S_1} \right) \left( \frac{K_{10}}{K_{10a}+S_{10}} \right) \left( \frac{S_{10}}{K_{10a}+S_{10}} \right) \left( \frac{S_{11}}{K_{11a}+S_{11}} \right) X_{3a}$
3 Aerobic growth of heterotrophic on $\alpha$ with $\alpha$ a			$-\frac{1}{Y_H}$			1				$-\frac{(1-Y_H)}{Y_H}$	$-\delta_{10}$				$-\frac{\delta_{10}m}{14}$	$\rho_3 \left( \frac{S_1}{K_{1a}+S_1} \right) \left( \frac{S_2}{K_{2a}+S_2} \right) \left( \frac{K_{10}}{K_{10a}+S_{10}} \right) \left( \frac{S_{10}}{K_{10a}+S_{10}} \right) X_{3a}$
4 Anaerobic growth of heterotrophic on $\alpha$ with $\alpha$ a			$-\frac{1}{Y_H}$			1				$-\delta_{10} \frac{(1-Y_H)}{(2.86 \times Y_H)}$	$\frac{(1-Y_H)}{2.86Y_H}$				$-\frac{\delta_{10}m}{14} + \frac{(1-Y_H)}{(14 \times 2.86) Y_H}$	$\rho_4 \left( \frac{S_1}{K_{1a}+S_1} \right) \left( \frac{K_{10}}{K_{10a}+S_{10}} \right) \left( \frac{K_{11}}{K_{11a}+S_{11}} \right) \left( \frac{S_{10}}{K_{10a}+S_{10}} \right) X_{3a}$
5 Decay of heterotrophic				$l_{5a}$	$-l_{5b}$	$-l_{5c}$	$f_{5a}$	$\frac{\delta_{10}m}{f_{5a} \times m}$								$b_5 \cdot X_{3a}$
6 Hydrolysis of entrapped organics		1		$-2$												$k_6 \left( \frac{X_1}{K_{1a} + X_1/Y_H} \right) \left( \frac{S_2}{K_{2a} + S_2} \right) + \text{ent} \left( \frac{K_{10}}{K_{10a} + S_{10}} \right) \left( \frac{S_{10}}{K_{10a} + S_{10}} \right) X_{3a}$
7 Hydrolysis of entrapped organic nitrogen									$-1$					1		$+4 \left( \frac{X_1}{Y_H} \right)$
8 Ammonification of soluble organic nitrogen													1	$-1$	114	$k_8 \cdot S_{10} \cdot X_{3a}$
9 Growth of autotrophic							1			$-\frac{(4.57-Y_H)}{Y_A}$	$\frac{1}{Y_A}$	$-\delta_{10}m \frac{1}{Y_A}$			$-\frac{\delta_{10}m}{14} \frac{1}{Y_A} + \gamma$	$\rho_9 \left( \frac{S_{10}}{K_{10a}+S_{10}} \right) \left( \frac{S_{11}}{K_{11a}+S_{11}} \right) \left( \frac{S_2}{K_{2a}+S_2} \right) X_{3a}$
10 Decay of autotrophic				$l_{10a}$		$-l_{10b}$	$f_{10a}$	$\frac{\delta_{10}m}{f_{10a} \times m}$								$b_{10} \cdot X_{3a}$
Soluble inert organics (g COD m <sup>-3</sup> )																
Readily biodegradable soluble substrate (g COD m <sup>-3</sup> )																
Particulate inert organics (g COD m <sup>-3</sup> )																
Slowly biodegradable particulate substrate (g COD m <sup>-3</sup> )																
Active heterotrophic biomass (g COD m <sup>-3</sup> )																
Active autotrophic biomass (g COD m <sup>-3</sup> )																
Unbiodegradable particulates from cell decay (g COD m <sup>-3</sup> )																
Particulate biodegradable organic nitrogen (g N m <sup>-3</sup> )																
Oxygen (g (-COD) m <sup>-3</sup> )																
Strate and nitric nitrogen (g N m <sup>-3</sup> )																
Dinitrogen (g N m <sup>-3</sup> )																
Ammonia nitrogen (g N m <sup>-3</sup> )																
Soluble biodegradable organic nitrogen (g N m <sup>-3</sup> )																
Alkalinity (mole m <sup>-3</sup> )																