

La mise en application de la performance énergétique des stations d'épuration en boues activées

Pascal Périchon

▶ **To cite this version:**

Pascal Périchon. La mise en application de la performance énergétique des stations d'épuration en boues activées. Ingénierie de l'environnement. 2017. dumas-03356031

HAL Id: dumas-03356031

https://dumas.ccsd.cnrs.fr/dumas-03356031

Submitted on 27 Sep 2021

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.

ECOLE D'INGENIEURS DU CONSERVATOIRE NATIONAL DES ARTS ET METIERS

PARIS

MEMOIRE

présenté en vue d'obtenir le titre

INGENIEUR DIPLÔMÉ PAR L'ÉTAT

SPECIALITÉ : Génie de l'eau et de l'environnement

Par

Pascal PÉRICHON

La mise en application de la performance énergétique des stations d'épuration en boues activées

Soutenu le 27 octobre 2017

JURY PARTICULIER

PRESIDENT : **Monsieur Jean-Louis HAVET, Professeur des universités**

MEMBRES : **Monsieur Daniel CHAVANCE, Ingénieur, SNCF**
Monsieur Aurélien HAINAULT, Ingénieur DPE, Technip
Madame Catherine PORTE, Professeur des universités

Résumé

Pascal Périchon ; La mise en application de la performance énergétique des stations d'épuration en boues activées ; Spécialité : Génie de l'eau et de l'environnement ; Ecole d'Ingénieurs du Conservatoire National des Arts et Métiers – Paris ; 2017 ; 79 pages ; 6 annexes.

Jury particulier : Président – M. Jean-Louis Havet, Professeur des universités ; Membres – M. Daniel Chavance, Ingénieur SNCF ; M. Aurélien Hainault, Ingénieur DPE, Technip ; Mme Catherine Porte, Professeur des universités.

En plus d'assurer une performance de traitement indispensable au bon état écologique des milieux naturels récepteurs, les stations d'épuration en boues activées doivent dorénavant, pour les besoins du traitement, consommer moins d'énergies non renouvelables et utiliser des énergies produites à partir de sources renouvelables. La mise en application de leur performance énergétique induit de reconsidérer leur destination. Celle-ci nécessite une conception adaptée du réacteur biologique et représente de fait une opportunité pour la valorisation par cogénération du biogaz formé durant la digestion anaérobie et pour le séchage des boues par énergie solaire.

La simulation par le calcul de ces procédés sur une station d'épuration existante – de petite capacité nominale, démontre que la digestion anaérobie des boues biologiques seules est insuffisante pour répondre aux objectifs réglementaires. La mise en œuvre d'une co-digestion avec l'admission de co-substrats extérieurs à fort potentiel méthanogène est indispensable et peut permettre, à elle seule, de les atteindre. Celle-ci conduit toutefois à des contraintes réglementaires et d'exploitation supplémentaires qui devraient être pleinement considérées par les maîtres d'ouvrages. D'autre part, le séchage solaire peut permettre, à lui seul, d'atteindre l'objectif réglementaire en termes de part d'énergies renouvelables. Enfin, le fonctionnement et la faible performance énergétique actuels de la station d'épuration étudiée rappellent l'importance de réduire les eaux claires dans l'influent.

Les dépenses d'investissement pour la mise en application de ces procédés représenteraient environ la moitié de celles de la station d'épuration seule. En outre, la recette attendue de la vente d'électricité produite par cogénération ne permettrait pas de couvrir la dépense liée à l'achat d'électricité depuis le réseau public.

En réponse aux contraintes soulevées, le traitement de l'azote par les bactéries *anammox* et la co-digestion en deux phases avec un prétraitement des co-substrats, pourraient être plus largement étendus à la pratique dans les années à venir.

Mots clefs : Stations d'épuration, boues activées, énergies renouvelables et non renouvelables, co-digestion anaérobie, séchage solaire, cogénération

Abstract

Pascal Périchon; Implementation of the Energy Performance of Activated Sludge Wastewater Treatment Plants; Water and Environment Engineering; 2017; 79 pages; 6 annexes

Beside suitable treatment performance for ensuring protection of the natural receiving environment, activated sludge wastewater treatment plants have, from now on, to reduce their non-renewable energy consumption and to use or even to produce renewable energy for the needs of the treatment. Hence, implementing their energy performance leads to reconsider their design. The biological reactor must be relevantly designed and cogeneration of biogas produced by anaerobic digestion as well as solar drying of sewage sludge may be promoted.

The results of the process simulation of an existing low-design capacity wastewater treatment plant show that implementing anaerobic digestion only is not sufficient to achieve regulation requirements. Anaerobic co-digestion fed with external high-potential methane substrates is necessary and can allow, by itself, to achieve those requirements. However, such solution implies additional regulation requirements and operational restrictions which should be fully considered by the employers. Furthermore, solar drying of sewage sludge can allow, by itself, to attain the binding target for energy from renewable sources. Last but not least, the current operating conditions and energy performance of the scrutinised wastewater treatment plant underline the important matter of reducing clear water in the influent.

Capital expenditures for implementing energy performance would amount to approximately half of those of the wastewater treatment plant itself. Moreover, the expected income from the sale of electricity produced by cogeneration would not cover the expenditure for purchasing electricity from the public networks.

As a solution to the raised issues, nitrogen removal by using *anammox* bacteria and two-phase co-digestion with pre-treated co-substrates might be implemented on a wider scale over the coming years.

Keywords: Wastewater treatment plants, activated sludge, renewable and non-renewable energy, anaerobic co-digestion, solar drying, cogeneration

Table des Matières

RESUME **2**

ABSTRACT **2**

TABLE DES MATIERES **3**

LISTE DES FIGURES **5**

LISTE DES TABLEAUX **6**

REMERCIEMENTS **7**

INTRODUCTION **8**

1. DE LA PERFORMANCE DE TRAITEMENT A LA PERFORMANCE ENERGETIQUE **10**

1.1 Une évolution de la réglementation **10**

1.1.1 La performance de traitement : un objectif initial atteint 10
1.1.2 La performance énergétique : un nouvel enjeu 11

1.2 Considérations énergétiques du procédé boues activées **13**

1.2.1 Le réacteur biologique : premier consommateur d'énergie 13
1.2.2 Le traitement de la pollution carbonée et l'intérêt de la décantation primaire 14
1.2.3 L'intérêt du traitement de l'azote par dénitrification simultanée 16
1.2.4 L'asservissement de la régulation de l'aération aux cycles de nitrification 17
1.2.5 L'intérêt du traitement du phosphore par voie biologique 17

1.3 L'intérêt des sous-produits de l'épuration pour la production et l'utilisation d'énergie renouvelable **18**

1.3.1 La stabilisation par digestion anaérobie et la production d'énergie renouvelable 19
1.3.2 La production d'énergie à partir du biogaz 25
1.3.3 La déshydratation et le séchage des boues : une optimisation énergétique nécessaire 27

1.4 Dans quelle mesure les stations d'épuration en boues activées peuvent-elles être adaptées pour la mise en application de leur performance énergétique ? **30**

1.4.1 Une filière de traitement type comme réponse technologique 30
1.4.2 Procédés applicables pour la réduction des énergies non renouvelables 31
1.4.3 Procédés applicables pour l'augmentation de la part des énergies renouvelables 31
1.4.4 Considérations économiques de la mise en application de la performance énergétique 32

2. METHODE DE CALCUL PROPOSEE POUR LA SIMULATION DE LA MISE EN APPLICATION DE LA PERFORMANCE ENERGETIQUE **34**

2.1 Présentation de la méthode de calcul **34**

2.1.1 Objectif 34
2.1.2 Principe 34
2.1.3 Standards et documents de références 36

2.2 Bilan des concentrations en DCO, MES et N **36**

2.2.1 Concentrations et fractions en DCO 36
2.2.2 Concentrations et fractions en MES 39
2.2.3 Concentrations et fractions en N 40

2.3 Besoin en énergie électrique du réacteur biologique **41**

2.3.1 Demande et apport en oxygène 41
2.3.2 Durée d'oxygénation et besoins en énergie électrique du réacteur biologique 42

2.4 Production et volumes des substrats 44

2.4.1 Production de boues primaires 44
2.4.2 Traitement du phosphore et production de boues biologiques 44
2.4.3 Epaississement des boues 45

2.5 Besoin en énergie du traitement des boues 46

2.5.1 Besoin en énergie électrique pour la digestion anaérobie 46
2.5.2 Dégradation des MV et besoin en énergie électrique de la déshydratation 46
2.5.3 Dimensionnement et besoin en énergie pour le séchage solaire 47

2.6 Production de méthane et d'énergie 48

2.6.1 Production de méthane par digestion anaérobie 48
2.6.2 Bilan thermique du digesteur anaérobie 49
2.6.3 Production d'énergie par cogénération 50

3. SIMULATION DE LA MISE EN APPLICATION DE LA PERFORMANCE ENERGETIQUE SUR UN CAS PRATIQUE 51

3.1 Contexte et performances à atteindre 51

3.1.1 Introduction et justification du cas étudié 51
3.1.2 Contexte environnemental et architectural 52
3.1.3 Proposition pour l'adaptation de la filière de traitement existante 52
3.1.4 Performance de traitement 56
3.1.5 Performance énergétique 57

3.2 Résultats de la simulation 58

3.2.1 Bilan des concentrations 58
3.2.2 Production de boues biologiques 59
3.2.3 Besoins en énergie électrique 60
3.2.4 Estimation de la production d'énergie à partir de biogaz 62
3.2.5 Estimation de l'utilisation d'énergie solaire pour le séchage des boues 65
3.2.6 Bilan énergétique et réponse aux objectifs 65

3.3 Discussion, contraintes et perspectives 66

3.3.1 Bilan économique de la mise en application de la performance énergétique 66
3.3.2 Nécessité de considérer le couple réseaux d'assainissement – station d'épuration 67
3.3.3 Contraintes et perspectives de développement de la co-digestion anaérobie 68
3.3.4 Optimisation du traitement de l'azote et des filtrats du digestat 69

CONCLUSION 72

BIBLIOGRAPHIE 73

GLOSSAIRE 79

ANNEXES I

A.1 Acronymes, sigles et formules chimiques utilisés ii

A.2 Principaux paramètres utilisés iv

A.3 Relations et équations utilisées ix

A.4 Plan masse de la station d'épuration de Saugues xii

A.5 Consommation électrique actuelle et charges hydraulique et organique actuellement traitées sur la station d'épuration de Saugues xiii

A.6 Détails de la simulation par le calcul de la station d'épuration de Saugues xiv

Liste des figures

Figure 1-1 : Schéma de principe de la pré-dénitrification 17

Figure 1-2 : Schéma de principe de la dénitrification simultanée 17

Figure 1-3 : Schéma de principe du traitement des boues d'épuration et procédés applicables . 19

Figure 1-4 : Schéma des réactions du procédé de digestion anaérobie 20

Figure 1-5 : Schéma de principe d'un digesteur anaérobie avec brassage intégral et permanent par bullage 22

Figure 1-6 : Schéma de principe d'une unité de cogénération avec moteur à gaz 26

Figure 1-7 : Schéma de principe de la déshydratation par presse à vis 28

Figure 1-8 : Schéma de principe du séchage solaire en serre fermée 29

Figure 1-9 : Schéma de principe de la filière de traitement type proposée pour la mise en application de la performance énergétique 30

Figure 2-1 : Arbre décisionnel pour la simulation de la mise en application de la performance énergétique 35

Figure 2-2 : Schéma des fractions du NK dans l'influent et du NGL dans l'effluent admises pour le dimensionnement 41

Figure 2-3: Schéma de principe de la modification de la DCO dans le réacteur biologique 42

Figure 3-1 : Intégration architecturale et paysagère de la station d'épuration de Saugues 52

Figure 3-2 : Schéma de principe de la filière de traitement existante de la station d'épuration de Saugues 53

Figure 3-3 : Schéma de principe de la filière de traitement proposée pour la station d'épuration de Saugues 55

Figure 3-4 : Consommation électrique réelle et objectifs à atteindre 57

Figure 3-5 : Graphique des débits et des concentrations de l'influent par mois-type 58

Figure 3-6 : Graphique des températures de l'influent par mois-type 59

Figure 3-7 : Graphique de la répartition des besoins en énergie électrique attendue à capacité nominale 61

Figure 3-8 : Graphique des besoins en énergie électrique par mois-type attendus à capacité nominale 62

Figure 3-9 : Graphique des températures extérieures par mois-type 63

Figure 3-10 : Graphique des valeurs des énergies non renouvelables et renouvelables attendues par rapport aux objectifs de performance énergétique 65

Liste des tableaux

Tableau 1-1 : Concentrations maximales dans l'effluent et rendements minimums exigées 11

Tableau 1-2 : Concentrations de l'effluent obtenues par le procédé boues activées traitant des eaux usées d'origine domestique 11

Tableau 1-3 : Structure de la production électrique en France et en Union Européenne - 2012. 12

Tableau 1-4 : Consommations spécifiques moyennes des procédés intensifs conventionnels en France et à l'étranger..... 14

Tableau 1-5 : Valeurs des rendements de la décantation primaire en fonction des concentrations en NGL à atteindre dans l'effluent..... 16

Tableau 1-6 : Valeurs indicatives du potentiel méthanogène pour différents substrats utilisés en digestion anaérobie 21

Tableau 1-7 : Valeurs théoriques du potentiel méthanogène des substrats disponibles sur une station d'épuration en boues activées..... 21

Tableau 1-8 : Comparatif des digesteurs anaérobie de forme cylindrique et ovoïde 23

Tableau 2-1 : Volume journalier des boues primaires et biologiques produites 40

Tableau 2-2 : Valeurs indicatives de l'apport spécifique brut (ASB), du coefficient global de transfert (CGT) et de la capacité de brassage des systèmes d'aération..... 43

Tableau 2-3 : Siccités et charges surfaciques applicables pour le dimensionnement d'un épaississeur gravitaire 45

Tableau 2-4 : Valeurs indicatives des siccités atteignables et des besoins en énergie électrique des procédés de déshydratation..... 46

Tableau 2-5 : Valeurs indicatives des besoins en énergie électrique du séchage..... 47

Tableau 2-6 : Paramètres de dimensionnement de la digestion anaérobie mésophile pour T_{212} = 35°C 49

Tableau 2-7 : Valeurs des coefficients de transfert thermique..... 49

Tableau 2-8 : Valeurs moyennes de la production d'énergie et des rendements des équipements de valorisation de biogaz..... 50

Tableau 3-1 : Valeurs des concentrations des boues biologiques à capacité nominale..... 59

Tableau 3-2 : Valeurs de la masse et du volume des boues biologiques et à capacité nominale 60

Tableau 3-3 : Valeurs des besoins en énergie électrique du réacteur biologique attendues à capacité nominale..... 60

Tableau 3-4 : Valeurs des besoins en énergie électrique pour le traitement des boues attendues à capacité nominale..... 61

Tableau 3-5 : Valeurs de la production de méthane attendues par digestion anaérobie des boues biologiques seules 62

Tableau 3-6 : Valeurs de la production de méthane attendues par co-digestion..... 63

Tableau 3-7 : Bilan thermique du digesteur..... 64

Tableau 3-8 : Bilan électrique de la station d'épuration 64

Tableau 3-9 : Bilan économique 67

Remerciements

Pour leur attention et leurs conseils durant les épreuves de l'examen, Monsieur Jean-Louis HAVET, Président du jury particulier ainsi que ses membres, Monsieur Daniel CHAVANCE, Monsieur Aurélien HAINAULT et Madame Catherine PORTE ;

Pour leur confiance, Monsieur Philippe VOISIN, Directeur des opérations internationales de l'entreprise SADE ainsi que Monsieur Sébastien KUDLA, Directeur du service support et administration et Monsieur Dominique NOON, Gestionnaire de contrat principal ;

Pour leur aide sur la veille réglementaire, Monsieur Jean-Philippe RUAUD, chargé d'intervention à l'Agence de l'Eau Loire-Bretagne et Monsieur Laurent BOCQUET, titulaire d'un mastère spécialisé en amélioration continue et en performance industrielle ;

Pour sa relecture technique, Monsieur Oliver HÄNEL, ingénieur environnement et génie des procédés – spécialité : traitement des eaux, diplômé de la *Fachhochschule Offenburg* (Ecole Supérieur d'Ingénieurs d'Offenburg, Allemagne) ;

Pour les bilans de fonctionnement fournis pour la station d'épuration de Saugues, Monsieur Christophe TSCHERTER et Madame Sandrine LONJON, de la Direction Ressources et Ingénierie du Service d'Assistance Technique à l'Eau et à l'Assainissement du département de la Haute-Loire ;

Pour les données de conception fournies pour la station d'épuration de Saugues, Monsieur David HUBAULT, Responsable du bureau d'études réalisations de l'entreprise Malataverne Service Environnement ;

Pour les informations fournies et pour le chiffrage du séchage solaire, Monsieur Vianney LAROYENNE, Responsable des ventes de l'entreprise *THERMO-SYSTEM Industrie- & Trocknungstechnik GmbH* ;

Qu'ils en soient ici remerciés.

Introduction

Des efforts remarquables ont été fournis ces trente dernières années par l'ensemble des acteurs de l'eau et de l'environnement pour tendre vers un état écologique satisfaisant des milieux naturels récepteurs. Ceci a nécessité des travaux importants sur les réseaux d'assainissement et les stations d'épuration afin d'atteindre une performance de traitement des eaux usées conforme aux exigences réglementaires. Au-delà du fait que ces efforts doivent être poursuivis pour maintenir un niveau d'équipement adapté, l'évolution récente de la réglementation a introduit un nouvel enjeu pour les stations d'épuration : celui de leur performance énergétique.

L'énergie constitue le premier poste des dépenses d'exploitation d'une station d'épuration et représente 30 % de celles-ci (1 p. 13) (2). Si les stations d'épuration étaient conformes aux exigences de performance énergétique fixée par la nouvelle réglementation, il serait possible d'économiser jusqu'à 45 % d'énergie (3 p. 15). Ces nouvelles exigences réglementaires imposent en conséquence une réduction de la consommation des énergies non renouvelables d'une part, et une augmentation de l'utilisation d'énergies produites à partir de sources renouvelables d'autre part. Ceci induit de reconsidérer la destination des stations d'épuration comme des ouvrages éco-performants et d'assurer partiellement leur autosuffisance énergétique.

Le respect des exigences et des échéances réglementaires pour atteindre la conformité à la performance traitement a engendré de nombreux contentieux par le passé entre la France et la Commission Européenne (4 pp. 14-15). Afin d'éviter que ceux-ci ne se reproduisent et dans le but de promouvoir la mise en application de la performance énergétique, les parties prenantes doivent pleinement considérer les tenants et les aboutissants de cette nouvelle réglementation. Les organismes de financement ont d'ores et déjà initié des démarches dans ce sens. Par exemple, l'appel à projets « *réduire l'impact énergétique des systèmes d'assainissement domestiques* », lancé par l'agence de l'eau Rhône-Méditerranée-Corse (5), vise à encourager la récupération et la production d'énergie à partir des eaux usées des systèmes d'assainissement et à accompagner l'innovation, en aidant financièrement les collectivités, les exploitants et les organismes de recherche.

Dans un but économique, les constructeurs et les exploitants de stations d'épuration s'intéressent depuis plusieurs années à la réduction de leurs dépenses énergétiques (6) (7) (8). Par ailleurs, les organismes de recherche et les acteurs de l'ingénierie participent à la sensibilisation des maîtres d'ouvrages à ces nouvelles exigences à travers de nombreux colloques et études (9) (10) (11) (12) (13). En France, le modèle global pour la simulation de l'impact énergétique et environnemental des stations d'épuration, actuellement développé par l'institut national de recherche en sciences et technologies pour l'environnement et l'agriculture (IRSTEA), devrait représenter un outil d'aide à la décision et une référence en la matière. Plus largement, dans six pays d'Europe du Nord-Ouest, dont la France, le projet INNERS (3) s'attache à améliorer le bilan énergétique du cycle urbain de l'eau, en le repensant comme une source potentielle d'énergie.

En tant qu'acteur responsable, l'ingénieur doit donc jouer son rôle : il lui appartient d'interpréter et de traduire techniquement ces nouvelles exigences réglementaires dans le but de contribuer à la mise en application de la performance énergétique des stations d'épuration. Ceci constitue l'objectif principal du travail présenté dans ce mémoire.

Comme maître d'œuvre, il doit définir contractuellement une performance énergétique cohérente avec les procédés envisagés lors des études de faisabilité ou d'avant-projet, et transposer celle-ci en un ensemble de dispositions permettant d'acter la réception des ouvrages par le maître d'ouvrage.

Comme entrepreneur et premier responsable de la conformité des ouvrages à leur destination (14) (15 pp. 94-95) (16 p. 551) (17) (18 p. 2), il doit apporter des solutions techniques adaptées et conformes à ses obligations contractuelles. Outre le fait que l'impropriété

à destination des ouvrages peut avoir des conséquences préjudiciables sur l'environnement si les performances ne sont pas atteintes, elle peut également être source de litiges entre le maître d'ouvrage et l'entreprise. Le règlement de ceux-ci en arbitrage peut engendrer des pertes financières importantes pour chacune des deux parties contractantes, pouvant s'élever jusqu'à 10 % du montant du sujet du litige (19).

Le travail présenté dans ce mémoire s'appuie sur la connaissance des procédés de traitement des eaux usées, et plus particulièrement du procédé boues activées, ainsi que de ceux permettant de produire ou d'utiliser des énergies renouvelables, comme la digestion anaérobie et le séchage solaire des boues d'épuration.

Après un rappel des exigences réglementaires relatives à la performance de traitement et un exposé des nouvelles exigences vis-à-vis de la performance énergétique des stations d'épuration, la première partie de ce mémoire s'intéresse au procédé boues activées du point de vue de sa consommation en énergie et à l'intérêt des sous-produits de l'assainissement pour la production et l'utilisation d'énergies renouvelables. Cette revue des procédés permet d'identifier une filière de traitement type comme réponse technologique à ces nouvelles exigences réglementaires et conduit à s'interroger sur les conditions techniques et économiques de sa mise en œuvre.

Dans le but d'évaluer ces conditions techniques et de simuler la mise en application de la performance énergétique, une méthode de calcul est proposée dans la deuxième partie. Cette méthode repose sur les standards et les documents de référence reconnus et largement utilisés par les ingénieurs. Elle consiste dans un premier temps à calculer les besoins en énergie électrique des procédés identifiés pour la filière de traitement type. Dans un deuxième temps elle permet de déterminer la quantité d'énergie renouvelable produite par la cogénération du biogaz formé durant la digestion anaérobie, d'une part, et utilisée par le procédé de séchage solaire, d'autre part.

Les contraintes pour la mise en application de la performance énergétique sont appréciées à travers la simulation par le calcul sur un cas pratique, présentée dans la troisième partie. En considérant l'adaptation de la filière de traitement existante de la station d'épuration de Saugues, cette simulation aboutit aux bilans énergétique et économique de la mise en œuvre des procédés identifiés. La discussion des résultats de la simulation vient compléter les exigences réglementaires et les contraintes techniques et donne l'occasion de s'intéresser à la recherche et aux perspectives de développement des procédés.

1. De la performance de traitement à la performance énergétique

Le premier paragraphe (§ 1.1) présente l'évolution de la réglementation, qui impose dorénavant des exigences et des échéances en matière de performance énergétique des stations d'épuration, en plus de leur performance de traitement. Cette évolution nécessitant de reconsidérer leur destination et de repenser leur conception, le second paragraphe (§ 1.2) s'intéresse au procédé boues activées – aujourd'hui le plus utilisé, et plus particulièrement au réacteur biologique comme premier consommateur d'énergie. Le troisième paragraphe (§ 1.3) traite de l'intérêt des sous-produits de l'assainissement pour répondre à la performance énergétique et présente les procédés pour leur traitement, applicables à cette fin. Le quatrième paragraphe (§ 1.4) conclut sur l'adaptation des stations d'épuration en boues activées, en proposant une filière de traitement type comme réponse technologique à la mise en application de la performance énergétique et en considérant celle-ci du point de vue économique.

1.1 Une évolution de la réglementation

1.1.1 La performance de traitement : un objectif initial atteint

Une station d'épuration est, par principe, conçue comme une mesure compensatoire visant à réduire l'impact des rejets sur les milieux naturels récepteurs en traitant les eaux usées – et le cas échéant les eaux pluviales, collectées par les réseaux d'assainissement. Cette destination initiale de l'ouvrage se traduit par une performance de traitement à atteindre en fonction des flux polluants maximums admissibles par le milieu naturel récepteur et dans un domaine de traitement garanti défini pour l'influent.

La performance de traitement des stations d'épuration est encadrée par la directive européenne n°91/271 du 21 mai 1991 relative au traitement des eaux résiduaires urbaines (20) transposée en France par la loi n°92-3 du 3 janvier 1992 sur l'eau (21). Celles-ci sont renforcées par la directive européenne n°2000/60/CE du 23 octobre 2000 – dite directive cadre sur l'eau (22), et par le plan national d'action sur l'assainissement 2012-2018 qui imposent des obligations de résultats pour atteindre le bon état écologique des masses d'eau.

La performance de traitement est traduite techniquement en France par l'arrêté du 22 décembre 1994 fixant les prescriptions techniques relatives aux ouvrages de collecte et de traitement des eaux usées (23). Celui-ci fixe les valeurs des concentrations maximales dans l'effluent et des rendements minimums à atteindre en moyenne journalière, telles que mentionnées dans le Tableau 1-1. Ces valeurs sont maintenues dans l'arrêté du 21 juillet 2015 relatif aux systèmes d'assainissement collectif et aux installations d'assainissement non collectif (24), dont l'objet est notamment de renforcer les prescriptions réglementaires pour la conception et la surveillance des installations d'assainissement collectif. L'objectif de ces prescriptions est d'atteindre à terme le meilleur ratio possible coût/bénéfice pour l'environnement.

Le niveau d'équipement en stations d'épuration et leur conformité à la performance de traitement sont aujourd'hui satisfaisants. En France, en 2008, le taux de conformité des stations d'épuration en boues activées variait de 65 % pour celles fonctionnant en forte charge à 87 % pour celles fonctionnant en aération prolongée[1]. Ce procédé figure parmi les plus performants et permet d'obtenir les concentrations dans l'effluent mentionnées dans le Tableau 1-2. Ceci explique que les stations d'épuration en boues activées composent plus de 44 % du parc, tous

[1] Une station d'épuration en boues activées est communément caractérisée par sa charge massique (exprimé en $kgDBO_5 \cdot kgMV^{-1} \cdot j^{-1}$). Un fonctionnement en forte charge est caractérisé par une charge massique de 0,5 – 1,5 et un fonctionnement en faible charge par une charge massique de 0,1 – 0,25.

procédés et capacités confondus, et 91 % du parc des stations de capacité supérieure à 2.000 EH (25 pp. 11-16).

Tableau 1-1 : Concentrations maximales dans l'effluent et rendements minimums exigées

Paramètre	Unité	Capacité nominale (CN)[2]		
		2.000 < CN < 10.000[3]	10.000 < CN < 100.000	CN > 100.000
Concentrations				
$C_{DBO5,e}$	$g \cdot m^{-3}$	25	25	25
$C_{DCO,e}$	$g \cdot m^{-3}$	125	125	125
$C_{MES,e}$	$g \cdot m^{-3}$	35	35	35
$C_{NGL,e}$	$g \cdot m^{-3}$	-	15	10
$C_{P,e}$	$g \cdot m^{-3}$	-	2	1
Rendements				
R_{DBO5}	%	70	80	80
R_{DCO}	%	75	75	75
R_{MES}	%	90	90	90
R_N	%	-	70	70
R_P	%	-	80	80

Source : Directive européenne n°91/271 (20) et arrêté du 21 juillet 2015 (24).

Tableau 1-2 : Concentrations de l'effluent obtenues par le procédé boues activées traitant des eaux usées d'origine domestique

Paramètres	Unités	Valeurs
$C_{DBO5,e}$	$g \cdot m^{-3}$	10
$C_{DCO,e}$	$g \cdot m^{-3}$	66
$C_{MES,e}$	$g \cdot m^{-3}$	15
$C_{NGL,e}$	$g \cdot m^{-3}$	10 – 15
$C_{P,e}$	$g \cdot m^{-3}$	1 – 2

Source : GIS BioSTEP (26)

1.1.2 La performance énergétique : un nouvel enjeu

La réglementation a récemment évolué afin de répondre à un nouvel enjeu : celui de la réduction de l'empreinte carbone liée à la consommation d'énergie. Celle-ci se traduit par la mise en application de la performance énergétique fixée par la directive européenne n°2010/31/UE du 19 mai 2010 sur la performance énergétique des ouvrages (27), transposée en France par la loi n°2010-788 du 12 juillet 2010 portant engagement national pour l'environnement (28) – dite Grenelle II.

[2] La capacité nominale (CN) est établie sur la base de la charge brute de la pollution organique de l'influent, exprimée en $kgDBO_5 \cdot j^{-1}$ et selon la valeur de 60 $gDBO_5 \cdot EH^{-1} \cdot j^{-1}$ définie dans la directive européenne n°91/271.

[3] Pour les stations d'épuration de capacité nominale comprise entre 2.000 et 10.000 EH situées en zone sensible à l'azote et au phosphore, les concentrations et les rendements en NGL et en P exigés sont celles et ceux requis pour une capacité nominale supérieure à 10.000 EH.

a. Une nouvelle destination des stations d'épuration

La loi n°2010-788 induit deux notions importantes en lien avec la directive européenne n°2010/31/UE. Elle conduit d'une part à une extension de la définition classique de l'ouvrage avec la notion d'ouvrage éco-performant et d'autre part à la création d'une nouvelle destination de l'ouvrage telle qu'issue de la loi (29) (14). La définition d'ouvrage éco-performant peut être déduite en référence aux alinéas 2 et 4 de l'article 2 de la directive européenne n°2010/31/UE.

Selon l'alinéa 2, pour un ouvrage de performance énergétique élevée,

« la quantité quasi nulle ou très basse d'énergie requise devrait être couverte dans une très large mesure par de l'énergie produite à partir de sources renouvelables, notamment l'énergie produite à partir de sources renouvelables sur place ou à proximité. ».

De plus, l'alinéa 4 stipule que la performance énergétique d'un ouvrage est « *la quantité d'énergie calculée ou mesurée nécessaire pour répondre aux besoins énergétiques liés à une utilisation normale (…)* ».

b. Une utilisation des énergies renouvelables encore faible

Selon l'alinéa 6 de l'article 2 de la directive européenne n°2010/31/UE, une énergie produite à partir de sources renouvelables est,

« une énergie produite à partir de sources non fossiles renouvelables, à savoir énergie éolienne, solaire, aérothermique, géothermique, hydrothermique, marine et hydroélectrique, biomasse, gaz de décharge, gaz des stations d'épuration d'eaux usées et biogaz. »

Le Tableau 1-3 récapitule la structure de la production électrique en France et en Union Européenne. En 2012, la part de l'électricité produite à partir de sources renouvelables était de 15,5 % en France contre 23,7 % en Union Européenne, notamment du fait de la part importante d'électricité produite par l'énergie nucléaire (30). Par ailleurs, la source d'énergie renouvelable utilisée en France est très majoritairement l'hydraulique et il s'avère que l'énergie produite à partir du solaire et de la biomasse est faible.

Tableau 1-3 : Structure de la production électrique en France et en Union Européenne - 2012

Energie	France		Union Européenne	
	Total	Renouvelable	Total	Renouvelable
Nucléaire	75,8 %	-	27,1 %	-
Hydraulique	11,1 %	71,6 %	10,9 %	46,0 %
Fossile	8,2 %	-	48,4 %	-
Eolien	2,7 %	17,1 %	6,1 %	25,8 %
Biomasse	0,9 %	6,1 %	4,3 %	18,2 %
Solaire	0,7 %	4,6 %	2,2 %	9,2 %
Déchets non renouvelables	0,4 %	-	0,6 %	-
Géothermie	-	-	0,2 %	0,7 %
Energies marines	0,1 %	0,6 %	0,01 %	0,1 %

Source : Observatoire des énergies renouvelables (30 pp. 124-125 ; 234-235)

c. Les exigences minimales et les échéances pour la mise en application de la performance énergétique

La directive européenne n°2010/31/UE précise qu'il incombe à chaque Etat Membre de fixer des exigences minimales pour la performance énergétique. En France celles-ci sont fixées par la loi n°2015-992 du 17 août 2015 relative à la transition énergétique pour la croissance verte (31) qui impose de réduire la consommation énergétique finale de 50 % en 2050 par rapport à 2012, fixée comme année de référence.

Cette loi impose comme objectif intermédiaire :

1. De réduire de 20 % la consommation énergétique finale en 2030 ;
2. De réduire la consommation énergétique primaire des énergies fossiles de 30 % en 2030 ;
3. De porter la part des énergies renouvelables à 32 % de la consommation finale brute d'énergie ; et
4. De réduire la part du nucléaire dans la production d'électricité à 50 % à l'horizon 2025.

Au vu de la structure de la production électrique en France, des efforts sont donc à fournir afin d'atteindre les objectifs fixés en matière de production d'énergie à partir de sources renouvelables.

d. La nécessité de repenser la conception des stations d'épuration en boues activées

La mise en application de la performance énergétique nécessite de reconsidérer la destination des stations d'épuration et de repenser leur conception en conséquence. En plus de réduire l'impact des rejets sur les milieux naturels récepteurs, celles-ci doivent également jouer leur rôle dans la transition écologique et énergétique. Pour cela elles doivent contribuer d'une part à la réduction de la consommation énergétique primaire des énergies non renouvelables et d'autre part à l'augmentation de la part de l'énergie produite à partir de sources renouvelables.

En tant qu'ingénieur, on s'interrogera sur l'adaptation du procédé boues activées à ces nouvelles exigences réglementaires et sur la faisabilité technique de la mise en application de sa performance énergétique. En référence à la loi n°2015-992 on considérera tout d'abord le procédé boues activées au niveau de ses besoins en énergie électrique. Dans un deuxième temps on s'intéressera aux procédés permettant d'augmenter la part des énergies renouvelables dans la consommation finale d'énergie des stations d'épuration utilisant ce procédé.

1.2 Considérations énergétiques du procédé boues activées

1.2.1 Le réacteur biologique : premier consommateur d'énergie

Conçu il y a une centaine d'années comme un réacteur unique – dit séquentiel, pour traiter la pollution carbonée (32), le procédé boues activées a depuis été largement éprouvé et a fait l'objet de nombreuses améliorations et innovations, permettant notamment de traiter la pollution azotée et phosphorée[4]. La mise en œuvre de ce procédé est aujourd'hui classiquement réalisée par un réacteur biologique couplé à un décanteur secondaire. Après un temps de contact suffisant pour permettre les réactions nécessaires au traitement, le mélange influent – flocs bactériens du réacteur biologique est transféré dans un décanteur secondaire afin de séparer ce

[4] Le dimensionnement du procédé boues activées a été standardisé par l'association allemande pour l'eau, les eaux usées et les déchets (*Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e.V. – DVWK*). La procédure de dimensionnement ATV-DVWK-A 131E (33) et le logiciel *Belebung Expert* en découlant sont aujourd'hui reconnus et largement utilisés par les ingénieurs.

mélange de l'effluent rejeté au milieu naturel récepteur. Les boues en excès équivalentes à la pollution traitée sont, en règle générale, extraites depuis le fond du décanteur secondaire.

Le procédé boues activées est le procédé intensif conventionnel le moins consommateur en énergie, comme le montrent les valeurs des consommations spécifiques moyennes présentées dans le Tableau 1-4. Ces valeurs doivent toutefois être relativisées en fonction des performances de traitement que les procédés mentionnés permettent d'atteindre et des taux de charge auxquels ceux-ci sont soumis. Il s'avère que les stations d'épuration en boues activées à l'étranger consomment moins d'énergie que les stations d'épuration françaises. Ceci peut s'expliquer par une plus grande considération de la question énergétique à l'étranger, notamment du fait d'un coût de l'énergie plus élevé (13).

Le réacteur biologique constitue le premier poste de consommation énergétique des stations d'épuration en boues activées et représente environ 60 – 70 % de la consommation totale (33 p. 7). En référence aux valeurs du Tableau 1-4, on peut considérer une consommation spécifique du réacteur biologique de l'ordre de 1,4 – 2,1 kWh par $kgDBO_5$ traitée.

Tableau 1-4 : Consommations spécifiques moyennes des procédés intensifs conventionnels en France et à l'étranger

Procédé	Unités	France	Etranger
Boues activées	$kWh \cdot kgDBO_5^{-1}$	3,2	2,2
Réacteurs membranaires	$kWh \cdot kgDBO_5^{-1}$	6,8	6,3
Réacteurs séquentiels	$kWh \cdot kgDBO_5^{-1}$	4,6	3,2
Réacteurs en bio-filtration	$kWh \cdot kgDBO_5^{-1}$	4,5	-
Réacteurs à lit fluidisé	$kWh \cdot kgDBO_5^{-1}$	6,5	-

Source : Canler et Stricker (13)

Plus en détail, cette consommation correspond à la différence entre l'apport en oxygène nécessaire au traitement du carbone (1-1) et à la nitrification (1-2) d'une part, et le dégagement d'oxygène durant la réaction de dénitrification (1-3) d'autre part. Dans le but d'optimiser la performance énergétique du procédé boues activées, il convient de considérer l'ensemble de la filière de traitement en général et le réacteur biologique en particulier, en s'intéressant au traitement des pollutions carbonée, azotée et phosphorée.

1.2.2 Le traitement de la pollution carbonée et l'intérêt de la décantation primaire

Le traitement de la pollution carbonée de l'influent par le procédé boues activées s'effectue en milieu aérobie, par la mise en contact de la biomasse en suspension avec des bactéries. Ce procédé reproduit industriellement l'effet auto-épurateur des rivières, selon la relation simplifiée (1-1) :

$$\text{Pollution carbonée} + \text{Bactéries} + O_2 \rightarrow \text{Bactéries (boues)} + H_2O + CO_2 \qquad (1\text{-}1)$$

L'apport en oxygène nécessaire au procédé boues activées est principalement lié à la dégradation de la pollution carbonée et à la respiration endogène des bactéries (34 pp. 31-32). Cet apport en oxygène se traduit par une capacité d'aération nécessaire à la réaction (1-1) et par une capacité de brassage suffisante pour maintenir les boues en suspension dans le réacteur biologique. Il peut être optimisé en sélectionnant le système d'aération et son mode de régulation qui permettent un rendement d'oxygénation maximal ainsi qu'en choisissant la forme du réacteur biologique qui nécessite une puissance de brassage minimale. Par ailleurs, la décantation primaire de l'influent avant son introduction dans le réacteur biologique permet de traiter la pollution carbonée avec un besoin en énergie électrique réduit et doit être considérée.

a. L'aération, le brassage et la forme du réacteur biologique

L'aération et le brassage du réacteur biologique peuvent être réalisés avec les différents systèmes présentés dans le Tableau 2-2 (p. 43). Du point de vue énergétique il convient de rechercher le meilleur compromis entre, la forme du réacteur biologique d'une part, et l'apport spécifique brut (ASB) et la capacité de brassage de ces systèmes d'autre part.

Le réacteur biologique doit être de préférence en forme de chenal oblong (34 p. 13) (35 p. 37). Cette configuration favorise le transfert d'oxygène vers la biomasse et permet d'obtenir une vitesse de circulation et un rendement d'oxygénation optimaux par rapport à la puissance de brassage fournie. La vitesse de circulation des boues dans le réacteur biologique doit être de l'ordre de 0,15 – 0,30 $m \cdot s^{-1}$. Ceci nécessite une puissance spécifique de brassage requise de l'ordre de 3 – 4 $W \cdot m^{-3}$ de chenal oblong contre 6 – 8 $W \cdot m^{-3}$ de bassin rectangulaire (36 p. 69). Dans une moindre mesure, l'effet de chenal peut être approché dans un réacteur biologique de forme cylindrique (33 pp. 15-16).

La majorité des systèmes d'aération présente une capacité de brassage supérieure aux valeurs requises ci-dessus. Le brassage doit donc être conçu et dimensionné pour maintenir les boues en suspension en dehors des périodes d'aération. L'ASB du système d'aération apparaissant comme déterminant au niveau énergétique, l'aération doit être réalisée de préférence par insufflation d'air en fines bulles. Ce système présente une capacité de brassage suffisante et l'ASB le plus élevé. Dans ce cas, le brassage doit permettre de maintenir la vitesse de circulation nécessaire.

b. L'intérêt de la décantation primaire pour réduire la consommation énergétique du réacteur biologique

La décantation primaire permet d'éliminer une partie de la pollution carbonée de manière gravitaire, avec un besoin en énergie électrique plus faible que celui requis par l'aération et le brassage du réacteur biologique. Celle-ci doit toutefois faire l'objet d'un dimensionnement rigoureux et son interface avec le réacteur biologique doit être considérée avec soin. En effet, la décantation primaire éliminant bien plus la pollution carbonée que la pollution azotée, elle ne doit pas engendrer de carence en carbone dans le réacteur biologique et plus particulièrement lorsqu'il s'agit de respecter la performance de traitement en NGL en zone sensible à l'azote.

Le dimensionnement optimal de la décantation primaire doit schématiquement permettre de maintenir une concentration en DCO dans l'influent du réacteur biologique équivalente à la concentration en DCO soluble dans l'influent, plus la concentration en DCO particulaire associée à la concentration en MES solubles dans l'influent (37 p. 18). En d'autres termes, le dimensionnement couramment utilisé et visant à un rendement de 60 % de la concentration en MES dans l'influent (37 p. 10), peut être préjudiciable au bon fonctionnement du réacteur biologique et à la performance de traitement en NGL[5]. Le Tableau 1-5 présente les valeurs des rendements en MES et en DCO recommandées en fonction des concentrations en NGL à atteindre dans l'effluent, telles que fixées dans directive européenne n°91/271 et dans l'arrêté du 21 juillet 2015.

[5] L'application de la valeur réglementaire de 15 $gNK \cdot EH^{-1} \cdot j^{-1}$ telle que définie dans directive européenne n°91/271 et dans l'arrêté du 21 juillet 2015 conduit à un rendement nul de la décantation primaire, en DCO et en MES. Cette valeur retenue par la réglementation vise à assurer la performance de traitement en azote aux dépends de la mise en œuvre de la décantation primaire et de son intérêt pour la performance énergétique. Des valeurs inférieures de 12 – 15 $gNK \cdot EH^{-1} \cdot j^{-1}$ peuvent être observées dans la réalité en fonction de la taille de l'agglomération, et peuvent descendre jusqu'à 8 – 9 $gNK \cdot EH^{-1} \cdot j^{-1}$ en milieu rural (37 p. 10). En conclusion, on peut retenir une valeur de 11 $gNK \cdot EH^{-1} \cdot j^{-1}$ pour le dimensionnement du procédé boues activées (33 p. 19).

Tableau 1-5 : Valeurs des rendements de la décantation primaire en fonction des concentrations en NGL à atteindre dans l'effluent

Paramètre	$C_{NGL,e}$ = 15 g·m^{-3}	$C_{NGL,e}$ = 10 g·m^{-3}
$R_{MES,121}$	0,45	0,35
$R_{DCO,121}$	0,22	0,18

Source : Valeurs issues du dimensionnement selon DVWK (34) et WEF (37)

Bien que ce dimensionnement optimal nécessite de réduire substantiellement le traitement de la pollution carbonée par décantation primaire, cette dernière présente un intérêt non négligeable pour la performance énergétique. Le besoin en énergie électrique étant uniquement lié à la rotation du pont racleur et au pompage pour le soutirage des boues primaires, il peut être estimé à 0,20 – 0,25 kWh par kgDBO_5 traité. La mise en œuvre de la décantation primaire peut permettre en conséquence de réduire la consommation en énergie électrique du procédé boues activées d'environ 10 % (34).

1.2.3 L'intérêt du traitement de l'azote par dénitrification simultanée

Le traitement de la pollution azotée de l'influent par le procédé boues activées s'effectue par la nitrification biologique du NH_4^+ par les bactéries autotrophes nitrifiantes en présence d'oxygène dissous, suivant la réaction (1-2). Cette réaction de nitrification se déroule en deux étapes successives que sont la nitritation et la nitratation (38 p. 13). La réaction de nitritation consomme 75 % de l'apport en oxygène pour la dégradation de la pollution azotée et la réaction de nitratation 25 % (39).

$$\underbrace{NH_4^+ \xrightarrow{O_2}}_{Nitritation} NO_2^- \underbrace{\xrightarrow{O_2} NO_3^-}_{Nitratation} \quad (1\text{-}2)$$

Afin d'atteindre les exigences de rejet en NGL, la nitrification biologique doit être suivie par la dénitrification biologique, suivant la réaction (1-3). Cette dernière consiste en la conversion du NO_3^- en N_2 gazeux par l'assimilation du carbone facilement biodégradable apporté par la DCO de l'influent par les bactéries hétérotrophes en milieu anoxie (38 p. 16).

$$\text{Matière organique} + \text{Bactéries} \xrightarrow{NO_3^-} \text{Bactéries} + N_2 + H_2O + CO_2 \quad (1\text{-}3)$$

Le traitement de l'azote par pré-dénitrification (Figure 1-1), ou par dénitrification simultanée (Figure 1-1 : Schéma de principe de la pré-dénitrification

), sont les plus couramment utilisés. La pré-dénitrification consiste en une zone anoxie placée en amont d'une zone aérobie. Le NO_3^- produit dans la zone aérobie est recirculé dans la zone anoxie où il est dénitrifié. La dénitrification simultanée est quant à elle réalisée dans un bassin unique dans lequel le traitement de l'azote est assuré par l'alternance de phases aérobie et anoxie.

Du point de vue énergétique la dénitrification simultanée apparaît comme moins consommatrice que la pré-dénitrification. L'apport en oxygène et la puissance d'aération sont identiques pour ces deux modes de traitement de l'azote. La différence réside dans la durée d'aération et dans la recirculation du NO_3^- (38 p. 52). En première approche, la pré-dénitrification requiert une durée d'aération de 18 heures contre 14 heures pour la dénitrification simultanée. La durée d'aération nécessaire doit toutefois être validée par le dimensionnement, sur la base de la cinétique de nitrification (§ 2.3.2, p. 42).

Par ailleurs, la recirculation du NO_3^- à hauteur de 100 % du débit de l'influent dans le cadre d'une pré-dénitrification nécessite un besoin en énergie électrique supplémentaire pour le pompage. Cette recirculation n'est pas nécessaire en dénitrification simultanée étant donné que

l'on peut considérer ce mode de traitement de l'azote comme une pré-dénitrification avec un taux de recirculation interne très élevé (34 p. 13 ; 31).

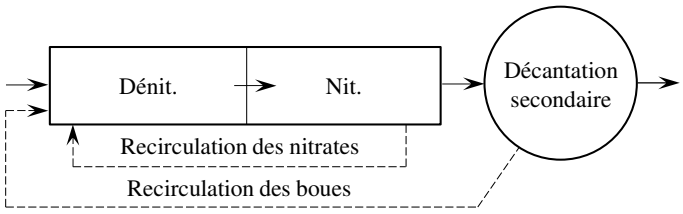


Figure 1-1 : Schéma de principe de la pré-dénitrification

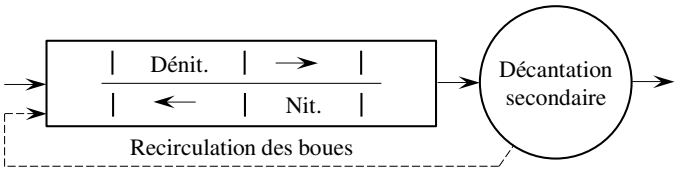


Figure 1-2 : Schéma de principe de la dénitrification simultanée

Source : traduit de DVWK (34 p. 14)

1.2.4 L'asservissement de la régulation de l'aération aux cycles de nitrification

La régulation de l'aération peut être réalisée suivant les trois modes de programmation suivants, ou par une combinaison de ceux-ci (38 pp. 37-38) :

1. En mode cyclique, pour lequel la mise en marche et l'arrêt sont déclenchés de manière prédéterminée par une horloge ; et/ou
2. En mode asservi, pour lequel la mise en marche et l'arrêt sont déclenchés par comparaison de signaux transmis par des capteurs mesurant des variations continues à des seuils prédéterminés ; et/ou
3. En mode régulé, consistant en une régulation de puissance moteur asservie à un signal issu d'un capteur.

La vitesse de nitrification étant sensible aux variations de température dans le réacteur biologique, la programmation en mode cyclique présente des risques vis-à-vis de la performance de traitement de l'azote. L'asservissement de l'aération à une mesure continue des concentrations en NH_4^+ et en NO_3^- en sortie de réacteur biologique s'avère indispensable pour assurer cette performance. De plus, ce type d'asservissement permet d'optimiser l'arrêt de l'aération par rapport à la fin réelle de chaque cycle de nitrification et de réduire le besoin en énergie électrique. Les techniques d'optimisation de l'aération développées par certains constructeurs avec un asservissement à des seuils et évolutions des concentrations en NH_4^+ et en NO_3^- permettent de réduire le besoin en énergie électrique de 15 – 30 % (11) (40). A défaut, un asservissement à des seuils ou à des évolutions du potentiel Redox et de l'oxygène dissous peut être envisagé.

Enfin, la régulation des moteurs par variateurs de fréquence permet une régulation plus fine des apports en oxygène et participe à la réduction du besoin en énergie électrique.

1.2.5 L'intérêt du traitement du phosphore par voie biologique

Les microorganismes contribuant à la dégradation de la pollution carbonée et azotée participent également à la dégradation partielle du phosphore. Cette dégradation partielle peut être estimée à environ 25 % de la pollution phosphorée de l'influent (41 p. 13). La pollution phosphorée restante peut être traitée soit par voie physico-chimique, soit par voie biologique.

Le traitement par voie physico-chimique augmente la masse de boues produites, ce qui augmente le besoin en énergie pour leur traitement. Le traitement par voie biologique seul ne

permet cependant pas d'atteindre les performances de traitement exigées, telles que définies dans le Tableau 1-1. En pratique, le traitement de la pollution phosphorée intégré au procédé boues activées consiste donc en une combinaison de ces deux types de traitement, en préférant le traitement par voie biologique.

Le traitement du phosphore par voie biologique s'effectue par une alternance de conditions anaérobies et aérobies dans un bassin anaérobiose placé en amont du réacteur biologique. Il repose sur une réabsorption de phosphore en condition aérobie plus importante que le phosphore relargué en condition anaérobie. Schématiquement, en conditions anaérobies, les bactéries déphosphatantes synthétisent des poly-β-alcanoates à partir de la DCO facilement biodégradable et de l'énergie libérée par l'hydrolyse de polyphosphates, et relarguent du phosphore. En conditions aérobies, ces poly-β-alcanoates sont oxydés, le phosphore est réabsorbé et la respiration produit l'énergie nécessaire à la régénération de polyphosphates et à la croissance des bactéries déphosphatantes.

Le traitement du phosphore par voie physico-chimique, qui devrait être uniquement considéré en complément du traitement du phosphore par voie biologique, s'effectue par la précipitation du phosphore dissous sous forme particulaire par l'adjonction d'ions métalliques. La séparation du phosphore particulaire ainsi précipité s'effectue dans le décanteur secondaire. Les réactifs les plus communément utilisés pour le traitement du phosphore par voie physico-chimique sont le chlorure ferrique ($FeCl_3$) et le sulfate d'aluminium $Al_2(SO_4)_3$.

1.3 L'intérêt des sous-produits de l'épuration pour la production et l'utilisation d'énergie renouvelable

Le traitement des eaux usées par le procédé boues activées génère des sous-produits. Ceux-ci sont principalement constitués par les boues en excès issues du traitement biologique – dites boues biologiques. En France, la production totale de boues a augmenté de 1,3 millions de tonnes de MS en 2005 à 1,8 millions de tonnes de MS en 2009 (42 p. 7), du fait notamment de l'augmentation du taux de raccordement aux stations d'épuration. Les stations d'épuration en boues activées peuvent également générer des graisses, des sables et des refus de dégrillage au niveau des prétraitements, ainsi que des boues au niveau de la décantation primaire – dites boues primaires.

Les sous-produits de l'épuration sont considérés comme des déchets au sens de la loi n°75-633 du 15 juillet 1975 relative à l'élimination des déchets (43). Cette loi rend les producteurs de ces déchets – les exploitants de stations d'épuration, juridiquement responsables de leur élimination. Pendant de nombreuses années les boues ont majoritairement fait l'objet d'épandages agricoles, encadrés par le décret n°97-133 du 8 décembre 1997 relatif à l'épandage des boues issues du traitement des eaux usées (44). Du fait de la mise en place de règles et de suivis agronomiques de plus en plus restrictifs, l'épandage agricole des boues tend aujourd'hui à être remis en question. Par ailleurs, la loi n°92-3 du 3 janvier 1992 sur l'eau a fait de ces sous-produits des déchets biodégradables et valorisables. En conséquence, ils ne peuvent plus être admis en centre de stockage des déchets ultimes depuis 2015.

La mise en application de la performance énergétique représente de fait une opportunité pour la valorisation de ces sous-produits. Pour cela, il convient de s'intéresser à la filière de traitement des sous-produits de l'épuration dans son ensemble et de considérer leur possible utilisation finale : la production d'énergie.

La Figure 1-3 présente les cinq étapes du traitement des boues et les procédés applicables pour chacune d'elles. Parmi ceux-ci, on recherchera les procédés permettant de traiter les boues avec une consommation énergétique réduite, voire en utilisant ou en produisant des énergies renouvelables, telles que définies dans la directive européenne n°2010/31/UE.

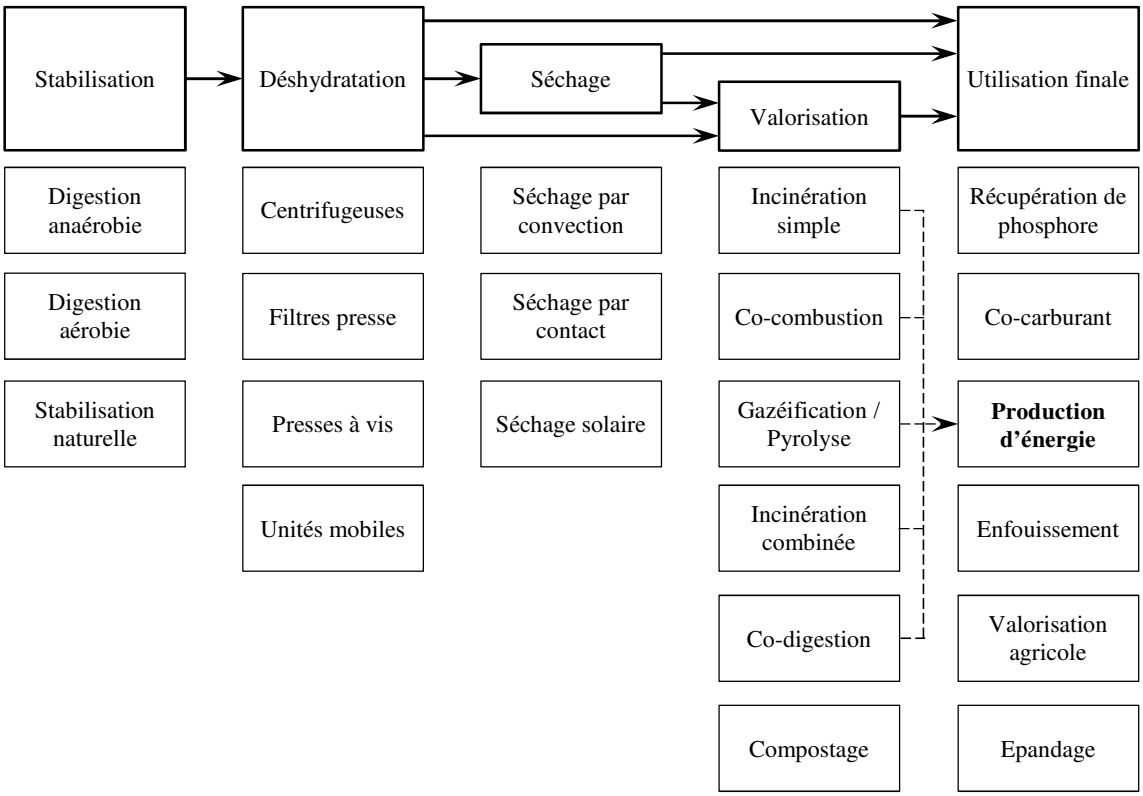


Figure 1-3 : Schéma de principe du traitement des boues d'épuration et procédés applicables

Source : traduit de GEA (45 p. 5)

1.3.1 La stabilisation par digestion anaérobie et la production d'énergie renouvelable

Hormis le compostage, tous les procédés de valorisation permettent de produire de l'énergie. La stabilisation des boues avant les étapes de déshydratation, de séchage et de valorisation étant recommandée, on s'intéressera particulièrement au procédé de valorisation par co-digestion, pour lequel la conception est identique au procédé de stabilisation biologique des boues par digestion anaérobie (45 p. 44). Outre le fait qu'elle produit un digestat stabilisé et moins fermentescible que les boues fraîches, la stabilisation par digestion anaérobie permet de réduire le volume de MS, d'améliorer les caractéristiques des boues pour la déshydratation et de réguler le débit des boues pour les étapes suivantes par effet tampon. Ce procédé présente toutefois l'inconvénient de réduire le pouvoir calorifique des boues et leur intérêt pour la production d'énergie par incinération (45 p. 8).

La stabilisation aérobie des boues dans le réacteur biologique, nécessitant d'augmenter l'âge des boues au-delà de 25 jours (34 p. 24), ne présente pas d'intérêt pour améliorer la performance énergétique du procédé boues activées. Un âge de boues élevé conduit en effet à une production de boues plus importante, ce qui nécessite plus d'énergie pour leur traitement. Par ailleurs les procédés de stabilisation naturelle comme les lits de séchage naturel ou les lits plantés de rhyzophytes, bien qu'étant très économes en énergie ne permettent pas d'en produire. Ils nécessitent d'autre part des surfaces importantes et sont par conséquent peu mis en œuvre sur des stations d'épuration de capacité nominale supérieure à 2.000 EH (42 p. 12). Enfin, la stabilisation chimique par adjonction de chaux augmente considérablement la quantité de MS et par conséquent l'OpEx pour l'évacuation des boues. Bien que largement utilisée par le passé, elle ne permet pas d'atteindre les résultats durables obtenus par les procédés de stabilisation biologique et doit être considérée comme une solution à court terme.

a. Présentation et principe du procédé de digestion anaérobie

La digestion anaérobie est un procédé de fermentation naturel mettant en jeu des réactions biochimiques complexes, comme représentées dans la Figure 1-4. Ces dernières permettent d'une part la libération de l'énergie nécessaire à la survie des bactéries en milieu anaérobie stricte, sous la forme de biogaz, et d'autre part la dégradation par ces bactéries de la matière organique du substrat introduit.

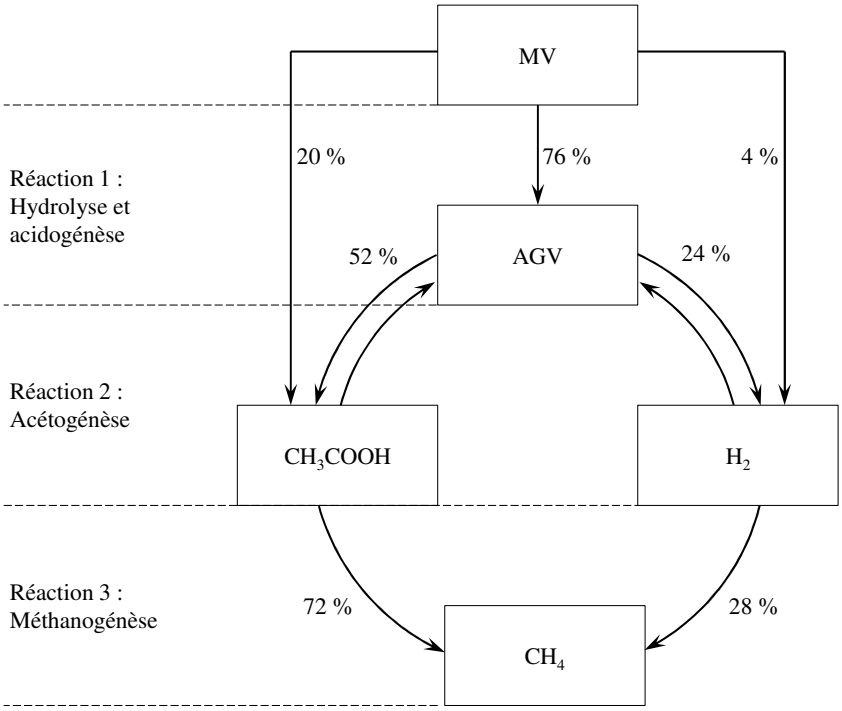


Figure 1-4 : Schéma des réactions du procédé de digestion anaérobie

Source : Davis et Cornwell (46)

Historiquement le procédé de digestion anaérobie a été essentiellement mis en œuvre pour réduire le volume des MS dans les boues dans le but de réduire l'OpEx liées à leur évacuation et à leur élimination. En première approche, cette réduction varie de 15 % à 40 % en fonction du substrat introduit en digestion anaérobie (47 p. 11).

En France, le niveau d'équipement est faible et ce procédé est principalement mis en œuvre pour des stations d'épuration de capacité nominale supérieure à 30.000 EH (48 p. 13). Les stations d'épuration constituent cependant le premier producteur de biogaz en France (49). Seules 65 stations d'épuration françaises étaient équipées de digesteur en 2010, nombre bien inférieur à celui rencontré dans les pays d'Europe du Nord, et notamment en Allemagne qui en comptait dix fois plus (50 p. 14). Cela s'explique en partie par le fait que dans ces pays la digestion anaérobie est mise en œuvre sur des stations d'épuration de capacité nominale inférieure à 10.000 EH (48 p. 13), et en partie par le fait qu'elle y est mise en œuvre dans le but de produire du biogaz, le coût de l'énergie électrique y étant supérieur (50 pp. 45-46).

b. Les substrats utilisables pour la production de méthane par digestion anaérobie

La production de méthane par digestion anaérobie est équivalente à la dégradation de la matière organique introduite. En première approche, la production théorique de méthane peut être estimée à 550 Nm^3CH_4 par TMV[6] dégradée (48 p. 15) ou à 0,35 Nm^3CH_4 par kgDCO introduite (51 p. 161). Les valeurs indicatives présentées dans le Tableau 1-6 montrent que les graisses présentent le potentiel méthanogène le plus élevé. Les boues biologiques de stations

[6] Tonne de matière volatile

d'épuration possèdent quant à elles un potentiel méthanogène moindre, du fait de la dégradation substantielle de la matière organique durant le traitement biologique. Les boues primaires, moins minéralisées, présentent un potentiel méthanogène plus élevé que les boues biologiques (50 p. 15). Ceci met en évidence l'utilité de la décantation primaire pour la production de méthane par digestion anaérobie, en plus de son intérêt pour la réduction du besoin en énergie électrique du réacteur biologique (§ 1.2.2b, p. 15).

Tableau 1-6 : Valeurs indicatives du potentiel méthanogène pour différents substrats utilisés en digestion anaérobie

Substrat	Unités	Valeurs
Graisses agroalimentaires	$Nm^3CH_4 \cdot TMV^{-1}$	855
Déchets de restauration	$Nm^3CH_4 \cdot TMV^{-1}$	500
Sang	$Nm^3CH_4 \cdot TMV^{-1}$	454
Ensilage de maïs	$Nm^3CH_4 \cdot TMV^{-1}$	340
Matières stercoraires bovines	$Nm^3CH_4 \cdot TMV^{-1}$	339
Boues biologiques de stations d'épuration	$Nm^3CH_4 \cdot TMV^{-1}$	250
Fumier de bovin	$Nm^3CH_4 \cdot TMV^{-1}$	210
Lisier de porc	$Nm^3CH_4 \cdot TMV^{-1}$	183

Source : Coop de France – FNCUMA (52)

En prenant en compte la concentration en DCO, la teneur en MV et la production théorique des substrats disponibles sur une station d'épuration en boues activées, on obtient les valeurs théoriques de leur potentiel méthanogène telles que présentées dans le Tableau 1-7.

Tableau 1-7 : Valeurs théoriques du potentiel méthanogène des substrats disponibles sur une station d'épuration en boues activées[7]

Substrat	Unités	Valeurs
Graisses	$Nm^3CH_4 \cdot TMV^{-1}$	830
Boues primaires	$Nm^3CH_4 \cdot TMV^{-1}$	415
Boues biologiques	$Nm^3CH_4 \cdot TMV^{-1}$	235

c. L'intérêt de l'épaississement préalable des boues

L'épaississement préalable des boues avant leur introduction en digestion anaérobie présente plusieurs avantages (53). Il permet de :

- Réduire le volume des boues et par conséquent le volume du digesteur ;
- Réduire les besoins en chaleur pour le chauffage des boues du fait de leur volume réduit introduit dans le digesteur ;
- Réduire les retours en tête de traitement des filtrats de la déshydratation du digestat ; et
- Réguler les volumes de boues et les variations de charges dans le digesteur.

Sur ce dernier point, l'alimentation constante et régulière du digesteur anaérobie depuis l'épaississeur est primordiale pour maintenir des conditions de températures et de concentrations optimales, et pour limiter les variations de charges pouvant être préjudiciables à

[7] Valeurs issues du dimensionnement d'une station d'épuration en boues activées traitant un influent domestique normalement dilué et équipée d'une digestion anaérobie mésophile, suivant la méthode de calcul proposée pour la simulation de la mise en application de la performance énergétique (§ 2, p. 33).

ses performances. L'épaississeur doit être dimensionné en considérant une siccité des boues introduites dans le digesteur permettant d'assurer de bonnes conditions de pompage et de brassage. Cette siccité doit être maintenue entre 4 – 6 % et une siccité supérieure à 7 % peut engendrer des problèmes de brassage du digesteur (54). Par ailleurs, un épaississement excessif peut également augmenter les concentrations de certaines substances chimiques inhibitrices de l'activité bactérienne et réduire les performances de la digestion anaérobie (55 p. 184).

d. La conception du digesteur anaérobie

La digestion anaérobie peut être réalisée (56 pp. 759-760) :

1. En une étape, non chauffé et non brassé, ce qui nécessite un temps de séjour important (30 – 60 jours) ;
2. En une étape, chauffé et brassé, ce qui améliore les performances et réduit le temps de séjour nécessaire (15 – 30 jours) ; ou
3. En deux étapes, avec une première étape identique au type précédent et une deuxième étape non chauffé et non brassée, utilisée principalement pour le stockage du digestat.

La digestion anaérobie non chauffée et non brassée est aujourd'hui rarement mise en œuvre et une préférence est donnée à la digestion anaérobie en une étape, chauffée et brassée intégralement et en permanence (57), comme représentée dans la Figure 1-5.

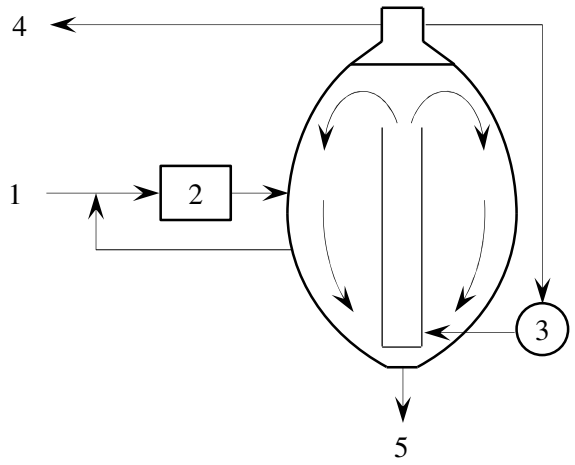


Figure 1-5 : Schéma de principe d'un digesteur anaérobie avec brassage intégral et permanent par bullage

Source : Adapté de Appels et al. (56 p. 760), Turovskiy et al. (55 p. 183), Metcalf & Eddy (57), Davis (58 p. 44)

Légende : 1. Substrat – 2. Echangeur thermique – 3. Compresseur à gaz – 4. Biogaz – 5. Digestat.

En France 70 % des digesteurs sont de forme cylindrique (47 p. 12). Dans les pays d'Europe du Nord ils sont plus couramment de forme ovoïde. Le Tableau 1-8 résume les avantages et les inconvénients de chacune d'elles. Hormis un CapEx plus élevé, la forme ovoïde présente de nombreux avantages pour l'exploitation comparativement à la forme cylindrique. Toutefois, elle ne permet pas de stocker de biogaz ce qui nécessite un volume de gazomètre plus important, de 25 – 33 % de la production journalière en biogaz (58 p. 45).

Les digesteurs cylindriques sont généralement construits en béton armé avec une protection interne en résine époxy. Leur diamètre peut varier de 6 à 40 m et leur hauteur utile de 7,5 à 14 m (58 pp. 43-44). La pente du fond d'un digesteur cylindrique devrait être de 1:12 – 1:6 afin de permettre une bonne extraction du digestat. Ces valeurs de pente sont toutefois difficiles à obtenir en construction traditionnelle en béton armé et entraînent des difficultés d'exploitation pour l'accès au fond du digesteur pour son nettoyage.

Tableau 1-8 : Comparatif des digesteurs anaérobie de forme cylindrique et ovoïde

Cylindrique	Ovoïde
Volume de stockage de biogaz élevé	Volume de stockage de biogaz presque nul
Efficacité de brassage faible	Efficacité de brassage élevée
Forte accumulation de sables et de déchets	Accumulation minimum de sables
Forte accumulation de mousses	Accumulation de mousses réduite
Construction traditionnelle	Construction spéciale
Emprise au sol plus élevée	Emprise au sol plus faible
CapEx plus faible	CapEx plus élevé

Source : traduit de Metcalf & Eddy (57)

Les digesteurs ovoïdes sont conçus avec une hauteur bien supérieure à leur diamètre. Ils peuvent atteindre jusqu'à 25 m de diamètre et 40 m de hauteur. Cette hauteur importante, mais nécessaire, peut représenter une contrainte pour l'intégration paysagère du digesteur. La pente du fond est généralement de 45° ce qui facilite l'extraction du digestat et limite l'accumulation de sables. Les digesteurs ovoïdes peuvent difficilement être construits en béton armé du fait de la nécessité de mettre en œuvre des coffrages complexes et l'on a généralement recours à une construction préfabriquée en acier vitrifié.

Le digesteur doit être impérativement confiné et couvert afin de contenir les odeurs, de maintenir la température de dimensionnement et les conditions anaérobie, et de collecter le biogaz produit. La couverture du digesteur peut être fixe ou flottante. Une couverture fixe est généralement mise en œuvre pour les digesteurs dans lesquels le niveau de substrat est maintenu constant par le soutirage du digestat et l'introduction du substrat. Une couverture flottante permet d'obtenir un volume variable de digestion et de stockage du biogaz durant les périodes où la production de biogaz dépasse la demande. Dans les deux cas, la couverture du digesteur doit être conçue et construite afin d'éliminer la possibilité d'entrée d'air engendrant un mélange explosif gaz – oxygène (§ 1.3.2b, p. 26).

Le digesteur anaérobie est naturellement brassé par la remontée de bulles de gaz et par les courants de convection thermique générés par l'introduction du substrat préchauffé. Ce brassage naturel n'est cependant pas suffisant et doit être amélioré par un brassage complémentaire [3]. Le brassage intégral et permanent du digesteur anaérobie est essentiel pour optimiser ses performances et permet de s'affranchir de l'extraction des surnageants au niveau du digesteur (56 p. 762). Celui-ci favorise le contact entre le substrat introduit et la biomasse active, uniformise la température et la concentration en substrat et prévient la formation de mousses et l'ensablement. La forme ovoïde permet d'obtenir un brassage efficace pour une dégradation des MV et une formation de biogaz optimales.

Le brassage du digesteur anaérobie peut être réalisé par :

1. Recirculation par pompage externe,
2. Brassage interne par pâles mécaniques ou,
3. Brassage interne par bullage.

Outre le fait que le brassage interne par bullage utilise une partie du biogaz produit et est moins consommateur en énergie électrique que les autres systèmes, il permet également de limiter la formation de mousses et est moins sujet aux dysfonctionnements (bouchage, blocage, usure des pâles, fuites de gaz aux joints des pompes). Ceci explique qu'il est le système de brassage majoritairement mis en œuvre. (48 p. 21).

e. L'exploitation du digesteur anaérobie

Les réactions mises en œuvre au cours de la digestion anaérobie sont naturelles et sensibles à la variation de nombreux paramètres. L'exploitation du digesteur anaérobie nécessite de surveiller et de contrôler ces variations afin de maintenir des conditions stables. La digestion anaérobie peut notamment devenir temporairement instable du fait de variations soudaines de la température, de la charge organique, de la composition du substrat introduit ou de l'introduction d'éléments toxiques inhibiteurs. En règle générale, une diminution de la production de méthane et une augmentation de la teneur en CO_2 du biogaz est la conséquence d'une augmentation de la concentration en AGV et d'une diminution de l'alcalinité et du pH dans le digesteur. Une suraccumulation en AGV entraîne un déséquilibre des voies métaboliques et provoque une indigestion des bactéries acétogènes, qui n'arrivent plus à utiliser les AGV produits lors de l'acidogénèse.

Afin d'assurer le bon fonctionnement de la digestion anaérobie, il convient notamment d'éviter toute variation de température supérieure à 0,6 °C et de maintenir le pH entre 6,6 – 7,4. Il est par ailleurs recommandé de suivre les paramètres suivants (55 pp. 205-206) :

- Substrat : MS, MV, pH, alcalinité, température ;
- Digestat : MS, MV, AGV, alcalinité, température ; et
- Biogaz : teneur en CH_4, CO_2 et H_2S.

Par ailleurs, des problèmes de colmatage, de corrosion et de moussage peuvent être rencontrés lors de l'exploitation de la digestion anaérobie (50 p. 38).

Le colmatage peut être dû à la présence de filasses du fait de la défaillance des prétraitements de la station d'épuration. Dans le cas de l'introduction de co-substrats extérieurs pour la co-digestion, le prétraitement de ceux-ci est également indispensable. Le colmatage en lien avec la formation et le dépôt de struvite est également à surveiller. La struvite précipite dans le digesteur lorsque la concentration de la biomasse dépasse la solubilité du phosphate de magnésium et d'ammonium selon les conditions de pH et de température de la digestion. La struvite n'est pas préjudiciable au bon fonctionnement de la digestion anaérobie en tant que telle mais ses particules extrêmement dures peuvent endommager les pompes et colmater les tuyauteries. Elle peut être prévenue en précipitant le phosphore des boues par l'adjonction de $FeCl_3$ tout en prenant garde de maintenir une concentration en phosphore suffisante pour les besoins des bactéries anaérobie (55 pp. 209-210).

Les problèmes de corrosion peuvent être liés à la présence de H_2S en quantité variable dans le biogaz. La corrosion touche principalement les canalisations et les parois présentes dans la zone de variation du niveau de digestat, pour lesquelles il convient d'utiliser les matériaux adéquats (acier inoxydable, résine époxy). L'adjonction de sels de fer permet là aussi de prévenir la formation de H_2S.

Le moussage est en général causé par une surcharge du digesteur ou par la présence de détergents dans le substrat. Il peut entraîner le blocage du système de brassage voire générer des surpressions ce qui peut sérieusement endommager la couverture du digesteur.

f. Le maintien de la température de dimensionnement de la digestion anaérobie

Le maintien de la température de dimensionnement de la digestion anaérobie est impératif pour assurer ses performances et la production de méthane est tributaire de la température du substrat introduit et de la température extérieure. Le substrat peut être chauffé avec la chaleur produite par cogénération à partir du biogaz, compensée par un échangeur thermique [2] dans lequel est recirculée un partie du digestat. La conception et le dimensionnement du digesteur doivent par conséquent intégrer son bilan thermique (§ 2.6.2, p. 49). Ce dernier doit d'une part définir dans quelle mesure le biogaz produit peut être utilisé pour chauffer le substrat introduit en digestion, et d'autre part considérer les pertes thermiques liées à la construction du digesteur et à son isolation thermique.

La plupart des digesteurs anaérobie sont dimensionnés et exploités dans une gamme de températures de 30°C – 38°C. Les bactéries qui croissent dans cette gamme de températures sont dites mésophiles. Un autre groupe de microorganismes, dit thermophile, pouvant être utilisé pour la digestion anaérobie, croît dans une gamme de températures de 50°C – 57°C.

Les bactéries mésophiles nécessitent une exploitation moins fine et une consommation énergétique moins importante pour le maintien de la température de dimensionnement de la digestion anaérobie (47 p. 13). Comparativement, la digestion anaérobie thermopile permet des réactions et une dégradation des MV plus rapides et une meilleure destruction des éléments pathogènes. Ces avantages ne sont toutefois pas avérés dans la pratique (55 p. 185), la digestion anaérobie thermophile :

- Nécessitant plus d'énergie pour maintenir la température de dimensionnement ;
- Générant des surnageants et des filtrats avec des concentrations en matières dissoutes plus élevées ;
- Pouvant potentiellement dégager plus d'odeurs ;
- Etant plus sensible aux variations de températures ce qui peut nuire aux performances ; et
- Produisant un digestat de qualité moindre pour la déshydratation.

1.3.2 La production d'énergie à partir du biogaz

a. La cogénération par moteur à gaz

L'alinéa 13 de l'article 2 de la directive européenne n°2010/31/UE définit la cogénération comme « *la production simultanée, en un seul processus, d'énergie thermique et électrique et/ou mécanique* ». Le biogaz produit par digestion anaérobie peut être valorisé par cogénération sous forme de chaleur ou d'électricité suivant les rendements moyens pour les équipements de valorisation de biogaz présentés dans le Tableau 2-8 (p. 50). Toutefois, en France, une minorité des stations d'épuration équipées de digesteur anaérobie réalisent une cogénération (50 p. 45).

La teneur en méthane du biogaz de station d'épuration est de l'ordre de 65 – 70 % et est relativement stable (§ 2.6.1, p. 48). Celle-ci étant supérieure à la teneur en méthane minimum nécessaire au fonctionnement des moteurs à gaz (40 – 45 %), ces derniers s'avèrent être la technologie la mieux adaptée pour la production d'énergie sur les stations d'épuration. Les turbines nécessitant une teneur en méthane moindre (35 %) sont à préférer pour la valorisation de gaz pauvres (59 p. 131;136).

Les moteurs à gaz présentent par ailleurs un meilleur rendement électrique et une gamme de puissance plus étendue que les turbines à gaz. Il est à noter toutefois que leur rendement diminue pour des puissances faibles. Il convient également de considérer les besoins en chaleur, notamment pour le chauffage du digesteur, et que leur rendement thermique est d'autant plus faible que leur rendement électrique est élevé. On recherchera par conséquent le meilleur compromis entre le besoin en chaleur et le besoin en électricité, ce dernier étant à privilégier.

Une unité de cogénération par moteur à gaz se compose, comme représentée dans la Figure 1-6, d'un moteur à gaz [2], d'un alternateur [4] et des circuits de récupération de chaleur [3]. L'énergie mécanique du moteur produite à partir du brûlage du biogaz [1] est transformée en électricité [5] par l'alternateur. L'unité de cogénération est raccordée au réseau public d'électricité [6]. L'énergie thermique produite par le moteur sur le circuit d'échappement [7], d'eau de refroidissement et d'huile de lubrification est récupérée pour le chauffage du digesteur [8], voire pour d'autres parties de la station d'épuration.

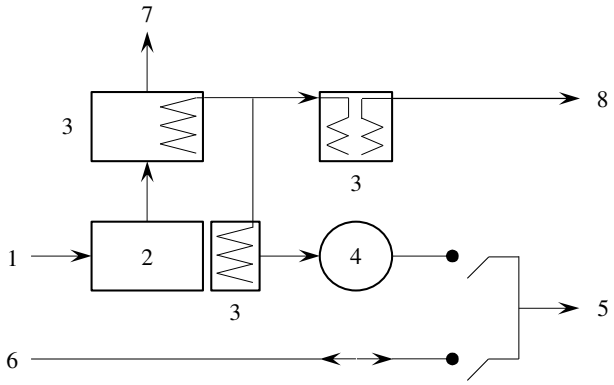


Figure 1-6 : Schéma de principe d'une unité de cogénération avec moteur à gaz

Source : adapté de SCHNEIDER ELECTRIC (60)

Légende : 1. Biogaz – 2. Moteur à gaz – 3. Echangeur thermique – 4. Alternateur – 5. Utilisation d'électricité – 6. Réseau électrique – 7. Echappement – 8. Utilisation de chaleur.

D'autre part, le biogaz produit par digestion anaérobie contient du sulfure d'hydrogène et de la vapeur d'eau. Le sulfure d'hydrogène est particulièrement corrosif et extrêmement toxique à faibles concentrations. Le biogaz doit par conséquent être purifié avant son utilisation par les équipements de cogénération. L'adjonction de $FeCl_3$ dans le digesteur, en plus de prévenir la formation de struvite et la corrosion (§ 1.3.1e, p. 24), présente également l'intérêt de réduire la formation de H_2S dans le biogaz (59 p. 130).

Enfin, le traitement du H_2S est d'autant plus important qu'il peut générer des dysfonctionnements du pot catalytique. La mise en œuvre de ce dernier est recommandée pour respecter les VLE fixées dans la circulaire du 10 décembre 2003 relative aux installations classées : installations de combustion utilisant du biogaz (61).

b. Installation classée pour l'environnement et risque d'explosion

Les installations de combustion et les gazomètres relèvent respectivement des rubriques 2910B et 4310 de la réglementation ICPE, ce qui induit des exigences réglementaires supplémentaires liées notamment au régime d'enregistrement ou d'autorisation, prévues par l'arrêté du 24 septembre 2013, relatif aux prescriptions générales applicables aux installations relevant du régime de l'enregistrement au titre de la rubrique n°2910-B (62), et par le décret n°2014-285 du 3 mars 2014, modifiant la nomenclature des ICPE (63). Par principe, l'acceptabilité des risques doit être démontrée préalablement à leur mise en œuvre.

Les digesteurs et les gazomètres sont considérés comme des ouvrages à risque d'explosion. Le biogaz et l'air ne doivent pas être mélangés du fait du risque de feu et d'explosion. L'explosivité est définie par une LIE et une LSE. Les mélanges de méthane et d'air qui ont une concentration basse telle qu'ils sont inflammables se situent en dessous de la LIE. Les mélanges qui ont une concentration haute telle qu'ils restent inflammables jusqu'à ce que plus d'air soit ajouté se situent au-dessus de la LSE. Les valeurs correspondantes au méthane sont LIE : 5 % par volume et LSE : 15 % par volume (64). Ces valeurs doivent être strictement surveillées et contrôlées lors de l'exploitation du digesteur, du gazomètre et du moteur à gaz.

La directive européenne n°1999/92/CE du 16 décembre 1999 (65) – dite directive ATEX, transposée en France par les décrets n°2002-1553 (66) et n°2002-1554 (67) du 24 décembre 2002, fixent respectivement les dispositions applicables aux exploitants et aux maîtres d'ouvrages pour la prévention des explosions. Il appartient notamment aux maîtres d'ouvrages de déterminer les zones à risques et de les classer.

On retiendra que (47 p. 23) :

- L'intérieur des ouvrages et des équipements doit être considéré comme zone ATEX gaz 0 ;
- L'extérieur des ouvrages et des équipements doit être classé comme zone ATEX gaz 1, sauf pour la partie haute du digesteur et le local du compresseur pour la réinjection du biogaz et le brassage du digesteur qui peuvent être classés comme zone ATEX gaz 2.

La conception du digesteur, du gazomètre et du moteur à gaz doit par ailleurs prévoir des mesures techniques pour prévenir le risque d'explosion. Il convient notamment d'installer le brûleur des gaz en excès à plus de 15 m du digesteur et du gazomètre. Ces mesures techniques consistent également en la mise en place de soupapes de dépression et de sécurité, de clapets d'évacuation, d'antiretours de flamme et de vannes d'isolement thermique sur les tuyauteries de collecte du biogaz. Les zones de travail doivent d'autre part être pourvues d'interrupteurs, de dispositifs d'éclairage et d'un système de ventilation forcée antidéflagrants ainsi que de détecteurs de méthane, d'oxygène et de sulfure d'hydrogène équipés d'alarme lumineuse et sonore.

Enfin, le personnel d'exploitation doit recevoir une formation appropriée et disposer de masques auto-sauveteurs et des équipements de protection individuels adéquats.

1.3.3 La déshydratation et le séchage des boues : une optimisation énergétique nécessaire[8]

Le traitement des boues représente en moyenne 11 % du besoin en énergie électrique total d'une station d'épuration en boues activées, soit le deuxième poste le plus énergivore (39). Ce besoin en énergie est notamment lié à la masse de boues produites et à la quantité d'eau à extraire de celles-ci, autrement dit des siccités dans l'influent et dans l'effluent du traitement des boues. Le traitement des boues est schématiquement constitué d'une déshydratation suivi éventuellement d'un séchage. La déshydratation des boues utilise de l'énergie électrique pour éliminer l'eau dite libre, située entre les flocs, qui constitue 70 % de l'eau présente dans les boues extraites. Le séchage des boues utilise principalement de la chaleur afin de compléter la déshydratation par l'élimination d'une partie de l'eau dite liée – 20 %, et de l'eau dite interne – 10 %, qui nécessite une énergie beaucoup plus importante (42 p. 15).

La déshydratation des boues peut être réalisée avec différents procédés dont les valeurs indicatives des siccités atteignables et des consommations électriques spécifiques sont présentées dans le Tableau 2-4 (p. 46). Parmi ceux-ci, les presses à vis présentent le besoin en énergie électrique le plus faible.

Les procédés de séchage par convection ou par contact nécessitent en moyenne 80 $kWh \cdot TEE^{-1}$ en énergie électrique et 865 $kWh \cdot TEE^{-1}$ en chaleur (45 p. 25). Suivant les valeurs présentées dans le Tableau 2-5 (p. 47), le procédé de séchage solaire nécessite en moyenne 65 $kWh \cdot TEE^{-1}$ en énergie électrique et éventuellement 90 $kWh \cdot TEE^{-1}$ en chaleur avec un plancher chauffant. Ce procédé est donc le plus pertinent pour l'éventuelle mise en œuvre d'un séchage des boues.

a. Déshydratation par presse à vis

En France, la déshydratation des boues est réalisée à 65 % par centrifugeuses (68 p. 6). Ce procédé apparaît comme étant le plus consommateur en énergie électrique (1,0 – 1,6 $kWh \cdot m^{-3}$). Par ailleurs, les centrifugeuses, ainsi que les filtres presses ou les filtres à bandes, figurent parmi les plus consommateurs en floculant, nécessaires pour le conditionnement des boues (6 – 12 $kg \cdot TMS^{-1}$). Enfin, les centrifugeuses sont particulièrement sensibles à l'abrasion (45 p. 14).

[8] Dans le cadre de ce mémoire le digestat est assimilé aux boues.

Comparativement, la déshydratation par presse à vis présente un avantage conséquent vis-à-vis de la mise en application de la performance énergétique, puisque qu'elle requiert 0,2 – 0,3 $kWh \cdot m^{-3}$ pour les mêmes performances que les centrifugeuses en termes de siccité atteinte (20 – 35 %). Par ailleurs, ce procédé utilise une vis sans fin laissant un espace libre important entre celle-ci et la surface de filtration, comme présenté dans la Figure 1-7. Il est par conséquent moins sensible à l'abrasion que les centrifugeuses. Enfin, il consomme moins de floculant (0,01 $kg \cdot TMS^{-1}$).

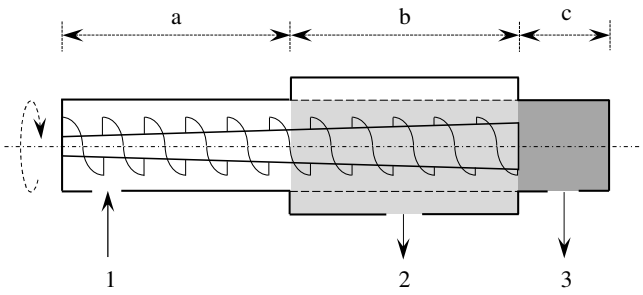


Figure 1-7 : Schéma de principe de la déshydratation par presse à vis

Source : adapté de SUEZ (69)

Légende : a. Zone d'épaississement – b. Zone de déshydratation – c. Zone de pressage – 1. Boues épaissies conditionnées aux polymères – 2. Filtrat – 3. Boues déshydratées.

b. Présentation et principe du procédé de séchage solaire

Le séchage solaire est un procédé récent qui fait l'objet d'améliorations constantes par les constructeurs. Ce procédé bénéficie d'un engouement grandissant des acteurs de l'eau et de l'environnement notamment du fait qu'il utilise une source d'énergie renouvelable – le soleil, mais également car il permet de réduire efficacement le volume des boues avec un OpEx économique. De plus, par la siccité finale moyenne de 70 % qu'il permet d'atteindre (42 p. 12), il présente l'avantage de sécuriser le traitement des boues en autorisant leur incinération en cas de fortes contraintes pour l'épandage. En tout état de cause et quelle que soit l'évacuation des boues, la réduction de leur volume est un atout considérable pour la réduction de l'OpEx.

En France, les premières installations de séchage solaire ont été construites dans le début des années 2000. En 2009, le parc français s'élevait à 130 installations, dont 55 % sur des stations d'épuration de capacité nominale inférieure à 10.000 EH. A l'étranger, on trouve des installations de séchage solaire sur des stations d'épuration de capacité nominale supérieure à 500.000 EH (42 p. 9;39).

Le séchage peut être réalisé en serre ouverte ou en serre fermée. Dans le cas d'une serre ouverte, le renouvellement d'air s'effectue par tirage naturel. Cette configuration nécessite moins d'énergie électrique par rapport au séchage en serre fermé pour lequel une extraction d'air forcée est requise. Le séchage en serre ouverte ne permet toutefois pas d'assurer les performances du séchage en serre fermée, le taux de renouvellement d'air n'étant pas maîtrisé. Par ailleurs, un plancher chauffant peut être mis en œuvre dans une serre fermée afin de maintenir les performances de séchage constantes tout au long de l'année. On préférera donc le séchage en serre fermée, comme montré par la Figure 1-8, par rapport au séchage en serre ouverte.

Le procédé de séchage solaire consiste, selon un cycle annuel, à introduire et à étaler les boues préalablement déshydratées [1] dans une serre dans laquelle est reproduit l'effet de serre. Celui-ci repose sur :

- Le rayonnement solaire et le rayonnement infrarouge émis par le matériau transparent de la serre [3] [4] ;

- Le maintien d'une température intérieure dans la serre supérieure à la température extérieure notamment par la réflexion et le chauffage par les boues [6] [7] ; et
- Le renouvellement de l'air [2] [11] qui permet d'évacuer la vapeur d'eau issue du séchage et de maintenir un taux d'humidité relative faible dans la serre.

Le séchage s'effectue en trois phases successives comme suit (42 p. 16) :

1. La phase de réchauffement des boues, jusqu'à ce qu'elles atteignent la température intérieure de la serre ;
2. La phase de séchage, durant laquelle l'eau liée disponible à la surface des boues s'évapore [8] – dit régime superficiel ; et
3. La phase de ralentissement, lorsque l'eau interne restante dans les boues ne remonte plus à sa surface.

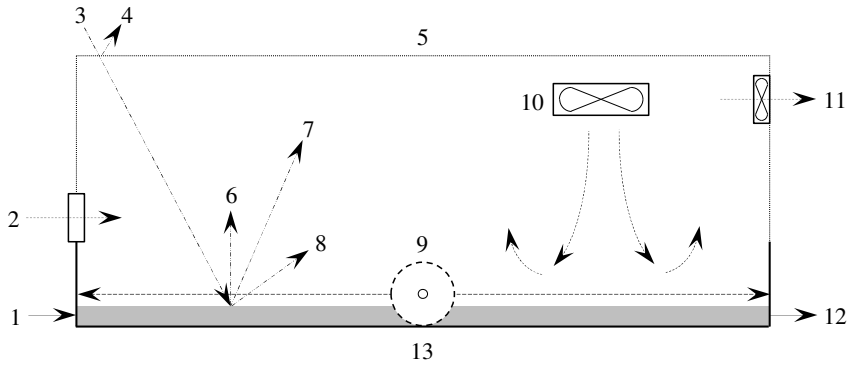


Figure 1-8 : Schéma de principe du séchage solaire en serre fermée

Source : adapté de Brison et al. (42 p. 17)

Légende : 1. Boues déshydratées – 2. Entrée d'air frais – 3. Radiation solaire – 4. Réflexion de la radiation solaire par la serre – 5. Matériau transparent – 6. Réflexion de la radiation solaire par les boues – 7. Chauffage de la serre par les boues – 8. Evaporation – 9. Equipement de retournement des boues – 10. Ventilation de déstratification – 11. Extraction d'air forcée – 12. Boues séchées – 13. Radier et murs en béton.

c. Le retournement des boues

Le retournement des boues dans la serre [9] est déterminant pour optimiser la phase de séchage. Il permet (70 p. 14) :

1. D'étaler les boues sur toute la surface de la serre ;
2. D'oxygéner les boues et de les maintenir en milieu aérobie afin de limiter les réactions de fermentation anaérobie et les nuisances olfactives ;
3. De renouveler et d'augmenter la surface d'échange air – boues, ce qui améliore l'évaporation durant la phase de ralentissement ; et
4. D'homogénéiser la température des boues.

Le choix de l'équipement de retournement des boues conditionne le fonctionnement du sécheur ainsi que son besoin en énergie électrique. On distingue deux modes de fonctionnement en lien avec celui-ci :

1. En couloir, pour lequel les boues introduites à une extrémité sont déplacées lentement sur la longueur de la serre à chaque passage d'un pont, travaillant sur toute sa largeur. Les boues séchées sont évacuées à l'autre extrémité ; ou
2. A mélange de boues, pour lequel les boues déshydratées introduites sont mélangées aux boues en cours de séchage par un équipement travaillant sur une surface ponctuelle et se déplaçant de manière aléatoire dans le sécheur. Ce mode de fonctionnement présente l'avantage de permettre l'introduction et l'évacuation des boues du même côté du sécheur en cas de contrainte d'accès.

d. Le renouvellement d'air et la ventilation

Plus le taux d'humidité relative est faible, plus le potentiel évaporatoire augmente. Le maintien d'un taux d'humidité relative faible dans une serre fermée nécessite un renouvellement d'air et une ventilation efficace de celle-ci. La régulation de la ventilation dépend des conditions climatiques à l'intérieur et à l'extérieur de la serre, ce qui nécessite un asservissement à des capteurs mesurant les paramètres suivants : température, degré hygrométrique, rayonnement solaire et vitesse du vent.

Le renouvellement d'air est assuré par une entrée d'air frais [2] et une extraction forcée [11], installées en façade. Celles-ci doivent permettre d'assurer un taux de renouvellement de 10 – 20 fois le volume de la serre par heure (42 p. 21). Le besoin en énergie électrique pour le renouvellement d'air dépend par conséquent du volume de la serre. D'autre part, l'évaporation est améliorée par une ventilation de déstratification [10] qui permet d'homogénéiser l'air à l'intérieur de la serre et d'envoyer l'air chaud, du haut de la serre vers la surface d'échange air – boues, ce qui permet d'augmenter les échanges convectifs à la surface des boues. La puissance unitaire des ventilateurs de déstratification est de l'ordre de 0,25 – 1,00 kW et le nombre de ceux-ci dépend de la surface de la serre et de sa conception (42 p. 21).

1.4 Dans quelle mesure les stations d'épuration en boues activées peuvent-elles être adaptées pour la mise en application de leur performance énergétique ?

1.4.1 Une filière de traitement type comme réponse technologique

Bien que les stations d'épuration en boues activées soient moins consommatrices en énergie que les autres procédés intensifs (§ 1.2.1, p. 13), elles n'en demeurent pas moins soumises aux exigences de performance énergétique. Leur adaptation pour la mise en application de la performance énergétique doit permettre de répondre aux exigences fixées par la loi n°2015-992 (§ 1.1.2c, p. 13) tout en maintenant les performances de traitement imposées par l'arrêté du 21 juillet 2015 (§ 1.1.1, p. 10).

Cette adaptation peut être envisagée en considérant la filière de traitement type représentée dans la Figure 1-9 qui intègre les différents procédés identifiés, d'une part pour la filière de traitement des eaux (§ 1.2, p. 13), et d'autre part pour la filière de traitement des sous-produits de l'épuration (§ 1.3, p. 18).

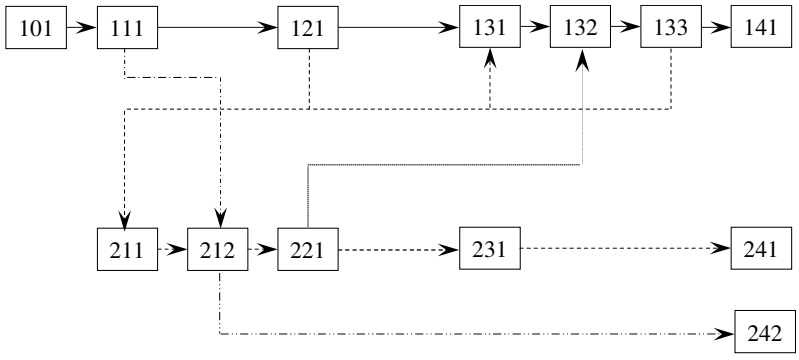


Figure 1-9 : Schéma de principe de la filière de traitement type proposée pour la mise en application de la performance énergétique

Eau *Boues* *Graisses* *Filtrats* *Biogaz*

Légende : 101. Influent – 110. Prétraitement – 111. Dessableur / Dégraisseur – 120. Traitement primaire – 121. Décanteur primaire – 130. Traitement secondaire – 131. Bassin anaérobiose – 132. Réacteur biologique – 133. Décanteur secondaire – 141. Effluent – 210. Stabilisation /

Valorisation – 211. Epaississeur – 212. Digesteur anaérobie mésophile – 220. Déshydratation des boues – 221. Presse à vis – 230. Séchage des boues – 231. Sécheur solaire – 240. Utilisation finale – 241. Evacuation des boues – 242. Cogénération.

1.4.2 Procédés applicables pour la réduction des énergies non renouvelables

La réduction de la consommation énergétique doit tout d'abord être envisagée par l'adaptation du réacteur biologique [132] qui est le premier consommateur d'énergie (§ 1.2.1, p. 13). Celle-ci repose principalement sur la mise en œuvre :

- D'une aération par insufflation d'air fines bulles tout en considérant la forme et le brassage du réacteur biologique (§ 1.2.2a, p. 15) ;
- D'une décantation primaire [121] permettant de traiter la pollution carbonée avec une consommation énergétique réduite (§ 1.2.2b, p. 15).
- Du traitement de la pollution azotée par dénitrification simultanée (§ 1.2.3, p. 16) ;
- D'une automatisation optimale de l'aération par un asservissement à des seuils et à l'évolution des concentrations en NH_4^+ et en NO_3^- dans l'effluent du réacteur biologique (§ 1.2.4, p. 17) ; et
- Du traitement de la pollution phosphorée par voie biologique (§ 1.2.5, p. 17).

La réduction de la consommation énergétique doit par ailleurs être envisagée en agissant sur la filière de traitement des boues qui représente le deuxième consommateur d'énergie (§ 1.3.3, p. 27). A ce titre la déshydratation des boues [221] doit être réalisée par presse à vis tout en considérant la siccité finale des boues à atteindre pour leur évacuation [241].

Si un séchage des boues [231] est nécessaire, on préfèrera le procédé de séchage solaire moins consommateur en énergie que les procédés de séchage thermique. Dans ce cas, la surface de séchage nécessaire devra être disponible et la siccité à atteindre par la déshydratation devra être adaptée au procédé de séchage.

1.4.3 Procédés applicables pour l'augmentation de la part des énergies renouvelables

a. La production d'énergie renouvelable

La production d'énergie renouvelable sur les stations d'épuration en boues activées repose essentiellement sur la stabilisation – valorisation des sous-produits de l'épuration. Ceux-ci représentent en effet un substrat à partir duquel le procédé de digestion anaérobie [212] produit du biogaz (§ 1.3.1, p. 19). Le biogaz, considéré comme source d'énergie renouvelable au titre de la directive européenne n°2010/31/UE (§ 1.1.2b, p. 12), peut être valorisé en électricité et en chaleur [242] par cogénération par moteur à gaz (§ 1.3.2, p. 25).

Parmi les sous-produits de l'épuration utilisables pour la production de biogaz par digestion anaérobie (§ 1.3.1b, p. 20), les graisses possèdent le potentiel méthanogène le plus élevé. La mise en œuvre d'un dégraisseur [111] sur la filière de traitement des eaux est par conséquent très pertinente. Par ailleurs, les boues primaires possèdent un potentiel méthanogène plus élevé que les boues biologiques car elles sont moins minéralisées. En plus de permettre la réduction du besoin en énergie électrique du réacteur biologique, la décantation primaire [121] représente également un avantage pour la production d'énergie renouvelable.

b. L'utilisation d'énergies renouvelables

L'énergie solaire est considérée comme source d'énergie renouvelable au titre de la directive européenne n°2010/31/UE (§ 1.1.2b, p. 12). En plus de réduire le besoin en chaleur pour le séchage des boues, le procédé de séchage solaire représente donc une alternative intéressante pour atteindre l'objectif fixé pour la part des énergies renouvelables dans la consommation d'énergie des stations d'épuration. Par ailleurs, son association à la digestion anaérobie conduit à la mise en œuvre de surfaces de séchage moins importantes du fait d'un

volume de MS réduit et diminue substantiellement les risques d'émissions olfactives, le digestat étant moins fermentescible que les boues d'épuration non digérées.

1.4.4 Considérations économiques de la mise en application de la performance énergétique

a. L'intérêt économique de la mise en application de la performance énergétique

Selon l'alinéa 10 de la directive européenne n°2010/31/UE les exigences minimales de la loi n°2015-992 (§ 1.1.2b, p. 12) *« devraient être fixées en vue d'atteindre l'équilibre optimal en fonction des coûts entre les investissements à consentir et les dépenses énergétiques économisées sur la durée de vie du bâtiment »*. En d'autres termes, le niveau de performance énergétique exigé devrait entraîner les coûts les plus bas sur la durée de vie économique estimée de l'ouvrage. Il convient par conséquent d'établir le bilan économique pour chaque projet, en intégrant le CapEx et l'OpEx des procédés identifiés : la digestion anaérobie [212], la cogénération [242] et éventuellement le séchage solaire [231]. L'OpEx devra inclure les coûts de l'énergie et les économies et bénéfices provenant de l'énergie produite ou de l'utilisation d'énergies renouvelables par ces procédés.

En première approche, en considérant un besoin en énergie électrique spécifique réelle du procédé boues activées de 2,2 – 3,2 kWh par $kgDBO_5$ traité (§ 1.2.1, p. 13), les exigences minimales doivent conduire à réduire ce besoin de 50 % en le couvrant par la production et l'utilisation d'énergies renouvelables à hauteur de 32 % minimum du besoin total. En prenant en compte la valeur réglementaire de 60 $gDBO_5 \cdot EH^{-1} \cdot j^{-1}$ et un rendement minimum à atteindre sur le paramètre DBO_5 de 70 – 80 %, tels que stipulés dans la directive européenne n°91/271 (Tableau 1-1, p. 11), ainsi qu'un coût moyen de l'électricité de 0,07 $€ \cdot kWh^{-1}$ (9 p. 13) (50 p. 46), on en déduit un objectif à atteindre de 0,06 – 0,11 $kWh \cdot EH^{-1} \cdot j^{-1}$, soit une économie attendue de 0,6 – 1,0 $€ \cdot EH^{-1} \cdot an^{-1}$ (71).

Concernant le bénéfice provenant de l'énergie produite, le bilan économique doit intégrer les tarifs d'achat de l'électricité. La régulation de ces tarifs a été introduite par la directive européenne n°96/92 du 19 décembre 1996 relative au marché intérieur de l'électricité (72), transposée en France par l'arrêté du 10 juillet 2006 fixant les conditions d'achat de l'électricité produite par les installations qui valorisent le biogaz (73). Cet arrêté a découlé sur des tarifs d'achat de l'électricité plus attractifs et qui permettent d'inciter à la production d'électricité, notamment par la mise en place de primes à la méthanisation et à l'efficacité énergétique. En retenant un tarif d'achat moyen de l'électricité de 0,10 $€ \cdot kWh^{-1}$ (50 p. 46) (74), la recette attendue serait de 1,0 – 1,7 $€ \cdot EH^{-1} \cdot an^{-1}$.

b. CapEx et Opex de la production et de l'utilisation d'énergies renouvelables sur les stations d'épuration en boues activées

En France, l'état des lieux et les études réalisées sur la digestion anaérobie n'apportent que peu de données concernant le CapEx (47 p. 39) (50 pp. 42-43) ou présentent des chiffres qui devraient être actualisés (48 pp. 31-33). Ceci s'explique par le peu de retour d'expérience lié au faible nombre d'installations de digestion anaérobie. Sur la base de ces travaux on peut toutefois estimer que le CapEx est de l'ordre de 720 $€ \cdot m^{-3}$ de digesteur, assumé de forme cylindrique. Cette valeur est cohérente avec celles fournies dans la littérature allemande (45 p. 8), qui mentionne un CapEx de l'ordre de 600 – 1.000 $€ \cdot m^{-3}$ de digesteur de forme ovoïde.

Par ailleurs on peut estimer que l'exploitation de la digestion anaérobie requiert environ 8 – 10 $h \cdot mois^{-1}$ (45 p. 8). L'OpEx reste par conséquent réduit en fonctionnement normal. Il peut être estimé à 18 – 39 $€ \cdot TMS^{-1}$ introduite en digestion (48 p. 32). De plus, la digestion anaérobie permet d'économiser environ 23 $€ \cdot TMS^{-1}$ déshydratée (48 p. 33). Toutefois, il convient de considérer les opérations de maintenance lourdes, telle que la vidange du digesteur. Sur la base d'une production de 18 $kgMS \cdot EH^{-1} \cdot an^{-1}$ et d'un amortissement sur 20 ans, le coût annuel de la digestion anaérobie peut être estimé à 56 – 160 $€ \cdot TMS^{-1}$ (50 p. 44).

Le CapEx de la cogénération dépend de la puissance du moteur à gaz. Il varie de 2.000 €·kW^{-1} pour les petites puissances à 700 €·kW^{-1} pour les grosses puissances, auquel il convient d'ajouter le génie civil et les réseaux de chaleur (59 p. 101). La conduite d'une unité de cogénération par moteur à gaz demande environ 30 h·mois^{-1}, soit un coût de personnel d'exploitation d'environ 900 €·mois^{-1}, auquel il faut ajouter les coûts de maintenance et de consommables s'élevant approximativement à 0,02 €·kWh^{-1} (59 p. 102).

Le CapEx du séchage solaire peut être estimé sur la base de la surface de séchage mise en œuvre à environ 280 – 400 €·m^{-2} (45 p. 24), celui-ci variant en fonction du type de serre, et d'un éventuel plancher chauffant. L'exploitation du sécheur solaire nécessite environ 20 h·mois^{-1} (42 p. 52) soit un coût de personnel d'exploitation d'environ 600 €·mois^{-1}, celui-ci pouvant augmenter si l'alimentation en boues du sécheur n'est pas automatisée.

2. Méthode de calcul proposée pour la simulation de la mise en application de la performance énergétique

Le premier paragraphe (§ 2.1) présente l'objectif et le principe de la méthode de calcul proposée pour simuler la mise en application de la performance énergétique des stations d'épuration en boues activées, en s'appuyant sur la filière de traitement type identifiée et sur les différents standards et documents de référence applicables à ces procédés. Dans le but d'établir le bilan énergétique, cette méthode repose schématiquement et successivement sur : l'établissement du bilan des concentrations en DCO, MES et N (§ 2.2) ; le calcul du besoin en énergie électrique du réacteur biologique (§ 2.3) ; le calcul de la production et des volumes des substrats disponibles sur les stations d'épuration en boues activées (§ 2.4) ; le calcul du besoin en énergie du traitement des boues (§ 2.5) ; et le calcul de la production de méthane par digestion anaérobie et d'énergie par cogénération (§ 2.6).

2.1 Présentation de la méthode de calcul

2.1.1 Objectif

L'objectif de la simulation par le calcul présentée dans ce mémoire est de conclure sur la faisabilité technique de la mise en application de la performance énergétique en considérant les exigences minimales fixées par la loi n°2015-992 (§ 1.1.2c, p. 13), qui imposent :

1. De réduire la consommation des énergies non renouvelables de 50 %, dont les principaux consommateurs sont le réacteur biologique et le traitement des boues, et
2. D'augmenter la part des énergies renouvelables à 32 % en utilisant, en produisant et en valorisant les sources d'énergie renouvelables disponibles sur place, que sont principalement le biogaz et l'énergie solaire.

La démarche proposée, telle que représentée dans la Figure 2-1, aboutit au bilan énergétique de la station d'épuration. Ce bilan doit considérer les données des bilans d'exploitation disponibles qui doivent, dans la mesure du possible, inclure ceux de l'année 2012, année de référence stipulée dans la loi n°2015-992. Selon les données disponibles pour le dimensionnement, il convient de définir une année-type 2050 ou à défaut à capacité nominale. Cette année-type doit intégrer les variations de charge et de production de substrat ainsi que les variations de température pour chaque mois-type qui la constitue.

Le bilan énergétique repose principalement sur :

1. Le calcul des besoins en énergie électrique pour le réacteur biologique et pour le traitement des boues d'une part, et le calcul des besoins en chaleur pour maintenir la température de dimensionnement de la digestion anaérobie d'autre part ; et
2. Le calcul de la production d'énergie par cogénération, à partir du méthane produit par digestion anaérobie mésophile en considérant, dans un premier temps, uniquement les substrats disponibles sur la station d'épuration. Si cette production est insuffisante pour atteindre l'objectif fixé, il convient alors de la calculer de nouveau en simulant une co-digestion par l'introduction de co-substrats extérieurs.

2.1.2 Principe

Pour les nouvelles stations d'épuration on considérera la filière de traitement type schématisée dans la Figure 1-9 (p. 30). Pour les stations d'épuration existantes il conviendra d'étudier tout d'abord l'adaptation de la filière actuelle à cette filière de traitement type, et la possibilité d'y insérer les procédés identifiés. La démarche proposée devra par ailleurs être adaptée en fonction des données disponibles.

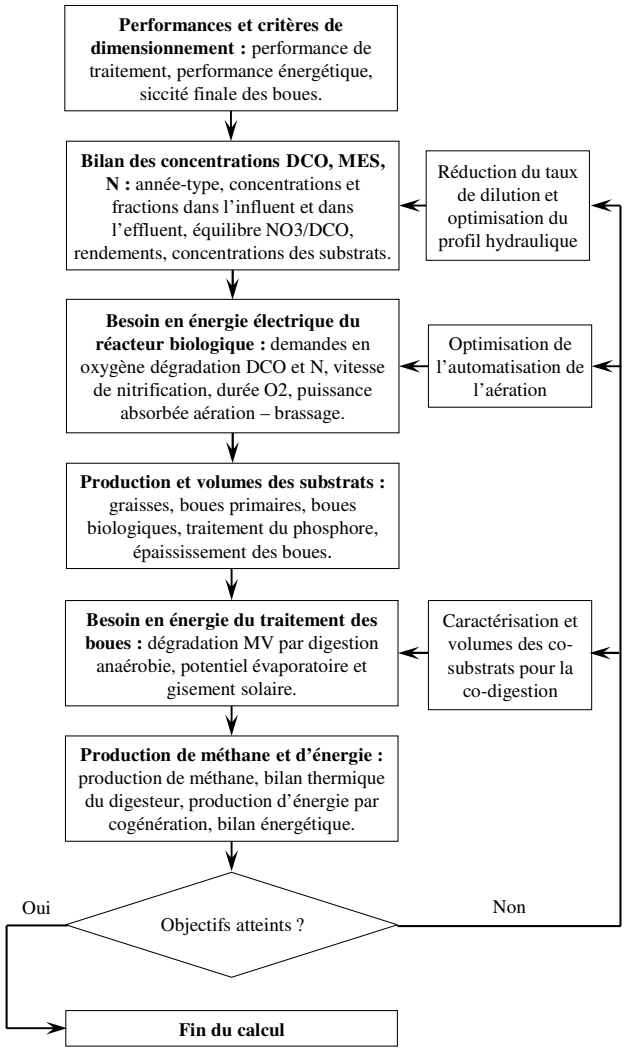


Figure 2-1 : Arbre décisionnel pour la simulation de la mise en application de la performance énergétique

La méthode de calcul repose schématiquement sur le bilan des concentrations et des fractions des paramètres DCO, MES et N, afin de déterminer :

- La production de méthane par digestion anaérobie, sur la base de la concentration en DCO des substrats qui y sont introduit,
- Le rapport NO_3^-/DCO dans le réacteur biologique, indispensable pour assurer sa performance de traitement en NGL,
- La masse et les volumes des boues à digérer, sur la base de leur concentration en MES, et
- La concentration en No dans les substrats introduits en digestion anaérobie, afin d'évaluer l'impact du retour des filtrats issus de la déshydratation du digestat sur le réacteur biologique.

La détermination de la consommation électrique s'appuie sur :

- Le calcul de la demande en oxygène nécessaire à la dégradation de la pollution carbonée, sur la base des concentrations en DCO dans l'influent du réacteur biologique et dans les boues biologiques ;
- Le calcul de la demande en oxygène nécessaire à la dégradation de la pollution azotée, sur la base des concentrations en NO_3^- à dénitrifier et dans l'effluent de la station d'épuration ;

- La validation de la durée d'oxygénation dépendant du cycle de nitrification / dénitrification et de la vitesse de nitrification, en fonction de la température des boues dans le réacteur biologique ;
- Le calcul de la réduction des MV au cours de la digestion anaérobie, conditionnant le besoin en énergie du traitement des boues ; et
- Le potentiel évaporatoire, permettant de déterminer le besoin en énergie électrique et la part de l'énergie solaire utilisée pour le séchage des boues.

Le calcul de la production d'électricité et de chaleur par cogénération est approché en fonction des rendements des moteurs à gaz.

2.1.3 Standards et documents de références

Le procédé boues activées transforme les matières particulaires, solubles et colloïdales présentes dans l'influent et le dimensionnement du réacteur biologique [132] nécessite une connaissance et une modélisation des réactions biologiques mises en jeu. La méthode de calcul proposée est conforme au standard ATV-DVWK-A 131E pour les boues activées (34). Les facteurs de sécurité et les valeurs obtenues sont déterminés et validés avec le logiciel *Belebung Expert* (V.1.32) conçu par DVWK.

Le calage des performances de la décantation primaire [121] et son interface avec le réacteur biologique considèrent par ailleurs les recommandations WEF issues de l'ouvrage *Clarifier Design - Manual of Practice No. FD-8* (37 pp. 9-48 ; 655-692).

Le dimensionnement de l'épaississeur [211] et du digesteur anaérobie mésophile [212] ainsi que la méthode de calcul pour l'estimation de la production de méthane et de la dégradation des MV sont issus des ouvrages *Water and Wastewater Engineering : Design Principles and Practice* (58 pp. 18-20 ; 33-50) et *Wastewater Sludge Processing* (55 pp. 173-210).

Le dimensionnement du séchage solaire [231] dépend largement des équipements de retournement des boues développés par les constructeurs, et ces derniers devraient être consultés. La méthode de calcul considère essentiellement les valeurs de référence relatives aux besoins énergétiques de ce procédé disponibles dans les ouvrages *Technical Guide on the Treatment and Recycling Techniques for Sludge from Municipal Waste Water Treatment* (45) et *Le séchage solaire des boues : Etat actuel de l'art et retours d'expérience* (42).

2.2 Bilan des concentrations en DCO, MES et N

Les concentrations en DCO, MES et N dans l'influent et leurs différentes fractions doivent être de préférence issues de mesures. A défaut elles peuvent être estimées sur la base des valeurs des fractions précisées dans les paragraphes suivants, du débit journalier de l'influent ($Q_{J,i}$) et des valeurs réglementaires définies dans le directive européenne n°91/271 qui sont : 120 $gDCO \cdot EH^{-1} \cdot j^{-1}$; 90 $gMES \cdot EH^{-1} \cdot j^{-1}$; 15 $gNK \cdot EH^{-1} \cdot j^{-1}$.

2.2.1 Concentrations et fractions en DCO

Le bilan des concentrations en DCO doit permettre de déterminer la fraction de DCO biodégradable dans l'influent nécessaire au calcul de la concentration en DCO particulaire des boues biologiques. Il doit également considérer les concentrations en DCO des substrats issus des différentes étapes du traitement.

a. Concentrations et fractions en DCO dans l'influent

La concentration en DCO dans l'influent ($C_{DCO,i}$) comprend une fraction soluble et une fraction particulaire, soit :

$$C_{DCO,i} = C_{DCOs,i} + C_{DCOp,i} \quad (2\text{-}1)$$

Avec : $C_{DCO,i}$ Concentration en DCO dans l'influent, $g \cdot m^{-3}$
$C_{DCOs,i}$ Concentration en DCO soluble dans l'influent, $g \cdot m^{-3}$
$C_{DCOp,i}$ Concentration en DCO particulaire dans l'influent, $g \cdot m^{-3}$

A défaut de valeurs mesurées, on peut caractériser les fractions solubles et particulaires dans l'influent comme suit (36 p. 11) :

$$C_{DCOs,i} = 0{,}7 \cdot C_{DCO,i} \quad \text{et} \quad C_{DCOp,i} = 0{,}3 \cdot C_{DCO,i} \quad (2\text{-}2)$$

Chacune de ces fractions soluble et particulaire se décompose en une fraction biodégradable et en une fraction réfractaire, d'où :

$$C_{DCO,i} = C_{DCOsb,i} + C_{DCOsr,i} + C_{DCOpb,i} + C_{DCOpr,i} \quad (2\text{-}3)$$

Avec : $C_{DCOsb,i}$ Concentration en DCO soluble biodégradable dans l'influent, $g \cdot m^{-3}$
$C_{DCOsr,i}$ Concentration en DCO soluble réfractaire dans l'influent, $g \cdot m^{-3}$
$C_{DCOpb,i}$ Concentration en DCO particulaire biodégradable dans l'influent, $g \cdot m^{-3}$
$C_{DCOpr,i}$ Concentration en DCO particulaire réfractaire dans l'influent, $g \cdot m^{-3}$

La fraction soluble réfractaire dans l'influent ($C_{DCOsr,i}$) ne pouvant pas être dégradée par le procédé boues activées, elle est considérée comme équivalente à la fraction soluble réfractaire dans l'effluent ($C_{DCOsr,e}$). Pour un influent domestique, celles-ci peuvent être estimées par l'équation (34 p. 56) :

$$C_{DCOsr,i} = C_{DCOsr,e} = 0{,}05 \cdot C_{DCO,i} \quad (2\text{-}4)$$

Avec : $C_{DCOsr,e}$ Concentration en DCO soluble réfractaire dans l'effluent, $g \cdot m^{-3}$

La concentration en DCO particulaire réfractaire dans l'influent ($C_{DCOpr,i}$) peut être estimée en fonction de la fraction particulaire de la DCO dans l'influent ($C_{DCOp,i}$) comme suit (34 p. 56) :

$$C_{DCOpr,i} = 0{,}25 \cdot C_{DCOp,i} \quad (2\text{-}5)$$

On déduit les fractions biodégradables de la DCO dans l'influent :

$$C_{DCOsb,i} = C_{DCOs,i} - C_{DCOsr,i} \quad \text{et} \quad C_{DCOpb,i} = C_{\ DCOp,i} - C_{DCOpr,i} \quad (2\text{-}6)$$

b. Rapport $C_{NO3,D}$ / C_{DCO} dans le réacteur biologique

Le maintien du rapport $C_{NO3,D}$ / $C_{DCO,132i}$ suivant dans le réacteur biologique fonctionnant en dénitrification simultanée est nécessaire pour assurer les performances de traitement exigées en NGL et le décanteur primaire doit être dimensionné en conséquence (34 p. 25).

$$0{,}03 \leq \frac{C_{NO3,D}}{C_{DCO,132i}} \leq 0{,}075 \quad (2\text{-}7)$$

Avec : $C_{NO3,D}$ Concentration en NO_3^- à dénitrifier, $g \cdot m^{-3}$
$C_{DCO,132i}$ Concentration en DCO dans l'influent du réacteur biologique, $g \cdot m^{-3}$

La concentration en DCO dans l'effluent du décanteur primaire ($C_{DCO,121e}$) se calcule par l'équation suivante (34 p. 24) :

$$C_{DCO,121e} = \frac{C_{N,132i} - C_{No,e} - C_{NH4,e} - C_{NO3,e}}{0{,}025 + \left(C_{NO3,D}/C_{DCO,132i}\right)} \quad (2\text{-}8)$$

Avec : $C_{DCO,121e}$ Concentration en DCO dans l'effluent du décanteur primaire, g·m^{-3}
$C_{N,132i}$ Concentration en N dans l'influent du réacteur biologique, g·m^{-3}
$C_{No,e}$ Concentration en No dans l'effluent, g·m^{-3}
$C_{NH4,e}$ Concentration en NH_4^+ dans l'effluent, g·m^{-3}
$C_{NO3,e}$ Concentration en NO_3^- dans l'effluent, g·m^{-3}

Le temps de séjour de l'influent dans le décanteur primaire (TS_{121}) se déduit du rendement en DCO du décanteur primaire ($R_{DCO,121}$) par l'équation empirique suivante (34 p. 19) :

$$TS_{121} = 51{,}6 \cdot {R_{DCO,121}}^3 \tag{2-9}$$

Avec TS_{121} Temps de séjour de l'influent dans le décanteur primaire, h
$R_{DCO,121}$ Rendement en DCO du décanteur primaire, -

c. Concentrations en DCO des substrats

La concentration en DCO des graisses produites par le dégraisseur est de l'ordre de 225.000 g·m^{-3} (36 p. 40). En cas de traitement du phosphore par voie biologique, on considérera la réduction de la concentration en DCO dans un bassin anaérobiose [131] comme négligeable. La concentration en DCO des boues primaires ($C_{DCO,121B}$) est déduite des concentrations en DCO dans l'influent du décanteur primaire ($C_{DCO,121i}$) et dans l'influent du réacteur biologique ($C_{DCO,132i}$), soit :

$$C_{DCO,121B} = C_{DCO,121i} - C_{DCO,132i} \tag{2-10}$$

Avec : $C_{DCO,121B}$ Concentration en DCO des boues primaires, g·m^{-3}
$C_{DCO,121i}$ Concentration en DCO dans l'influent du décanteur primaire, g·m^{-3}

La concentration en DCO des boues biologiques produites par la dégradation du carbone ($C_{DCO,130Bc}$) est constituée de la DCO particulaire réfractaire dans l'influent du réacteur biologique ($C_{DCOpr,132i}$), de la biomasse formée ($C_{DCOp,BM}$) et de la biomasse réfractaire ($C_{DCOpr,BM}$), telle que représentée dans la Figure 2-3 (p. 42). Elle s'exprime (34 p. 57) :

$$C_{DCO,130B} = C_{DCOpr,132i} + C_{DCOp,BM} + C_{DCOpr,BM} \tag{2-11}$$

Avec : $C_{DCO,130B}$ Concentration en DCO des boues biologiques g·m^{-3}
$C_{DCOpr,132i}$ Concentration en DCO particulaire réfractaire dans l'influent du réacteur biologique, g·m^{-3}
$C_{DCOp,BM}$ Concentration en DCO particulaire de la biomasse formée, g·m^{-3}
$C_{DCOpr,BM}$ Concentration en DCO particulaire réfractaire de la biomasse formée, g·m^{-3}

La biomasse formée ($C_{DCOp,BM}$) s'exprime par l'équation suivante (34 p. 57) en fonction de l'âge de boue dans le réacteur biologique (AB_{132}) et du facteur de température pour la respiration endogène (FT_{131}) :

$$C_{DCOp,BM} = \left(C_{DCOsb,132i} + C_{DCOpb,132i}\right) \cdot Y_{132} \cdot \frac{1}{1 + b \cdot AB_{132} \cdot FT_{132}} \tag{2-12}$$

Avec : $C_{DCOsb,132i}$ Concentration en DCO soluble biodégradable dans l'influent du réacteur biologique, g·m^{-3}
$C_{DCOpb,132i}$ Concentration en DCO particulaire biodégradable dans l'influent du réacteur biologique, g·m^{-3}
Y_{132} Facteur de rendement de la DCO = 0,67 gDCO·gDCO biodégradable
b Coefficient de dégradation = 0,17 j^{-1}
AB_{132} Age de boue dans le réacteur biologique, j
FT_{132} Facteur de température pour la respiration endogène, -

La biomasse réfractaire ($C_{DCOpr,BM}$) peut être estimée à 20% de la biomasse formée soit :

$$C_{DCOpr,BM} = 0{,}2 \cdot C_{DCOp,BM} \cdot AB_{132} \cdot b \cdot FT_{132} \tag{2-13}$$

La valeur de AB_{131} est déterminée en fonction de la température des boues dans le réacteur biologique (T_{132}) et du rapport des volumes anoxie (VD_{132}) et aérobie (VA_{132}), par l'équation suivante (34 p. 23) :

$$AB_{132} = FS_{132} \cdot 3{,}4 \cdot 1{,}103^{(15-T_{132})} \cdot \frac{1}{1-(VD_{132}/VA_{132})} \quad (2\text{-}14)$$

Avec : FS_{132} Facteur de sécurité pour la nitrification, -
T_{132} Température des boues dans le réacteur biologique, °C
VD_{132} Volume de dénitrification, m^3
VA_{132} Volume aérobie, m^3

Le rapport VD_{132}/VA_{132} est directement lié au rapport $C_{NO3,D}/C_{DCO,132i}$. Il doit être compris entre 0,2 et 0,5 et s'exprime (34 p. 25) :

$$\frac{VD_{132}}{VA_{132}} = 6{,}7 \cdot \frac{C_{NO3,D}}{C_{DCO,132i}} - 8 \cdot 10^{-16} \quad (2\text{-}15)$$

La valeur de FT_{132} s'exprime en fonction de la température des boues dans le réacteur biologique (34 p. 28) :

$$FT_{132} = 1{,}072^{(T_{132}-15)} \quad (2\text{-}16)$$

2.2.2 Concentrations et fractions en MES

Le bilan des concentrations en MES doit permettre de déterminer les concentrations et les fractions en MES dans l'influent et dans les substrats en considérant le rendement en MES du décanteur primaire.

a. Concentrations et fractions en MES dans l'influent

La concentration en MES dans l'influent ($C_{MES,i}$) comprend une fraction soluble et une fraction particulaire, soit :

$$C_{MES,i} = C_{MESs,i} + C_{MESp,i} \quad (2\text{-}17)$$

Avec : $C_{MES,i}$ Concentration en MES dans l'influent, $g \cdot m^{-3}$
$C_{MESs,i}$ Concentration en MES soluble dans l'influent, $g \cdot m^{-3}$
$C_{MESp,i}$ Concentration en MES particulaire dans l'influent, $g \cdot m^{-3}$

A défaut de valeurs mesurées, ces fractions peuvent être caractérisées par (36 p. 11) :

$$C_{MESs,i} = 0{,}4 \cdot C_{MES,i} \quad \text{et} \quad C_{MESp,i} = 0{,}6 \cdot C_{MES,i} \quad (2\text{-}18)$$

b. Concentration en MES dans l'effluent du décanteur primaire

La concentration en MES dans l'influent du décanteur primaire ($C_{MES,121i}$) peut être déduite de la concentration en MES de l'eau sablonneuse extraite du dessableur. Celle-ci est de l'ordre de 100.000 $g \cdot m^{-3}$ (36 p. 39).

Le rendement en MES du décanteur primaire ($R_{MES,121}$) dépend du temps de séjour de l'influent dans celui-ci (TS_{121}), tel que défini dans l'équation (2-9). Ce rendement s'exprime par l'équation empirique suivante (34 p. 19) :

$$R_{MES,121} = 0{,}54 \cdot {TS_{121}}^{0{,}29} \quad (2\text{-}19)$$

Avec : $R_{MES,121}$ Rendement en MES du décanteur primaire, -

En toute rigueur, la concentration en MES dans l'effluent du décanteur primaire ($C_{MES,121e}$) peut être au maximum équivalente à la concentration en MES soluble dans l'influent ($C_{MESs,i}$). Le dimensionnement du décanteur primaire devant considérer la DCO comme

paramètre limitant, une partie de la fraction particulaire en MES ($C_{MESp,121e}$) est présente dans l'effluent du décanteur primaire. Celle-ci se décompose en une fraction organique et en une fraction minérale comme suit (34 p. 56) :

$$C_{MESpo,121e} = 0{,}8 \cdot C_{MESp,121e} \quad \text{et} \quad C_{MESpm,121e} = 0{,}2 \cdot C_{MESp,121e} \tag{2-20}$$

Avec : $C_{MESp,121e}$ Concentration en MES particulaire dans l'effluent du décanteur primaire, g.m^3
$C_{MESpo,121e}$ Concentration en MES particulaire organique dans l'effluent du décanteur primaire, g.m^3
$C_{MESpm,121e}$ Concentration en MES particulaire minérale dans l'effluent du décanteur primaire, g.m^3

c. Concentrations en MES des substrats

La concentration en MES des boues primaires ($C_{MES,121B}$) est déduite des concentrations en MES dans l'influent ($C_{MES,121i}$) et dans l'effluent du décanteur primaire ($C_{MES,121e}$) soit :

$$C_{MES,121B} = C_{MES,121i} - C_{MES,121e} \tag{2-21}$$

Avec : $C_{MES,121B}$ Concentration en MES des boues primaires, g·m^{-3}
$C_{MES,121i}$ Concentration en MES dans l'influent du décanteur primaire, g·m^{-3}
$C_{MES,121e}$ Concentration en MES dans l'effluent du décanteur primaire, g·m^{-3}

Par ailleurs, la concentration en MES particulaire dans les boues biologiques ($C_{MESp,130B}$) est composée de la concentration en DCO des boues biologiques ($C_{DCO,130B}$) et de la concentration en MES particulaire minérale dans l'influent du réacteur biologique ($C_{MESpm,132i}$) comme suit (34 p. 55) :

$$C_{MESp,130B} = C_{DCO,130B} + C_{MESpm,132i} \tag{2-22}$$

Avec : $C_{MESp,130B}$ Concentration en MES particulaire des boues biologiques, g·m^{-3}
$C_{MESpm,132i}$ Concentration en MES particulaire minérale dans l'influent, g·m^{-3}

La concentration en MES des boues extraites (C_{MESex}) du décanteur primaire [121] et du décanteur secondaire [133] peut être estimée de manière empirique en fonction de l'indice de boues IB et de la durée d'épaississement t_{ep} dans ces ouvrages (34 pp. 37-38) :

$$C_{MESex} = F_{ex} \cdot \frac{1000}{IB} \cdot \sqrt[3]{t_{ep}} \tag{2-23}$$

Avec : C_{MESex} Concentration en MES des boues extraites, kgMS·m^{-3}
F_{ex} Facteur d'extraction du pont racleur ou suceur = 0,7
IB Indice de boues, L·kg^{-1}
t_{ep} Durée d'épaississement, h

Les valeurs recommandées pour les indices des boues (IB_{121}) et (IB_{133}) et pour les durées d'épaississement ($t_{ep,121}$) et ($t_{ep,133}$) sont récapitulées dans le Tableau 2-1.

Tableau 2-1 : Volume journalier des boues primaires et biologiques produites

Symbole	Unité	Décantation primaire [121]	Décantation secondaire [133]
IB	L·kg^{-1}	25	125
t_{ep}	h	0,5	2,5

Source : DVWK (34 pp. 36-38)

2.2.3 Concentrations et fractions en N

Le bilan des concentrations en N doit permettre de déterminer les concentrations et les fractions en NK dans l'influent et en NGL dans l'effluent. Cette dernière permet de définir la concentration en NO_3^- à dénitrifier dans le réacteur biologique. Enfin, ce bilan doit permettre de

déterminer la concentration en No des substrats introduits en digestion anaérobie afin d'estimer la concentration en NH_4^+ du filtrat issu de la déshydratation du digestat.

a. Concentrations et fractions en NK dans l'influent et en NGL dans l'effluent

La Figure 2-2 représente les parts du NK de l'influent et du NGL de l'effluent admises pour le dimensionnement du procédé boues activées. La concentration en NK de l'influent est schématiquement composée des concentrations en NH_4^+ et en No. Le NK est ammonifié dans le réacteur biologique, hormis la fraction soluble organique réfractaire (C_{Nosr}) et une partie de la fraction particulaire. La réaction de dénitrification (1-3) n'élimine pas la totalité du NO_3^- produit par la réaction de nitratation (1-2). Une partie du NO_3^- se retrouve donc dans le NGL de l'effluent.

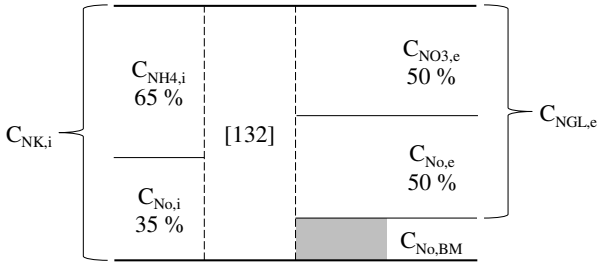


Figure 2-2 : Schéma des fractions du NK dans l'influent et du NGL dans l'effluent admises pour le dimensionnement

Source : adapté de Deronzier et al. (38 pp. 10-11), Sadowski (36 p. 60), DVWK (34 p. 24)

b. Concentration en NO_3^- à dénitrifier dans le réacteur biologique et en No des boues biologiques[9]

La concentration en nitrate à dénitrifier ($C_{NO3,D}$) s'exprime comme suit (34 p. 24) :

$$C_{NO3,D} = C_{N,132i} - C_{No,e} - C_{NH4,e} - C_{NO3,e} - C_{No,BM} \quad (2\text{-}24)$$

Avec : $C_{No,BM}$ Concentration en azote organique incorporé dans la biomasse, $g \cdot m^{-3}$

La concentration en azote organique incorporé dans la biomasse ($C_{No,BM}$) peut être estimé comme équivalente à $0{,}025 \cdot C_{DCO,132i}$.

2.3 Besoin en énergie électrique du réacteur biologique

2.3.1 Demande et apport en oxygène

a. Demande en oxygène journalière pour la dégradation de la pollution carbonée

La concentration en DCO équivalente à la dégradation de la pollution carbonée ($C_{DO,C}$), telle qu'illustrée par la Figure 2-3, s'exprime comme suit (34 pp. 55-57) :

$$C_{DO,C} = C_{DCO,132i} - C_{DCOsr,e} - C_{DCO,130B} \quad (2\text{-}25)$$

Avec : $C_{DO,C}$ Concentration en DCO équivalente à la dégradation de la pollution carbonée, $g \cdot m^{-3}$
$C_{DCOsr,e}$ Concentration en DCO soluble réfractaire dans l'effluent, $g \cdot m^{-3}$

[9] La réduction de la concentration en NK par la décantation primaire est négligeable (33 p. 19 ; 24) et la concentration en No des boues primaires peut être considérée comme nulle. Il conviendrait par ailleurs d'intégrer la concentration en N du filtrat issu de la déshydratation du digestat dans la concentration en N dans l'influent du réacteur biologique ($C_{N,132i}$). Si celui-ci faisait l'objet d'un traitement séparé, le dimensionnement devrait considérer un rapport $C_{NO3,D}/C_{DCO,132i}$ de 0,075 maximum dans le réacteur biologique principal [132], tel que défini dans l'équation (2-7). Enfin, la concentration en N des graisses est très variable et doit impérativement être issue de mesures.

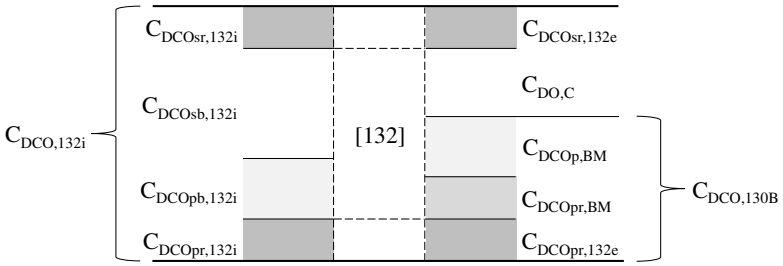


Figure 2-3: Schéma de principe de la modification de la DCO dans le réacteur biologique

Source : adapté de DVWK (34 p. 55)

La demande en oxygène nécessaire à la dégradation de la pollution carbonée s'écrit :

$$DO_C = Q_{J,i} \cdot \left(C_{DCO,132i} - C_{DCOsr} - C_{DCO,130B}\right)/1000 \quad (2\text{-}26)$$

Avec : DO_C Demande en oxygène pour la dégradation de la pollution carbonée, $kgO_2 \cdot j^{-1}$
$Q_{J,i}$ Débit journalier de l'influent, $m^3 \cdot j^{-1}$

b. Demande en oxygène journalière pour la dégradation de la pollution azotée

Pour la nitrification, en prenant en compte le métabolisme des bactéries nitrifiantes, la demande en oxygène est estimée à 4,3 kg de O_2 par kg de N oxydé. Elle s'écrit (34 p. 32) :

$$DO_N = Q_{J,i} \cdot 4{,}3 \cdot \left(C_{NO3,D} - C_{NO3,132i} - C_{NO3,e}\right)/1000 \quad (2\text{-}27)$$

Avec : DO_N Demande en oxygène pour la nitrification, $kgO_2 \cdot j^{-1}$
$C_{NO3,132i}$ Concentration en nitrates dans l'influent du réacteur biologique, $g \cdot m^{-3}$

On considère par ailleurs que la réaction de dénitrification produit 2,9 kg de O_2 par kg de NO_3^- dénitrifié. La demande en oxygène couverte par la dénitrification (DO_D) s'exprime donc :

$$DO_D = Q_{J,i} \cdot 2{,}9 \cdot C_{NO3,D}/1000 \quad (2\text{-}28)$$

Avec : DO_D Demande en oxygène couverte par la dénitrification, $kgO_2 \cdot j^{-1}$

c. Demande et apport en oxygène horaire en pointe

La demande en oxygène horaire en pointe (DO_{hp}) se déduit comme suit (34 p. 32), des équations (2-26), (2-27) et (2-28), en intégrant les facteurs de pointe de respiration pour la dégradation du carbone (FP_C) et d'oxydation du NH_4^+ (FP_N) :

$$DO_{hp} = \frac{FP_C \cdot (DO_C - DO_D) + FP_N \cdot DO_N}{24} \quad (2\text{-}29)$$

Avec : DO_{hp} Demande en oxygène horaire en pointe, $kgO_2 \cdot j^{-1}$
FP_C Facteur de pointe de respiration pour la dégradation du carbone
FP_N Facteur de pointe d'oxydation du NH_4^+

2.3.2 Durée d'oxygénation et besoins en énergie électrique du réacteur biologique

La durée d'oxygénation (t_{O2}) est déduite de l'équation (2-29) en intégrant les facteurs de pointe comme suit :

$$t_{O2} = \frac{FP_C \cdot DO_C + FP_N \cdot DO_N}{FP_C \cdot DO_D} \times \frac{1}{DO_{hp}} \quad (2\text{-}30)$$

Il convient de vérifier la durée journalière de présence de O_2 nécessaire à la nitrification ($t_{O2,N}$) sur la base de la vitesse de nitrification (V_N) qui sont données par les équations suivantes (38 p. 69) en fonction de la température des boues dans le réacteur biologique (T_{132}).

$$t_{O2,N} = \frac{L_{NH4,N}}{V_N \cdot V_{132}} \times 1000 \quad (2\text{-}31)$$

Avec : $t_{O2,N}$ Durée journalière de O_2 nécessaire à la nitrification, h
$L_{NH4,N}$ Charge journalière de NH_4^+ à nitrifier, $kgN \cdot j^{-1}$
V_N Vitesse de nitrification à T_{132}, $mgN \cdot L^{-1} \cdot h^{-1}$

Et :

$$V_N = 0{,}116 \times 1{,}06^{T_{132}-20} \times LV_{NK} \quad (2\text{-}32)$$

Avec : LV_{NK} Charge volumique en NK dans le réacteur biologique, $gN \cdot m^{-3} \cdot j^{-1}$

La durée du cycle de nitrification / dénitrification ($t_T = t_{O2,N} + t_D$) ne doit pas être inférieure à 2 heures. Elle est estimée comme suit (34 p. 31) :

$$t_T = TS_{132} \cdot \frac{C_{NO3,e}}{C_{NH4,132i}} \quad (2\text{-}33)$$

Avec : t_T Durée du cycle nitrification / dénitrification, h
TS_{132} Temps de séjour dans le réacteur biologique, h
$C_{NH4,132i}$ Concentration en NH_4^+ à nitrifier dans l'influent du réacteur biologique, $g \cdot m^{-3}$

L'apport en oxygène horaire en pointe (AO_{hp}) résulte de la demande en oxygène horaire en pointe (DO_{hp}), de la concentration en O_2 à saturation (C_s), de la concentration en O_2 dissous à maintenir dans le réacteur biologique (C_x) et du rapport des volumes anoxie et aérobie. Il s'exprime comme suit (34 p. 33) :

$$AO_{hp} = \frac{Cs}{Cs - Cx} \cdot DO_{hp} \cdot \frac{1}{1 - VD_{132}/VA_{132}} \quad (2\text{-}34)$$

Avec : AO_{hp} Apport en oxygène horaire en pointe, $kgO_2 \cdot h^{-1}$
Cs Concentration en O_2 à saturation, $mg \cdot L^{-1}$
Cx Concentration en O_2 dissous à maintenir dans le réacteur biologique, $mg \cdot L^{-1}$

Pour C_x on retiendra une valeur de 2 $mg \cdot L^{-1}$ pour le dimensionnement (34 p. 33). La valeur de C_s peut être déduite de l'équation suivante en fonction de la température des boues dans le réacteur biologique (T_{132}) :

$$Cs = 0{,}0056 \cdot {T_{132}}^2 - 0{,}385 \cdot T_{132} + 14{,}559 \quad (2\text{-}35)$$

Tableau 2-2 : Valeurs indicatives de l'apport spécifique brut (ASB), du coefficient global de transfert (CGT) et de la capacité de brassage des systèmes d'aération

Système d'aération	ASB	CGT	Capacité de brassage
	$kgO_2 \cdot kWabs^{-1}$	-	$W \cdot m^{-3}$
Turbines verticales	1,25 – 1,80	0,7	45
Brosses horizontales	1,60 – 1,80	0,7	35
Insufflation d'air – grosses bulles	0,60 – 1,00	0,7	25 – 40
Insufflation d'air – moyennes bulles	0,80 – 1,50	0,7	20 – 30
Insufflation d'air – fines bulles	2,00 – 3,40	0,55	15 – 25
Ejecteurs et aérateurs immergés	0,50 – 1,60	0,65	-

Source : Sadowski (36 p. 68)

La puissance absorbée de l'aération (P_{132ae}) s'écrit suivant l'équation suivante (36 p. 67), en fonction de l'ASB et du CGT, dont les valeurs indicatives sont données dans le Tableau 2-2, pour chaque équipement d'aération :

$$P_{132ae} = \frac{AO_{hp}}{ASB \cdot CGT} \tag{2-36}$$

Avec : P_{132ae} Puissance absorbée de l'aération, kWabs
ASB Apport spécifique brut, $kgO_2 \cdot kWabs^{-1}$
CGT Coefficient global de transfert, -

Les besoins journaliers en énergie électrique pour l'aération ($ee_{B,132ae}$) sont déduits des équations (2-30) et (2-36) :

$$ee_{B,132ae} = P_{132ae} \cdot t_{O2} \tag{2-37}$$

La puissance absorbée du brassage du réacteur biologique (P_{132br}) est calculée en fonction de sa forme (§ 1.2.2a, p. 15). La durée de fonctionnement du brassage (t_{br}) doit être de 24 heures en chenal oblong, afin de maintenir la vitesse de circulation nécessaire. Dans les autres cas elle doit être équivalente à la durée de dénitrification. Le besoin journalier en énergie électrique pour le brassage du réacteur biologique ($ee_{B,132br}$) est calculé de la même manière que pour l'aération, suivant l'équation (2-37).

2.4 Production et volumes des substrats

2.4.1 Production de boues primaires

La masse théorique de boues primaires (M_{121B}) est estimée par l'équation suivante, sur la base de leur concentration en MES issue de l'équation (2-21) :

$$M_{121B} = Q_{J,i} \cdot C_{MES,121B}/1000 \tag{2-38}$$

Avec : M_{121B} Masse journalière de boues primaire produites, $kgMS \cdot j^{-1}$

2.4.2 Traitement du phosphore et production de boues biologiques

La masse de boues biologiques produite (M_{130B}) est composée des boues issues de la dégradation de la pollution carbonée (M_{130Bc}) et des boues produites par le traitement de la pollution phosphorée (M_{130Bp}). Elle est donnée par l'équation :

$$M_{130B} = M_{130Bc} + M_{130Bp} \tag{2-39}$$

Avec : M_{130B} Masse journalière de boues biologiques produites, $kgMS \cdot j^{-1}$
M_{130Bc} Masse journalière de boues biologiques issue de la dégradation du carbone, $kgMS \cdot j^{-1}$
M_{130Bp} Masse journalière de boues biologiques issue de la dégradation du phosphore, $kgMS \cdot j^{-1}$

On considère que la concentration en DCO des boues biologiques ($C_{DCO,130Bc}$) est composée à 80% de matières organiques avec un rapport de 1,45 $gDCO \cdot gMS^{-1}$ (34 p. 57). La masse de boues produite par la dégradation de la pollution carbonée (M_{130Bc}) est estimée en prenant en compte la fraction particulaire minérale de la concentration en MES dans l'influent du réacteur biologique ($C_{MESpm,132i}$), suivant l'équation :

$$M_{130Bc} = Q_{J,i} \cdot \left(\frac{C_{DCO,130B}}{0{,}8 \cdot 1{,}45} + C_{MESpm,132i} \right)/1000 \tag{2-40}$$

Le traitement biologique du phosphore produit 3 g de MS par g de phosphore traité. La précipitation du phosphore par $Al_2(SO_4)_3$ nécessite 1,3 kg d'aluminium par kg de phosphore précipité et génère 4 kg de MS par kg d'aluminium. La précipitation du phosphore par $FeCl_3$ nécessite 2,7 kg de fer par kg de phosphore précipité et génère 2,5 kg de MS par kg de fer.

La masse de boues physico-chimiques produite (M_{130Bp}) par adjonction de sulfate d'aluminium ($Al_2(SO_4)_3$) et/ou de chlorure ferrique ($FeCl_3$) se calcule par l'équation suivante (34 p. 28) :

$$M_{130Bp} = \frac{Q_{J,i} \cdot \left(3 \cdot C_{P,Bio} + 6{,}8 \cdot C_{P,Fe} + 5{,}3 \cdot C_{P,Al}\right)}{1000} \quad (2\text{-}41)$$

Avec : $C_{P,Bio}$ Concentration en P traitée par voie biologique, $g \cdot m^{-3}$
$C_{P,Fe}$ Concentration en P traitée par adjonction de $FeCl_3$, $g \cdot m^{-3}$
$C_{P,Al}$ Concentration en P traitée par adjonction de $Al_2(SO_4)_3$, $g \cdot m^{-3}$

La concentration de phosphore traitée par voie biologique ($C_{P,Bio}$) est estimée en fonction de la concentration en DCO dans l'influent ($C_{DCO,i}$), selon la valeur recommandée (34 p. 27) :

$$C_{P,Bio} = 0{,}006 \cdot C_{DCO,i} \quad (2\text{-}42)$$

La concentration de phosphore traitée par voie physico-chimique est donnée par l'équation suivante (34 p. 27) :

$$C_{P,Al} + C_{P,Fe} = C_{P,i} - C_{P,e} - C_{P,BM} - C_{P,Bio} \quad (2\text{-}43)$$

La concentration en phosphore nécessaire aux bactéries hétérotrophes ($C_{P,BM}$) équivaut à $0{,}005 \cdot C_{DCO,i}$.

2.4.3 Epaississement des boues

Le débit journalier de boues produites ($Q_{J,B}$) se déduit de la masse de boues produites (M_B) et de la concentration en MES des boues extraites (C_{MESex}) issue de l'équation (2-23), comme suit :

$$Q_{J,B} = \frac{M_B}{C_{MESex}} \quad (2\text{-}44)$$

Avec : $Q_{J,B}$ = Volume journalier des boues produites, $m^3 \cdot j^{-1}$

Le débit journalier des boues admises en digestion anaérobie est estimé sur la base des siccités nécessaires à la définition de la charge surfacique pour le dimensionnement de l'épaississeur. La siccité des boues s'exprime selon l'équation :

$$\%_{MS} = 100 \cdot \frac{M_B/1000}{Q_{J,B}} \quad (2\text{-}45)$$

Avec : $\%_{MS}$ Siccité des boues, %

Les valeurs des siccités et des charges surfaciques applicables pour le dimensionnement d'un épaississeur gravitaire sont données dans le Tableau 2-3 en fonction du type de boues.

Tableau 2-3 : Siccités et charges surfaciques applicables pour le dimensionnement d'un épaississeur gravitaire

Boues	$\%_{MS,211i}$	$\%_{MS,211e}$	Charge surfacique
	%	%	$kg \cdot h^{-1} \cdot m^{-2}$
Biologiques	0,5 – 1,5	2,0 – 3,0	0,5 – 1,5
Primaires + biologiques	0,5 – 4,0	4,0 – 7,0	1,0 – 3,5

Source : Davis (58 p. 19)

On en déduit les équations suivantes entre les siccités dans l'influent et les siccités dans l'effluent de l'épaississeur pour chaque type de boue.

Pour des boues biologiques seules :

$$\%_{MS,211e} = \%_{MS,211i} + 1{,}5 \quad (2\text{-}46)$$

Pour des boues biologiques mélangées à des boues primaires :

$$\%_{MS,211e} = 3 \cdot \%_{MS,211i} + 1 \quad (2\text{-}47)$$

Avec : $\%_{MS,211e}$ Siccité des boues dans l'effluent de l'épaississeur, %
$\%_{MS,211i}$ Siccité des boues dans l'influent de l'épaississeur, %

2.5 Besoin en énergie du traitement des boues

2.5.1 Besoin en énergie électrique pour la digestion anaérobie

Le besoin en énergie électrique pour la digestion anaérobie (ee_{B212}) est principalement lié au brassage du digesteur. Il peut être estimé sur la base de la masse de substrat introduite en digestion anaérobie (M_{212i}), selon l'équation empirique (75) :

$$ee_{B212} = 2{,}587 \cdot 1000 \cdot {M_{212i}}^{-0{,}944} \quad (2\text{-}48)$$

Avec : ee_{B212} Besoin journalier en énergie électrique pour la digestion anaérobie, kWh
M_{212i} Masse journalière de substrat introduite en digestion anaérobie, $kgMS \cdot j^{-1}$

2.5.2 Dégradation des MV et besoin en énergie électrique de la déshydratation

Durant la digestion anaérobie, les MV du substrat sont dégradées et converties en biogaz. Le taux de dégradation des MV ($\%_{MVd,212}$) dépend du temps de séjour dans le digesteur (TS_{212}) déduit de l'Equation (2-57). Le volume de substrat est donc réduit et sa siccité reste constante durant la digestion (56 p. 761). Le taux de dégradation des MV est principalement utilisé comme paramètre d'exploitation pour déterminer le rendement de la digestion anaérobie. Il est toutefois nécessaire de l'utiliser comme paramètre pour le dimensionnement des phases suivantes de déshydratation et de séchage des boues. Ce taux s'exprime selon l'équation empirique (57) :

$$\%_{MVd,212} = 13{,}7 \times \ln(TS_{212}) + 18{,}9 \quad (2\text{-}49)$$

Avec : $\%_{MVd,212}$ Taux de dégradation des MV du substrat introduit en digestion anaérobie, %
TS_{212} Temps de séjour du substrat dans le digesteur anaérobie, j

Le besoin en énergie électrique de la déshydratation (ee_{B221}) peut être estimé sur la base des besoins spécifiques de chaque procédé, tels que présentés dans le Tableau 2-4, et du volume de boues introduit en déshydratation. Ce dernier est déduit des équations (2-45), (2-46) et (2-47), ainsi que de la dégradation des MV calculée par l'équation (2-49).

Tableau 2-4 : Valeurs indicatives des siccités atteignables et des besoins en énergie électrique des procédés de déshydratation

Procédé	$\%_{MS,221e}$ %	$ee_{B,221}$ $kWh \cdot m^{-3}$
Centrifugeuse	20 – 32	1,0 – 1,6
Filtre presse	20 – 40	0,5 – 1,0
Presse à vis	20 – 35	0,2 – 0,3

Source : GEA (45 p. 18), Krauss (76)

Les volumes de l'épaississeur et du digesteur anaérobie permettant de réguler le débit des boues, on préférera un fonctionnement permanent de la déshydratation. Ce débit pourra toutefois être ajusté en fonction du temps de travail hebdomadaire de l'exploitant.

2.5.3 Dimensionnement et besoin en énergie pour le séchage solaire

a. Potentiel évaporatoire et surface de séchage

Le dimensionnement du sécheur solaire doit considérer son fonctionnement sur une année complète. Il repose sur de nombreux facteurs météorologiques, dont la température, le rayonnement solaire, la vitesse du vent, l'hygrométrie de l'air et les précipitations, qui dépendent de la localisation géographique. L'intégration de l'ensemble de ces paramètres doit aboutir à la détermination du potentiel évaporatoire annuel moyen (PE) à considérer dans un premier temps pour le calcul de la surface du sécheur solaire (S_{231}). Cette dernière s'écrit :

$$S_{231} = \frac{VE_{231}}{PE} \tag{2-50}$$

Avec : S_{231} Surface du sécheur solaire, m^2
VE_{231} Volume annuel d'eau à évaporer, $m^3 \cdot an^{-1}$
PE Potentiel évaporatoire annuel moyen, $TEE \cdot m^{-2} \cdot an^{-1}$

A titre indicatif, en France, un potentiel évaporatoire annuel moyen compris entre 0,8 et 1,2 $TEE \cdot m^{-2} \cdot an^{-1}$ peut être retenu (42 p. 23).

Le volume annuel d'eau à évaporer est calculé sur la base de la siccité des boues déshydratées introduites dans le sécheur et de leur siccité finale à atteindre, selon l'équation (2-45), la masse des boues (M_B) restant constante durant le séchage.

Le dimensionnement de la surface du sécheur solaire doit être validé dans un second temps en considérant la hauteur maximale admissible des boues dans le sécheur solaire (H_{231}) comme point limitant. Cette hauteur dépend de l'équipement de retournement proposé par les constructeurs. Si la valeur obtenue est supérieure, la surface du sécheur doit être corrigée en conséquence. Elle peut être estimée en supposant un cycle de fonctionnement du sécheur solaire intégrant 3 mois de séchage et 3 mois de non séchage (42 p. 26), soit :

$$H_{231} = \frac{3}{12} \cdot \frac{Q_{231e} + Q_{221e}}{S_{231}} \tag{2-51}$$

Avec : H_{231} Hauteur maximale des boues dans le sécheur solaire, m
Q_{231e} Débit annuel de boues séchées, $m^3 \cdot an^{-1}$
Q_{221e} Débit annuel de boues déshydratées, $m^3 \cdot an^{-1}$

b. Besoin en énergie électrique du séchage

Le besoin en énergie électrique du séchage (ee_{B231}) dépend du type de serre mis en œuvre – ouverte ou fermée, de l'équipement de retournement, et d'un éventuel plancher chauffant. Ils peuvent peut être estimés sur la base des valeurs données dans le Tableau 2-5.

Tableau 2-5 : Valeurs indicatives des besoins en énergie électrique du séchage

Type de serre	ee_{B231} $kWh \cdot TEE^{-1}$
Serre ouverte, sans ventilation	30 – 70
Serre fermée, avec ventilation et sans désodorisation	70 – 100
Serre fermée, avec ventilation et plancher chauffant et sans désodorisation	150 – 200

Source : Brisson et al. (42 p. 54)

c. Utilisation de l'énergie solaire pour le séchage

L'énergie solaire utilisée pour le séchage (es_{B231}) est déduite de la valeur du gisement solaire (G_S), donnée pour la localisation géographique de la station d'épuration, selon l'équation :

$$es_{B231} = G_S \cdot S_{231} \tag{2-52}$$

Avec : es_{B231} Besoin en énergie solaire pour le séchage, kWh·an^{-1}
G_S Gisement solaire, kWh·m^{-2}·an^{-1}

2.6 Production de méthane et d'énergie

2.6.1 Production de méthane par digestion anaérobie

La production de CH_4 est liée à la DCO convertie durant la digestion anaérobie. La DCO équivalente au CH_4 correspond à la quantité de O_2 nécessaire pour oxyder le CH_4 en CO_2 et en H_2O suivant la relation (58 p. 36) :

$$CH_4 + 2O_2 \leftrightarrow CO_2 + 2H_2O \tag{2-53}$$

On en déduit que la DCO par mole de CH_4 est de 2(32 g O_2·mole^{-1}) = 64 g O_2 par mole CH_4. La loi du gaz parfait permet d'estimer le débit journalier de CH_4 produit pour une concentration en DCO convertie. En conditions standards (0°C et 1 atm), le volume de CH_4 est de 22,414 L·mole^{-1}. Le volume de CH_4 équivalent à la DCO convertie est donné par l'équation (58 p. 36) :

$$\frac{22{,}414}{64} = 0{,}35\ L/g\ DCO \tag{2-54}$$

Le débit journalier de biogaz produit par digestion anaérobie contient 65 – 70 % de CH_4, 30 – 35 % de CO_2 et des traces d'azote, de sulfure d'hydrogène et de vapeur d'eau. En considérant une teneur moyenne de 65% de CH_4, la valeur calorifique du biogaz varie de 21 à 25 MJ·m^{-3}. Le débit journalier de méthane (Q_{CH4}) est estimé en utilisant les équations cinétiques en conditions standards et la relation stœchiométrique entre DCO et CH_4 simplifiées par l'équation suivante (58 p. 40) :

$$Q_{CH4} = 0{,}35 \cdot \left[10^{-3} \cdot \left(C_{DCO,212i} - C_{DCO,212e}\right) \times Q_{212i} - 1{,}42 \cdot P_x\right] \tag{2-55}$$

Avec : Q_{CH4} Débit journalier de méthane, Nm^3·j^{-1}
$C_{DCO,212i}$ Concentration en DCO dans l'influent du digesteur anaérobie, g·m^{-3}
$C_{DCO,212e}$ Concentration en DCO dans l'effluent du digesteur anaérobie, g·m^{-3}
Q_{212i} Débit journalier de substrat introduit dans le digesteur anaérobie, m^3·j^{-1}
P_x Masse journalière de solides synthétisée, kg·j^{-1}

La masse journalière de solides synthétisée (P_x) s'exprime (58 p. 40) :

$$P_x = \frac{Y_{212} \times Q_{212i} \times 10^{-3} \cdot \left(C_{DCO,212i} - C_{DCO,212e}\right)}{1 + k_d \times TS_{212}} \tag{2-56}$$

Avec : Y_{212} Coefficient global de synthèse de solides biologiques, gMV·gDCO^{-1}
k_d Coefficient global de dégradation, g·g^{-1}·j^{-1}

Le temps de séjour du substrat dans le digesteur anaérobie (TS_{212}) est déduit de l'équation suivante (58 p. 39) :

$$\frac{1}{TS_{212}} = FS_{212} \cdot \left(\frac{\mu_m \cdot C_{DCO,212e}}{K_s + C_{DCO,212e}} - k_d\right) \tag{2-57}$$

Avec : FS_{212} Facteur de sécurité pour la digestion anaérobie
K_s Constante de réaction, mg·L^{-1}
μ_m Taux de croissance spécifique maximum, g·g^{-1}·j^{-1}

Le taux de conversion de DCO durant la digestion anaérobie ($R_{DCO,212}$) est donné par l'équation :

$$R_{DCO,212} = \frac{C_{DCO,212i} - C_{DCO,212e}}{C_{DCO,212i}} \quad (2\text{-}58)$$

Tableau 2-6 : Paramètres de dimensionnement de la digestion anaérobie mésophile pour T_{212} = 35°C

Paramètre	Symbole	Unité	Valeur
Coefficient global de synthèse de solides biologiques	Y	$gMVS \cdot gDCO^{-1}$	0,08
Coefficient global de dégradation	k_d	$g \cdot g^{-1} \cdot j^{-1}$	0,03
Taux de croissance spécifique maximum	μ_m	$g \cdot g^{-1} \cdot j^{-1}$	0,35
Constante de réaction	K_s	$mg \cdot L^{-1}$	160
Facteur de sécurité	FS_{212}	-	2,5 – 5
Taux de conversion de la DCO	$R_{DCO,212}$	-	0,6 – 0,9

Source : Adapté de Metcalf & Eddy (57), Davis (58 p. 38), Appels et al. (56 p. 761)

Les paramètres de dimensionnement mentionnés dans le Tableau 2-6 doivent être utilisés pour le calcul de la production de méthane pour une température de dimensionnement de la digestion anaérobie mésophile (T_{212}) de 35°C.

2.6.2 Bilan thermique du digesteur anaérobie

Le chauffage du digesteur est nécessaire pour augmenter la température du substrat introduit et pour compenser les pertes thermiques des parois du digesteur. Le bilan thermique est utilisé pour définir la faisabilité de l'utilisation du biogaz pour maintenir la température de dimensionnement du digesteur (T_{212}).

Pour le calcul du besoin en chaleur pour le chauffage du substrat, on considérera que la chaleur spécifique de celui-ci est équivalente à celle de l'eau, soit 4,186 $kJ \cdot kg^{-1}$, et que sa température d'introduction est équivalente à la température des boues dans le réacteur biologique (T_{132}). Le besoin en chaleur pour le chauffage du substrat (ec_{B212s}) s'exprime par l'équation suivante (58 p. 47) :

$$ec_{B212s} = Q_{212i} \times 4{,}186 \times 2{,}8 \cdot 10^{-4} \times (T_{212} - T_{132}) \quad (2\text{-}59)$$

Avec : ec_{B212s} Besoin en chaleur pour le chauffage du substrat, $kWh \cdot j^{-1}$

Tableau 2-7 : Valeurs des coefficients de transfert thermique

Type de surface exposée à la perte thermique	U ($W \cdot m^{-2} \cdot °C^{-1}$)
Surface en béton hors-sol avec une isolation de 300 mm	0,6 – 0,8
Surface en acier hors-sol avec une isolation de 100 mm	0,35
Mur en béton sous-sol sec	0,57 – 0,68
Mur en béton sous-sol humide	1,1 – 1,4
Radier en béton sous-sol sec	1,7
Radier en béton sous-sol humide	2,85

Source : Metcalf & Eddy (57)

Le calcul du besoin en chaleur équivalent aux pertes thermiques du digesteur (ec_{B212p}) repose, pour chacune des surfaces exposées à la perte thermique (S_p), sur le coefficient de transfert thermique (U), donné dans le Tableau 2-7, et sur la différence entre la température de dimensionnement du digesteur et la température extérieure considérée (T_e), comme suit (58 p. 47).

$$ec_{B212p} = U \times S_p \times (T_{212} - T_e) \times 86400 \times 2{,}8 \cdot 10^{-7} \quad (2\text{-}60)$$

Avec : ec_{B212p} Besoin en chaleur équivalent aux pertes thermiques, $kWh \cdot j^{-1}$
U Coefficient de transfert thermique, $W \cdot m^{-2} \cdot °C^{-1}$
S_p Surface exposée à la perte thermique, m^2
T_e Température extérieure, °C

2.6.3 Production d'énergie par cogénération

La production de chaleur (ec_{P242}) et d'électricité (ee_{P242}) par cogénération repose sur l'équivalence énergétique du méthane de 9,7 $kWh \cdot Nm^{-3}$ (77) et sur les rendements des différents équipements de valorisation du biogaz (Rc) et (Re) présentés dans le Tableau 2-8. On obtient :

$$ec_{P242} = 9{,}7 \cdot Q_{CH4} \cdot Rc \quad \text{et} \quad ee_{P242} = 9{,}7 \cdot Q_{CH4} \cdot Re \quad (2\text{-}61)$$

Avec : ec_{P242} Production de chaleur, $kWh \cdot j^{-1}$
Rc Rendement en chaleur, -
ee_{P242} Production d'électricité, $kWh \cdot j^{-1}$
Re Rendement en électricité, -

Tableau 2-8 : Valeurs moyennes de la production d'énergie et des rendements des équipements de valorisation de biogaz

Equipement	Chaleur		Electricité		Total
	Rc	$kWh \cdot Nm^{-3}$	Re	$kWh \cdot Nm^{-3}$	$kWh \cdot Nm^{-3}$
Chaudière	0,85	8,25	-	-	8,25
Moteur à gaz	0,50	4,85	0,35	3,35	8,20
Turbine à gaz	0,65	6,30	0,23	2,18	8,48

Source : adapté de Moletta (77), Reverdy et al. (50 p. 29), Couturier et al. (48 p. 28)

La puissance du moteur à gaz (P_{242}) se déduit de l'équation suivante, en considérant 5 % de pertes d'énergie et que celui-ci fonctionne entre 50 % et 100 % de sa charge nominale avec un rendement optimal d'environ 75 % (78) :

$$P_{242} = \left(\frac{9{,}7 \cdot Q_{CH4} \cdot 0{,}95}{24}\right) / 0{,}75 \quad (2\text{-}62)$$

Avec : P_{242} Puissance du moteur à gaz, kW

3. Simulation de la mise en application de la performance énergétique sur un cas pratique

Le premier paragraphe (§ 3.1) présente le contexte et les performances à atteindre pour la mise en application de la performance énergétique sur le cas pratique de la station d'épuration de Saugues. Cette mise en application considère les procédés identifiés pour la filière de traitement type susceptibles d'être intégrés dans la filière de traitement existante. Le deuxième paragraphe (§ 3.2) présente les résultats du dimensionnement de ces procédés, la simulation par le calcul de la production d'énergie envisageable et le bilan énergétique de la mise en application de la performance énergétique pour le cas étudié. Le détail de cette simulation est consultable en annexe A.6. Le troisième paragraphe (§ 3.3) conclut sur le bilan économique et sur les contraintes liées à la mise en œuvre des procédés, sur les besoins en études et en recherche ainsi que sur les perspectives de développement technologiques en lien avec la mise en application de la performance énergétique sur les stations d'épuration en boues activées.

3.1 Contexte et performances à atteindre

3.1.1 Introduction et justification du cas étudié

La simulation de la performance énergétique sur un cas pratique de station d'épuration en boues activées, à travers les différents procédés identifiés précédemment, doit permettre à l'ingénieur de conclure sur la faisabilité, les contraintes et les besoins liés à sa mise en application. On recherchera tout d'abord le projet de station d'épuration en boues activées le plus pertinent pour la simulation à travers ceux traités en tant qu'ingénieur.

Les projets de stations d'épuration en boues activées gérés depuis 2010 en tant qu'entrepreneur l'ont été en dehors de l'Union Européenne. Ils n'étaient par conséquent pas soumis aux exigences de performance énergétique fixées par la directive européenne n°2010/31/UE ni à des exigences restrictives en la matière. L'objectif de ces projets était essentiellement de répondre à la performance de traitement par la conception et la construction de nouvelles stations d'épuration[10].

Les projets de stations d'épuration développés en France, en tant que maître d'œuvre, sont antérieurs à 2010. Ils ont été développés dans le but de répondre aux exigences de traitement et aux échéances fixées dans la loi n°92-3 et dans l'arrêté du 22 décembre 1994. Les consommations électriques, sur lesquelles les entrepreneurs se sont engagés, ont été incluses dans les contrats de travaux mais ces stations d'épuration n'ont pas été conçues et construites en considérant la performance énergétique au sens des lois n°2010-788 et 2015-992. Parmi ces projets, on peut relever la maîtrise d'œuvre de conception de la station d'épuration en boues activées de Saugues (2005 – 2007) pour laquelle les considérations environnementales avaient été particulièrement approfondies.

Il paraît aujourd'hui judicieux de pousser la réflexion sur la conception de cet ouvrage et d'évaluer dans quelle mesure il peut être adapté afin de répondre aux exigences fixées en matière de performance énergétique. Cette station d'épuration étant par ailleurs de petite capacité nominale, il s'avère pertinent d'étudier la faisabilité technique de la mise en œuvre de la digestion anaérobie sur celle-ci (§ 1.3.1a, p. 20).

---

[10] Il s'agit notamment des projets de conception-construction des stations d'épuration suivantes : Shabran (28.000 EH) et de Siyezen (34.000 EH) en Azerbaïdjan ; Tskaltubo (18.500 EH), Telavi (52.000 EH) et Anaklia (25.600 EH) en Géorgie. De plus, le contexte énergétique local, comme en Azerbaïdjan qui dispose de ressources gazières importantes, n'incite pas les acteurs locaux de l'eau et de l'environnement à promouvoir des projets visant à la réduction de la consommation des énergies non renouvelables ou à la production d'énergie à partir de sources renouvelables.

L'ingénieur s'appuiera également sur l'expérience acquise en maîtrise d'œuvre d'exécution pour la réhabilitation de la station d'épuration en boues activées de Chazelles-Viricelles (2001 – 2002), qui incluait la construction de l'un des premiers sécheurs solaire de boues en France[11].

3.1.2 Contexte environnemental et architectural

La station d'épuration de Saugues se situe dans le département de la Haute-Loire. Elle est implantée à une altitude d'environ 930 m, en zone de gel sévère. Par ailleurs, le choix du site de cette station d'épuration a nécessité la prise en compte de l'éloignement vis-à-vis des champs d'inondation de la rivière Seuge et des premières habitations, ainsi que des disponibilités foncières du maître d'ouvrage. L'implantation retenue se situant dans le périmètre d'un monument classé par les architectes des bâtiments de France, la conception de cet ouvrage a requis une intégration architecturale et paysagère soignée.



Figure 3-1 : Intégration architecturale et paysagère de la station d'épuration de Saugues

Le choix d'une station d'épuration intégralement couverte (Figure 3-1) a permis de répondre à l'ensemble des contraintes identifiées, tant du point de vue environnemental qu'architectural. Il permet également de protéger les ouvrages et les équipements et ainsi d'augmenter leur durée de vie économique. Les ouvrages de traitement et le bâtiment ont été conçus afin de respecter la volumétrie des bâtiments agricoles environnants. La charpente en bois lamellé-collé ainsi que la façade en bardage en sapin laissé naturel et la couverture en bac acier du bâtiment permettent par ailleurs une intégration sobre dans le milieu.

3.1.3 Proposition pour l'adaptation de la filière de traitement existante

a. Présentation de la filière de traitement existante[12]

La filière de traitement existante de la station d'épuration de Saugues est représentée dans la Figure 3-2.

L'influent de cette station d'épuration [101] est en partie composé d'eaux usées industrielles provenant d'une conserverie de champignons[13]. Le prétraitement de l'influent est

[11] Conçu et construit par l'entreprise *THERMO-SYSTEM Industrie- & Trocknungstechnik GmbH.*

[12] Les données de dimensionnement et de conception de la station d'épuration de Saugues sont issues du dossier constructeur fourni par l'entreprise Malataverne Service Environnement.

[13] La concentration en chlorures dans l'influent en résultant est de l'ordre de 1.200 $mg \cdot L^{-1}$. Les structures en béton ont par conséquent été conçues en considérant les classes d'exposition au gel / dégel (XF3) et à la corrosion induite par les chlorures (XD2), conformément à la norme NF EN 1992-1-1.

réalisé au moyen d'un tamis rotatif [111] alimenté par refoulement. Cet équipement assure les fonctions de dessablage et de dégraissage. L'influent est introduit à l'intérieur d'un tamis à faible maille (750 µm) entièrement capoté. Les particules et graisses retenues sont évacuées, compactées puis ensachées au moyen d'une vis sans âme tournant dans une auge à l'intérieur du tamis. La station d'épuration de Saugues est par ailleurs conçue pour admettre les matières de vidanges issues des dispositifs d'assainissement non collectif. Ces matières sont tamisées avant leur introduction dans le tamis rotatif ce qui permet de sécuriser leur admission sur la filière de traitement et de réduire les risques d'abrasion et de bouchage des équipements.

La station d'épuration de Saugues ne dispose pas de traitement primaire et l'influent prétraité est directement admis dans le traitement secondaire. Celui-ci est composé d'un réacteur biologique [132] de forme rectangulaire et d'un volume de 935 m^3, assurant le traitement de la pollution carbonée et de la pollution azotée par dénitrification simultanée (Figure 1-1 : Schéma de principe de la pré-dénitrification

, p. 17). Le traitement de la pollution phosphorée est réalisé uniquement par voie physico-chimique par l'adjonction de $FeCl_3$ dans le réacteur biologique. L'aération est réalisée par insufflation d'air en fines bulles au moyen de diffuseurs à membrane couvrant toute la surface du réacteur biologique et de deux surpresseurs. L'aération est asservie à des seuils du potentiel Redox dans le réacteur biologique et les moteurs des surpresseurs sont équipés de variateurs de fréquence.

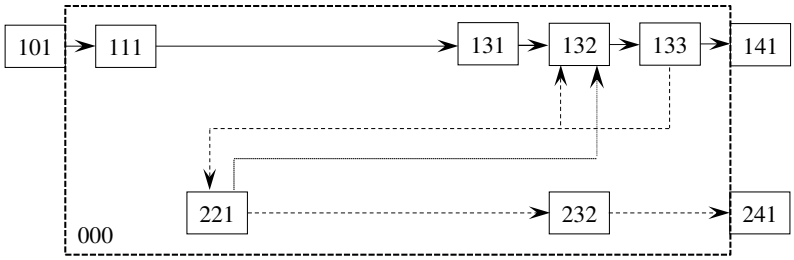


Figure 3-2 : Schéma de principe de la filière de traitement existante de la station d'épuration de Saugues

Eau *Boues* *Filtrats*

Légende : 000. Bâtiment – 101. Influent – 110. Prétraitement – 111. Tamis rotatif – 130 – Traitement secondaire – 131. Bassin tampon - 132. Réacteur biologique avec zone de contact – 133. Décanteur secondaire avec dégazeur – 141. Effluent – 220. Déshydratation – 221. Centrifugeuse – 232. Stockage des boues – 240. Utilisation finale – 241. Epandage des boues.

Afin de réguler les pointes de débit par temps de pluie et de diluer la part des eaux usées industrielles, l'influent prétraité transite par un bassin tampon [131] d'un volume de 134 m^3. Il est ensuite mélangé avec une partie des boues recirculées depuis le décanteur secondaire dans une zone de contact d'un volume de 32 m^3. Ce dispositif permet de stimuler la croissance de la biomasse nécessaire au traitement et de réduire le risque de développement de bactéries filamenteuses préjudiciables à la décantation secondaire en cas de déséquilibre nutritif dans le réacteur biologique, notamment du fait de l'admission des eaux industrielles.

Le mélange influent – flocs bactériens est séparé dans un décanteur secondaire [133] d'une surface au miroir de 210 m^2 et d'une profondeur périphérique de 3,00 m, équipé d'un pont racleur. Les mousses et les microbulles présentent dans les boues issues du réacteur biologique pouvant nuire à la performance du décanteur secondaire sont piégées et évacuées dans un ouvrage de dégazage intermédiaire d'une surface de 5,3 m^2.

Les boues en excès issues du traitement biologique sont déshydratées au moyen d'une centrifugeuse [221] permettant d'atteindre une siccité de 21 %. Les boues sont préalablement conditionnées avec du floculant dosé à 10 kg·TMS^{-1}. Elles sont stabilisées chimiquement après déshydratation par adjonction de chaux éteinte dosée à 0,56 kg$Ca(OH)_2$·kgMS^{-1}, ce qui permet

d'atteindre une siccité finale de 30 %. Les boues déshydratées et chaulées sont stockées en tas dans deux casiers confinés [232] d'un volume total de 318 m^3, dimensionnés pour permettre une durée de stockage de 8 mois avant leur épandage [241].

Le bâtiment de la station d'épuration [000] est ventilé au moyen d'entrées d'air frais et d'une extraction d'air forcée avec un taux de renouvellement d'air équivalent à 3 fois le volume du bâtiment par heure, soit 12.150 $m^3 \cdot h^{-1}$. Le prétraitement, la déshydratation et le stockage des boues sont équipés d'une extraction d'air forcée et d'une désodorisation de l'air vicié par charbon actif. Le taux de renouvellement d'air de ces unités de traitement varie de 5 à 20, soit 2.125 $m^3 \cdot h^{-1}$.

b. Adaptation de la filière de traitement des eaux existante à la filière de traitement type

La filière de traitement des eaux existante est, comparativement à la filière de traitement type (§ 1.4.1, p. 30), dépourvue de dégraisseur, de décanteur primaire et de traitement du phosphore par voie biologique. De plus, la station d'épuration de Saugues a été conçue afin d'aboutir à un ouvrage le plus compact possible dans le but de limiter le CapEx lié au bâtiment. En considérant le plan masse (A.4), l'insertion de nouveaux ouvrages dans la filière existante s'avère délicate voire impossible.

Le tamis rotatif est un équipement bien adapté à la configuration de la station d'épuration de Saugues du fait de sa compacité. Il ne permet cependant pas de séparer les graisses des autres particules retenues. Les refus de tamisage étant chargés en sable et en filasse qui peuvent provoquer des colmatages, ils ne doivent pas être introduits en digestion anaérobie. L'option d'une unité de traitement compacte permettant de séparer les refus, les sables et les graisses, intégrée en option dans le cahier des charges[14] par le maître d'œuvre n'avait pas été retenue par le maître d'ouvrage en raison d'un CapEx plus élevé. L'installation d'une unité de prétraitement compacte n'est pas envisageable en lieu et place du tamis rotatif, la hauteur libre sous poutre étant inférieure à 5 m, hauteur nécessaire pour le démontage de cet équipement.

L'éventuelle modification du bassin tampon en décanteur primaire lamellaire pourrait, à la vue des surcharges hydrauliques observées, nuire à la performance du traitement secondaire, car le débit de l'influent admis sur celui-ci ne serait plus régulé. Cette modification doit par conséquent être écartée.

La forme rectangulaire du réacteur biologique, choisie dans un but de compacité, n'est pas optimale du point de vue énergétique, la puissance spécifique de brassage requise étant élevée (§ 1.2.2a, p. 15). Par ailleurs, l'aération étant d'ores et déjà asservie à des seuils du potentiel Redox et les surpresseurs étant équipés de variateurs de fréquence, on peut envisager une optimisation énergétique moindre du réacteur biologique par une automatisation de l'aération asservie à une mesure continue en NH_4^+ et en NO_3^-. Enfin, à la vue de la forte dilution de l'influent observée, la dénitrification devrait être poussée afin d'atteindre une concentration dans l'effluent de 10 voire 5 $gNGL \cdot m^{-3}$ et de maintenir un rapport $C_{NO3,D}/C_{DCO,132i}$ conforme aux valeurs prescrites (§ 2.2.1b, p. 37).

c. Proposition d'une filière de traitement des boues pour répondre à la performance énergétique

L'adaptation de la filière de traitement existante à la filière de traitement type repose essentiellement sur la modification du traitement des boues. Sous réserve de la disponibilité foncière et de la validation d'un projet architectural soigné par les architectes des bâtiments de France, la construction d'une nouvelle filière de traitement des boues pourrait être envisagée en dehors du bâtiment, sur les terrains attenants à la station d'épuration.

---

[14] Une unité de prétraitement compacte type *Noggerath* NSI-Combi 1200 FF – L1 : 4000 mm avait été proposée par le maître d'œuvre au maître d'ouvrage.

Cette nouvelle filière, telle que présentée dans la Figure 3-3 et en annexe A.4, pourrait comprendre :

- Une unité d'épaississement [211], couverte afin de réduire les pertes thermiques et les besoins en chaleur pour chauffer les boues ;
- Une unité de digestion anaérobie [212] dont la hauteur hors-sol ne devrait cependant pas dépasser celle du bâtiment, soit 9 mètres ;
- Une unité de déshydratation par presse à vis [221] en remplacement de la centrifugeuse existante qui serait déposée ; et
- Une unité de séchage solaire [231] qui permettrait d'atteindre une siccité finale de 70 %, ce qui réduirait considérablement le volume de boues à épandre. Ceci permettrait par ailleurs d'abandonner la stabilisation chimique par chaulage actuellement utilisée, le digestat étant stabilisé et moins fermentescible que les boues actuellement produite.

La nouvelle unité de déshydratation ainsi que l'unité de cogénération [242] pourraient être installée dans un nouveau bâtiment secondaire [001], de construction similaire à celle du bâtiment existant. Les casiers de stockage des boues [232] pourraient être utilisés en secours en cas de limitations ou de contraintes d'épandage.

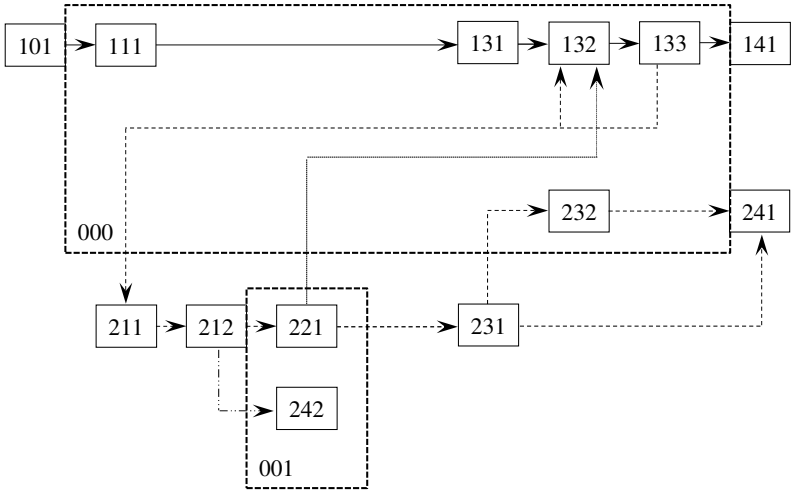


Figure 3-3 : Schéma de principe de la filière de traitement proposée pour la station d'épuration de Saugues

Eau *Boues* *Graisses* *Filtrats* *Biogaz*

Légende : 000. Bâtiment principal – 001. Bâtiment secondaire – 101. Influent – 110. Prétraitement – 111. Tamis rotatif – 130 – Traitement secondaire – 131. Bassin tampon - 132. Réacteur biologique avec zone de contact – 133. Décanteur secondaire avec dégazeur – 141. Effluent – 210. Stabilisation / Valorisation – 211. Epaississeur – 212. Digesteur anaérobie mésophile – 220. Déshydratation – 221. Presse à vis –230. Séchage – 231. Sécheur solaire – 232. Stockage – 240. Utilisation finale – 241. Epandage des boues – 242. Cogénération par moteur à gaz.

La production de méthane par digestion anaérobie serait toutefois réduite du fait de l'absence de graisses et de boues primaires, celles-ci présentant un potentiel méthanogène plus élevé que les boues biologiques (§ 1.3.1b, p. 20). Ces dernières seraient en l'état le seul substrat disponible pour la digestion anaérobie.

3.1.4 Performance de traitement

La capacité nominale de la station d'épuration de Saugues est de 4.200 EH. Elle est basée sur une semaine type en prenant en compte 6 jours de temps sec et 1 jour de temps de pluie, soient un débit journalier de 1.032 $m^3 \cdot j^{-1}$ et un débit de pointe horaire de 165 $m^3 \cdot h^{-1}$.

Les eaux traitées sont rejetées dans la rivière Seuge, classée en zone sensible à l'azote et au phosphore au titre de l'arrêté du 22 décembre 1994. Les concentrations maximums considérées dans l'effluent pour ces paramètres sont de 15 $gNGL \cdot m^{-3}$ et 2 $gP \cdot m^{-3}$. Les concentrations maximums dans l'effluent et les rendements minimums à atteindre retenus pour les autres paramètres doivent être conformes aux valeurs du Tableau 1-1, p. 11.

La station d'épuration de Saugues fait l'objet de bilans journaliers de fonctionnement par le SATEA, une fois par mois, dans le cadre de la procédure d'auto-surveillance. Ces bilans montrent que la performance de traitement pour la pollution carbonée est globalement satisfaisante et conforme aux exigences fixées par l'arrêté du 21 juillet 2015 et par l'arrêté préfectoral n°SEF-2014-156.

Ces bilans mettent par contre en évidence des rendements insuffisants en NGL et des concentrations en P de l'effluent non conformes. Le rendement moyen en NGL est de 62 % et la concentration moyenne en P de 2,7 $gP \cdot m^{-3}$. Ceci peut s'expliquer par la forte dilution de l'influent et les faibles concentrations dans celui-ci pour ces paramètres qui nécessitent de pousser la dénitrification (79 p. 6) et d'augmenter la quantité de $FeCl_3$ à injecter afin de respecter les rendements minimums.

La charge hydraulique moyenne journalière traitée depuis 2012 s'élève à 859 $m^3 \cdot j^{-1}$, soit 83 % de la capacité hydraulique nominale. Cette dernière est très fréquemment dépassée lors d'évènements pluvieux, du fait d'un ressuyage important et de la présence d'eaux claires parasites en période hivernale. Ces eaux claires diluent fortement l'influent, ce qui pénalise la performance de traitement et entraîne une durée de fonctionnement des équipements de pompage plus élevée. Ceci est confirmé par les recommandations du SATEA concernant la nécessité de réhabiliter les réseaux d'assainissement afin de réduire la charge hydraulique à traiter sur la station d'épuration. Les mesures réalisées en 2005 dans le cadre de l'étude diagnostic[15] avaient démontré que le volume journalier d'eaux claires représentait 4 fois celui des eaux usées, soit 470 $m^3 \cdot j^{-1}$. Pour le dimensionnement de la station d'épuration de Saugues, il avait été considéré que, par des travaux de réhabilitation des réseaux d'assainissement, le volume journalier d'eaux claires serait réduit à 240 $m^3 \cdot j^{-1}$ à capacité nominale.

La charge organique moyenne journalière traitée depuis 2012 s'élève quant à elle à 77 $kgDBO_5 \cdot j^{-1}$ soit 35 % de la valeur nominale. Elle n'est que ponctuellement dépassée durant les périodes de pointe de production industrielle. La masse de boues chaulées produite correspondante peut être considérée comme variant entre 58 et 78 $TMS \cdot an^{-1}$, soit 36 à 49 % de la production attendue à capacité nominale. Cette production élevée à la vue de la charge organique traitée est peut être liée à une adjonction trop importante de chaux. Il est à noter que la production attendue à capacité nominale de 160 $TMS \cdot an^{-1}$ a été atteinte sur l'année 2015.

[15] Mesures réalisées par SOCOTEC en février 2005 sur l'influent de l'ancienne station d'épuration.

3.1.5 Performance énergétique[16]

La consommation en énergie électrique théorique totale attendue à capacité nominale est de 296.648 kWh·an^{-1}, soit 3,6 kWh par kgDBO_5 traité. Cette valeur élevée, comparativement à celles présentées dans le Tableau 1-4 (p. 14) pour le procédé boues activées, s'explique par l'énergie électrique nécessaire au chauffage et à la ventilation du bâtiment [000]. En omettant celle-ci, la consommation électrique théorique totale s'élèverait à 237.300 kWh·an^{-1}, soit 2,9 kWh par kgDBO_5 traité.

La consommation électrique moyenne réelle depuis 2012 s'élève à 228.360 kWh·an^{-1}, soit 77 % de la consommation électrique attendue à capacité nominale. Cette dernière a été presque atteinte sur l'année 2014. L'évolution de la consommation électrique réelle représentée dans la Figure 3-4 montre une tendance générale à la hausse. L'observation des données disponibles (A.5) permet de conclure que cette surconsommation électrique est vraisemblablement liée à la surcharge hydraulique de la station d'épuration de Saugues.

Pour l'année 2012, considérée comme année de référence pour le calcul des objectifs de performance énergétique par la loi n°2015-992, la consommation électrique était de 190.000 kWh·an^{-1}. En considérant la consommation énergétique attendue à capacité nominale, l'interprétation de cette loi conduit aux objectifs suivants :

1. La réduction de 50 % de la consommation énergétique finale par rapport à l'année 2012, soit une réduction de 95.000 kWh·an^{-1}, mènerait à une consommation des énergies non renouvelables (eNR) de l'ordre de 200.000 kWh·an^{-1} ; et
2. Sur la base de la structure de la production électrique en France en 2012 (Tableau 1-3, p. 12), la réduction de 30 % de la part des énergies fossiles et à 50 % de la part du nucléaire mènerait à une consommation des énergies non renouvelables (eNR) de l'ordre de 120.000 kWh·an^{-1}.

On considèrera ce dernier objectif comme le plus restrictif pour la simulation de la performance énergétique de la station d'épuration de Saugues en intégrant qu'au minimum 32 % de la consommation énergétique finale devra provenir de sources renouvelables (eR).

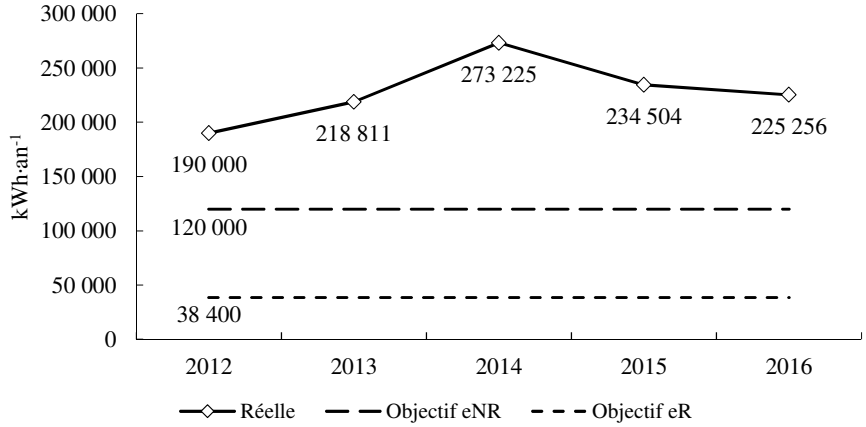


Figure 3-4 : Consommation électrique réelle et objectifs à atteindre

[16] Les bilans de fonctionnement réalisés par le SATEA visent uniquement à analyser la performance de traitement. Les consommations électriques correspondantes aux jours des bilans ne sont pas disponibles. Celles-ci sont fournies par l'exploitant sur une base mensuelle et uniquement pour l'ensemble de la station d'épuration. Par ailleurs, la station d'épuration de Saugues ne dispose pas de comptage séparé pour les différentes unités de traitement. L'analyse détaillée de la consommation électrique réelle des différentes unités de traitement n'est par conséquent pas réalisable.

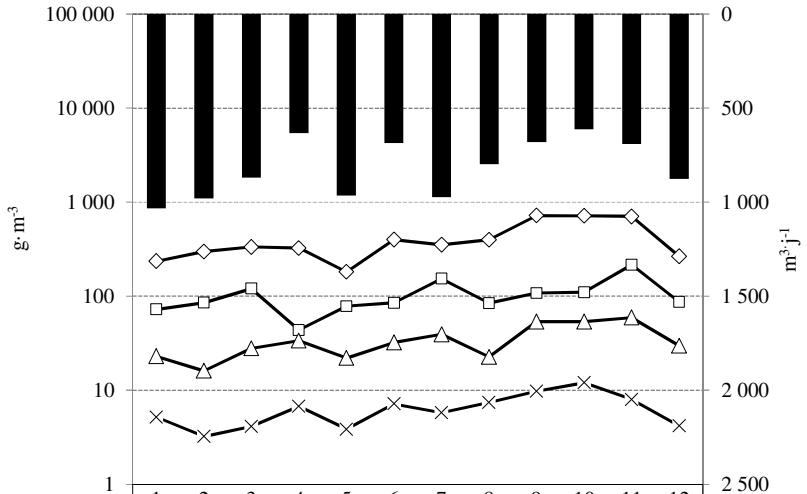
3.2 Résultats de la simulation

3.2.1 Bilan des concentrations

a. Caractérisation de l'influent à capacité nominale

L'observation des données issues des bilans de fonctionnent sur les 5 premières années d'exploitation ne permet pas de faire ressortir une tendance ni de prédire la dilution et les caractéristiques de l'influent à l'horizon 2050. Le dimensionnement de la filière de traitement proposée pour la station d'épuration de Saugues est donc réalisé sur la base de sa capacité nominale.

La caractérisation de l'influent à capacité nominale est réalisée en considérant les valeurs journalières moyennes déduites des bilans de fonctionnement, pour chaque mois-type, telles que présentées dans la Figure 3-5.



	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
QJ,i nom.	1032	981	870	634	965	685	975	798	681	613	691	878
CDCO,i nom.	235	298	334	326	181	398	352	397	718	714	704	265
CMES,i nom.	72	85	120	44	78	85	154	84	108	110	215	87
CNK,i nom.	23.0	16.1	27.9	33.7	22.0	32.2	39.3	22.6	53.6	53.6	59.3	29.8
CP,i nom.	5.2	3.2	4.1	6.8	3.9	7.2	5.8	7.4	9.8	12.1	8.0	4.2

Figure 3-5 : Graphique des débits et des concentrations de l'influent par mois-type

Ces valeurs intègrent :

- Les variations actuelles de la charge organique et la charge organique maximale liée à l'activité industrielle observée ; et
- Les variations actuelles de la charge hydraulique, la charge hydraulique maximale observée pour le mois-type de janvier et l'objectif de réduction des eaux claires à 240 $m^3 \cdot j^{-1}$.

D'autre part, la Figure 3-6 montre les valeurs des températures de l'influent (T_{132}) considérées pour la simulation du réacteur biologique, sur la base des valeurs moyennes mesurées lors des bilans de fonctionnement. Plus de la moitié de l'année ces températures sont inférieures à la température de dimensionnement usuellement utilisée de 12°C ce qui nécessite un besoin en énergie électrique plus important pour le traitement de l'azote.

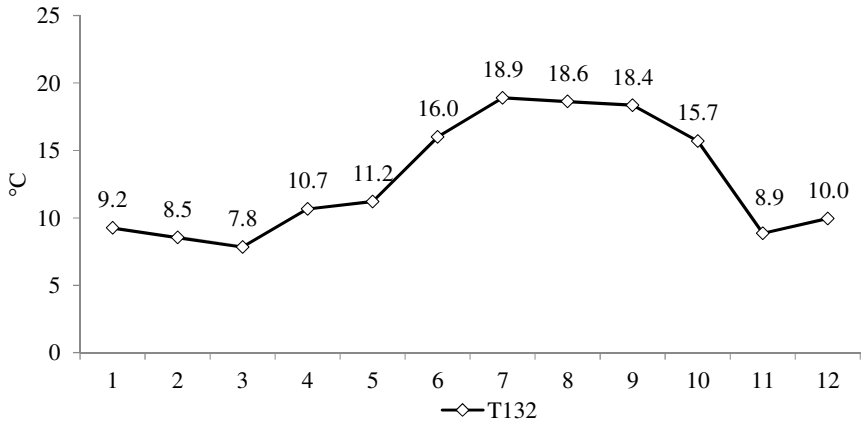


Figure 3-6 : Graphique des températures de l'influent par mois-type

Source : SATEA

b. Concentrations des boues biologiques à capacité nominale

Les analyses réalisées lors des bilans de fonctionnement n'incluant pas les fractions des différents paramètres, celles-ci sont déduites des valeurs par défaut de la méthode de calcul (§ 2.2, p. 36). Les concentrations dans l'effluent et les rapports $C_{NO3,D}/C_{DCO,132,i}$ sont ajustés pour chaque mois-type en fonction des concentrations dans l'influent et des rendements minimums à atteindre. Les valeurs des concentrations en DCO, MES et N obtenues pour les boues biologiques pour chaque mois-type sont présentées dans le Tableau 3-1.

Tableau 3-1 : Valeurs des concentrations des boues biologiques à capacité nominale

Paramètre	Unité	Equation	Mois-type											
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
DCO														
$C_{DCOpr,132i}$	$g \cdot m^{-3}$	(2-5)	18	22	25	24	14	30	26	30	54	54	53	20
$C_{DCOp,BM}$	$g \cdot m^{-3}$	(2-12)	46	69	63	65	32	95	72	107	178	170	150	46
$C_{DCOsb,132i}$	$g \cdot m^{-3}$	(2-6)	153	193	217	212	118	259	229	258	467	464	457	172
$C_{DCOpb,132i}$	$g \cdot m^{-3}$	(2-6)	53	67	75	73	41	90	79	89	162	161	158	60
$C_{DCOpr,BM}$	$g \cdot m^{-3}$	(2-13)	18	21	26	25	15	28	27	25	49	50	52	22
$C_{DCO,130B}$	$g \cdot m^{-3}$	(2-11)	82	112	115	115	61	153	125	162	281	273	256	88
MES	$g \cdot m^{-3}$													
$C_{MESpm,132i}$	$g \cdot m^{-3}$	(2-20)	8.7	10.2	14.4	5.2	9.4	10.2	18.4	10.1	12.9	13.2	25.8	10.4
$C_{MESp,130B}$	$g \cdot m^{-3}$	(2-22)	91	122	129	120	70	163	143	172	294	286	281	98
N	$g \cdot m^{-3}$													
$C_{NO3,D}$	$g \cdot m^{-3}$	(2-24)	12	4	15	16	13	12	21	8	21	21	27	18
$C_{No,BM}$	$g \cdot m^{-3}$		4.5	2.8	5.7	5.9	4.3	5.6	7.3	4.4	9.7	9.6	11.1	6.2

3.2.2 Production de boues biologiques

Sur la base des bilans de fonctionnement, on peut estimer que la masse moyenne de boues biologiques (non chaulées) produite est actuellement d'environ 43 $TMS \cdot an^{-1}$. Cette valeur est supérieure à la masse théorique, telle que déduite des Equations (2-40) et (2-41), qui est de 30 $TMS \cdot an^{-1}$. Pour le calcul de la production de boues biologique à capacité nominale on applique par conséquent un coefficient correcteur de 1,4.

La masse théorique annuelle de boues biologiques à capacité nominale serait de l'ordre de 62 $TMS \cdot an^{-1}$. Le Tableau 3-2 présente les valeurs de la masse de boues biologiques produites pour chaque mois-type à capacité nominale, telles que déduites des concentrations issues du Tableau 3-1, ainsi que les valeurs du volume correspondant en sortie d'épaississeur ($Q_{B,211e}$) et

admis en digestion anaérobie. Ces valeurs considèrent un traitement de la pollution phosphorée uniquement par voie physico-chimique par adjonction de $FeCl_3$.

Tableau 3-2 : Valeurs de la masse et du volume des boues biologiques et à capacité nominale

Paramètre	Unité	Equation	Mois-type											
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
M_{130Bc}	$kgMS \cdot mois^{-1}$	(2-40)	3 551	4 117	4 285	2 767	2 582	4 087	5 337	5 176	7 290	6 615	7 146	3 283
M_{130Bp}	$kgMS \cdot mois^{-1}$	(2-41)	917	323	500	747	698	816	863	1 048	811	1 173	684	607
M_{130B}	$kgMS \cdot mois^{-1}$	(2-39)	4 468	4 440	4 785	3 514	3 280	4 902	6 200	6 224	8 101	7 788	7 830	3 890
$Q_{B,211e}$	$m^3 \cdot mois^{-1}$	(2-44)	133	126	138	114	111	138	157	157	173	173	170	123

3.2.3 Besoins en énergie électrique

a. Besoins en énergie électrique du réacteur biologique

Le besoin en énergie électrique du réacteur biologique ($ee_{B,132}$) pour chaque mois-type à capacité nominale est estimé sur la base des valeurs des concentrations et des températures de l'influent issues de la Figure 3-5 et de la Figure 3-6, ainsi que des valeurs de la concentration en DCO des boues biologiques issues du Tableau 3-1. Ce besoin serait de l'ordre de 115.000 $kWh \cdot an^{-1}$.

Les valeurs déduites présentées dans le Tableau 3-3 considèrent une automatisation optimale de l'aération en mode régulée avec un asservissement à une mesure en NH_4^+ et en NO_3^- en sortie de réacteur biologique. Elles prennent en compte une aération par insufflation d'air par fines bulles au moyen de surpresseurs d'une puissance absorbée unitaire de 25 kW, équipés de variateur de fréquence. Le brassage du réacteur biologique en dehors des périodes d'aération considère une puissance absorbée spécifique de 6 $W \cdot m^{-3}$.

Tableau 3-3 : Valeurs des besoins en énergie électrique du réacteur biologique attendues à capacité nominale

Paramètre	Unité	Equation	Mois-type											
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
$C_{DCOsr,132i}$	$g \cdot m^{-3}$	(2-4)	23	12	15	17	16	9	20	18	20	36	36	35
DO_C	$kgO_2 \cdot j^{-1}$	(2-26)	146	167	176	123	108	155	204	172	274	248	285	144
DO_N	$kgO_2 \cdot j^{-1}$	(2-27)	65	26	64	56	62	51	107	35	82	74	102	78
DO_D	$kgO_2 \cdot j^{-1}$	(2-28)	36	10	37	29	35	24	58	18	41	37	54	46
DO_{hp}	$kgO_2 \cdot h^{-1}$	(2-29)	10.4	9.6	11.7	9.0	8.4	10.3	15.5	10.2	17.7	16.0	19.2	10.9
t_{O2}	$h \cdot j^{-1}$	(2-30)	16.4	20.5	17.5	16.2	15.1	17.7	15.4	19.8	18.0	18.0	17.3	15.5
AO_{hp}	$kgO_2 \cdot h^{-1}$	(2-34)	21	14	23	18	21	18	39	16	32	29	33	26
P_{132ae}	kWabs	(2-36)	13.6	9.4	15.2	11.9	13.4	12.0	25.6	10.5	20.9	18.6	21.5	17.1
$ee_{B,132}$	$kWh \cdot mois^{-1}$		8 405	5 991	9 524	7 207	7 956	7 511	13 865	7 250	12 368	11 547	12 387	9 870

b. Besoins en énergie électrique pour le traitement des boues

Le besoin en énergie électrique pour le traitement des boues à capacité nominale (ee_{B200}) se compose des besoins en énergie électrique pour la digestion anaérobie (ee_{B212}), pour la déshydratation (ee_{B221}) et pour le séchage solaire des boues (ee_{B231}), présentées dans le Tableau 3-4.

Le calcul du besoin en énergie électrique pour la digestion anaérobie repose sur le volume du digesteur (V_{212}) et principalement sur la capacité de brassage à mettre en œuvre. Sur la base d'un temps de séjour moyen du digestat (TS_{212}) de 50 jours, tel que déduit de l'Equation (2-57) et des paramètres de dimensionnement issus du Tableau 2-6 (p. 49), ce volume serait de l'ordre de 225 m^3 pour la digestion des boues biologiques seules. Le taux de dégradation des MV des boues biologiques ($\%_{MVd,212}$) introduites en digestion anaérobie déduit du temps de séjour suivant l'Equation (2-49) serait de 70 %.

Tableau 3-4 : Valeurs des besoins en énergie électrique pour le traitement des boues attendues à capacité nominale

Paramètre	Unité	Equation	Mois-type											
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
ee_{B212}	$kWh \cdot mois^{-1}$	(2-48)	499	412	468	588	668	429	366	365	267	295	276	569
ee_{B221}	$kWh \cdot mois^{-1}$		346	368	363	299	277	381	445	448	568	537	551	312
ee_{B231}	$kWh \cdot mois^{-1}$		292	264	292	283	292	283	292	292	283	292	283	292
ee_{B200}	$kWh \cdot mois^{-1}$		1 138	1 044	1 123	1 170	1 238	1 093	1 103	1 105	1 118	1 125	1 110	1 173

Les besoins en énergie électrique pour la déshydratation des boues biologiques sont déduits des valeurs issues du dossier constructeur en considérant que la centrifugeuse existante serait remplacée par une presse à vis, pour laquelle le besoin en énergie électrique spécifique est donné dans le Tableau 2-4 (p. 46).

Les besoins en énergie électrique pour le séchage solaire sont déduits du volume annuel d'eau à évaporer sur la base de la valeur du potentiel évaporatoire utilisée dans l'Equation (2-49) et des valeurs indicatives des besoins en énergie électrique précisées dans le Tableau 2-5 (p. 47).

c. Synthèse des besoins en énergie électrique

La répartition des besoins en énergie électrique à capacité nominale est présentée dans la Figure 3-7. Le besoin total (ee_B) s'élèverait à environ 240.000 $kWh \cdot an^{-1}$. Le réacteur biologique [132] devrait être le premier consommateur avec environ 48 % du besoin total, et le traitement des boues [200] représenterait seulement 6 % du besoin total. La ventilation et le chauffage du bâtiment [000] représenterait 25 % du besoin total et le refoulement de l'influent 8 %.

Le besoin total en énergie électrique serait par conséquent supérieur à l'objectif atteindre de 120.000 $kWh \cdot an^{-1}$ en termes de consommation d'énergies non renouvelables. Ceci induirait la nécessité de générer environ 120.000 $kWh \cdot an^{-1}$ à partir du biogaz produit par la digestion anaérobie. Cette production d'électricité serait supérieure à 38.400 $kWh \cdot an^{-1}$ et permettrait de répondre à l'objectif fixé pour la part des énergies renouvelables.

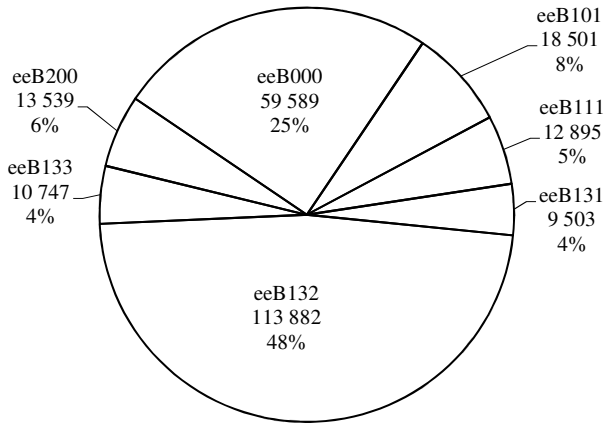


Figure 3-7 : Graphique de la répartition des besoins en énergie électrique attendue à capacité nominale

La Figure 3-8 montre par ailleurs que la production d'énergie électrique à partir du biogaz devrait être variable sur l'année-type, en fonction de la charge hydraulique traitée et de l'activité industrielle. Hormis pour le mois-type de juillet, cette variation serait proportionnelle à la masse de boues biologiques produite pour chaque mois-type (Tableau 3-2).

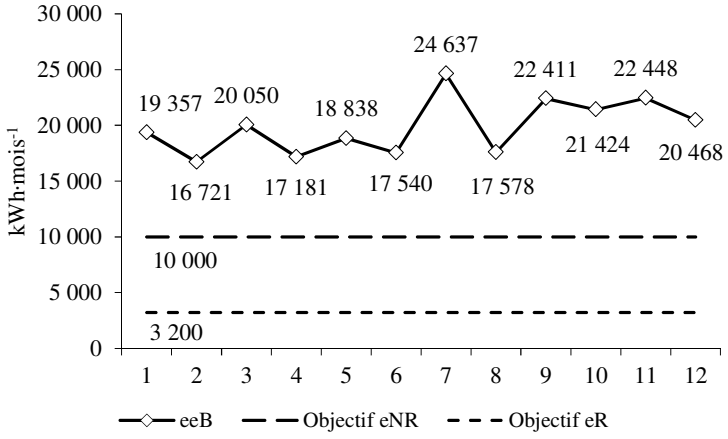


Figure 3-8 : Graphique des besoins en énergie électrique par mois-type attendus à capacité nominale

3.2.4 Estimation de la production d'énergie à partir de biogaz

a. Estimation de la production de méthane à partir des boues biologiques seules

La production de méthane par digestion anaérobie mésophile pour chaque mois-type, telle que présentée dans le Tableau 3-5, est estimée à partir de l'Equation (2-55) et des paramètres de dimensionnement du Tableau 2-6, en considérant les concentrations en DCO des boues biologiques (Tableau 3-1) et de leur volume (Tableau 3-2).

Tableau 3-5 : Valeurs de la production de méthane attendues par digestion anaérobie des boues biologiques seules

Paramètre	Unité	Equation	Mois-type											
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Px	$kg \cdot mois^{-1}$	(2-56)	0.94	0.99	1.09	0.87	0.66	1.16	1.30	1.37	1.66	1.66	1.62	0.87
Q_{CH4}	$Nm^3 \cdot mois^{-1}$	(2-57)	11.6	16.0	17.6	12.9	6.2	24.2	24.9	32.5	74.2	69.4	65.3	10.9

La production totale annuelle de méthane à partir du biogaz formé par la digestion anaérobie mésophile des boues biologiques seules s'élèverait à 365 $Nm^3 \cdot an^{-1}$. Hors bilan thermique du digesteur et selon l'Equation (2-61), ce volume total de méthane permettrait une production d'électricité par moteur à gaz équivalente à seulement 1.240 $kWh \cdot an^{-1}$. Celle-ci serait bien insuffisante pour couvrir le besoin en énergie électrique de 120.000 $kWh \cdot an^{-1}$.

b. Estimation de la production de méthane par co-digestion

Le recours à la co-digestion s'avère par conséquent indispensable pour atteindre l'objectif de performance énergétique fixé. Celle-ci peut être envisagée en introduisant des co-substrats extérieurs à potentiel méthanogène plus élevé que celui des boues biologiques.

Pour les besoins de la simulation, on considèrera l'introduction de graisses externes comme co-substrat optimal[17]. La digestion anaérobie devrait toutefois faire l'objet d'un dimensionnement précis en fonction des co-substrats disponibles localement et de leur mélange.

Le calcul de la production de méthane est effectué de nouveau pour la co-digestion, de la même manière que pour la digestion des boues biologiques seules. Sur cette base, on obtiendrait un temps de séjour (TS_{212}) de 16 jours et un volume de digesteur (V_{212}) de 110 m^3. Le taux de dégradation des MV ($\%_{MVd,212}$) serait de 57 %. Le besoin en énergie électrique pour le traitement des boues (ee_{B200}) augmenterait en conséquence de 14.140 $kWh \cdot an^{-1}$ à

[17] La concentration en DCO des graisses externes est de l'ordre de 500.000 $g \cdot m^{-3}$ (35 p. 40).

21.840 kWh·an^{-1}. Ce besoin représenterait alors 9 % du besoin total en énergie électrique. Ce dernier s'élèverait à 247.000 kWh·an^{-1}.

Un volume annuel de graisses externes ($Q_{Gex,212i}$) de 428 m^3·an^{-1} devrait être introduit en co-digestion afin de couvrir les besoins en énergie électrique nécessaire pour atteindre l'objectif de performance énergétique fixé. Ce volume de graisse représenterait 15 – 25 % du volume total des co-substrats. Le volume de méthane produit par co-digestion des boues biologiques et de graisses externes, tel que présenté dans le Tableau 3-6, serait de l'ordre de 60.300 Nm^3·an^{-1}.

Tableau 3-6 : Valeurs de la production de méthane attendues par co-digestion

Paramètre	Unité	Equation	Mois-type											
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
$Q_{Gex,212i}$	m^3·mois^{-1}		34	25	37	27	33	29	51	28	44	40	44	37
P_x	kg·mois^{-1}	(2-56)	1.78	1.61	1.87	1.50	1.53	1.77	2.22	1.97	2.30	2.27	2.28	1.71
Q_{CH4}	Nm^3·mois^{-1}	(2-57)	4 785	3 544	5 225	3 793	4 563	4 014	7 185	3 938	6 164	5 711	6 155	5 218

c. Bilan thermique de la digestion anaérobie mésophile

Selon l'Equation (2-61), le volume annuel de biogaz produit par co-digestion permettrait de générer une quantité de chaleur équivalente à environ 291.000 kWh·an^{-1}. Afin de définir si cette production de chaleur est suffisante, le bilan thermique du digesteur doit être réalisé pour chaque mois-type en considérant la production de méthane, les températures de l'influent (T_{132}) données dans la Figure 3-6 et les valeurs moyennes normales des températures extérieures (T_e) données dans la Figure 3-9.

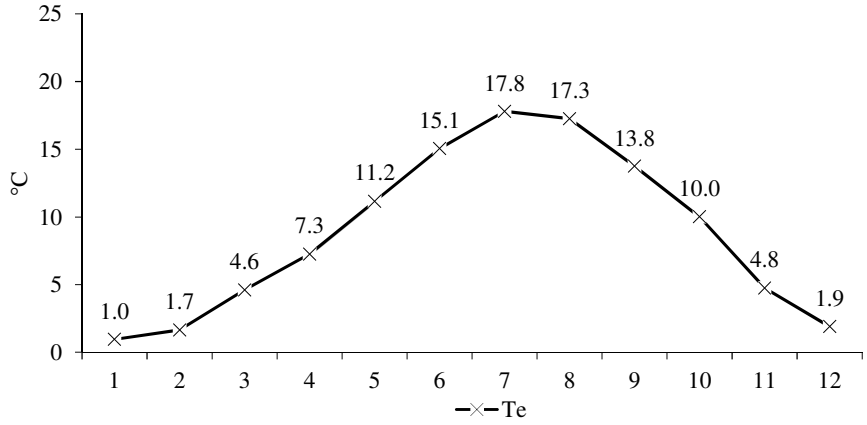


Figure 3-9 : Graphique des températures extérieures par mois-type

Source : Météo France (80)

Vu le faible volume de digestion à mettre en œuvre, le digesteur pourrait être de forme cylindrique avec un rapport hauteur / diamètre de 1,75 permettant d'approcher des conditions de brassage similaires à celles pouvant être obtenues dans un digesteur de forme ovoïde. La hauteur utile du digesteur (H_{212}) serait de 7,50 m et son diamètre (D_{212}) serait de 4,30 m. La hauteur hors-sol du digesteur serait de 6,50 m et resterait inférieure à la hauteur du bâtiment de la station d'épuration.

Pour chaque surface exposée à la perte thermique (S_p) on considère les coefficients de transfert thermique (U) donnés dans le Tableau 2-7. Les murs et la couverture du digesteur pourraient être construits en acier émaillé boulonné avec une épaisseur d'isolation de 100 mm (U = 0,35 W·m^{-2}·°C^{-1}). Les murs enterrés (U = 0,62 W·m^{-2}·°C^{-1}) et le radier (U = 1,70 W·m^{-2}·°C^{-1}) seraient considérés en béton en sous-sol sec.

Le Tableau 3-7 présente, pour chaque mois-type, les valeurs obtenues pour les besoins en chaleur pour le chauffage du substrat (ec_{B212s}) et équivalents aux pertes thermiques (ec_{B212p}) ainsi que la production de chaleur (ec_{P242}).

Tableau 3-7 : Bilan thermique du digesteur

Paramètre	Unité	Equation	Mois-type											
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
ec_{B212s}	$kWh \cdot mois^{-1}$	(2-59)	5 003	4 664	5 533	3 998	3 973	3 668	3 894	3 524	4 183	4 793	6 500	4 666
ec_{B212p}	$kWh \cdot mois^{-1}$	(2-60)	1 554	1 387	1 457	1 341	1 281	1 139	1 103	1 118	1 173	1 312	1 406	1 529
ec_{B212}	$kWh \cdot mois^{-1}$		6 558	6 051	6 989	5 339	5 255	4 807	4 998	4 642	5 356	6 105	7 906	6 195
ec_{P242}	$kWh \cdot mois^{-1}$	(2-61)	14 887	11 025	16 256	11 799	14 195	12 488	22 355	12 252	19 177	17 768	19 149	16 235
$ec_{P242} - ec_{B212}$	$kWh \cdot mois^{-1}$		8 330	4 974	9 267	6 460	8 941	7 680	17 357	7 610	13 821	11 663	11 243	10 040

Le bilan thermique du digesteur serait positif pour chaque mois-type. Le besoin annuel en chaleur pour la digestion anaérobie serait équivalent à 70.200 $kWh \cdot an^{-1}$. Une production de chaleur excédentaire équivalente à environ 117.000 $kWh \cdot an^{-1}$ pourrait être utilisée pour le chauffage d'autres parties de la station d'épuration, comme le bâtiment d'exploitation par exemple.

d. Bilan électrique de la station d'épuration

Selon l'Equation (2-61), le volume annuel de biogaz produit par co-digestion permettrait de générer une quantité d'électricité équivalente à environ 205.000 $kWh \cdot an^{-1}$, à laquelle il conviendrait de soustraire une quantité de chaleur équivalente à 117.000 $kWh \cdot an^{-1}$ pour les besoins de la digestion anaérobie. La quantité d'électricité disponible serait donc de l'ordre de 88.000 $kWh \cdot an^{-1}$. La puissance du moteur à gaz déduite de l'Equation (2-62) serait de 80 kW.

Le bilan électrique de la station d'épuration pour chaque mois-type doit permettre de valider si cette quantité d'électricité est suffisante pour couvrir les besoins en énergie électrique nécessaires pour atteindre l'objectif fixé en matière de performance énergétique. La production d'électricité par cogénération doit permettre de réduire la consommation d'électricité depuis le réseau public à environ 10.000 $kWh \cdot mois^{-1}$ (Figure 3-8).

Le Tableau 3-8 présente, pour chaque mois-type, les valeurs obtenues pour les besoins en énergie électrique pour le traitement (ee_B), les besoins à couvrir pour atteindre l'objectif (ee_{B242}) et la production d'électricité par cogénération par moteur à gaz (ee_{P242}).

Tableau 3-8 : Bilan électrique de la station d'épuration

Paramètre	Unité	Equation	Mois-type											
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
ee_B	$kWh \cdot mois^{-1}$		20 066	17 359	20 759	17 865	19 548	18 222	25 347	18 282	23 094	22 129	23 131	21 177
ee_{B242}	$kWh \cdot mois^{-1}$		10 066	7 359	10 759	7 865	9 548	8 222	15 347	8 282	13 094	12 129	13 131	11 177
ee_{P242}	$kWh \cdot mois^{-1}$	(2-61)	10 272	7 607	11 217	8 141	9 795	8 616	15 425	8 454	13 232	12 260	13 213	11 202
$ee_{P242} - ee_{B242}$	$kWh \cdot mois^{-1}$		207	248	458	277	246	394	78	172	138	131	82	25

Le bilan électrique serait positif pour chaque mois type. Il apparaît que la production d'électricité par cogénération par moteur à gaz est limitant par rapport à la production de chaleur, la production annuelle excédentaire d'électricité s'élevant seulement à 2.450 $kWh \cdot an^{-1}$.

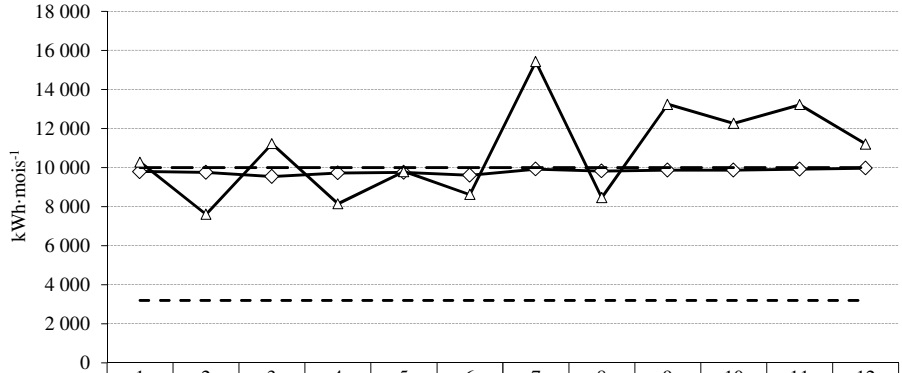
3.2.5 Estimation de l'utilisation d'énergie solaire pour le séchage des boues[18]

Au vu des conditions climatiques hivernales sévères et dans le but de maîtriser la performance du séchage, on considérera un sécheur solaire en serre fermée – avec ventilation et sans désodorisation. Sur la base d'un potentiel évaporatoire annuel moyen (PE) de 0,8 TEE·m^{-2}·an^{-1}, d'une siccité des boues issues de la déshydratation par presse à vis ($\%_{MS,221e}$) de 20 % et d'une siccité moyenne des boues séchées ($\%_{MS,231e}$) de 70 %, on déduit des Equations (2-50) et (2-51) une surface de séchage solaire à mettre en œuvre de l'ordre de 300 m^2. Cette surface permettrait de maintenir une hauteur de boues maximale de 0,30 m dans le sécheur conforme à la hauteur maximale requise pour l'équipement de retournement sélectionné.

La valeur du gisement solaire (G_S) donnée pour le site de la station d'épuration de Saugues est de 1.344 kWh·m^{-2}·an^{-1} (81). On déduit de l'Equation (2-52) que le besoin en énergie solaire pour le séchage (es_{B231}) serait d'environ 400.000 kWh·an^{-1}. Cette valeur serait bien supérieure à l'objectif fixé de 38.400 kWh·an^{-1} pour la part des énergies renouvelables dans la consommation finale brute d'énergie (Figure 3-4).

3.2.6 Bilan énergétique et réponse aux objectifs

La Figure 3-10 présente le comparatif entre les valeurs attendues par la mise en œuvre d'une co-digestion et les objectifs fixées en matière de performance énergétique et en référence à la loi n°2015-992 (§ 3.1.5, p. 57). La co-digestion permettrait à elle seule de répondre à ces objectifs. La production d'énergie par cogénération à partir du biogaz permettrait de réduire la consommation des énergies non renouvelables (eNR) à 110.000 kWh·an^{-1}. De plus elle permettrait d'établir la part des énergies renouvelables (eR) à 52 % de la consommation finale d'énergie et de dépasser l'objectif fixé à 32 %. En complément, l'installation d'un sécheur solaire permettrait de dépasser largement l'objectif fixé pour la part des énergies renouvelables. Celui-ci pourrait être envisagé en option ou en cas d'abandon du plan d'épandage des boues.



	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
eNR	9 793	9 752	9 542	9 723	9 754	9 606	9 922	9 828	9 862	9 869	9 918	9 975
Objectif eNR	10 000	10 000	10 000	10 000	10 000	10 000	10 000	10 000	10 000	10 000	10 000	10 000
eR	10 272	7 607	11 217	8 141	9 795	8 616	15 425	8 454	13 232	12 260	13 213	11 202
Objectif eR	3 200	3 200	3 200	3 200	3 200	3 200	3 200	3 200	3 200	3 200	3 200	3 200

Figure 3-10 : Graphique des valeurs des énergies non renouvelables et renouvelables attendues par rapport aux objectifs de performance énergétique

[18] Le dimensionnement du sécheur solaire considère l'équipement de retournement des boues développé par *THERMO-SYSTEM Industrie- & Trocknungstechnik GmbH*. Les valeurs obtenues ont été confirmées par consultation de cette entreprise. La mise en œuvre de cet équipement permet un fonctionnement du sécheur à mélange de boues. Au vu des contraintes d'accès sur le site de la station d'épuration de Saugues, ce type de fonctionnement autoriserait une introduction et une évacuation des boues du même côté du sécheur. L'entreprise a confirmé que sur la base du volume de boues et de la surface de séchage nécessaire, la mise en œuvre d'un plancher chauffant ne serait pas intéressante du point de vue économique.

3.3 Discussion, contraintes et perspectives

Vis-à-vis de la problématique énoncée (§ 1.4, p. 30) et au vu du fonctionnement actuel et des résultats de la simulation par le calcul, il est pertinent de discuter des contraintes et des perspectives pour la mise en application de la performance énergétique sur la station d'épuration de Saugues, tant du point de vue technique qu'économique.

Les bilans de fonctionnement réalisés mettent en évidence l'incidence de la dilution de l'influent sur la performance de traitement (§ 3.1.4, p. 56) et énergétique (§ 3.1.5, p. 57) de l'ouvrage. A ce sujet, le couple réseaux d'assainissement – station d'épuration doit être impérativement considéré pour la mise en application de la performance énergétique.

Par ailleurs, du fait de son intérêt pour la performance énergétique des stations d'épuration, le procédé de digestion anaérobie fait aujourd'hui l'objet de recherches et d'innovations dans le but d'augmenter la production de biogaz. Toutefois, bien que ce procédé permette de répondre aux objectifs de performance énergétique sur la station d'épuration de Saugues, sa mise en œuvre modifierait substantiellement la fonction initiale de l'ouvrage. Outre le fait que sa conception devrait être soignée (§ 1.3.1d, p. 22), son exploitation pourrait s'avérer contraignante (§ 1.3.1e, p. 24). De plus, les risques d'explosion et les contraintes réglementaires relatives aux ICPE devraient être pleinement considérés par le maître d'ouvrage (§ 1.3.2b, p. 26). Enfin, la production de biogaz à partir des boues biologiques seules ne permet pas de répondre aux objectifs fixés (§ 3.2.4a, p. 62) et il apparaît que la mise en œuvre d'une co-digestion s'avère indispensable[19] (§ 3.2.4b,p. 62). Il convient à ce titre de rappeler le cadre réglementaire actuellement en vigueur pour l'introduction de co-substats extérieurs.

Enfin la question du traitement des filtrats issus de la déshydratation du digestat doit être soulevée. Ceux-ci pouvant être particulièrement chargés en NH_4^+, leur retour dans la filière de traitement des eaux peut nuire au bon fonctionnement du réacteur biologique et leur traitement séparé devrait être envisagé. Les développements récents de la technique du traitement de l'azote peuvent permettre de répondre à cette problématique, sans compter qu'ils présentent un intérêt indéniable pour la réduction des besoins en énergie électrique du réacteur biologique.

3.3.1 Bilan économique de la mise en application de la performance énergétique

Le bilan économique de la mise en application de la performance énergétique sur la station d'épuration de Saugues est présenté dans le Tableau 3-9. Il intègre le CapEx et l'OpEx des procédés pouvant être mis en œuvre ainsi qu'une durée de vie de 15 ans pour les équipements et de 30 ans pour le génie civil. Il considère également un coût de 100.000 € pour le raccordement au réseau d'électricité public.

Sur cette base :

- Le CapEx de la mise en application de la performance énergétique s'élèverait à environ 900.000 €, dont 400.000 € pour le sécheur solaire ;
- Celui-ci représenterait environ la moitié du CapEx de la station d'épuration seule qui était de l'ordre de 1.800.000 € ;
- Les équipements représenteraient environ 55 % du CapEx ;
- Le coût annuel serait de l'ordre de 90.600 €/an et serait réduit à 56.700 €/an hors sécheur solaire ; et
- L'OpEx représenterait environ la moitié du coût annuel.

[19] Ceci confirme les conclusions de l'étude menée par l'Agence de l'Eau Rhône Méditerranée Corse auprès des exploitants d'installation de digestion anaérobie en zone de montagne (46 pp. 32-37). Cette étude a notamment mis en évidence les difficultés à maintenir une production de méthane suffisante pour répondre aux besoins calorifiques de la digestion anaérobie en intersaison, lorsque la production de substrat diminue et que la température extérieure baisse. Afin de maintenir les performances du digesteur les exploitants utilisent un combustible d'appoint (fioul, propane, etc.) pour compenser le manque de méthane. En remplacement, le recours à des co-substrats extérieurs pourrait s'avérer judicieux pour augmenter la production de méthane.

Tableau 3-9 : Bilan économique[20]

	Ouvrages	CapEx Génie civil	CapEx Equipement	CapEx Total	OpEx	Total
		€	€	€	€/an	€/an
211	Epaississeur	24 000	16 000	40 000	6 000	
212	Digesteur anaérobie mésophile	66 000	44 000	110 000	9 669	
221	Presse à vis	10 000	25 000	35 000	8 604	
231	Sécheur solaire	110 000	200 000	310 000	7 200	
242	Cogénération par moteur à gaz	126 000	99 099	225 099	11 720	
	Sous-total	336 000	384 099	720 099		
	Etudes et imprévus (15 %)	50 400	57 615	72 010		
	Raccordement au réseau public	46 660	53 340	100 000		
	Total (€)	433 060	495 053	892 108		
	Durée de vie (an)	30	15	19		
	Coût annuel (€/an)	14 435	33 004	47 439	43 192	90 631

Par ailleurs, en considérant une production d'énergie électrique totale annuelle de 130.000 $kWh \cdot an^{-1}$ par cogénération par moteur à gaz et une consommation électrique totale annuelle de 246.000 $kWh \cdot an^{-1}$, on en déduit que le taux d'autosuffisance énergétique de la station d'épuration de Saugues serait de 52 %. Ceci permettrait d'obtenir la prime à l'efficacité énergétique de 0,0125 $€ \cdot kWh^{-1}$ prévue par l'arrête du 10 juillet 2006 (73). De plus, la mise en œuvre d'une digestion anaérobie autoriserait l'application d'une prime à la méthanisation de 0,02 $€ \cdot kWh^{-1}$ prévue par le même arrêté.

Le prix de base de vente de l'électricité produite par cogénération serait fixé à 0,095 $€ \cdot kWh^{-1}$ et atteindrait 0,1275 $€ \cdot kWh^{-1}$ en intégrant ces primes. La recette attendue de la vente d'électricité de 16.575 $€ \cdot an^{-1}$ ne permettrait pas de couvrir la dépense totale annuelle pour l'achat d'électricité qui s'élèverait à environ 17.200 $€ \cdot an^{-1}$ (§1.4.4a, p. 32). Ceci démontre que les conditions d'achats de l'électricité produite par la valorisation du biogaz devraient être améliorées afin d'encourager la mise en application de la performance énergétique sur les stations d'épuration au sens de la loi n°2015-992.

3.3.2 Nécessité de considérer le couple réseaux d'assainissement – station d'épuration

La part des eaux claires actuellement observée dans l'influent de la station d'épuration de Saugues entraîne une surconsommation électrique de celle-ci, notamment du fait d'une durée de fonctionnement plus importante des équipements de pompage. La simulation par le calcul permet par ailleurs de démontrer que les très faibles concentrations en NK de l'influent en résultant nécessitent de pousser la dénitrification afin de maintenir des conditions de fonctionnement acceptables pour le réacteur biologique. La forte dilution de l'influent affecte donc la mise en application de la performance énergétique autant qu'elle est préjudiciable à la performance de traitement.

Pour la station d'épuration de Saugues, la réduction des besoins en énergie électrique ne peut être envisagée que par des actions efficaces sur les réseaux d'assainissement pour réduire les volumes d'eaux claires. Afin de ne pas sur-dimensionner le digesteur anaérobie et dans le but limiter le recours à des co-substrats extérieurs, ces travaux doivent aboutir à une part d'eaux claires raisonnable et à des concentrations standard de l'influent. Ils devront porter sur la réduction des eaux claires permanentes en période hivernale mais également sur l'éventuel

[20] En complément des éléments économiques compilés (§ 1.4.4b, p. 31) pour le digesteur [212] et pour la cogénération [242], le CapEx et l'OpEx de l'épaississeur [211] et de la déshydratation des boues par presse à vis [221] sont basés sur l'expérience de l'ingénieur sur des ouvrages et équipements similaires. Le CapEx du sécheur solaire [231] est issu du chiffrage établi par l'entreprise *THERMO-SYSTEM Industrie- & Trocknungstechnik GmbH*. Le bilan économique n'intègre pas le traitement séparé du filtrat issu de la déshydratation du digestat (§3.3.4a, p. 67).

stockage / restitution des volumes supplémentaires générés en temps de pluie, des phénomènes de ressuyage importants étant observés.

3.3.3 Contraintes et perspectives de développement de la co-digestion anaérobie

a. Les études préalables à la mise en œuvre de la co-digestion

Sur la station d'épuration de Saugues, comme sur de nombreuses stations d'épuration de petite capacité nominale, la co-digestion peut s'avérer nécessaire pour la mise en application de la performance énergétique. Le recours à des co-substrats extérieurs doit être précédé d'études poussées afin de définir les paramètres de fonctionnement du digesteur et les caractéristiques des co-substrats nécessaires pour couvrir les besoins énergétiques.

Pour une exploitation constante et économe de la co-digestion, les gisements de co-substrats à fort potentiel méthanogène tels que les graisses doivent, dans le cadre des études de faisabilité, être recherchés, pérennisés et sécurisés au travers d'un contrat couvrant une période d'au moins cinq ans. La digestion anaérobie mettant en jeu des réactions biochimiques complexes (§1.3.1a, p. 20), les études préalable à la mise en œuvre de la co-digestion doivent intégrer l'analyse des co-substrats identifiés et la modélisation de leur mélange[21]. En fonction de leur nature, les co-substrats peuvent être introduits dans la filière de traitement ou directement dans le digesteur au moyen d'un ouvrage de réception et de prétraitement. Par ailleurs, l'installation d'une co-digestion directement sur le site ou à proximité de la station d'épuration doit considérer les durées de transport des co-substrats. Enfin, la réflexion sur la co-digestion devrait considérer une source de revenus supplémentaires pour l'exploitant par la mise en place d'une taxe d'admission des co-substrats extérieurs.

b. Une réglementation n'encourageant pas le recours à la co-digestion

La réglementation applicable aux installations de digestion anaérobie diffère selon les substrats utilisés. Une installation utilisant les substrats uniquement constitués par les sous-produits de l'épuration (graisses, boues primaires et boues biologiques) est considérée comme une simple unité de traitement des eaux usées et relève de la rubrique 2110 au titre de la loi n°92-3 sur l'eau. Une installation de co-digestion utilisant des co-substrats extérieurs est quant à elle encadrée par la rubrique 2781-2 de la réglementation ICPE, crée par le décret n°2009-1341 du 29 octobre 2009 (82). Une installation de co-digestion est obligatoirement soumise au régime d'autorisation.

Cependant la réglementation n'encourage pas la co-digestion puisque la circulaire du 24 décembre 2010 (83) relative aux modalités d'application du décret n°2009-1341 précise que :

> « *le recours à cette pratique doit néanmoins être aussi limité que possible car l'introduction d'un mélange entre boues de stations d'épuration et déchets complique singulièrement la mise en œuvre des mesures de remédiation en cas de pollution des terrains d'épandage du digestat issus de la co-méthanisation* ».

A ce titre, seuls les co-substrats extérieurs de catégories 2 et 3 telles que définies par le règlement européen n°1069/2009 du 21 octobre 2009 (84) sont autorisés à être introduit dans les installations de co-digestion après avoir fait l'objet d'un traçage rigoureux et avoir subi un traitement thermique approprié. Ces contraintes réglementaires imposent de fixer un cadre contractuel rigoureux entre le producteur des co-substrats extérieurs et l'exploitant de la station d'épuration, ce dernier étant juridiquement responsable de l'élimination des sous-produits de l'épuration (§1.3, p. 18), y compris de ceux de la co-digestion.

---

[21] La modélisation de la digestion anaérobie peut être réalisée au moyen du modèle ADM1 - *Anaerobic Digestion Model No 1*, développé et amélioré depuis 1997 par *IWA – International Water Association.*

c. Développements récents du procédé de digestion anaérobie

Bien que la digestion anaérobie mésophile en une étape soit généralement mise en œuvre (§1.3.1d, p. 22), il a récemment été démontré que la digestion anaérobie par phases – et intégrant des gammes de températures thermophiles, présentait un intérêt pour l'augmentation de la production de méthane (55 p. 187) (85) (86). La digestion anaérobie par phases permet en effet d'améliorer la réaction d'hydrolyse en phase thermophile et la réaction de méthanogénèse en phase mésophile (87). La digestion anaérobie en deux phases peut être envisagée dans deux digesteurs séparés en série, comme suit :

1. Dans un premier digesteur – dit phase acide, se produisent les réactions d'hydrolyse et d'acidogénèse. Ce premier digesteur est dimensionné avec un temps de séjour de 1 – 2 jours et peut être exploité dans les gammes de températures mésophile ou thermophile ;
2. Dans un deuxième digesteur – dit phase méthane, se produit la réaction de méthanogénèse. Ce deuxième digesteur est dimensionné avec un temps de séjour de 8 – 12 jours et est exploité dans la gamme de température mésophile.

Comparativement à la digestion anaérobie en une étape, il a été démontré que la digestion anaérobie en deux phases permet :

- D'augmenter la dégradation des MV ;
- D'augmenter la production de biogaz et la teneur en méthane de celui-ci ;
- D'augmenter la dégradation des éléments pathogènes ; et
- De sécuriser les performances du procédé, la phase méthane étant mieux maîtrisée est moins sujette aux variations de charge.

La digestion anaérobie en deux phases a été mise en œuvre avec succès sur certaines stations d'épuration en Europe Centrale, où les digesteurs mésophiles existants surchargés ont été convertis en digesteurs mésophiles pour la phase acide. En co-digestion, ces dispositions ont permis de couvrir jusqu'à 90 % du besoin total en énergie des stations d'épuration concernées (6 p. 89).

Par ailleurs, des résultats encourageants sont obtenus par le prétraitement des substrats par hydrolyse thermique ou par ultrasons avant leur introduction en digestion anaérobie. Ceux-ci facilitent la solubilisation de la DCO et augmentent le potentiel méthanogène des substrats. Ils permettent ainsi d'augmenter la production de biogaz de 20 – 30 % et de diminuer le volume du digestat d'environ 50 % (88 p. 34) (89 p. 340) (90 p. 10).

3.3.4 Optimisation du traitement de l'azote et des filtrats du digestat

a. La question du traitement des filtrats issus de la déshydratation du digestat

La moitié du No du substrat introduit en digestion anaérobie est minéralisée en NH_4^+ dans le digestat et les filtrats issus de la déshydratation du digestat sont en règle générale peu chargés en matière organique (34 p. 20). La fraction liquide du digestat contient environ 95 % du NH_4^+ (91 p. 15). Le rapport N/DCO des filtrats issus de la déshydratation du digestat est par conséquent élevé. En tout état de cause, la modélisation de la co-digestion préalable à sa mise en œuvre doit permettre de définir la concentration en NH_4^+ du filtrat du digestat en fonction des substrats introduits (92 p. 22).

Le traitement de ces filtrats par le procédé boues activées peut s'avérer difficile voire impossible, celui-ci étant conditionné par un rapport N/DCO restreint (§ 2.2.1b, p.37). L'impact du retour dans la filière de traitement des filtrats doit être d'autant plus considéré pour les stations d'épuration soumises à des exigences de rejet restrictives en NGL. Ces retours peuvent d'autre part engendrer des problèmes de foisonnement des boues biologiques et perturber la décantation des boues dans la décantation secondaire, ce qui peut nuire à la performance de

traitement (55 pp. 205-206 ; 209). Il serait donc préférable de traiter les filtrats séparément avant leur retour dans le réacteur biologique principal[22].

Ce principe de traitement des filtrats serait cependant tributaire du taux de charge réel du réacteur biologique principal et nécessiterait un asservissement et un contrôle rigoureux afin de ne pas nuire à la performance de traitement de la station d'épuration. A ce titre, une mesure en continu des paramètres suivants sur les retours s'avèrerait indispensable (55 pp. 205-206) : pH, DBO_5, DCO, MES, NGL, NH_4^+, P.

b. Innovation récente du traitement de la pollution azotée : le procédé Anammox

Le procédé d'oxydation anaérobie de l'ammonium (*anaerobic ammonium oxidation – anammox*) est une alternative prometteuse au traitement de l'azote par nitrification / dénitrification. Le développement de ce procédé est issu des recherches menées en Autriche et en Allemagne dans les années 1990 qui ont abouti à la découverte, en 1999, des bactéries *anammox* et de leur rôle au sein du cycle de l'azote des milieux aquatiques.

Comparativement aux réactions (1-2) et (1-3), ce procédé permet d'oxyder directement le NH_4^+ en N_2 en l'absence d'oxygène dissous et sans apport en carbone facilement dégradable. Il consiste en une première réaction de nitritation partielle de la moitié du NH_4^+ en NO_2^- – dite nitrosation, comme suit :

$$4NH_4^+ + 3O_2 \rightarrow 2NH_4^+ + 2NO_2^- + 4H^+ + 2H_2O \quad (3\text{-}1)$$

Le NH_4^+ et le NO_2^- formés sont ensuite convertis en N_2 et en H_2O par les bactéries *anammox* suivant la réaction :

$$NH_4^+ + NO_2^- \rightarrow N_2 + 2H_2O \quad (3\text{-}2)$$

Le procédé Anammox permet de convertir 90 % de l'azote de l'influent en NH_4^+ et en N_2 ce qui résulte en une concentration en NO_3^- dans l'effluent équivalente à 10 % (93 p. 8). La consommation réduite en O_2 pour la dégradation de la pollution azotée permettrait de diminuer de 60 % le besoin total en énergie électrique du réacteur biologique par rapport au traitement conventionnel par nitrification / dénitrification (94 p. 155). La mise en œuvre de ce procédé sur la station d'épuration de Saugues permettrait donc de réduire le besoin en énergie électrique du réacteur biologique d'environ 70.000 kWh·an^{-1}. Bien que ne permettant pas d'atteindre l'objectif fixé en matière de réduction de la consommation des énergies non renouvelables, ce procédé permettrait de contribuer grandement à la mise en application de la performance énergétique.

De plus, ce procédé étant complètement autotrophe et fonctionnant sans apport en DCO, il présente deux avantages par rapport au traitement conventionnel de l'azote :

1. Il permet de réduire la production de boues biologiques de 90 % (93 p. 13) ; et
2. Il peut traiter des influents fortement chargés en NH_4^+, comme par exemple les filtrats de digestat (95). En Allemagne, le traitement des filtrats de boues constitue d'ailleurs, depuis le début des années 2000, la principale application du procédé Anammox (96).

[22] Pour la station d'épuration de Saugues, en considérant une co-digestion par mélange de boues biologiques et de graisses externes (§3.2.4b, p. 60) et un rapport moyen DCO/N de 80 (51), la concentration en NH_4^+ du filtrat du digestat serait de 40 – 70 g·m^{-3}. Le traitement des filtrats par nitrification et dénitrification partielles dans un réacteur biologique séparé pourrait être envisagé en fonction des concentrations maximales en NH_4^+ et en NO_3^- admissibles sur le réacteur biologique principal (Figure 3-3, p. 54). Le rapport N/DCO dans ce réacteur séparé pourrait être maintenu par une recirculation partielle des boues biologiques ou par l'ajout de carbone organique (méthanol). En première approche, le volume de réacteur biologique à mettre en œuvre serait de l'ordre de 20 m^3 et son besoin annuel en énergie électrique serait de l'ordre de 60.000 kWh·an^{-1}.

La mise en application à grande échelle de ce procédé est cependant limitée par (97) :

- La durée de croissance très longue des bactéries *anammox* de plus de 160 jours ;
- Les difficultés à contrôler les autres bactéries autotrophes utilisant le même substrat et nécessitant des conditions opposées (anoxie pour les bactéries *anammox* et aérobie pour les bactéries *nitrosomonas* réalisant la nitritation) ; et
- Une croissance des bactéries *anammox* plus rapide en milieu anoxie (dénitrification) qu'en milieu anaérobie (digestion).

La première mise en application à l'ensemble d'une station d'épuration a été réalisée à Rotterdam en 2003 (98) et on comptait en 2014 une centaine d'installations utilisant ce procédé dans le monde (94). Dans les années à venir et dans le cadre de la mise en application de la performance énergétique, il est probable que ce procédé sera plus largement mis en pratique et étendu à de nombreuses stations d'épuration.

Conclusion

Le travail accompli dans le cadre de ce mémoire a permis de transcrire techniquement les nouvelles exigences réglementaires en lien avec la mise en application de la performance énergétique des stations d'épuration en boues activées. Il a nécessité la mobilisation des connaissances scientifiques et techniques de l'ingénieur indispensables pour y parvenir. De plus, de par son introduction récente par la réglementation, la performance énergétique s'avère être une problématique pertinente pour anticiper les perspectives de développement technologiques et démontre l'intérêt de l'ingénieur pour les métiers de l'eau et de l'environnement, et plus particulièrement pour ceux relatifs au traitement des eaux usées.

Sur la base d'une revue des procédés boues activées, de digestion anaérobie et de séchage solaire, et de leur considération énergétique, ce travail a abouti à une proposition de filière de traitement type pour adapter les stations d'épuration en boues activées ainsi qu'à une méthode de calcul pour simuler la mise en application de leur performance énergétique.

Les résultats de la simulation sur une station d'épuration de petite capacité nominale ont montré que le réacteur biologique doit faire l'objet d'une conception adaptée, notamment au niveau de l'automatisation de l'aération. Les résultats ont par ailleurs mis en évidence l'intérêt du procédé de digestion anaérobie pour la production d'énergie renouvelable à partir de la valorisation du biogaz par cogénération. Le recours à la co-digestion avec l'admission de co-substrats extérieurs apparaît toutefois comme nécessaire pour atteindre les objectifs fixés par la réglementation. Ceci induit d'autres exigences réglementaires et contractuelles vis-à-vis des ICPE, de la sécurisation et du contrôle de la traçabilité des co-substrats. De plus, la digestion anaérobie modifiant substantiellement la fonction initiale des stations d'épuration, ses contraintes d'exploitation devraient être pleinement considérées par les maîtres d'ouvrages.

D'autre part, le séchage solaire des boues permettrait de couvrir à lui seul l'objectif fixé pour la part d'énergie renouvelable dans la consommation finale d'énergie. Ceci confirme l'intérêt et l'engouement des acteurs de l'eau et de l'environnement pour ce procédé, d'autant plus si l'épandage des boues est remis en question.

Enfin, le fonctionnement et la faible performance énergétique actuels de la station d'épuration étudiée rappellent l'importance de considérer le couple réseaux d'assainissement – station d'épuration et de poursuivre les efforts pour la réduction des eaux claires dans l'influent.

L'aspect économique de la mise en application de la performance énergétique a été traité au travers de dépenses d'investissement et d'exploitation en lien avec ces procédés. Le bilan économique montre que les dépenses d'investissement représenteraient environ la moitié de celles relatives à la station d'épuration seule. D'autre part, la recette attendue de la vente d'électricité produite par cogénération ne permettrait pas de couvrir la dépense liée à l'achat depuis le réseau public d'électricité. Les conditions d'achat de l'électricité devraient être améliorées afin d'encourager la mise en application de la performance énergétique.

Pour finir, l'ensemble des contraintes et des besoins techniques identifiés au cours de ce travail a été l'occasion de s'intéresser aux recherches en cours et aux perspectives de développement des procédés considérés. Il apparaît notamment que le traitement de l'azote par les bactéries *anammox* et que la co-digestion anaérobie en deux phases, avec un prétraitement des co-substrats, seraient judicieux et pourraient être plus largement étendus à la pratique dans les années à venir.

Bibliographie

1. *Maîtrise des consommations énergétiques des stations d'épuration : Etat des lieux et premières pistes d'optimisation.* **Canler, Jean-Pierre, et al., et al.** [éd.] IRSTEA et AERMC. Lille : s.n., 2015. Journées Techniques EPNAC 2015. p. 19.

2. *Improving Energy Efficiency in Waste Water Treatment: What Emerging Countries Can Learn from Experience Gained in the Developed World.* **Husmann, Mark.** 2009. p. 14.

3. **INNERS.** *Stratégies novatrices de récupération de l'énergie dans le cycle urbain de l'eau.* Luxembourg : s.n. p. 48.

4. *Rencontre nationale : Pour une bonne application du droit européen dans le domaine de l'eau.* **Chacornac, Bertrand.** [éd.] ONEMA. Paris : s.n., 2012. p. 48.

5. **Agence de l'Eau Rhône Méditeranée Corse.** Appel à projets : Réduire l'impact énergétique des systèmes d'assainissement domestiques. 2014. p. 2.

6. **Chudoba, Pavel, et al., et al.** Main Factors Influencing Anaerobic Digestion of Sludge and Energy Efficiency at Several Large Waste Water Treatment Plants in Central Europe. [ed.] Inc. DEStech Publications. *Journal of Residuals Science & Technology.* 2011, Vol. 8, 2, pp. 89-96.

7. **Azimi, S. et Rocher, V.** Stratégie d'optimisation énergétique au sein d'une station d'épuration : Cas du SIAAP. *TSM.* 2016, 5, pp. 17-31.

8. **Veolia Environnement.** La station d'épuration du futur. *Le cahier des chroniques scientifiques.* 2010, 17, p. 13.

9. *Maîtrise des consommations énergétiques des stations d'épuration : Etat des lieux et premières pistes d'optimisation.* **Canler, Jean-Pierre, et al., et al.** [éd.] Agence de l'Eau Rhône Méditerranée Corse et IRSTEA. Lille : s.n., 2015. Journées Techniques EPNAC 2015. p. 19.

10. *Présentation de l'étude de définition d'une Eco-station d'épuration en Île-de-France.* **Hydratec - Cadet International.** s.l. : Région Île-de-France - Agence de l'Eau Seine-Normandie, 2010. p. 24.

11. *Etat des lieux des techniques d'optimisation de l'aération.* **Fayolle, Yannick et Gillot, Sylvie.** Besançon : IRSTEA, 2013. La gestion de l'énergie dans les stations d'épuration. p. 21.

12. *Bilan énergétique des stations d'épuration et la station d'épuration du futur.* **GRAIE.** Villeurbanne : s.n., 2015. Réunion d'échange no.42. p. 12.

13. *Vers des stations d'épuration moins énergivores.* **Canler, Jean-Pierre et Stricker, Anne-Emmanuelle.** [éd.] Agence de l'Eau Rhône Méditerranée Corse et IRSTEA. Lyon : s.n., 2016. La station d'épuration du futur. p. 16.

14. **République Française.** Code civil - Article 1792. *Legifrance.* [En ligne] 1 Janvier 1979. https://www.legifrance.gouv.fr/affichCodeArticle.do?idArticle=LEGIARTI000006443502&cidTexte=LEGITEXT000006070721.

15. **Booen, Peter L., et al., et al.** *The FIDIC Contracts Guide.* 1st. Genève : Fédération Internationale des Ingénieurs Conseils, 2000. p. 353. ISBN: 2-88432-022-9.

16. **Duncan Wallace, I. N.** *Hudson's Building and Engineering Contracts.* 11th. London : Sweet and Maxwell, 1995. Vol. I. ISBN: 0-421-33260-3.

17. **Michelin-Mazéran, Sophie.** Impropriété à destination et garantie décennale : un couple infernal ? *Le Moniteur.* [En ligne] 7 Juin 2013. http://www.lemoniteur.fr/article/impropriete-a-destination-et-garantie-decennale-un-couple-infernal-21433405.

18. **Thomas, Sarah.** Contractual Chestnuts : Fitness for Purpose. [Online] Pinsent Masons LLP, 16 December 2009. http://constructionblog.practicallaw.com/contractual-chestnuts-fitness-for-purpose/.

19. *An Outstanding two-day FIDIC Contracts Workshop.* **Corbett, Edward and Nadar, Aisha.** London : Cornerstone Seminars, 2016.

20. **Conseil de l'Europe.** Directive relative au traitement des eaux urbaines résiduaires. *EUR-LEX.* [En ligne] 21 Mai 1991. http://eur-lex.europa.eu/legal-content/FR/TXT/HTML/?uri=CELEX:31991L0271. 91/271/CEE.

21. **République Française.** Loi sur l'eau. *Legifrance.* [En ligne] 3 Janvier 1992. https://www.legifrance.gouv.fr/eli/loi/1992/1/3/ENVX9100061L/jo/texte. 92-3.

22. **Parlement Européen et Conseil de l'Europe.** Directive établissant un cadre pour une politique communautaire dans le domaine de l'eau. *EUR-LEX.* [En ligne] 23 Octobre 2000. http://eur-lex.europa.eu/legal-content/FR/TXT/?uri=celex:32000L0060. 2000/60/CE.

23. **République Française.** Arrêté fixant les prescriptions techniques relatives aux ouvrages de collecte et de traitement des eaux usées. *Legifrance.* [En ligne] 22 Décembre 1994. https://www.legifrance.gouv.fr/eli/arrete/1994/12/22/ENVE9430438A/jo/texte.

24. —. Arrêté relatif aux systèmes d'assainissement collectif et aux installations d'assainissement non collectif. *Legifrance.* [En ligne] 21 Juillet 2015. https://www.legifrance.gouv.fr/eli/arrete/2015/7/21/DEVL1429608A/jo/texte. 0190.

25. **Golla, Georges, Petit, Katell et Hocquet, Cynthia.** *Bilan 2008 de l'assainissement en France.* ONEMA. Limoges : Office International de l'Eau, 2010. p. 27.

26. **GIS BioSTEP.** Estimation des talons non traitables biologiquement. [En ligne] 2012. https://gisbiostep.irstea.fr/documentation/les-publications-collectives/.

27. **Parlement Européen et Conseil de l'Europe.** Directive sur la performance énergétique des bâtiments (refonte). *EUR-LEX.* [En ligne] 19 Mai 2010. http://eur-lex.europa.eu/legal-content/FR/TXT/HTML/?uri=CELEX:32010L0031. 2010/31/UE.

28. **République Française.** Loi portant engagement national pour l'environnement. *Legifrance.* [En ligne] 12 Juillet 2010. https://www.legifrance.gouv.fr/eli/loi/2010/7/12/DEVX0822225L/jo/texte. 2010-788.

29. **Couturier-Larive, Florence.** La loi du 12 juillet 2010, portant engagement national pour l'environnement et la responsabilité des constructeurs. *memoireonline.* [En ligne] 2011. http://www.memoireonline.com/10/11/4901/m_La-loi-du-12-juillet-2010-portant-engagement-national-pour-lenvironnement-et-la-responsabilite-de.html.

30. **Observatoire des énergies renouvelables.** La production d'électricité d'origine renouvelable dans le monde. *Observ'ER.* [En ligne] 2013. http://www.energies-renouvelables.org/observ-er/html/inventaire/Fr/introduction.asp.

31. **République Française.** Loi relative à la transition énergétique pour la croissance verte. *Legifrance.* [En ligne] 17 Août 2015. https://www.legifrance.gouv.fr/eli/loi/2015/8/17/DEVX1413992L/jo/texte. 2015-992.

32. **Ardern, Edward and Lockett, William T.** Experiments on the Oxidation of Sewage without the Aid of Filters. *Journal of the Society of Chemical Industry.* 30 May 1914, Vol. 33, 10, pp. 523-539.

33. **Gillot, Sylvie et Héduit, Alain.** *Prédiction des capacités d'oxygénation en eau claire des systèmes d'insufflation d'air.* [éd.] FNDAE. Antony : CEMAGREF, 2004. p. 37. Vol. 31. ISBN : 2-85362-635-0.

34. **Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e.V.** *Dimensioning of Single-Stage Activated Sludge Plant.* Hennef : GFA-Gesellschaft zur Föderung der Abwassertechnik e.V., 2000. p. 56. Vol. A 131E. ISBN: 3-935669-96-8.

35. **Duchène, Philippe et Cotteux, Éric.** *Insufflation d'air fines bulles : Application aux systèmes d'épuration en boues activées des petites collectivités.* [éd.] FNDAE. Antony : CEMAGREF, 2002. p. 54. Vol. 26. ISBN : 2-85362-593-1.

36. **Sadowski, Antoine Georges.** *Méthode de calcul d'une filière de traitement boues activées très faible charge.* 2002. p. 103.

37. **Water Environment Federation.** *Clarifier Design - Manual of Practice No. FD-8.* 2nd. Alexandria : McGraw-Hill, 2005. p. 746. DOI: 10.1036/0071464166.

38. **Deronzier, Gaëlle, et al., et al.** *Traitement de l'azote dans les stations d'épuration biologique des petites collectivités.* [éd.] FNDAE. Antony : CEMAGREF, 2001. p. 79. Vol. 25. ISBN: 2-85362-555-9.

39. *La station d'épuration à énergie positive: mythe ou réalité.* **Djafer, Malik.** [éd.] Veolia Direction Technique et Performance. Lyon : s.n., 2016. La station d'épuration du futur. p. 14.

40. **Filali, Ahlem, et al., et al.** Régulation de l'aération en boues activées : impact sur les performances épuratoires, les gains énergétiques et les émissions de N2O. [éd.] Ed. SFGP. *Récents Progrès en Génie des Procédés.* 2013, p. 8.

41. **Deronzier, Gaëlle et Choubert, Jean-Marc.** *Traitement du phosphore dans les petites stations d'épuration en boues activées.* [éd.] FNDAE. Antony : CEMAGREF, 2004. p. 49. Vol. 29. ISBN : 2-85362-630-X.

42. **Brisson, Camille, Perret, J.M. et Canler, Jean-Pierre.** *Le séchage solaire des boues : Etat actuel de l'art et retour d'expérience.* [éd.] FNDAE. Lyon : CEMAGREF, 2010. p. 73. Vol. 36.

43. **République Française.** Loi relative à l'élimination des déchets et à la récupération des matériaux. *Legifrance.* [En ligne] 15 Juillet 1975. https://www.legifrance.gouv.fr/affichTexte.do?cidTexte=JORFTEXT000000888298. 75-633.

44. —. Décret relatif à l'épandage des boues issues du traitement des eaux usées. *Legifrance.* [En ligne] 23 Mars 2017. https://www.legifrance.gouv.fr/affichTexte.do?cidTexte=JORFTEXT000000739355. 97-1133.

45. **Umwelt Bundesamt.** *Technical Guide on the Treatment and Recycling Techniques for Sludge from Municipal Waste Water Treatment.* [ed.] Andrea Dr. Roskosch and Katharina Lenz. Dessau-Roßlau : German Environment Agency, 2016. p. 60. ISSN: 2363-832X.

46. **Davis, Mackenzie L. and Cornwell, David A.** *Introduction to Environmental Engineering.* 4th. Boston : McGraw-Hill, 2008. p. 510. ISBN: 978-0072424119.

47. **Agence de l'Eau Rhône Méditerranée Corse.** *Méthanisation des boues de stations : Règle de l'art et état des lieux sur les bassins Rhône-Méditerranée et Corse.* 2012.

48. **Couturier, Christian, Berger, Sylvaine et Meiffren, Isabelle.** *La digestion anaérobie des boues urbaines : Etat des lieux, état de l'art.* Toulouse : Agence de l'eau Adour-Garonne et Solagro, 2001. p. 36.

49. **Ernst et Young.** *Etude de marché de la méthanisation et des valorisations du biogaz.* s.l. : ADEME - GrDF, 2010. p. 152, Rapport final.

50. **Reverdy, Anne-Laure, Baudez, Jean-Christophe et Dieude-Fauvel, Emilie.** *La digestion anaérobie des boues de stations d'épuration urbaines : Etat des lieux – Etat de l'art.* Antony : CEMAGREF, 2011. p. 82.

51. **Kampschreur, Marlies J. and van Loosdrecht, Mark C.M.** Finding the Balance between Greenhouse Gas Emission and Energy Efficiency of Wastewater Treatment. *Water-Energy Interactions in Water Reuse.* London : IWA, 2012, 10, pp. 161-168.

52. **Fédération nationale des coopératives d'utilisation de matériel agricole.** *Réussir un projet de méthanisation territoriale et multipartenariale.* Paris : Coop de France - FNCUMA, 2001. p. 237.

53. **Torpey, Wilbur N. and Rankin, R. S.** High-Rate Digestion of Concentrated Primary and Activated Sludge. *Sewage and Industrial Wastes.* 1954, Vol. 26, 4, pp. 479-496.

54. **Shimp, G. F., et al., et al.** Biosolids Budgets. *Water Environment & Technology.* 1995, Vol. 7, pp. 44-49.

55. **Turovskiy, Izrail S. and Mathai, P. K.** *Wastewater Sludge Processing.* Hoboken : John Wiley & Sons, Inc., 2006. p. 363. ISBN: 978-0-471-70054-8.

56. **Appels, Lise, et al., et al.** Principles and Potential of the Anaerobic Digestion of Waste-Activated Sludge. *Progress in Energy and Combustion Science.* 2008, 34, pp. 755-781.

57. **Metcalf & Eddy, Inc.** *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse.* [ed.] George Tchobanoglous, Louis Burton Franklin and H. David Stensel. 4th. Boston : McGraw-Hill Education, 2003. pp. 983–1034, 1447–1632. ISBN: 978-0071241403.

58. **Davis, Mackenzie L.** *Water and Wastewater Engineering : Design Principles and Practice.* Boston : McGraw-Hill, 2010. p. 1301. ISBN: 978-0-07-171385-6.

59. **Couturier, Christian.** *Techniques de production d'électricité à partir de biogaz et de gaz de synthèse.* s.l. : RECORD, 2009. p. 253. 07-0226/1A.

60. *La cogénération.* **Schneider Electric.** s.l. : Scheinder Electric, Mai 1999, Intersections, p. 16.

61. **République Française.** Circulaire relative aux installations classées : installations de combustion utilisant du biogaz. *INERIS.* [En ligne] 10 Décembre 2003. http://www.ineris.fr/aida/consultation_document/7637.

62. —. Arrêté relatif aux prescriptions générales applicables aux installations relevant du régime de l'enregistrement au titre de la rubrique n° 2910-B de la nomenclature des installations classées pour la protection de l'environnement. *Legifrance.* [En ligne] 24 Septembre 2013. https://www.legifrance.gouv.fr/eli/arrete/2013/9/24/DEVP1300516A/jo/texte.

63. —. Décret modifiant la nomenclature des installations classées pour la protection de l'environnement. *Légifrance.* [En ligne] 3 Mars 2014. https://www.legifrance.gouv.fr/eli/decret/2014/3/3/DEVP1316997D/jo/texte. 2014-285.

64. **LaGrega, M. D., Buckingham, P. L. and Evans, J. C.** *Hazardous Waste Management.* 2nd. Boston : McGraw-Hill, 2001. pp. 759-761.

65. **Parlement Européen et Conseil de l'Europe.** Directive concernant les prescriptions minimales visant à améliorer la protection en matière de sécurité et de santé des travailleurs susceptibles d'être exposés au risque d'atmosphères. *EUR-LEX.* [En ligne] 16 Décembre 1999. http://eur-lex.europa.eu/legal-content/FR/TXT/HTML/?uri=CELEX:31999L0092. 1999/92/CE.

66. **République Française.** Décret relatif aux dispositions concernant la prévention des explosions applicables aux lieux de travail. *Legifrance.* [En ligne] 24 Décembre 2002. https://www.legifrance.gouv.fr/eli/decret/2002/12/24/SOCT0211901D/jo/texte. 2002-1553.

67. —. Décret relatif aux dispositions concernant la prévention des explosions que doivent observer les maîtres d'ouvrage lors de la construction des lieux de travail. *Legifrance.* [En ligne] 24 Décembre 2002. https://www.legifrance.gouv.fr/eli/decret/2002/12/24/SOCT0211902D/jo/texte. 2002-1554.

68. **Girault, Romain, et al., et al.** *Déshydratation mécanique des boues d'épuration : Etat des lieux des filières en France métropolitaine.* ONEMA - IRSTEA. 2014. p. 54.

69. **SUEZ.** Les presses à vis. *Memento degremont® de SUEZ.* [En ligne] 2017. https://www.suezwaterhandbook.fr/procedes-et-technologies/traitement-des-boues-liquides/autres-procedes-de-filtration/les-presses-a-vis.

70. **Slim, Rayan.** *Etude et conception d'un procédé de séchage combiné de boues de stations d'épuration par énergie solaire et pompe à chaleur.* 2007. p. 146.

71. **Wett, B., Buchauer, K. and Fimmi, C.** Energy Self-Sufficiency as a Feasible Concept for Wastewater Treatment Systems. *IWA Leading-Edge on Water and Wastewater Treatment Technologies.* 2007, p. 8.

72. **Parlement Européen et Conseil de l'Europe.** Directive concernant des règles communes pour le marché intérieur de l'électricité. *EUR-LEX.* [En ligne] 19 Décembre 1996. http://eur-lex.europa.eu/LexUriServ/LexUriServ.do?uri=CELEX:31996L0092:fr:HTML. 96/92/CE.

73. **République Française.** Arrêté fixant les conditions d'achat de l'électricité produite par les installations qui valorisent le biogaz. *Legifrance.* [En ligne] 10 Juillet 2006. https://www.legifrance.gouv.fr/eli/arrete/2006/7/10/INDI0607869A/jo/texte.

74. **Naskeo Environnement.** Le biogaz énergie renouvelable. [En ligne] 2017. https://www.biogaz-energie-renouvelable.info/.

75. **Soda, S., et al., et al.** Model analysis of energy consumption and greenhouse gas emissions of sewage sludge treatment systems with different processes and scales. *Water Science and Technology.* IWA Publishing, January 01, 2010, Vol. 61, 2, pp. 365-373.

76. **Kraus, Johannes .** *Lightweight Aggregates from Sewage Sludge.* Karlsruhe : Universität Fridericiana zu Karlsruhe, 2003. p. 322. ISBN: 3-9807882-7-X.

77. **Moletta, René.** *La méthanisation.* 2e. Paris : Lavoisier, 2011. p. 552. ISBN : 978-2743012717.

78. **Lukaszczyk, M.** Déterminer la charge d'un moteur électrique est primordial pour l'efficacité énergétique. *PEI-france.* [En ligne] 2013. https://www.pei-france.com/article/determiner-la-charge-dun-moteur-electrique-est-primordial-pour-lefficacite-energetique.

79. **Canler, Jean-Pierre, Perret, Jean-Marc et Choubert, Jean-Marc.** *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 : Cas des stations touristiques hivernales de montagne.* [éd.] FNDAE. Lyon : CEMAGREF, 2007. p. 107. Vol. 34. ISBN : 978 2 85362 670 9.

80. **Météo-France.** Données climatiques de la station du Puy-en-Velay. *Météo France.* [En ligne] 2017. http://www.meteofrance.com/climat/france/le-puy/43062001/normales.

81. **Solargis s.r.o.** iMaps. *Solargis.* [Online] http://solargis.com.

82. **République Française.** Décret modifiant la nomenclature des installations classées. *Legifrance.* [En ligne] 29 Octobre 2009. https://www.legifrance.gouv.fr/eli/decret/2009/10/29/DEVP0908338D/jo/texte. 2009-1341.

83. —. Circulaire relative aux modalités d'application des décrets n° 2009-1341, 2010-369 et 2010-875 modifiant la nomenclature des installations classées exerçant une activité de traitement de déchets. *Legifrance.* [En ligne] 24 Décembre 2010. http://circulaires.legifrance.gouv.fr/index.php?action=afficherCirculaire&hit=1&r=32517.

84. **Parlement Européen et Conseil de l'Europe.** Règlement établissant des règles sanitaires applicables aux sous-produits animaux et produits dérivés non destinés à la

consommation humaine. *EUR-LEX.* [En ligne] 21 Octobre 2009. http://eur-lex.europa.eu/legal-content/FR/TXT/HTML/?uri=CELEX:32009R1069&from=FR. 1069/2009.

85. **Passio, Luca, Rizzo, Luigi and Fuchs, Stephan.** Two-phase anaerobic digestion of partially acidified sewage sludge: a pilot plant study for safe sludge disposal in developing countries. *Environmental Technology.* Taylor & Francis, February 16, 2012, Vol. 33, 18, pp. 2089-2095.

86. **Li, Chenxi, Champagne, Pascale and Anderson, Bruce Campbell.** Biogas production performance of mesophilic and thermophilic anaerobic co-digestion with fat, oil, and grease in semi-continuous flow digesters: effects of temperature, hydraulic retention time, and organic loading rate. *Environmental Technology.* Taylor & Francis, October 8, 2013, Vol. 34, 13-14, pp. 2125-2133.

87. **Sung, Shihwu and Santha, Harikishan.** Performance of Temperature-Phased Anaerobic Digestion (TPAD) System Treating Dairy Cattle Wastes. *Tamkang Journal of Science and Engineering.* December 3, 2001, Vol. 4, 4, pp. 301-310.

88. **Ndoh Rossier, Micheline, Membrez, Yves et Mottet, Adèle.** *Comparaison des technologies de prétraitement des boues d'épuration pour l'augmentation de la production de biogaz.* Office fédéral de l'énergie. Berne : s.n., 2007. p. 61.

89. *Pre-treatment of wastewater sludge before anaerobic digestion - hygenisation, ultrasonic treatment and enzyme dosing.* **Davidsson, Asa and La Cour Jansen, Jes.** 62, Lund : s.n., April 2006, Vatten, pp. 335-340.

90. **Pilli, Sridhar.** *Evaluation des technologies de pré-traitement des boues pour améliorer l'efficacité de la digestion anaérobie : Bilans massique et énergétique et émissions de gaz à effet de serre.* Québec : s.n., 2015. p. 436.

91. **Bakx, Toine, et al., et al.** *Etat de l'art des méthodes (rentables) pour l'élimination, la concentration ou la transformation de l'azote pour les installations de biogaz agricoles de taille petite / moyenne.* Berne : Office fédéral de l'énergie, 2009. p. 93. 153470.

92. **Baudez, Jean-Christophe, Bendoula, Ryad et Peu, Pascal.** *Quels besoins de recherche dans le domaine de la digestion anaérobie des boues résiduaires ?* ONEMA - IRSTEA. 2014. p. 36.

93. **Van Hulle, Stijn W. H., et al., et al.** Engineering Aspects and Practical Application of Autotrophic Nitrogen Removal from Nitrogen Rich Streams. *Chemical Engineering Journal.* Elsevier B.V., August 2010, 162, pp. 1-20.

94. **Connan, Romain.** *Feasibility of anammox for the treatment of sewage sludge digester supernatant: From inoculum enrichment and cultivation to process configurations and emissions.* Rennes : s.n., 2016. p. 190.

95. *Nouvelles technologies de traitement de l'azote.* **Hubaux, Nathalie.** 2013. Journée technique du GRESE. p. 28.

96. **Wikipédia.** Anammox. *Wikipédia.* [En ligne] Wikimédia Foundation, Inc., 13 Mars 2017. https://fr.wikipedia.org/wiki/Anammox.

97. **Ding, Zhiji.** *Ingénierie et aspects microbiens du procédé Anammox pour le traitement des eaux usées.* Paris : s.n., 2015. p. 169. HAL Id: tel-01358286.

98. **Van der Star, Wouter R. L., et al., et al.** Startup of reactors for anoxic ammonium oxidation: Experiences from the first full-scale anammox reactor in Rotterdam. *Water Research.* October 2007, Vol. 41, 18, pp. 4149-4163.

99. **Béline, Fabrice, et al., et al.** La co-digestion anaérobie des boues d'épuration et de déchets organiques d'origine périurbaine. *Sciences Eaux et Territoires.* IRSTEA, 2013, 12, pp. 54-57.

Glossaire

Aérobie : Se dit de l'ensemble des réactions chimiques d'un organisme se produisant en présence d'oxygène. Se dit de micro-organismes qui se développent en présence d'oxygène.

Anaérobie : Se dit de l'ensemble des réactions chimiques d'un organisme se produisant en l'absence d'oxygène. Se dit de micro-organismes qui se développent uniquement en l'absence d'oxygène.

Anoxie : Se dit de l'ensemble des réactions chimiques d'un organisme se produisant en l'absence d'oxygène mais comportant des formes oxydées, comme par exemple des nitrates.

Apport spécifique brut (ASB) : Désigne le rapport entre l'apport horaire en oxygène et la puissance électrique absorbée aux bornes moteur de l'équipement d'aération du réacteur biologique.

Autotrophe : Se dit d'un organisme capable de produire de la matière organique par réduction de matière inorganique (CO_2, NO_3^-, N_2) et minérale (NO_2^-, PO_4^{3-}).

Azote global : Désigne la concentration en masse de la somme de l'azote organique, ammoniacal et des formes oxydées de l'azote (NO_2^- et NO_3^-).

Azote Kjeldahl (NK) : Désigne, selon la norme NF EN 1085.3210, la concentration en masse de la somme de l'azote organique et ammoniacal.

Capacité nominale : Désigne, selon la norme NF EN 1085.1060, les débits et charges maximaux de l'influent à traiter pour lesquels les stations d'épuration sont conçues pour être en conformité avec le niveau de rejet requis.

Demande biochimique en oxygène (DBO) : Désigne, selon la norme NF EN 1085.3110, la concentration en masse de l'oxygène dissous consommé, dans des conditions définies (5 jours à 20°C avec ou sans inhibition de la nitrification), par l'oxydation des matières organiques ou minérales de l'eau. Elle permet d'évaluer la quantité d'oxygène que le milieu récepteur devra pouvoir fournir pour assurer la dégradation aérobie de l'effluent qui y sera rejeté

Demande chimique en oxygène (DCO) : Désigne, selon la norme NF EN 1085.3120, Concentration en masse d'oxygène équivalente à la quantité de dichromate consommée lorsqu'on traite un échantillon d'eau avec cet oxydant dans des conditions définies.

Dénitrification : Désigne, selon la norme NF EN 1085.4250, la réduction des nitrates et des nitrites pour libérer principalement de l'azote gazeux, généralement sous l'action des bactéries.

Destination des ouvrages : Désigne l'usage prévu des ouvrages auquel ceux-ci doivent être conformes.

Digestat : Désigne le sous-produit de la digestion anaérobie du substrat, composé de deux phases (liquide et solide) et pouvant se présenté sous forme liquide, pâteuse ou solide.

Effluent : Désigne le produit, sous forme solide, liquide ou gazeuse, sortant de la station d'épuration ou de l'un des ouvrages qui la compose.

Entrepreneur ou entreprise : Désigne la ou les personne(s) morale(s) dont l'offre pour l'exécution des travaux a été acceptée par le maître d'ouvrage.

Floc : Désigne la suspension dans l'eau d'un ensemble de particules gélatineuses formées par l'action de coagulants et/ou de floculants. L'ensemble des grains de floc constitue la boue biologique.

Floculant : Désigne un polymère permettant d'emprisonner les matières colloïdales agglomérées et de former ainsi des flocons volumineux qui se déposent par sédimentation et qui peuvent être plus facilement arrêtés par filtration.

Hétérotrophe : Se dit d'un organisme se développant à partir de matière organique produite par un organisme autotrophe.

Influent : Désigne le produit, sous forme solide, liquide ou gazeuse, entrant dans la station d'épuration ou dans l'un des ouvrages qui la compose.

Maître d'œuvre : Désigne la personne nommée par le maître d'ouvrage pour administrer l'exécution du contrat de travaux.

Maître d'ouvrage : Désigne la personne morale pour le compte de laquelle les travaux sont exécutés.

Matières en suspension (MES) : Désigne, selon la norme NF EN 1085.3160, la concentration en masse contenue dans un liquide normalement déterminée par filtration ou centrifugation puis séchage dans des conditions définies.

Mesure compensatoire : Désigne une mesure destinée à compenser l'impact subsistant après mise en œuvre des mesures correctives. Cette mesure compense une fonctionnalité biologique ou d'usages, perdus du fait de l'activité ou des travaux. Il s'agit alors de restaurer ou de créer une fonctionnalité équivalente.

Nitrification : Désigne, selon la norme NF EN 1085.4240, l'oxydation des ions ammonium par les bactéries. Généralement, les produits ultimes d'une telle oxydation sont des nitrates.

Potentiel méthanogène : Désigne la quantité de méthane produit par un substrat organique lors de sa biodégradation en condition anaérobie. Ce volume de méthane, rapporté à la quantité de matière volatile (MV) est généralement exprimé dans les conditions normales de température et de pression (0°C, 1013 hPa).

Réfractaire : Se dit de la fraction particulaire ou soluble d'une substance minérale difficile voire impossible à dégrader.

Siccité : Désigne le pourcentage massique de matière sèche d'une boue d'épuration évalué par la quantité de solide restant après un chauffage à 110°C pendant deux heures. La siccité s'exprime généralement en pourcentage pondéral.

Station d'épuration : Désigne, selon la norme NF EN 12255-3.5, un système destiné à la purification des eaux usées comprenant des ouvrages et des équipements techniques.

Substrat : Désigne le produit, sous forme liquide, pâteuse ou solide, introduit en digestion anaérobie.

Taux d'humidité relative ou degré hygrométrique: Désigne le rapport entre la quantité de vapeur d'eau dans un volume d'air à une température donnée et la quantité maximum qui pourrait être contenue dans le même volume à cette température.

Zone ATEX gaz 0 : Désigne une zone où une atmosphère explosive gazeuse est présente en permanence en fonctionnement normal.

Zone ATEX gaz 1 : Désigne une zone où une atmosphère explosive gazeuse est susceptible de se former en fonctionnement normal.

Zone ATEX gaz 2 : Désigne une zone où une atmosphère explosive gazeuse n'est pas susceptible de se former en fonctionnement normal.

Annexes

		Page
A.1	Acronymes, sigles et formules chimiques utilisés	**ii**
A.2	Principaux paramètres utilisés	**iv**
A.3	Relations et équations utilisées	**ix**
A.4	Plan masse de la station d'épuration de Saugues	**xii**
A.5	Consommation électrique actuelle et charges hydraulique et organique actuellement traitées sur la station d'épuration de Saugues	**xiii**
A.6	Détails de la simulation par le calcul de la station d'épuration de Saugues	**xiv**

A.1 Acronymes, sigles et formules chimiques utilisés

A.1.1 Acronymes et sigles

AGV	Acides gras volatils
ATEX	Atmosphère explosive
CapEx	*Capital Expenditures* – Dépenses d'investissement
CN	Capacité nominale
DBO_5	Demande biochimique en oxygène après 5 jours
DCO	Demande chimique en oxygène
DVWK	*Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e.V.* – Association allemande pour l'eau, les eaux usées et les déchets
EE	Eau évaporée
eNR	Energie non renouvelable
EH	Equivalent-Habitant
EPNAC	Evaluation des Procédés Nouveaux d'Assainissement des petites et moyennes Collectivités
eR	Energie renouvelable
FIDIC	Fédération Internationale des Ingénieurs Conseils
GEA	*German Environment Agency – Umwelt Bundesamt* – Agence allemande pour l'environnement
GRAIE	Groupe de Recherche Rhône-Alpes sur les Infrastructures et l'Eau
ICPE	Installation classée pour l'environnement
INNERS	*Innovative Energy Recovery Strategies* – Stratégies innovantes de récupération de l'énergie
IRSTEA	Institut national de Recherche en Sciences et Technologies pour l'Environnement et l'Agriculture
LIE	Limite inférieure d'explosivité
LSE	Limite supérieure d'explosivité
MES	Matières en suspension
MS	Matière sèche
MV	Matière volatile
NK	Azote Kjeldahl
No	Azote organique
NGL	Azote global
ONEMA	Office National de l'Eau et des Milieux Aquatiques
OpEx	*Operational Expenditures* – Dépenses d'exploitation
SATEA	Service d'Assistance Technique à l'Eau et à l'Assainissement du département de la Haute-Loire
VLE	Valeur limite d'émission

WEF *Water Environement Federation* – Fédération pour l'eau et l'environnement, Etats-Unis

A.1.2 Formules chimiques

$Al_2(SO_4)_3$	Sulfate d'aluminium
CH_3COOH	Acide acétique
CH_4	Méthane
CO_2	Dioxyde de carbone
$FeCl_3$	Chlorure ferrique
H_2	Dihydrogène
H_2O	Eau
H_2S	Sulfure d'hydrogène
N	Azote
N_2	Diazote
NH_4^+	Azote ammoniacal
NO_2^-	Nitrites
NO_3^-	Nitrates
O_2	Oxygène
P	Phosphore
pH	Potentiel hydrogène

A.2 Principaux paramètres utilisés

Paramètre	Unité	Description
$\%_{MS}$	%	Siccité des boues
$\%_{MS,211e}$	%	Siccité des boues dans l'effluent de l'épaississeur
$\%_{MS,211i}$	%	Siccité des boues dans l'influent de l'épaississeur
$\%_{MS,221e}$	%	Siccité des boues dans l'effluent de la déshydratation
$\%_{MVd,212}$	%	Taux de dégradation des MV du substrat introduit en digestion anaérobie
μ_m	$g \cdot g^{-1} \cdot j^{-1}$	Taux de croissance spécifique maximum durant la digestion anaérobie
AB_{132}	j	Age de boue dans le réacteur biologique
AO_{hp}	$kgO_2 \cdot h^{-1}$	Apport en oxygène horaire en pointe
ASB	$kgO_2 \cdot kWabs^{-1}$	Apport spécifique brut
b	-	Coefficient de dégradation dans le réacteur biologique
$C_{DBO5,e}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en DBO_5 dans l'effluent de la station d'épuration
$C_{DCO,121B}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en DCO des boues primaires
$C_{DCO,121e}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en DCO dans l'effluent du décanteur primaire
$C_{DCO,121i}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en DCO dans l'influent du décanteur primaire
$C_{DCO,130B}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en DCO des boues biologiques
$C_{DCO,132i}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en DCO dans l'influent du réacteur biologique
$C_{DCO,212e}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en DCO dans l'effluent du digesteur anaérobie
$C_{DCO,212i}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en DCO dans l'influent du digesteur anaérobie
$C_{DCO,e}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en DCO dans l'effluent de la station d'épuration
$C_{DCO,i}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en DCO dans l'influent de la station d'épuration
$C_{DCOp,BM}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en DCO particulaire de la biomasse formée
$C_{DCOp,i}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en DCO particulaire dans l'influent de la station d'épuration
$C_{DCOpb,132i}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en DCO particulaire biodégradable dans l'influent du réacteur biologique
$C_{DCOpb,i}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en DCO particulaire biodégradable dans l'influent de la station d'épuration
$C_{DCOpr,132i}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en DCO particulaire réfractaire dans l'influent du réacteur biologique
$C_{DCOpr,BM}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en DCO particulaire réfractaire de la biomasse formée
$C_{DCOpr,i}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en DCO particulaire réfractaire dans l'influent de la station d'épuration
$C_{DCOs,i}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en DCO soluble dans l'influent de la station d'épuration

Paramètre	Unité	Description
$C_{DCOsb,132i}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en DCO soluble biodégradable dans l'influent du réacteur biologique
$C_{DCOsb,i}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en DCO soluble biodégradable dans l'influent de la station d'épuration
$C_{DCOsr,e}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en DCO soluble réfractaire dans l'effluent de la station d'épuration
$C_{DCOsr,i}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en DCO soluble réfractaire dans l'influent de la station d'épuration
$C_{DO,C}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en DCO équivalente à la dégradation de la pollution carbonée
CGT	-	Coefficient global de transfert
$C_{MES,121B}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en MES des boues primaires
$C_{MES,121e}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en MES dans l'effluent du décanteur primaire
$C_{MES,121i}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en MES dans l'influent du décanteur primaire
$C_{MES,e}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en MES dans l'effluent de la station d'épuration
$C_{MES,i}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en MES dans l'influent de la station d'épuration
C_{MESex}	$kgMS \cdot m^{-3}$	Concentration en MES des boues extraites
$C_{MESp,121e}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en MES particulaire dans l'effluent du décanteur primaire
$C_{MESp,130B}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en MES particulaire des boues biologiques
$C_{MESp,i}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en MES particulaire dans l'influent de la station d'épuration
$C_{MESpm,121e}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en MES particulaire minérale dans l'effluent du décanteur primaire
$C_{MESpm,132i}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en MES particulaire minérale dans l'influent du réacteur biologique
$C_{MESpo,121e}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en MES particulaire organique dans l'effluent du décanteur primaire
$C_{MESs,i}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en MES soluble dans l'influent de la station d'épuration
$C_{N,132i}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en azote dans l'influent du réacteur biologique
$C_{NGL,e}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en NGL dans l'effluent de la station d'épuration
$C_{NH4,132i}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en NH_4^+ dans l'influent du réacteur biologique
$C_{NH4,e}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en NH_4^+ dans l'effluent de la station d'épuration
$C_{NK,132i}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en NK dans l'influent du réacteur biologique
$C_{No,132i}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en azote organique dans l'influent du réacteur biologique
$C_{No,BM}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en azote organique incorporée dans la biomasse
$C_{No,e}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en No dans l'effluent de la station d'épuration
$C_{NO3,132i}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en NO_3^- dans l'influent du réacteur biologique

Paramètre	Unité	Description
$\mathbf{C_{NO3,D}}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en NO_3^- à dénitrifier
$\mathbf{C_{NO3,e}}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en NO_3^- dans l'effluent de la station d'épuration
$\mathbf{C_{P,Al}}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en P traitée par adjonction de $Al_2(SO_4)_3$
$\mathbf{C_{P,Bio}}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en P traitée par voie biologique
$\mathbf{C_{P,e}}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en P dans l'effluent de la station d'épuration
$\mathbf{C_{P,Fe}}$	$g \cdot m^{-3}$	Concentration en P traitée par adjonction de $FeCl_3$
$\mathbf{C_S}$	$mg \cdot L^{-1}$	Concentration en O_2 dissous à saturation
$\mathbf{C_X}$	$mg \cdot L^{-1}$	Concentration en O_2 dissous à maintenir dans le réacteur biologique
$\mathbf{DO_C}$	$kgO_2 \cdot j^{-1}$	Demande en oxygène pour la dégradation de la pollution carbonée
$\mathbf{DO_D}$	$kgO_2 \cdot j^{-1}$	Demande en oxygène couverte par la dénitrification
$\mathbf{DO_{hp}}$	$kgO_2 \cdot h^{-1}$	Demande en oxygène horaire en pointe
$\mathbf{DO_N}$	$kgO_2 \cdot j^{-1}$	Demande en oxygène pour la nitrification
$\mathbf{ec_{B212p}}$	kWh	Besoin en chaleur équivalent aux pertes thermiques du digesteur anaérobie
$\mathbf{ec_{B212s}}$	kWh	Besoin en chaleur pour le chauffage du substrat
$\mathbf{ec_{P242}}$	kWh	Production de chaleur par cogénération
$\mathbf{ee_{B,132ae}}$	kWh	Besoin en énergie électrique pour l'aération
$\mathbf{ee_{B,132br}}$	kWh	Besoin en énergie électrique pour le brassage
$\mathbf{ee_{B212}}$	kWh	Besoin en énergie électrique pour la digestion anaérobie
$\mathbf{ee_{B221}}$	kWh	Besoin en énergie électrique pour la déshydratation des boues
$\mathbf{ee_{B231}}$	kWh	Besoin en énergie électrique pour le séchage des boues
$\mathbf{ee_{P242}}$	kWh	Production d'énergie électrique par cogénération
$\mathbf{es_{B231}}$	kWh	Besoin en énergie solaire pour le séchage des boues
$\mathbf{F_{ex}}$	-	Facteur d'extraction du pont racleur ou suceur
$\mathbf{FP_C}$	-	Facteur de pointe de respiration pour la dégradation du carbone
$\mathbf{FP_N}$	-	Facteur de pointe d'oxydation du NH_4^+
$\mathbf{FS_{132}}$	-	Facteur de sécurité pour la nitrification dans le réacteur biologique
$\mathbf{FS_{212}}$	-	Facteur de sécurité pour la digestion anaérobie
$\mathbf{FT_{132}}$	-	Facteur de température pour la respiration endogène dans le réacteur biologique
$\mathbf{G_S}$	$kWh \cdot m^{-2} \cdot an^{-1}$	Gisement solaire
$\mathbf{H_{231}}$	m	Hauteur maximale admissible dans le sécheur solaire
IB	$L \cdot kg^{-1}$	Indice de boues
$\mathbf{k_d}$	$g \cdot g^{-1} \cdot j^{-1}$	Coefficient global de dégradation par digestion anaérobie
$\mathbf{K_S}$	$mg \cdot L^{-1}$	Constante de réaction de la digestion anaérobie

Paramètre	Unité	Description
$L_{NH4,N}$	$kgN \cdot j^{-1}$	Charge journalière de NH_4^+ à nitrifier
LV_{NK}	$gN \cdot m^{-3} \cdot j^{-1}$	Charge volumique en NK dans le réacteur biologique
M_{121B}	$kgMS \cdot j^{-1}$	Masse journalière de boues primaires produite
M_{130B}	$kgMS \cdot j^{-1}$	Masse journalière de boues biologiques produite
M_{130Bc}	$kgMS \cdot j^{-1}$	Masse journalière de boues biologiques issue de la dégradation du carbone
M_{130Bp}	$kgMS \cdot j^{-1}$	Masse journalière de boues biologiques issue de la dégradation du phosphore
M_{212i}	$kgMS \cdot j^{-1}$	Masse journalière de MS introduite en digestion anaérobie
$P_{132,ae}$	kWabs	Puissance absorbée de l'aération
$P_{132,br}$	kWabs	Puissance absorbée du brassage
PE	$TEE \cdot m^{-2} \cdot an^{-1}$	Potentiel évaporatoire annuel moyen
P_X	$kg \cdot j^{-1}$	Masse journalière de solides synthétisée
Q_{212i}	$m^3 \cdot j^{-1}$	Débit journalier de substrat introduit dans le digesteur anaérobie
Q_{221e}	$m^3 \cdot an^{-1}$	Débit annuel de boues déshydratées
Q_{231e}	$m^3 \cdot an^{-1}$	Débit annuel de boues séchées
Q_{CH4}	$Nm^3 \cdot j^{-1}$	Débit journalier de méthane
$Q_{J,B}$	$m^3 \cdot j^{-1}$	Débit journalier de boues produites
$Q_{J,i}$	$m^3 \cdot j^{-1}$	Débit journalier de l'influent de la station d'épuration
Rc	%	Rendement en chaleur de la cogénération
R_{DBO5}	%	Rendement en DBO_5 de la station d'épuration
R_{DCO}	%	Rendement en DCO de la station d'épuration
$R_{DCO,121}$	%	Rendement en DCO du décanteur primaire
$R_{DCO,212}$	%	Taux de conversion de la DCO durant la digestion anaérobie
Re	%	Rendement en électricité de la cogénération
R_{MES}	%	Rendement en MES de la station d'épuration
$R_{MES,121}$	%	Rendement en MES du décanteur primaire
R_N	%	Rendement en N de la station d'épuration
R_P	%	Rendement en P de la station d'épuration
S_{231}	m^2	Surface du sécheur solaire
S_p	m^2	Surface exposée à la perte thermique
T_{132}	°C	Température des boues dans le réacteur biologique
t_{br}	h	Durée journalière de fonctionnement du brassage du réacteur biologique
T_e	°C	Température extérieure
t_{ep}	h	Durée d'épaississement
t_{O2}	h	Durée journalière d'aération
$t_{O2,N}$	h	Durée journalière d'aération nécessaire à la nitrification

Paramètre	Unité	Description
$\mathbf{TS_{121}}$	h	Temps de séjour de l'influent dans le décanteur primaire
$\mathbf{TS_{132}}$	h	Temps de séjour dans le réacteur biologique
$\mathbf{TS_{212}}$	j	Temps de séjour du substrat dans le digesteur anaérobie
$\mathbf{t_T}$	h	Durée du cycle nitrification / dénitrification
U	$W \cdot m^{-2} \cdot °C^{-1}$	Coefficient de transfert thermique
$\mathbf{VA_{132}}$	m^3	Volume aérobie du réacteur biologique
$\mathbf{VD_{132}}$	m^3	Volume anoxie du réacteur biologique
$\mathbf{VE_{231}}$	$m^3 \cdot an^{-1}$	Volume d'eau à évaporer
$\mathbf{V_N}$	$mgN \cdot L^{-1} \cdot h^{-1}$	Vitesse de nitrification
$\mathbf{Y_{132}}$	-	Facteur de rendement de la DCO dans le réacteur biologique
$\mathbf{Y_{212}}$	$gMV \cdot gDCO^{-1}$	Coefficient global de synthèse de solides biologiques par digestion anaérobie

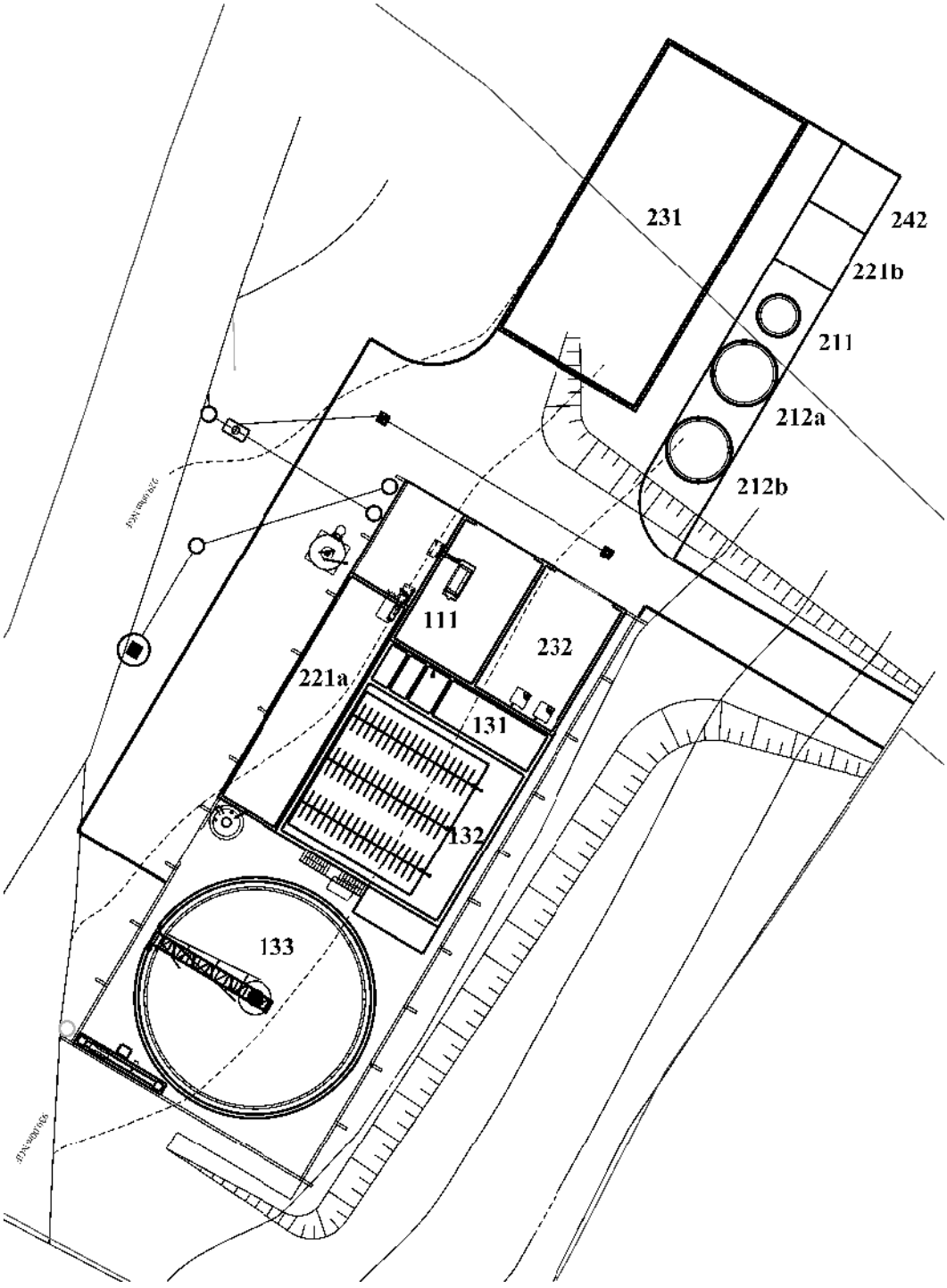
A.3 Relations et équations utilisées

Réf.	Description	Page
(1-1)	Réaction simplifiée de la dégradation du carbone par boues activées	14
(1-2)	Réaction de nitrification biologique du NH_4^+	16
(1-3)	Réaction de dénitrification biologique du NO_3^-	16
(2-1)	Fractions soluble et particulaire de la DCO dans l'influent de la station d'épuration	37
(2-2)	Valeurs par défaut des fractions soluble et particulaire de la DCO dans l'influent de la station d'épuration	37
(2-3)	Fractions biodégradable et réfractaire de la DCO dans l'influent de la station d'épuration	37
(2-4)	Valeur par défaut de la fraction soluble réfractaire de la DCO dans l'influent de la station d'épuration	37
(2-5)	Valeur par défaut de la fraction particulaire réfractaire de la DCO dans l'influent de la station d'épuration	37
(2-6)	Fractions soluble et particulaire biodégradables de la DCO dans l'influent de la station d'épuration	37
(2-7)	Valeurs du rapport entre les concentrations en NO_3^- à dénitrifier et en DCO dans l'influent du réacteur biologique	37
(2-8)	Calcul de la concentration en DCO dans l'effluent du décanteur primaire	37
(2-9)	Calcul du temps de séjour de l'influent dans le décanteur primaire	38
(2-10)	Calcul de la concentration en DCO des boues primaires	38
(2-11)	Calcul de la concentration en DCO des boues biologiques	38
(2-12)	Calcul de la concentration en DCO particulaire de la biomasse formée	38
(2-13)	Calcul de la concentration en DCO particulaire réfractaire de la biomasse formée	38
(2-14)	Calcul de l'âge de boue dans le réacteur biologique	39
(2-15)	Calcul du rapport entre les volumes de dénitrification et aérobie du réacteur biologique	39
(2-16)	Calcul du facteur de température pour la respiration endogène	39
(2-17)	Fractions soluble et particulaire des MES dans l'influent de la station d'épuration	39
(2-18)	Valeurs par défaut des fractions soluble et particulaire des MES dans l'influent de la station d'épuration	39
(2-19)	Calcul du rendement en MES du décanteur primaire	39
(2-20)	Valeurs par défaut des fractions organique et minérales réfractaires des MES dans l'effluent du décanteur primaire	40
(2-21)	Calcul de la concentration en MES des boues primaires	40
(2-22)	Calcul de la concentration en MES particulaire des boues primaires	40
(2-23)	Calcul de la concentration en MES des boues extraites	40

Réf.	Description	Page
(2-24)	Calcul de la concentration en NO_3^- à dénitrifier	41
(2-25)	Calcul de la concentration en DCO équivalente à la dégradation de la pollution carbonée	41
(2-26)	Calcul de la demande en oxygène pour la dégradation de la pollution carbonée	42
(2-27)	Calcul de la demande en oxygène pour la nitrification	42
(2-28)	Calcul de la demande en oxygène couverte par la dénitrification	42
(2-29)	Calcul de la demande en oxygène horaire en pointe	42
(2-30)	Calcul de la durée totale journalière d'oxygénation	42
(2-31)	Calcul de la durée journalière d'oxygénation nécessaire à la nitrification	43
(2-32)	Calcul de la vitesse de nitrification	43
(2-33)	Calcul de la durée du cycle de nitrification / dénitrification	43
(2-34)	Calcul de l'apport en oxygène horaire en pointe	43
(2-35)	Calcul de la concentration en oxygène à saturation	43
(2-36)	Calcul de la puissance absorbée de l'aération	44
(2-37)	Calcul du besoin journalier en énergie électrique pour l'aération	44
(2-38)	Calcul de la masse journalière de boues primaires produites	44
(2-39)	Calcul de la masse journalière de boues biologiques produites	44
(2-40)	Calcul de la masse journalière de boues biologiques issues de la dégradation du carbone	44
(2-41)	Calcul de la masse journalière de boues biologiques issues de la dégradation du phosphore	45
(2-42)	Calcul de la concentration en P traitée par voie biologique	45
(2-43)	Calcul de la concentration en P traitée par voie physico-chimique	45
(2-44)	Calcul du débit journalier des boues produites	45
(2-45)	Calcul de la siccité des boues	45
(2-46)	Calcul de la siccité des boues dans l'effluent de l'épaississeur pour les boues biologiques seules	46
(2-47)	Calcul de la siccité des boues dans l'effluent de l'épaississeur pour les boues biologiques mélangées à des boues primaires	46
(2-48)	Calcul du besoin en énergie électrique pour la digestion anaérobie	46
(2-49)	Calcul du taux de dégradation des MV du substrat introduit en digestion anaérobie	46
(2-50)	Calcul de la surface du sécheur solaire	47
(2-51)	Calcul de la hauteur maximale des boues dans le sécheur solaire	47
(2-52)	Calcul du besoin en énergie solaire pour le séchage	48
(2-53)	Relation de l'oxydation du CH_4 en CO_2	48
(2-54)	Calcul du volume de CH_4 équivalent à la DCO convertie	48
(2-55)	Calcul du débit journalier de CH_4 produit par digestion anaérobie mésophile	48

Réf.	Description	Page
(2-56)	Calcul de la masse journalière de solides synthétisée par digestion anaérobie mésophile	48
(2-57)	Calcul du temps de séjour du substrat dans le digesteur anaérobie mésophile	48
(2-58)	Calcul du taux de conversion de la DCO durant la digestion anaérobie	49
(2-59)	Calcul du besoin en chaleur pour le chauffage du substrat	49
(2-60)	Calcul du besoin en chaleur équivalent aux pertes thermiques du digesteur	50
(2-61)	Calcul de la production de chaleur et d'électricité par cogénération à partir du méthane	50
(2-62)	Calcul de la puissance du moteur à gaz	50
(3-1)	Réaction de l'oxydation du NH_4^+ en NO_2^- par nitrosation	70
(3-2)	Réaction de conversion du NH_4^+ et du NO_2^- en N_2 et en NO_3^-	70

A.4 Plan masse de la station d'épuration de Saugues

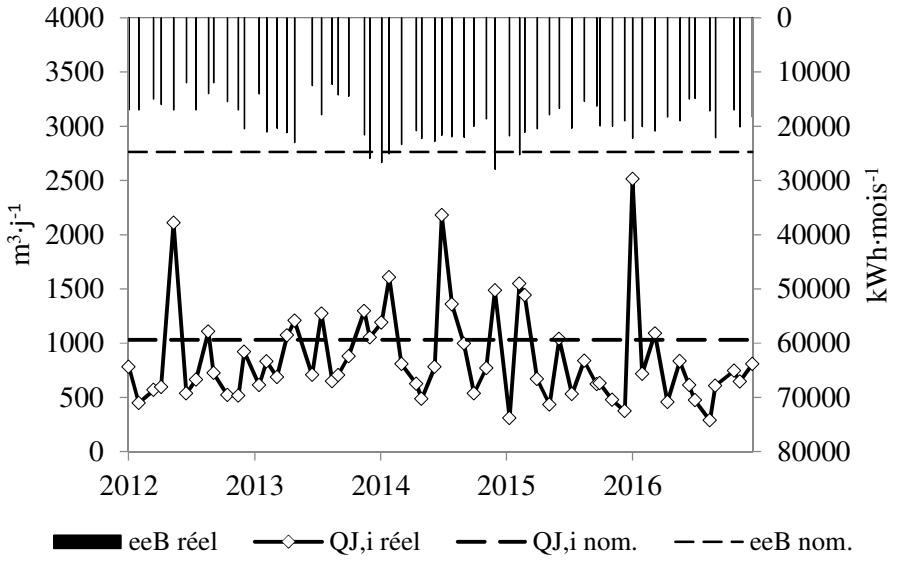


Echelle : 1/500e

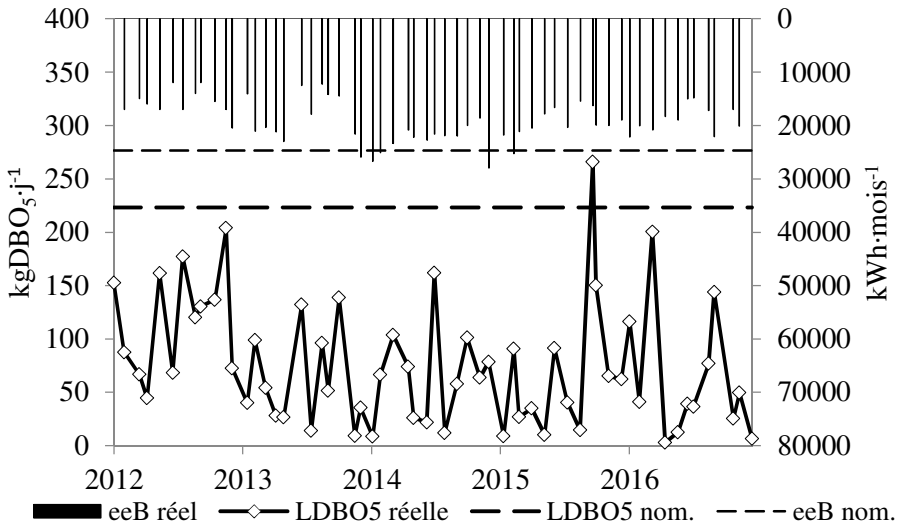
Légende : 111. Tamis rotatif – 131. Bassin tampon – 132. Réacteur biologique avec zone de contact – 133 – Décanteur secondaire avec dégazeur – 211. Epaississeur – 212a. Digesteur anaérobie mésophile – 212b. Gazomètre – 221a. Centrifugeuse (existante) – 221b. Presse à vis (proposition) – 231. Sécheur solaire – 232. Stockage – 242. Cogénération par moteur à gaz

A.5 Consommation électrique actuelle et charges hydraulique et organique actuellement traitées sur la station d'épuration de Saugues

A.5.1 Comparatif consommation électrique réelle et charge hydraulique



A.5.1 Comparatif consommation électrique réelle et charge organique



A.6 Détails de la simulation par le calcul de la station d'épuration de Saugues

Paramètre	Symbole	Unité	1 31 2 024	2 28 2 434	3 31 2 420	4 30 1 719	5 31 1 456	6 30 2 275	7 31 2 860	8 31 2 641	9 30 4 077	10 31 3 644	11 30 4 052	12 31 1 940
Influent	**i**													
Débit	**Q**													
Débit journalier nominal influent	$Q_{J,i}$	$m^3 \cdot j^{-1}$	1 032	981	870	634	965	685	975	798	681	613	691	878
Débit horaire moyen	$Q_{Hm,i}$	$m^3 \cdot h^{-1}$	43	41	36	26	40	29	41	33	28	26	29	37
Débit horaire pointe	$Q_{Hp,i}$	$m^3 \cdot h^{-1}$												
Demande chimique en oxygène	**DCO**													
Concentration DCO influent	$C_{DCO,i}$	$g \cdot m^{-3}$	235	298	334	326	181	398	352	397	718	714	704	265
Concentration DCO soluble influent	$C_{DCOs,i}$	$g \cdot m^{-3}$	165	208	234	228	127	279	246	278	503	500	492	186
Concentration DCO soluble réfractaire influent	$C_{DCOsr,i}$	$g \cdot m^{-3}$	12	15	17	16	9	20	18	20	36	36	35	13
Concentration DCO soluble biodégradable influent	$C_{DCOsb,i}$	$g \cdot m^{-3}$	153	193	217	212	118	259	229	258	467	464	457	172
Concentration DCO particulaire influent	$C_{DCOp,i}$	$g \cdot m^{-3}$	71	89	100	98	54	120	106	119	215	214	211	80
Concentration DCO particulaire réfractaire influent	$C_{DCOpr,i}$	$g \cdot m^{-3}$	18	22	25	24	14	30	26	30	54	54	53	20
Concentration DCO particulaire biodégradable influent	$C_{DCOpb,i}$	$g \cdot m^{-3}$	53	67	75	73	41	90	79	89	162	161	158	60
Concentration DCO biodégradable influent	$C_{DCOb,i}$	$g \cdot m^{-3}$	206	260	292	285	158	349	308	347	628	625	616	232
Charge DCO influent	$L_{DCO,i}$	$kg \cdot j^{-1}$	243	292	290	206	175	273	343	317	489	437	486	233
Matières en suspension	**MES**													
Concentration MES influent	$C_{MES,i}$	$g \cdot m^{-3}$	72	85	120	44	78	85	154	84	108	110	215	87
Concentration MES particulaire influent	$C_{MESp,i}$	$g \cdot m^{-3}$	43	51	72	26	47	51	92	51	65	66	129	52
Concentration MES particulaire minérale influent	$C_{MESpm,i}$	$g \cdot m^{-3}$	13	15	22	8	14	15	28	15	19	20	39	16
Concentration MES particulaire organique influent	$C_{MESpo,i}$	$g \cdot m^{-3}$	30	36	51	18	33	36	64	35	45	46	90	36
Concentration MES soluble influent	$C_{MESs,i}$	$g \cdot m^{-3}$	29	34	48	17	31	34	61	34	43	44	86	35
Charge MES influent	$L_{MES,i}$	$kg \cdot j^{-1}$	75	84	105	28	76	58	150	67	73	67	149	76
Azote	**N**													
Concentration azote Kjeldahl influent	$C_{NK,i}$	$g \cdot m^{-3}$	23.0	16.1	27.9	33.7	22.0	32.2	39.3	22.6	53.6	53.6	59.3	29.8
Concentration azote ammonical influent	$C_{NH4,i}$	$g \cdot m^{-3}$	15.0	10.4	18.1	21.9	14.3	20.9	25.6	14.7	34.9	34.8	38.6	19.3
Concentration azote organique influent	$C_{No,i}$	$g \cdot m^{-3}$	8.1	5.6	9.8	11.8	7.7	11.3	13.8	7.9	18.8	18.7	20.8	10.4
Charge azote Kjeldahl influent	$L_{NK,i}$	$kg \cdot j^{-1}$	24	16	24	21	21	22	38	18	37	33	41	26
Phosphore														
Concentration PT influent	$C_{PT,i}$	$g \cdot m^{-3}$	5.2	3.2	4.1	6.8	3.9	7.2	5.8	7.4	9.8	12.1	8.0	4.2
Charge PT influent	$L_{PT,i}$	$kg \cdot j^{-1}$	5.4	3.2	3.6	4.3	3.7	4.9	5.6	5.9	6.6	7.4	5.5	3.7
Dessableur - Dégraisseur	**111**													
Graisses	**G**													
Concentration DCO graisse	$C_{DCO,111G}$	$g \cdot m^{-3}$	225 000	225 000	225 000	225 000	225 000	225 000	225 000	225 000	225 000	225 000	225 000	225 000
Volume journalier théorique graisse	Q_{111G}	$m^3 \cdot j^{-1}$	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Charge DCO graisses	$L_{DCO,111G}$	$kg \cdot j^{-1}$	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Charge DCO effluent	$L_{DCO,111e}$	$kg \cdot j^{-1}$	243	292	290	206	175	273	343	317	489	437	486	233
Siccité graisses	$\%_{MS111G}$	-	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35
Production théorique graisses	P_{111G}	$TMS \cdot j^{-1}$	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Taux matières volatiles graisses	$\%_{MV111G}$	-	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80
Matière organique graisses	$M_{MV,111G}$	$TMV \cdot j^{-1}$	0.0E+00	0.0E+00	0.0E+00	0.0E+00	0.0E+00	0.0E+00	0.0E+00	0.0E+00	0.0E+00	0.0E+00	0.0E+00	0.0E+00
Charge azote organique graisses	$L_{No,111G}$	$kgN \cdot j^{-1}$	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Concentration azote organique graisses	$C_{No,111G}$	$g \cdot m^{-3}$	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Sables	**S**													
Concentration MES sable	$C_{MES,111S}$	$g \cdot m^{-3}$	100 000	100 000	100 000	100 000	100 000	100 000	100 000	100 000	100 000	100 000	100 000	100 000
Production théorique sable	P_{111S}	$m^3 \cdot j^{-1}$	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Charge MES sable	$L_{MES,111S}$	$kg \cdot j^{-1}$	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Charge MES effluent	$L_{MES,111e}$	$kg \cdot j^{-1}$	74.79	83.65	104.68	27.70	75.65	58.25	149.63	67.35	73.32	67.22	148.85	76.25

Décanteur primaire	121													
Dimensionnement décanteur primaire														
Temps de séjour	TS_{121}	h	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Volume	V_{121}	m^3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Hauteur	H_{121}	m	2.50	2.50	2.50	2.50	2.50	2.50	2.50	2.50	2.50	2.50	2.50	2.50
Surface	S_{121}	m^2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Diamètre	D_{121}	m	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Hauteur râcleurs	h_{SR}	m	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50
Vitesse rotation râcleur	v_{SR}	$m{\cdot}h^{-1}$	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
Demande chimique en oxygène	**DCO**													
Influent	**i**													
Concentration DCO influent décanteur primaire	$C_{DCO,121i}$	$g{\cdot}m^{-3}$	235	298	334	326	181	398	352	397	718	714	704	265
Concentration DCO soluble influent décanteur primaire	$C_{DCOs,121e}$	$g{\cdot}m^{-3}$	165	208	234	228	127	279	246	278	503	500	492	186
Concentration DCO soluble réfractaire influent décanteur primaire	$C_{DCOsr,121i}$	$g{\cdot}m^{-3}$	12	15	17	16	9	20	18	20	36	36	35	13
Concentration DCO soluble biodégradable influent décanteur primaire	$C_{DCOsb,121i}$	$g{\cdot}m^{-3}$	153	193	217	212	118	259	229	258	467	464	457	172
Concentration DCO particulaire influent décanteur primaire	$C_{DCOp,121i}$	$g{\cdot}m^{-3}$	71	89	100	98	54	120	106	119	215	214	211	80
Concentration DCO particulaire réfractaire influent décanteur primaire	$C_{DCOpr,121i}$	$g{\cdot}m^{-3}$	18	22	25	24	14	30	26	30	54	54	53	20
Concentration DCO particulaire biodégradable influent décanteur primaire	$C_{DCOpb,121i}$	$g{\cdot}m^{-3}$	53	67	75	73	41	90	79	89	162	161	158	60
Concentration DCO biodégradable influent décanteur primaire	$C_{DCOb,121i}$	$g{\cdot}m^{-3}$	206	260	292	285	158	349	308	347	628	625	616	232
Effluent	**e**													
Concentration DCO effluent décanteur primaire	$C_{DCO,121e}$	$g{\cdot}m^{-3}$	235	298	334	326	181	398	352	397	718	714	704	265
Concentration DCO soluble effluent décanteur primaire	$C_{DCOs,121e}$	$g{\cdot}m^{-3}$	165	208	234	228	127	279	246	278	503	500	492	186
Concentration DCO soluble réfractaire effluent décanteur primaire	$C_{DCOsr,121e}$	$g{\cdot}m^{-3}$	12	15	17	16	9	20	18	20	36	36	35	13
Concentration DCO soluble biodégradable effluent décanteur primaire	$C_{DCOsb,121e}$	$g{\cdot}m^{-3}$	153	193	217	212	118	259	229	258	467	464	457	172
Concentration DCO particulaire effluent décanteur primaire	$C_{DCOp,121e}$	$g{\cdot}m^{-3}$	71	89	100	98	54	120	106	119	215	214	211	80
Concentration DCO particulaire réfractaire effluent décanteur primaire	$C_{DCOpr,121e}$	$g{\cdot}m^{-3}$	18	22	25	24	14	30	26	30	54	54	53	20
Concentration DCO particulaire biodégradable effluent décanteur primaire	$C_{DCOpb,121e}$	$g{\cdot}m^{-3}$	53	67	75	73	41	90	79	89	162	161	158	60
Concentration DCO biodégradable effluent décanteur primaire	$C_{DCOb,121e}$	$g{\cdot}m^{-3}$	206	260	292	285	158	349	308	347	628	625	616	232
Rendement	**R**													
Rendement DCO décanteur primaire	$R_{DCO,121}$	-	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Matières en suspension	**MES**													
Influent	**i**													
Concentration MES influent décanteur primaire	$C_{MES,121i}$	$g{\cdot}m^{-3}$	72	85	120	44	78	85	154	84	108	110	215	87
Concentration MES particulaire influent décanteur primaire	$C_{MESp,121i}$	$g{\cdot}m^{-3}$	43	51	72	26	47	51	92	51	65	66	129	52
Concentration MES particulaire minérale influent décanteur primaire	$C_{MESpm,121i}$	$g{\cdot}m^{-3}$	13	15	22	8	14	15	28	15	19	20	39	16
Concentration MES particulaire organique influent décanteur primaire	$C_{MESpo,121i}$	$g{\cdot}m^{-3}$	30	36	51	18	33	36	64	35	45	46	90	36
Concentration MES soluble influent décanteur primaire	$C_{MESs,121i}$	$g{\cdot}m^{-3}$	29	34	48	17	31	34	61	34	43	44	86	35
Effluent	**e**													
Concentration MES effluent décanteur primaire	$C_{MES,121e}$	$g{\cdot}m^{-3}$	72	85	120	44	78	85	154	84	108	110	215	87
Concentration MES particulaire effluent décanteur primaire	$C_{MESp,121e}$	$g{\cdot}m^{-3}$	43	51	72	26	47	51	92	51	65	66	129	52
Concentration MES particulaire minérale effluent décanteur primaire	$C_{MESpm,121e}$	$g{\cdot}m^{-3}$	9	10	14	5	9	10	18	10	13	13	26	10
Concentration MES particulaire organique effluent décanteur primaire	$C_{MESpo,121e}$	$g{\cdot}m^{-3}$	35	41	58	21	38	41	74	40	52	53	103	42
Concentration MES soluble effluent décanteur primaire	$C_{MESs,121e}$	$g{\cdot}m^{-3}$	29	34	48	17	31	34	61	34	43	44	86	35
Rendement	**R**													
Rendement MES décanteur primaire	$R_{MES,121}$		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boues primaires	**121B**													
Concentration DCO boues primaires	$C_{DCO,121B}$	$g{\cdot}m^{-3}$	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Concentration MES boues primaires	$C_{MES,121B}$	$g{\cdot}m^{-3}$	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Concentration MES particulaires boues primaires	$C_{MESp,121B}$	$g{\cdot}m^{-3}$	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Production boues primaires	P_{121B}	$kgMS{\cdot}j^{-1}$	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Facteur d'extraction du pont râcleur ou suceur décanteur primaire	$F_{ex,121}$	-	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7
Indice de boues décanteur primaire	IB_{121}	$L{\cdot}kg^{-1}$	25	25	25	25	25	25	25	25	25	25	25	25
Durée d'épaississement décanteur primaire	Dep_{121}	h	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5
Concentration MES boues primaires extraites décanteur primaire	$C_{MESex,121B}$	$kgMS{\cdot}m^{-3}$	22.2	22.2	22.2	22.2	22.2	22.2	22.2	22.2	22.2	22.2	22.2	22.2
Volume journalier boues primaires extraites décanteur primaire	$Q_{121B,121e}$	$m^3{\cdot}j^{-1}$	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Facteur soutirage	f_{SR}	-	1.50	1.50	1.50	1.50	1.50	1.50	1.50	1.50	1.50	1.50	1.50	1.50
Débit soutirage boues	$QH_{121B,121e}$	$m^3{\cdot}h^{-1}$	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

Traitement phosphore	**131**													
Concentration PT pour bactéries hétérotrophes	$C_{P,BM}$	$g \cdot m^{-3}$	1.2	1.5	1.7	1.6	0.9	2.0	1.8	2.0	3.6	3.6	3.5	1.3
Concentration PT traitée par voie biologique	$C_{P,Bio}$	$g \cdot m^{-3}$	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Concentration PT précipité par FeCl3	$C_{P,Fe}$	$g \cdot m^{-3}$	3.0	1.2	1.9	4.1	2.5	4.2	3.0	4.4	4.2	6.5	3.5	2.3
Volume	V_{131}	m^3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Réacteur biologique	**132**													
Dimensionnement réacteur biologique														
Température	T_{132}	°C	*9.24*	*8.54*	7.83	10.67	11.20	16.00	18.90	*18.63*	18.35	15.70	8.85	9.95
Facteur sécurité nitrification	FS_{132}	-	1.80	1.80	1.80	1.80	1.80	1.80	1.80	1.80	1.80	1.80	1.80	1.80
Rapport volumes dénitrification / aération	VD_{132}/VA_{132}	-	0.4	0.2	0.4	0.4	0.5	0.3	0.5	0.2	0.3	0.3	0.3	0.5
Rapport concentrations nitrates à dénitrifier / DCO influent réacteur biologique	$C_{NO3D}/C_{DCO,132i}$	-	0.060	0.030	0.060	0.060	0.075	0.045	0.075	0.030	0.045	0.045	0.045	0.075
Concentration nitrates à dénitrifier dimensionnement	$C_{NO3,D}$	$g \cdot m^{-3}$	14	8	17	18	13	17	22	13	29	29	33	19
Age de boue	AB_{132}	j	18	14	20	15	18	8	8	5	6	8	16	20
Masse MES réacteur biologique	M_{MES132}	kg	2 545	2 246	3 117	1 806	1 860	1 299	1 688	1 087	1 716	2 055	4 101	2 485
Concentration MES réacteur biologique	$C_{MESrb,132}$	$kg \cdot m^{-3}$	4.0	4.0	4.0	4.0	4.0	4.0	4.0	4.0	4.0	4.0	4.0	4.0
Volume réacteur biologique	V_{132}	m^3	1034	1034	1034	1034	1034	1034	1034	1034	1034	1034	1034	1034
Volume anoxie	VD_{132}	m^3	414	207	414	414	517	310	517	207	310	310	310	517
Volume aérobie	VN_{132}	m^3	620	827	620	620	517	724	517	827	724	724	724	517
Charge volumique	$Lv_{DCO,132}$	$kgDCO \cdot m^{-3} \cdot j^{-1}$	0.23	0.28	0.28	0.20	0.17	0.26	0.33	0.31	0.47	0.42	0.47	0.23
Charge massique	$Lm_{DCO,132}$	$kgDCO \cdot kgMES^{-1} \cdot j^{-1}$	0.06	0.07	0.07	0.05	0.04	0.07	0.08	0.08	0.12	0.11	0.12	0.06
Temps séjour réacteur biologique	TS_{132}	h	24	25	29	39	26	36	25	31	36	41	36	28
Production boues	**M132B**													
Facteur température respiration endogène	FT_{132}	-	0.7	0.6	0.6	0.7	0.8	1.1	1.3	1.3	1.3	1.0	0.7	0.7
Concentration DCO particulaire de la biomasse formée	$C_{DCOp,BM}$	$g \cdot m^{-3}$	46	69	63	65	32	95	72	107	178	170	150	46
Concentration DCO particulaire réfractaire de la biomasse formée	$C_{DCOpr,BM}$	$g \cdot m^{-3}$	18	21	26	25	15	28	27	25	49	50	52	22
Concentration DCO boues biologiques	$C_{DCO,130B}$	$g \cdot m^{-3}$	82	112	115	115	61	153	125	162	281	273	256	88
Concentration MES particulaire boues biologiques	$C_{MESp,130B}$	$g \cdot m^{-3}$	91	122	129	120	70	163	143	172	294	286	281	98
Concentration MES particulaire minérale boues biologiques	$C_{MESpm,130B}$	$g \cdot m^{-3}$	9	10	14	5	9	10	18	10	13	13	26	10
Concentration MES particulaire organique boues biologiques	$C_{MESpo,130B}$	$g \cdot m^{-3}$	82	112	115	115	61	153	125	162	281	273	256	88
Concentration azote organique boues biologiques	$C_{No,BM}$	$g \cdot m^{-3}$	4.5	2.8	5.7	5.9	4.3	5.6	7.3	4.4	9.7	9.6	11.1	6.2
Production journalière boues biologiques	M_{130Bc}	$kgMS \cdot j^{-1}$	115	147	138	92	83	136	172	167	243	213	238	106
Production journalière boues physico-chimiques	M_{130Bp}	$kgMS \cdot j^{-1}$	30	12	16	25	23	27	28	34	27	38	23	20
Production journalière boues	M_{130B}	$kgMS \cdot j^{-1}$	144	159	154	117	106	163	200	201	270	251	261	125
Production mensuelle boues biologiques	M_{130Bc}	$kgMS \cdot mois^{-1}$	3 551	4 117	4 285	2 767	2 582	4 087	5 337	5 176	7 290	6 615	7 146	3 283
Production mensuelle boues physico-chimiques	M_{130Bp}	$kgMS \cdot mois^{-1}$	917	323	500	747	698	816	863	1 048	811	1 173	684	607
Production mensuelle boues	M_{130B}	$kgMS \cdot mois^{-1}$	4 468	4 440	4 785	3 514	3 280	4 902	6 200	6 224	8 101	7 788	7 830	3 890
Rapport P130Bc/P130B	M_{130Bc}/M_{130B}	-	0.8	0.9	0.9	0.8	0.8	0.8	0.9	0.8	0.9	0.8	0.9	0.8
Demande chimique en oxygène	**DCO**													
Concentration DCO influent réacteur biologique	$C_{DCO,132i}$	$g \cdot m^{-3}$	235	298	334	326	181	398	352	397	718	714	704	265
Concentration DCO soluble influent réacteur biologique	$C_{DCOs,132i}$	$g \cdot m^{-3}$	165	208	234	228	127	279	246	278	503	500	492	186
Concentration DCO soluble réfractaire influent réacteur biologique	$C_{DCOsr,132i}$	$g \cdot m^{-3}$	12	15	17	16	9	20	18	20	36	36	35	13
Concentration DCO soluble biodégradable influent réacteur biologique	$C_{DCOsb,132i}$	$g \cdot m^{-3}$	153	193	217	212	118	259	229	258	467	464	457	172
Concentration DCO particulaire influent réacteur biologique	$C_{DCOp,132i}$	$g \cdot m^{-3}$	71	89	100	98	54	120	106	119	215	214	211	80
Concentration DCO particulaire réfractaire influent réacteur biologique	$C_{DCOpr,132i}$	$g \cdot m^{-3}$	18	22	25	24	14	30	26	30	54	54	53	20
Concentration DCO particulaire biodégradable influent réacteur biologique	$C_{DCOpb,132i}$	$g \cdot m^{-3}$	53	67	75	73	41	90	79	89	162	161	158	60
Concentration DCO biodégradable influent réacteur biologique	$C_{DCOb,132i}$	$g \cdot m^{-3}$	206	260	292	285	158	349	308	347	628	625	616	232
Charge DCO influent réacteur biologique	$L_{DCO,132i}$	$kg \cdot j^{-1}$	243	292	290	206	175	273	343	317	489	437	486	233
Matières en suspension	**MES**													
Concentration MES influent réacteur biologique	$C_{MES,132i}$	$g \cdot m^{-3}$	72	85	120	44	78	85	154	84	108	110	215	87
Concentration MES particulaire influent réacteur biologique	$C_{MESp,132i}$	$g \cdot m^{-3}$	43	51	72	26	47	51	92	51	65	66	129	52
Concentration MES particulaire minérale influent réacteur biologique	$C_{MESpm,132i}$	$g \cdot m^{-3}$	9	10	14	5	9	10	18	10	13	13	26	10
Concentration MES particulaire organique influent réacteur biologique	$C_{MESpo,132i}$	$g \cdot m^{-3}$	35	41	58	21	38	41	74	40	52	53	103	42
Concentration MES soluble influent réacteur biologique	$C_{MESs,132i}$	$g \cdot m^{-3}$	29	34	48	17	31	34	61	34	43	44	86	35

Azote	**N**													
Concentration nitrates influent réacteur biologique	$C_{NO3,132i}$	$g \cdot m^{-3}$	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Concentration azote Kjeldahl influent réacteur biologique	$C_{NK,132i}$	$g \cdot m^{-3}$	23.0	16.1	27.9	33.7	22.0	32.2	39.3	22.6	53.6	53.6	59.3	29.8
Concentration azote ammonical influent réacteur biologique	$C_{NH4,132i}$	$g \cdot m^{-3}$	15.0	10.4	18.1	21.9	14.3	20.9	25.6	14.7	34.9	34.8	38.6	19.3
Concentration azote organique influent réacteur biologique	$C_{No,132i}$	$g \cdot m^{-3}$	8.1	5.6	9.8	11.8	7.7	11.3	13.8	7.9	18.8	18.7	20.8	10.4
Charge ammoniacal à nitrifier	$L_{NH4,N}$	$g \cdot m^{-3}$	15.4	10.2	15.8	13.9	13.8	14.4	24.9	11.7	23.7	21.3	26.7	17.0
Demande en oxygène	**DO**													
Concentration DCO équivalente dégradation carbone	DO_{132}	$g \cdot m^{-3}$	142	170	202	195	111	226	210	216	402	405	413	164
Demande en oxygène dégradation carbone	DO_C	$kgO_2 \cdot j^{-1}$	146	167	176	123	108	155	204	172	274	248	285	144
Demande oxygène journalière nitrification	DO_N	$kgO_2 \cdot j^{-1}$	65	26	64	56	62	51	107	35	82	74	102	78
Demande oxygène journalière dénitrification	DOD	$kgO_2 \cdot j^{-1}$	36	10	37	29	35	24	58	18	41	37	54	46
Demande oxygène journalière	DO_{132j}	$kgO_2 \cdot j^{-1}$	175	183	203	151	135	181	253	189	315	286	333	176
Facteur pointe respiration carbone	$FP_{132,C}$	-	1.15	1.15	1.15	1.15	1.15	1.15	1.15	1.15	1.15	1.15	1.15	1.15
Facteur pointe oxydation azote amoniacal	$FP_{132,N}$		1.90	1.90	1.90	1.90	1.90	1.90	1.90	1.90	1.90	1.90	1.90	1.90
Demande oxygène horaire pointe	DO_{hp}	$kgO_2 \cdot h^{-1}$	10.4	9.6	11.7	9.0	8.4	10.3	15.5	10.2	17.7	16.0	19.2	10.9
Durée oxygénation														
Charge volumique NK	CvN_{132}	$gN \cdot m^{-3} \cdot j^{-1}$	23.0	15.2	23.5	20.6	20.6	21.4	37.1	17.4	35.3	31.7	39.7	25.3
Vitesse nitrification	VN_{132}	$mgN \cdot L^{-1} \cdot h^{-1}$	1.4	0.9	1.3	1.4	1.4	2.0	4.0	1.9	3.7	2.9	2.4	1.6
Durée cycle nitrification / dénitrification	tT_{132}	h	4.0	6.1	3.9	8.9	4.5	8.6	5.0	5.3	7.8	8.7	7.0	3.7
Nombre cycles journalier nitrification / dénitrification		h	6.0	4.0	6.1	2.7	5.3	2.8	4.8	4.5	3.1	2.8	3.4	6.6
Durée minimale d'oxygénation nitrification	$t_{O2,N}$	$h \cdot j^{-1}$	10.5	10.9	11.4	9.7	9.4	7.1	6.0	6.1	6.2	7.2	10.7	10.1
Durée d'oxygénation recommandée	t_{O2}	$h \cdot j^{-1}$	16.4	20.5	17.5	16.2	15.1	17.7	15.4	19.8	18.0	18.0	17.3	15.5
Besoin en énergie électrique														
Concentration en oxygène à saturation	Cs_{132}	$mg \cdot L^{-1}$	11.48	11.68	11.89	11.09	10.95	9.83	9.28	9.33	9.38	9.89	11.59	11.28
Concentration oxygène dissous aérobie	Cx_{132}	$mg \cdot L^{-1}$	2.00	2.00	2.00	2.00	2.00	2.00	2.00	2.00	2.00	2.00	2.00	2.00
Apport oxygène horaire en pointe	AO_{hp}	$kgO_2 \cdot h^{-1}$	21.00	14.43	23.48	18.25	20.57	18.41	39.45	16.16	32.11	28.66	33.07	26.38
Apport spécifique brut aération	ASB_{132}	$kgO_2 \cdot kWabs^{-1}$	2.80	2.80	2.80	2.80	2.80	2.80	2.80	2.80	2.80	2.80	2.80	2.80
Coefficient global transfert	CGT_{132}	-	0.55	0.55	0.55	0.55	0.55	0.55	0.55	0.55	0.55	0.55	0.55	0.55
Puissance absorbée théorique aération	P_{132ae}	kWabs	13.64	9.37	15.25	11.85	13.36	11.95	25.61	10.50	20.85	18.61	21.48	17.13
Puissance absorbée brassage	P_{132br}	kWabs	6.20	6.20	6.20	6.20	6.20	6.20	6.20	6.20	6.20	6.20	6.20	6.20
Besoin journalier en énergie électrique	$ee_{B,132}$	$kWh \cdot j^{-1}$	271.12	213.96	307.23	240.22	256.64	250.37	447.25	233.87	412.28	372.50	412.92	318.40
Décanteur secondaire	**133**													
Volume et débit boues														
Facteur d'extraction du pont râcleur ou suceur décanteur secondaire	$F_{ex,133}$	-	0.70	0.70	0.70	0.70	0.70	0.70	0.70	0.70	0.70	0.70	0.70	0.70
Indice de boues décanteur secondaire	IB_{133}	$L \cdot kg^{-1}$	112.00	112.00	112.00	112.00	112.00	112.00	112.00	112.00	112.00	112.00	112.00	112.00
Durée d'épaississement décanteur secondaire	Dep_{133}	h	2.50	2.50	2.50	2.50	2.50	2.50	2.50	2.50	2.50	2.50	2.50	2.50
Concentration MES lit de boues décanteur secondaire	$C_{MESlb,133B}$	$kg \cdot m^{-3}$	12.1	12.1	12.1	12.1	12.1	12.1	12.1	12.1	12.1	12.1	12.1	12.1
Concentration MES boues biologiques extraites décanteur secondaire	$C_{MESex,133B}$	$kg \cdot m^{-3}$	8.5	8.5	8.5	8.5	8.5	8.5	8.5	8.5	8.5	8.5	8.5	8.5
Volume journalier boues biologiques extraites décanteur secondaire	$QJ_{133B,133e}$	$m^3 \cdot j^{-1}$	17	19	18	14	12	19	24	24	32	30	31	15
Facteur soutirage	fSR	-	1.50	1.50	1.50	1.50	1.50	1.50	1.50	1.50	1.50	1.50	1.50	1.50
Débit soutirage boues	$QH_{133B,133e}$	$m^3 \cdot h^{-1}$	115	115	115	115	115	115	115	115	115	115	115	115
Recirculation boues														
Taux recirculation totale	$T_{R,133}$	-	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90
Taux recirculation aérobie	$T_{Rae,133}$	-	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90
Débit recirculation aérobie	$Q_{Rae,133}$	$m^3 \cdot h^{-1}$	38.7	36.8	32.6	23.8	36.2	25.7	36.5	29.9	25.5	23.0	25.9	32.9
Débit recirculation anoxie	$Q_{Ran,133}$	$m^3 \cdot h^{-1}$	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Dimensionnement décanteur secondaire														
Charge surfacique boues décanteur secondaire	qSV	$L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$	500	500	500	500	500	500	500	500	500	500	500	500
Vitesse ascensionnelle décanteur secondaire	qA	$m \cdot h^{-1}$	0.29	0.28	0.24	0.18	0.27	0.19	0.27	0.22	0.19	0.17	0.19	0.25
Volume boues diluées décanteur secondaire	DSV	$L \cdot m^{-3}$	1 726.8	1 815.9	2 049.0	2 812.5	1 846.5	2 601.0	1 828.7	2 232.0	2 616.5	2 908.6	2 578.6	2 030.1
Surface au mirroir requise décanteur secondaire	S_{133}	m^2	148.5	148.5	148.5	148.5	148.5	148.5	148.5	148.5	148.5	148.5	148.5	148.5
Diamètre décanteur secondaire	D_{133}	m	13.8	13.8	13.8	13.8	13.8	13.8	13.8	13.8	13.8	13.8	13.8	13.8
Hauteur râcleurs	hSR	m	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50
Vitesse rotation râcleur	vSR	$m \cdot h^{-1}$	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100

Effluent	**e**													
Demande chimique en oxygène	**DCO**													
Concentration DCO effluent	$C_{DCO,e}$	$g \cdot m^{-3}$	52	55	57	56	44	60	58	60	96	96	95	53
Concentration DCO soluble effluent	$C_{DCOs,e}$	$g \cdot m^{-3}$	17	20	22	21	14	25	23	25	41	41	40	18
Concentration DCO soluble réfractaire effluent	$C_{DCOsr,e}$	$g \cdot m^{-3}$	12	15	17	16	9	20	18	20	36	36	35	13
Concentration DCO soluble biodégradable effluent	$C_{DCOsb,e}$	$g \cdot m^{-3}$	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
Concentration DCO particulaire effluent	$C_{DCOp,e}$	$g \cdot m^{-3}$	35	35	35	35	30	35	35	35	55	55	55	35
Concentration DCO particulaire réfractaire effluent	$C_{DCOpr,e}$	$g \cdot m^{-3}$	18	22	25	24	14	30	26	30	54	54	53	20
Concentration DCO particulaire biodégradable effluent	$C_{DCOpb,e}$	$g \cdot m^{-3}$	17	13	10	11	16	5	9	5	1	1	2	15
Concentration DCO biodégradable effluent	$C_{DCOb,e}$	$g \cdot m^{-3}$	22	18	15	16	21	10	14	10	6	6	7	20
Rendement DCO	R_{DCO}	-	0.78	0.82	0.83	0.83	0.76	0.85	0.84	0.85	0.87	0.87	0.86	0.80
Matières en suspension	**MES**													
Concentration MES effluent	$C_{MES,e}$	$g \cdot m^{-3}$	5	5	10	5	5	5	15	5	10	10	15	5
Rendement MES	R_{MES}	-	0.93	0.94	0.92	0.89	0.94	0.94	0.90	0.94	0.91	0.91	0.93	0.94
Azote	**N**													
Concentration azote global effluent	$C_{NGL,e}$	$g \cdot m^{-3}$	5.0	5.0	5.0	10.0	5.0	10.0	10.0	5.0	15.0	15.0	15.0	5.0
Concentration nitrates effluent	$C_{NO3,e}$	$g \cdot m^{-3}$	2.5	2.5	2.5	5.0	2.5	5.0	5.0	2.5	7.5	7.5	7.5	2.5
Concentration azote Kjeldahl effluent	$C_{NK,e}$	$g \cdot m^{-3}$	2.5	2.5	2.5	5.0	2.5	5.0	5.0	2.5	7.5	7.5	7.5	2.5
Concentration azote ammoniacal effluent	$C_{NH4,e}$	$g \cdot m^{-3}$	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Concentration azote organique effluent	$C_{No,e}$	$g \cdot m^{-3}$	2.50	2.50	2.50	5.00	2.50	5.00	5.00	2.50	7.50	7.50	7.50	2.50
Rendement azote	R_N	-	0.78	0.69	0.82	0.70	0.77	0.69	0.75	0.78	0.72	0.72	0.75	0.83
Phosphore														
Concentration PT effluent	$C_{PT,e}$	$g \cdot m^{-3}$	1.0	0.5	0.5	1.0	0.5	1.0	1.0	1.0	2.0	2.0	1.0	0.5
Rendement PT	R_{PT}	-	0.81	0.84	0.88	0.85	0.87	0.86	0.83	0.87	0.80	0.83	0.87	0.88
Epaississeur	**211**													
Dimensionnement épaississeur														
Siccité boues influent épaississeur	$\%_{MS,211i}$	%	0.13	0.14	0.13	0.10	0.09	0.14	0.17	0.18	0.24	0.22	0.23	0.11
Siccité boues effluent épaississeur	$\%_{MS,211e}$	%	3.36	3.51	3.47	3.07	2.95	3.56	3.95	3.96	4.69	4.49	4.60	3.16
Charge surfacique boues épaississeur	L_{S211}	$kg \cdot h^{-1} \cdot m^{-2}$	1.15	1.26	1.23	0.93	0.84	1.30	1.59	1.60	2.15	2.00	2.07	1.00
Surface épaississeur	S_{211}	m^2	5.24	5.24	5.24	5.24	5.24	5.24	5.24	5.24	5.24	5.24	5.24	5.24
Diamètre épaississeur	D_{211}	m	2.6	2.6	2.6	2.6	2.6	2.6	2.6	2.6	2.6	2.6	2.6	2.6
Volume journalier boues primaires influent épaississeur	$Q_{121B,211i}$	$m^3 \cdot j^{-1}$	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Volume journalier boues biologiques influent épaississeur	$Q_{130B,211i}$	$m^3 \cdot j^{-1}$	17.0	18.7	18.2	13.8	12.5	19.3	23.6	23.7	31.8	29.6	30.8	14.8
Volume journalier boues effluent épaississeur	$Q_{B,211e}$	$m^3 \cdot j^{-1}$	4.3	4.5	4.5	3.8	3.6	4.6	5.1	5.1	5.8	5.6	5.7	4.0
Volume mensuel boues effluent épaississeur	$Q_{B,211e}$	$m^3 \cdot mois^{-1}$	133	126	138	114	111	138	157	157	173	173	170	123
Masses boues														
Masse MS boues primaires effluent épaississeur	$M_{MS121B,211e}$	$kgMS \cdot j^{-1}$	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Masse MV boues primaires effluent épaississeur	$M_{MV121B,211e}$	$kgMV \cdot j^{-1}$	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Masse MN boues primaires effluent épaississeur	$M_{MN121B,211e}$	$kgMN \cdot j^{-1}$	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Masse MS boues biologiques effluent épaississeur	$M_{MS130B,211e}$	$kgMS \cdot j^{-1}$	144.1	158.6	154.4	117.1	105.8	163.4	200.0	200.8	270.0	251.2	261.0	125.5
Masse MV boues biologiques effluent épaississeur	$M_{MV130B,211e}$	$kgMV \cdot j^{-1}$	114.6	147.0	138.2	92.2	83.3	136.2	172.2	167.0	243.0	213.4	238.2	105.9
Masse MN boues biologiques effluent épaississeur	$M_{MN130B,211e}$	$kgMN \cdot j^{-1}$	29.6	11.5	16.1	24.9	22.5	27.2	27.8	33.8	27.0	37.8	22.8	19.6
Demande chimique en oxygène	**DCO**													
Concentration DCO boues primaires influent épaississeur	$C_{DCO121B,211i}$		0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Concentration DCO boues biologiques influent épaississeur	$C_{DCOI30B,211i}$		81.9	112.3	114.9	114.5	60.6	152.9	125.0	161.5	280.6	273.3	255.6	87.9
Concentration DCO boues effluent épaississeur	$C_{DCOB,211e}$		324.4	464.9	470.0	415.1	211.0	642.5	582.4	754.1	1553.0	1448.2	1385.6	327.6
Azote organique boues	**No**													
Concentration azote organique boues influent épaississeur	$C_{NoB,211i}$	$g \cdot m^{-3}$	4.5	2.8	5.7	5.9	4.3	5.6	7.3	4.4	9.7	9.6	11.1	6.2
Concentration azote organique boues effluent épaississeur	$C_{NoB,211e}$	$g \cdot m^{-3}$	17.8	11.4	23.4	21.5	14.8	23.3	34.2	20.5	53.4	51.1	60.1	23.1

Digesteur anaérobie	**212**													
Co-substrats														
Concentration DCO graisses externes	$C_{DCO,Gex}$	$g \cdot m^{-3}$	500 000	500 000	500 000	500 000	500 000	500 000	500 000	500 000	500 000	500 000	500 000	500 000
Volume journalier graisses externes	$Q_{Gex,212i}$	$m^3 \cdot j^{-1}$	1.10	0.90	1.20	0.90	1.05	0.95	1.65	0.90	1.45	1.30	1.45	1.20
Siccité graisses externes	$\%_{MS111G}$	-	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35
Production théorique graisses externes	P_{111G}	$TMS \cdot j^{-1}$	0.39	0.32	0.42	0.32	0.37	0.33	0.58	0.32	0.51	0.46	0.51	0.42
Taux matières volatiles graisses externes	$\%_{MV111G}$	-	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80
Matière volatile graisses externes	$M_{MV,Gex}$	$TMV \cdot j^{-1}$	0.08	0.06	0.08	0.06	0.07	0.07	0.12	0.06	0.10	0.09	0.10	0.08
Charge azote organique graisses	$L_{No,111G}$	$kgN \cdot j^{-1}$	2.06	1.69	2.25	1.69	1.97	1.78	3.09	1.69	2.72	2.43	2.72	2.25
Concentration azote organique graisses	$C_{No,111G}$	$g \cdot m^{-3}$	1 872.50	1 872.50	1 872.50	1 872.50	1 872.50	1 872.50	1 872.50	1 872.50	1 872.50	1 872.50	1 872.50	1 872.50
Dimensionnement digesteur anaérobie														
Température dimensionnement	T_{212}	°C	35.00	35.00	35.00	35.00	35.00	35.00	35.00	35.00	35.00	35.00	35.00	35.00
Taux de conversion minimum DCO	R_{DCO212}	-	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80
Facteur sécurité	FS_{212}	-	5.00	5.00	5.00	5.00	5.00	5.00	5.00	5.00	5.00	5.00	5.00	5.00
Constante réaction	Ks	$mg \cdot L^{-1}$	160.00	160.00	160.00	160.00	160.00	160.00	160.00	160.00	160.00	160.00	160.00	160.00
Taux croissance spécifique	µm	$g \cdot g^{-1} \cdot j^{-1}$	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35
Coefficient global dégradation	kd	$g \cdot g^{-1} \cdot j^{-1}$	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03
Coefficient global synthèse solides biologiques	Y	$gMVS \cdot gDCO^{-1}$	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08
Volume journalier influent	Q_{212i}	$m^3 \cdot j^{-1}$	5	5	6	5	5	6	7	6	7	7	7	5
Concentration DCO influent	$C_{DCO,212i}$	$g \cdot m^{-3}$	102 312	83 514	106 562	95 870	113 516	86 359	123 380	76 023	101 898	95 526	102 843	116 359
Concentration DCO effluent digestion	$C_{DCO,212e}$	$g \cdot m^{-3}$	20 462	16 703	21 312	19 174	22 703	17 272	24 676	15 205	20 380	19 105	20 569	23 272
Temps séjour	TS_{212}	j	15.76	15.79	15.75	15.77	15.75	15.78	15.74	15.81	15.76	15.77	15.76	15.74
Volume minimal digesteur	V_{212}	m^3	85	85	89	74	73	87	106	94	114	109	112	81
Nombre digesteurs		-	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Volume unitaire digesteurs			110	110	110	110	110	110	110	110	110	110	110	110
Hauteur utile minimale	H_{212}	h	7.50	7.50	7.50	7.50	7.50	7.50	7.50	7.50	7.50	7.50	7.50	7.50
Surface digesteur	S_{212}	m	14.62	14.62	14.62	14.62	14.62	14.62	14.62	14.62	14.62	14.62	14.62	14.62
Diamètre digesteur	D_{212}	m	4.31	4.31	4.31	4.31	4.31	4.31	4.31	4.31	4.31	4.31	4.31	4.31
Hauteur hors-sol		m	6.50	6.50	6.50	6.50	6.50	6.50	6.50	6.50	6.50	6.50	6.50	6.50
Dégradation matière volatile	**MV**													
Masse MV graisses influent digesteur	$M_{MV,111G}$	$kgMV \cdot j^{-1}$	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Masse MV boues primaires influent digesteur	$M_{MV,121B}$	$kgMV \cdot j^{-1}$	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Masse MV boues biologiques influent digesteur	$M_{MV,130B}$	$kgMV \cdot j^{-1}$	114.56	147.02	138.22	92.24	83.29	136.22	172.16	166.95	243.00	213.39	238.20	105.90
Masse MV graisses externes influent digesteur	$M_{MV,Gex}$	$kgMV \cdot j^{-1}$	77.00	63.00	84.00	63.00	73.50	66.50	115.50	63.00	101.50	91.00	101.50	84.00
Masse MV influent digesteur	$M_{MV,212i}$	$kgMV \cdot j^{-1}$	191.56	210.02	222.22	155.24	156.79	202.72	287.66	229.95	344.50	304.39	339.70	189.90
Taux dégradation MV	$\%_{MVd}$	%	57	57	57	57	57	57	57	57	57	57	57	57
Masse MV dégradée	M_{MVd}	$kgMV \cdot j^{-1}$	109	119	126	88	89	115	163	130	195	173	193	108
Masse MV effluent digesteur	$M_{MV,212e}$	$kgMV \cdot j^{-1}$	83	91	96	67	68	88	125	100	149	132	147	82
Production et besoin méthane														
Masse journalière théorique solides synthétisée	Px	$kg \cdot j^{-1}$	0.06	0.06	0.06	0.05	0.05	0.06	0.07	0.06	0.08	0.07	0.08	0.06
Volume journalier total théorique de méthane	Q_{CH4}	$Nm^3 \cdot j^{-1}$	154.36	126.56	168.56	126.42	147.19	133.80	231.79	127.04	205.46	184.23	205.16	168.34
Production théorique méthane		$Nm^3 \cdot TMVd^{-1}$	1 421.78	1 062.75	1 338.40	1 436.60	1 656.73	1 164.05	1 422.20	974.06	1 052.29	1 067.74	1 065.64	1 564.41
Température minimum extérieure	Tmin	°C	0.95	1.65	4.60	7.25	11.15	15.05	17.80	17.25	13.75	10.00	4.75	1.90
Surface murs hors-sol	S1	m^2	88.11	88.11	88.11	88.11	88.11	88.11	88.11	88.11	88.11	88.11	88.11	88.11
Surface murs sous-sol	S2	m^2	13.55	13.55	13.55	13.55	13.55	13.55	13.55	13.55	13.55	13.55	13.55	13.55
Pertes thermiques couverture acier isolé	qL1	$J \cdot j^{-1}$	15 054 696	14 745 201	13 440 903	12 269 246	10 544 919	8 820 593	7 604 722	7 847 896	9 395 368	11 053 374	13 374 583	14 634 668
Pertes thermiques murs hors-sol acier isolé	qL2	$J \cdot j^{-1}$	90 720 145	88 855 120	80 995 371	73 934 920	63 544 066	53 153 212	45 826 329	47 291 705	56 616 830	66 608 036	80 595 723	88 189 039
Pertes thermiques murs sous-sol béton sol sec	qL3	$J \cdot j^{-1}$	18 878 620	18 878 620	18 878 620	18 878 620	18 878 620	18 878 620	18 878 620	18 878 620	18 878 620	18 878 620	18 878 620	18 878 620
Pertes thermiques plancher béton sol sec	qL4	$J \cdot j^{-1}$	55 835 331	55 835 331	55 835 331	55 835 331	55 835 331	55 835 331	55 835 331	55 835 331	55 835 331	55 835 331	55 835 331	55 835 331
Pertes thermiques totales	ec_{B212p}	$kWh \cdot j^{-1}$	50.14	49.53	46.99	44.70	41.33	37.97	35.60	36.07	39.09	42.33	46.86	49.32
Température substrat influent digesteur	T_{212i}	°C	9.24	8.54	7.83	10.67	11.20	16.00	18.90	18.63	18.35	15.70	8.85	9.95
Chaleur nécessaire maintien température dimensionnement	ec_{B212s}	$kWh \cdot j^{-1}$	161.40	166.56	178.48	133.28	128.17	122.27	125.63	113.66	139.44	154.60	216.68	150.52
Azote	**N**													
Concentration azote organique substrat influent digesteur	$C_{No,212i}$	$g \cdot m^{-3}$	396.39	320.85	416.12	375.14	435.97	340.76	486.18	299.75	419.64	394.80	428.87	452.54
Concentration azote ammoniacal digestat effluent digesteur	$C_{NH4,212e}$	$g \cdot m^{-3}$	198.20	160.43	208.06	187.57	217.99	170.38	243.09	149.87	209.82	197.40	214.43	226.27

Déshydratation boues	**221**													
Masse MS journalière influent déshydratation	$M_{MS,221i}$	$kgMS \cdot j^{-1}$	112.57	102.48	112.42	92.15	90.47	114.97	152.52	133.34	176.28	169.68	169.99	101.88
Masse MS mensuelle influent déshydratation	$M_{MS,221i}$	$kgMS \cdot mois^{-1}$	3489.53	2869.47	3485.00	2764.36	2804.48	3449.14	4728.11	4133.64	5288.33	5260.05	5099.60	3158.27
Siccité influent déshydratation	$\%_{MS,221i}$	%	3.36	3.51	3.47	3.07	2.95	3.56	3.95	3.96	4.69	4.49	4.60	3.16
Volume journalier digestat influent déshydratation	$Q_{dJ,221i}$	$m^3 \cdot j^{-1}$	3.35	2.92	3.24	3.00	3.06	3.23	3.86	3.37	3.76	3.78	3.70	3.22
Volume mensuel digestat influent déshydratation	$Q_{dM,221i}$	$m^3 \cdot mois^{-1}$	103.85	81.68	100.47	89.92	94.93	96.76	119.63	104.38	112.66	117.03	110.90	99.86
Siccité effluent déshydratation	$\%_{MS,221e}$	%	20.00	20.00	20.00	20.00	20.00	20.00	20.00	20.00	20.00	20.00	20.00	20.00
Volume journalier digestat effluent déshydratation	$Q_{dJ,221e}$	$m^3 \cdot j^{-1}$	0.56	0.51	0.56	0.46	0.45	0.57	0.76	0.67	0.88	0.85	0.85	0.51
Volume mensuel digestat effluent déshydratation	$Q_{dM,221e}$	$m^3 \cdot mois^{-1}$	17.45	14.35	17.43	13.82	14.02	17.25	23.64	20.67	26.44	26.30	25.50	15.79
Volume annuel digestat effluent déshydratation	$Q_{dA,221e}$	$m^3 \cdot an^{-1}$	232.65	232.65	232.65	232.65	232.65	232.65	232.65	232.65	232.65	232.65	232.65	232.65
Traitement filtrats	**222**													
Influent														
Volume retours épaississeur	$Q_{F,211e}$	$m^3 \cdot j^{-1}$	12.7	14.2	13.7	10.0	8.9	14.7	18.5	18.6	26.1	24.0	25.1	10.8
Volume filtrats déshydratation	$Q_{F,221e}$	$m^3 \cdot j^{-1}$	4.83	4.90	5.09	4.25	4.18	4.96	5.95	5.30	6.32	6.04	6.28	4.66
Volume filtrats influent traitement filtrats	$Q_{F,222i}$	$m^3 \cdot j^{-1}$	17.53	19.08	18.83	14.25	13.07	19.64	24.47	23.90	32.40	30.07	31.37	15.48
Concentration azote ammoniacal influent traitement filtrats	$C_{NH4,221i}$	$g \cdot m^{-3}$	54.57	41.21	56.21	55.94	69.69	43.03	59.10	33.25	40.93	39.66	42.90	68.07
Concentration azote organique influent traitement filtrats	$C_{NO,221i}$	$g \cdot m^{-3}$	4.50	2.76	5.72	5.92	4.26	5.56	7.33	4.40	9.66	9.64	11.08	6.19
Concentration DCO influent traitement filtrats	$C_{DCO,222i}$	$g \cdot m^{-3}$	81.89	112.26	114.93	114.53	60.59	152.90	125.01	161.52	280.63	273.30	255.60	87.87
Débit boues influent traitement filtrats	$Q_{B,222i}$	$m^3 \cdot j^{-1}$	0.73	0.80	0.78	0.59	0.54	0.82	1.02	1.00	1.35	1.25	1.31	0.65
Effluent														
Concentration azote effluent traitement filtrats	$C_{N,222e}$	g/m3	54.41	46.13	55.44	55.29	67.89	45.24	53.93	39.35	44.06	43.37	49.52	65.47
Dimensionnement réacteur biologique														
Température	T_{222}	°C	12.00	12.00	12.00	12.00	12.00	12.00	12.00	12.00	12.00	12.00	12.00	12.00
Facteur sécurité nitrification	FS_{222}	-	1.80	1.80	1.80	1.80	1.80	1.80	1.80	1.80	1.80	1.80	1.80	1.80
Rapport volumes dénitrification / aération	VD_{222}/VA_{222}	-	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50
Rapport CNO3,D/CDCO	$C_{NO3D,222}/C_{DCO,222i}$	-	0.075	0.075	0.075	0.075	0.075	0.075	0.075	0.075	0.075	0.075	0.075	0.075
Concentration nitrates à dénitrifier maximum effluent traitement filtrats	$C_{NO3,Dmax,222e}$	$g \cdot m^{-3}$	3.53	13.39	5.00	4.88	0.00	11.95	-0.01	17.85	21.54	21.40	21.10	0.00
Concentration nitrates à dénitrifier traitement filtrats	$C_{NO3D,222}$	$g \cdot m^{-3}$	6.14	8.42	8.62	8.59	4.54	11.47	9.38	12.11	21.05	20.50	19.17	6.59
Age de boue	AB_{222}	j	16.29	16.29	16.29	16.29	16.29	16.29	16.29	16.29	16.29	16.29	16.29	16.29
Masse MES réacteur biologique	M_{MES222}	kg	22.64	33.26	34.83	24.14	13.13	45.44	50.30	58.16	134.53	121.86	125.82	21.74
Production journalière boues biologiques	P_{222Bc}	$kgMS \cdot j^{-1}$	1.39	2.04	2.14	1.48	0.81	2.79	3.09	3.57	8.26	7.48	7.72	1.33
Volume réacteur biologique	V_{222}	m^3	16.29	16.29	16.29	16.29	16.29	16.29	16.29	16.29	16.29	16.29	16.29	16.29
Temps séjour réacteur biologique	TS_{222}	h	21.41	19.67	19.93	26.34	28.72	19.11	15.34	15.70	11.58	12.48	11.97	24.24
Demande en oxygène	**DO222**													
Concentration DCO équivalente dégradation carbone	DO_{222}	$g \cdot m^{-3}$	141.67	170.50	202.25	194.73	111.45	225.57	209.52	215.54	401.73	404.73	412.75	164.01
Demande en oxygène dégradation carbone	$DO_{222j,C}$	$kgO_2 \cdot j^{-1}$	2.59	3.39	3.97	2.89	1.52	4.61	5.34	5.37	13.56	12.68	13.49	2.65
Demande oxygène journalière nitrification	$DO_{222j,N}$	$kgO_2 \cdot j^{-1}$	0.56	1.65	0.94	0.54	0.12	1.62	0.48	2.94	5.09	4.63	4.60	0.28
Demande oxygène journalière dénitrification	$DO_{222j,D}$	$kgO_2 \cdot j^{-1}$	0.33	0.49	0.49	0.37	0.18	0.68	0.69	0.87	2.06	1.86	1.82	0.31
Demande oxygène journalière	DO_{222j}	$kgO_2 \cdot j^{-1}$	2.82	4.55	4.42	3.06	1.46	5.55	5.13	7.43	16.59	15.45	16.28	2.62
Facteur pointe respiration carbone	$FP_{222,C}$	-	1.15	1.15	1.15	1.15	1.15	1.15	1.15	1.15	1.15	1.15	1.15	1.15
Facteur pointe oxydation azote amoniacal	$FP_{222,N}$		1.90	1.90	1.90	1.90	1.90	1.90	1.90	1.90	1.90	1.90	1.90	1.90
Demande oxygène horaire pointe	$DO_{222h,p}$	$kgO_2 \cdot h^{-1}$	0.15	0.27	0.24	0.16	0.07	0.32	0.26	0.45	0.95	0.88	0.92	0.13
Concentration en oxygène à saturation	Cs_{222}	$mg \cdot L^{-1}$	10.75	10.75	10.75	10.75	10.75	10.75	10.75	10.75	10.75	10.75	10.75	10.75
Concentration oxygène dissous aérobie	Cx_{222}	$mg \cdot L^{-1}$	2.00	2.00	2.00	2.00	2.00	2.00	2.00	2.00	2.00	2.00	2.00	2.00
Besoin oxygène	req. aOC	$kgO_2 \cdot h^{-1}$	0.38	0.66	0.59	0.40	0.18	0.78	0.64	1.10	2.34	2.17	2.27	0.33
Durée oxygénation														
Durée cycle nitrification / dénitrification	tT_{222}	h	21.35	22.02	19.66	26.04	27.97	20.09	14.00	18.59	12.47	13.65	13.81	23.32
Nombre cycles journalier nitrification / dénitrification		h	1.12	1.09	1.22	0.92	0.86	1.19	1.71	1.29	1.92	1.76	1.74	1.03
Durée d'oxygénation recommandée	$t_{ae222,\ rec}$	h	21.57	19.93	20.81	20.81	22.53	18.95	20.71	17.59	15.85	15.82	16.59	21.88
Consommation électrique														
Apport spécifique brut aération	ASB_{222}	$kgO_2 \cdot kWabs^{-1}$	2.80	2.80	2.80	2.80	2.80	2.80	2.80	2.80	2.80	2.80	2.80	2.80
Coefficient global transfert	CGT_{222}	-	0.55	0.55	0.55	0.55	0.55	0.55	0.55	0.55	0.55	0.55	0.55	0.55
Puissance absorbée théorique aération	$P_{222,ae}$	kWabs	0.24	0.43	0.38	0.26	0.12	0.51	0.42	0.71	1.52	1.41	1.47	0.21
Puissance absorbée brassage	$P_{222,br}$	kWabs	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10
Consommation électrique	ee_{B222}	$kWh \cdot j^{-1}$	7.61	10.92	10.35	7.78	4.99	11.92	10.96	14.92	26.48	24.69	26.80	7.04

Sécheur solaire	**231**													
Siccité effluent sécheur solaire	$\%_{MS,231e}$	%	70.00	70.00	70.00	70.00	70.00	70.00	70.00	70.00	70.00	70.00	70.00	70.00
Volume annuel digestat effluent sécheur solaire	$Q_{dA,231e}$	$m^3 \cdot an^{-1}$	59	53	59	48	47	60	80	70	92	88	89	53
Volume annuel eau évaporée	$Q_{EE,231}$	$m^3 \cdot an^{-1}$	174	179	174	185	185	173	153	163	141	144	144	180
Potentiel évaporatoire annuel moyen	PE	$TEE \cdot m^{-2} \cdot an^{-1}$	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80
Surface du sécheur solaire	S_{231}	m^2	217	224	218	231	232	216	191	204	176	180	180	224
Surface du sécheur solaire retenue	S_{231}	m^2	300	300	300	300	300	300	300	300	300	300	300	300
Hauteur maximale admissible du digestat dans le sécheur	HD_{231}	m	0.24	0.24	0.24	0.23	0.23	0.24	0.26	0.25	0.27	0.27	0.27	0.24
Besoin en énergie électrique spécifique	ee_{B231}	$kWh \cdot TEE^{-1}$	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100
Besoin annuel en énergie électrique sécheur solaire	ee_{B231}	$kWh \cdot an^{-1}$	17 396	17 921	17 403	18 460	18 548	17 270	15 312	16 312	14 073	14 417	14 401	17 953
Besoin journalier en énergie électrique sécheur solaire	ee_{B231}	$kWh \cdot j^{-1}$	32	32	32	32	32	32	32	32	32	32	32	32
Cogénération	**242**													
Besoin en énergie électrique														
Refoulement influent	ee_{B101}	$kWh \cdot mois^{-1}$	1 948	1 852	1 641	1 196	1 821	1 293	1 839	1 507	1 285	1 156	1 304	1 657
Prétraitement	ee_{B111}	$kWh \cdot mois^{-1}$	1 075	1 075	1 075	1 075	1 075	1 075	1 075	1 075	1 075	1 075	1 075	1 075
Bassin tampon	ee_{B131}	$kWh \cdot mois^{-1}$	792	792	792	792	792	792	792	792	792	792	792	792
Réacteur biologique	ee_{B132}	$kWh \cdot mois^{-1}$	8 405	5 991	9 524	7 207	7 956	7 511	13 865	7 250	12 368	11 547	12 387	9 870
Décanteur secondaire et recirculation	ee_{B133}	$kWh \cdot mois^{-1}$	1 035	1 002	930	777	991	810	997	884	808	764	814	935
Digesteur	ee_{B212}	$kWh \cdot mois^{-1}$	499	412	468	588	668	429	366	365	267	295	276	569
Déshydratation	ee_{B221}	$kWh \cdot mois^{-1}$	361	379	378	311	293	392	461	458	578	547	562	328
Sécheur solaire	ee_{B231}	$kWh \cdot mois^{-1}$	986	891	986	954	986	954	986	986	954	986	954	986
Bâtiment	ee_{B000}	$kWh \cdot mois^{-1}$	4 966	4 966	4 966	4 966	4 966	4 966	4 966	4 966	4 966	4 966	4 966	4 966
Besoin total mensuel en énergie électrique	ee_B	$kWh \cdot mois^{-1}$	20 066	17 359	20 759	17 865	19 548	18 222	25 347	18 282	23 094	22 129	23 131	21 177
Besoin total journalier en énergie électrique	ee_B	$kWh \cdot j^{-1}$	647	620	670	595	631	607	818	590	770	714	771	683
Besoin total mensuel en énergie électrique à couvrir	ee_{B242}	$kWh \cdot mois^{-1}$	10 066	7 359	10 759	7 865	9 548	8 222	15 347	8 282	13 094	12 129	13 131	11 177
Besoin journalier en énergie électrique à couvrir	ee_{B242}	$kWh \cdot j^{-1}$	324.70	262.83	347.07	262.16	308.01	274.08	495.07	267.15	436.45	391.25	437.69	360.56
Pertes thermiques digesteur	ec_{B212p}	$kWh \cdot j^{-1}$	50.14	49.53	46.99	44.70	41.33	37.97	35.60	36.07	39.09	42.33	46.86	49.32
Besoin journalier chaleur digesteur	ec_{B212s}	$kWh \cdot j^{-1}$	161.40	166.56	178.48	133.28	128.17	122.27	125.63	113.66	139.44	154.60	216.68	150.52
Besoin journalier total chaleur	ec_{B212}	$kWh \cdot j^{-1}$	211.54	216.10	225.47	177.98	169.51	160.24	161.22	149.73	178.54	196.93	263.54	199.84
Production d'énergie														
Production théorique brute énergie		$kWh \cdot j^{-1}$	960.47	787.48	1 048.79	786.60	915.83	832.51	1 442.25	790.46	1 278.44	1 146.32	1 276.58	1 047.43
Rendement chaleur moteur gaz		-	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50
Production théorique chaleur	ec_{P242}	$kWh \cdot j^{-1}$	480.23	393.74	524.40	393.30	457.92	416.25	721.12	395.23	639.22	573.16	638.29	523.71
Rendement électricité moteur gaz		-	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35	0.35
Production théorique électricité	ee_{P242}	$kWh \cdot j^{-1}$	331.36	271.68	361.83	271.38	315.96	287.21	497.58	272.71	441.06	395.48	440.42	361.36
Bilan énergétique														
Bilan théorique chaleur		$kWh \cdot j^{-1}$	268.70	177.64	298.93	215.33	288.41	256.01	559.90	245.50	460.68	376.23	374.75	323.88
Bilan théorique électricité		$kWh \cdot j^{-1}$	6.66	8.85	14.77	9.22	7.95	13.14	2.51	5.56	4.61	4.23	2.73	0.80