

# Guide pour l'étude des technologies conventionnelles de traitement des eaux usées d'origine domestique

10. Procédés biologiques mécanisés

à cultures en suspension – Préliminaire

### **Coordination et rédaction**

Cette publication a été réalisée par la Direction des eaux usées municipales (DEUM) du ministère de l'Environnement, de la Lutte contre les changements climatiques, de la Faune et des Parcs (MELCCFP). Elle a été produite par la Direction des communications du MELCCFP.

### **Renseignements**

Téléphone : 418 521-3830  
1 800 561-1616 (sans frais)

Formulaire : [www.environnement.gouv.qc.ca/formulaires/reenseignements.asp](http://www.environnement.gouv.qc.ca/formulaires/reenseignements.asp)

Internet : [www.environnement.gouv.qc.ca](http://www.environnement.gouv.qc.ca)

### **Pour obtenir un exemplaire du document :**

Visitez notre site Web : [www.environnement.gouv.qc.ca](http://www.environnement.gouv.qc.ca)

Dépôt légal – 2023  
Bibliothèque et Archives nationales du Québec

Tous droits réservés pour tous les pays.

© Gouvernement du Québec – 2023

# Table des matières

<b>Liste des tableaux</b>	<b>10-v</b>
<b>Liste des figures</b>	<b>10-vi</b>
<b>Remerciements</b>	<b>10-vii</b>
<b>10. Procédés biologiques mécanisés à cultures en suspension</b>	<b>10-1</b>
<b>10.1 Principe de fonctionnement</b>	<b>10-1</b>
<b>10.2 Conditions de conception</b>	<b>10-3</b>
10.2.1 Traitement préalable	10-3
10.2.2 Débits et charges	10-3
10.2.3 Température	10-4
10.2.4 Traitement subséquent	10-4
10.2.5 Filière solide	10-4
<b>10.3 Critères de conception</b>	<b>10-5</b>
10.3.1 Bilan de masse	10-5
10.3.2 Besoins en oxygène	10-25
10.3.3 Mélange	10-26
10.3.4 Recirculation et extraction des boues	10-27
10.3.5 Sélection des critères de conception selon le type de procédé	10-27
<b>10.4 Variantes du procédé de boues activées</b>	<b>10-29</b>
10.4.1 Boues activées classiques	10-29
10.4.2 Boues activées à aération prolongée	10-36
10.4.3 Boues activées à deux étapes – Procédé AB	10-37
10.4.4 Réacteur biologique séquentiel (RBS)	10-39
10.4.5 Réacteur biologique membranaire (RBM)	10-44
<b>10.5 Performances épuratoires</b>	<b>10-54</b>
10.5.1 Boues activées avec décanteur	10-54

10.5.2	Boues activées avec filtration membranaire	10-54
10.5.3	Enlèvement de l'azote total	10-55
<b>10.6</b>	<b>Exploitation</b>	<b>10-56</b>
10.6.1	Généralités	10-56
10.6.2	Tâches d'exploitation	10-56
<b>10.7</b>	<b>Références bibliographiques</b>	<b>10-58</b>

PRÉLIMINAIRE

## Liste des tableaux

Tableau 10.3.1-1 – Paramètres à l’effluent du procédé de boues activées .....	10-9
Tableau 10.3.1-2 – Paramètres cinétiques des bactéries hétérotrophes .....	10-10
Tableau 10.3.1-3 – Coefficients de température pour les bactéries hétérotrophes .....	10-10
Tableau 10.3.1-4 – Paramètres cinétiques des bactéries nitrifiantes .....	10-14
Tableau 10.3.1-5 – Coefficients de température influant sur les paramètres cinétiques de la nitrification.....	10-14
Tableau 10.3.1-6 – Matières volatiles non biodégradables dans des eaux usées municipales typiques .....	10-17
Tableau 10.3.1-7 – Taux spécifiques de dénitrification typiques .....	10-18
Tableau 10.3.1-8 – Valeurs des constantes pour le calcul de $TSD_{a,20}$ selon le ratio $DCO_{rb}/DCO_b$ . 10-20	
Tableau 10.3.1-9 – Paramètres cinétiques des bactéries hétérotrophes en condition anoxique 10-24	
Tableau 10.3.1-10 – Coefficients de température relatifs aux bactéries hétérotrophes pour la dénitrification.....	10-25
Tableau 10.3.3-1 – Besoins de mélange du procédé de boues activées .....	10-26
Tableau 10.3.5-1 – Résumé des critères de conception usuels pour différentes configurations du procédé de boues activées .....	10-28
Tableau 10.4.1-1 – Ratio S/M recommandé pour les différents types de sélecteurs.....	10-33
Tableau 10.4.4-1 – Étapes types d’un RBS à fonctionnement discontinu.....	10-40
Tableau 10.4.5-1 – Avantages et inconvénients des RBM.....	10-45
Tableau 10.4.5-2 – Caractéristiques générales des membranes des RBM .....	10-49
Tableau 10.4.5-3 – Avantages et inconvénients des modules membranaires à fibres creuses et en feuillet.....	10-50
Tableau 10.5.2-1 – Enlèvement des microorganismes pathogènes par les RBM.....	10-55

## Liste des figures

Figure 10.3.1-1 – Paramètres cinétiques des procédés de boues activés	10-6
Figure 10.4.1-1 – Schéma de procédé de boues activées classique	10-29
Figure 10.4.1-2 – Réacteur à stabilisation et contact	10-31
Figure 10.4.1-3 – Réacteur à alimentation étagée	10-32
Figure 10.4.1-4 – Sélecteur à trois compartiments	10-32
Figure 10.4.1-5 – Schéma du procédé LEM	10-35
Figure 10.4.1-6 – Schéma du procédé Bardenpho à quatre (4) étapes	10-36
Figure 10.4.2-1 – Schéma d'un fossé d'oxydation	10-37
Figure 10.4.3-1 – Schéma du procédé AB	10-38
Figure 10.4.4-1 – Étapes d'un RBS à alimentation continue	10-43
Figure 10.4.5-1 – Schéma de procédé des RBM avec modules membranaires immergés (suction)	10-44
Figure 10.4.5-2 – Composants d'un RBM	10-45

## Remerciements

### **Équipe de rédaction de FNX-INNOV**

Marc-André Desjardins, ing., Ph. D. – chargé de projet

Justine Duguet, ing., M. Sc. A. – chargée de projet adjointe et coordonnatrice

Carole Drouin, ing., M. Sc. A.

Et les autres ingénieurs du Service de traitement des eaux de FNX-INNOV.

### **Équipe de révision du MELCCFP**

Héloïse Bastien, ing., M. Sc. A. – DEUM – chargée de projet

Bernard Lavallée, ing., Ph. D. – DEUM

Bernard Patry, ing., Ph. D. – DPEU

### **Experts consultés (par ordre alphabétique de nom de famille)**

Marie-Christine Bélanger et les autres membres de l'équipe de Premier Tech

Yves Comeau, ing., Ph. D. – Polytechnique Montréal

Martin Milot, chimiste, M. Sc. – Bionest

Michel Emond, ing., et Jean-Philippe Raboud, ing., Ph. D. – Mabarex

Alain Roy, ing., M. Ing., et Dorothée Benoit, ing. – MAMH

## 10. Procédés biologiques mécanisés à cultures en suspension

Les procédés biologiques mécanisés sont des systèmes de traitement des eaux usées compacts, utilisés depuis longtemps dans de nombreux pays. Ils peuvent être divisés en deux catégories principales :

- Les procédés à cultures en suspension, soit le procédé de boues activées et ses dérivés qui font l'objet du présent chapitre.
- Les procédés à cultures fixées qui sont décrits au chapitre 11.

Le principe de traitement des eaux usées par boues activées est connu depuis le début du 20<sup>e</sup> siècle. E. Ardern et W. T. Lockett ont mis au point le procédé en 1913 pour le département de Manchester Corporation Rivers aux installations de Davyhulme, au Royaume-Uni. Devant la performance élevée du système, ces ingénieurs ont pensé avoir activé la boue présente dans le réacteur, d'où le nom du procédé<sup>1</sup>.

Le procédé de boues activées et ses dérivés sont répandus au Québec et dans le monde. On compte une cinquantaine d'installations municipales de ce type dans la province. Celles-ci traitent les eaux usées de plus de 700 000 personnes (MELCC, 2020a). Des systèmes dérivés des boues activées, comme les réacteurs biologiques séquentiels (RBS) ou membranaires (RBM), ont également été installés dans le cadre de projets communautaires, institutionnels et commerciaux.

### 10.1 Principe de fonctionnement

Le traitement par boues activées s'effectue en deux étapes. La première correspond à la transformation des contaminants organiques solubles ou colloïdaux biodégradables en constituants cellulaires par les microorganismes. Elle a lieu dans le bassin aéré (bioréacteur). La seconde étape est la séparation solide-liquide lors de laquelle les microorganismes et d'autres matières en suspension sont dissociés de l'eau épurée. La séparation solide-liquide se fait selon divers processus de décantation ou de filtration qui peuvent être réalisés dans un ouvrage distinct des bassins aérés (voir chapitre 13) ou au sein même des bassins (cas des RBS et souvent des RBM).

Le procédé de boues activées consiste en une grande culture de microorganismes en suspension qui consomment les polluants en les transformant en biomasse cellulaire et en CO<sub>2</sub>. Pour accélérer la dégradation des contaminants organiques, la biomasse est concentrée par le processus de séparation solide-liquide, puis recirculée dans le bassin aéré. Cela entraîne une différenciation entre le temps de rétention hydraulique (TRH) et le temps de rétention des boues (TRB; aussi appelé « âge des boues »), ce qui confère au traitement une bonne stabilité ainsi qu'une grande efficacité. Les critères de conception visent à maintenir des conditions propices à la croissance des microorganismes et à la recirculation de la biomasse dans le système de traitement biologique. On doit évacuer les MES et les bactéries en excès pour leur traitement subséquent et leur disposition finale.

La réduction de certains nutriments, comme l'azote lors de la nitrification et de la dénitrification, ou encore le phosphore (P<sub>tot</sub>) lors de la déphosphatation biologique, est effectuée en exposant la biomasse à différents cycles avec ou sans oxygène. La déphosphatation biologique est toutefois complexe à implanter et n'est pas détaillée dans le présent guide. Le concepteur peut prévoir une déphosphatation chimique pour effectuer l'enlèvement du P<sub>tot</sub> aux stations biologiques mécanisées (voir chapitre 14).

---

<sup>1</sup> Wikipédia (2022). *Activated sludge*, site Web, [\[http://en.wikipedia.org/wiki/Activated\\_sludge\]](http://en.wikipedia.org/wiki/Activated_sludge), consulté le 17 novembre 2022.



Une grande variété de systèmes de boues activées a été élaborée dans les dernières décennies pour répondre à divers objectifs de traitement. La description détaillée de ces variantes dépasse le cadre du présent guide. Les principes sur lesquels elles se fondent seront néanmoins passés en revue ici pour préciser les mécanismes de traitement à l'œuvre et faciliter la première analyse des dossiers. Le lecteur pourra consulter les documents mentionnés dans les références bibliographiques pour de plus amples renseignements.

Les configurations de procédés de boues activées les plus répandues et abordées dans le présent guide sont les suivantes :

- Les boues activées classiques.
- Les boues activées à aération prolongée.
- Les réacteurs biologiques séquentiels (RBS).
- Les réacteurs biologiques membranaires (RBM).

Le procédé AB combinant un premier bassin à fortes charges et un second bassin de nitrification sera également abordé dans ce chapitre, car il s'agit d'une technologie intéressante pour la mise à niveau des stations d'épuration. Ce procédé permet une réduction de la consommation énergétique et favorise une augmentation de la production de méthane lorsque les boues sont traitées par digestion anaérobie.

Quelles que soient les variantes du procédé de boues activées, les mécanismes biologiques sur lesquels repose le traitement sont sensiblement les mêmes et sont exposés à la section 10.3.1.

## 10.2 Conditions de conception

En principe, un système de traitement biologique des eaux usées vise à reproduire les processus de décomposition qui ont lieu naturellement dans le milieu récepteur. Il s'agit d'un endroit confiné qui offre des conditions favorables à une dégradation rapide de divers contaminants.

Cette section présente les conditions de conception générales des procédés de boues activées. Celles propres à chaque variante sont fournies dans leur section respective.

### 10.2.1 Traitement préalable

Les procédés de traitement biologique mécanisés devraient être précédés à tout le moins d'un dégrilleur. Un dessablage peut être requis, particulièrement en présence d'un réseau d'égouts unitaire.

La décantation primaire n'est pas obligatoire pour les procédés de boues activées. Toutefois, elle peut être avantageuse notamment pour maximiser le potentiel énergétique des boues traitées par biométhanisation. L'enlèvement d'une partie de la charge organique par décantation primaire réduit les besoins d'aération (et donc la demande énergétique) de même que le volume de bioréacteur nécessaire.

Dans le cas des très petites stations, notamment les projets communautaires, institutionnels et commerciaux, on peut installer une fosse septique avec préfiltres en amont du procédé biologique mécanisé.

### 10.2.2 Débits et charges

Les débits et les charges des eaux usées à traiter sont déterminés préalablement à la conception du système de traitement. Les bioréacteurs devraient être conçus en fonction des charges journalières moyennes de  $DBO_5C$ ,  $NTK$  et  $P_{tot}$  et du débit journalier moyen (MOE, 2008). Le concepteur devrait toutefois porter une attention particulière aux facteurs de pointe et vérifier la conception du système pour assurer l'efficacité du traitement lors des pointes courtes (horaire) et soutenues (p. ex. moyenne de 30 jours). Les divers débits et charges retenus pour la conception et la vérification devraient correspondre aux périodes définies par le suivi des normes de rejet de la station afin d'assurer la conformité des ouvrages. Les procédés de boues activées ne sont généralement pas recommandés pour traiter des eaux usées diluées ou s'il y a d'importants apports d'eaux parasites, à plus forte raison si la température des eaux peut être froide pendant des périodes soutenues (par exemple durant la fonte des neiges au printemps). L'étude des bilans de masse démontre généralement qu'il est difficile de respecter les critères de conception usuels (voir Tableau 10.3.5-1) lorsque les eaux sont trop diluées.

Les procédés de boues activées ne sont généralement pas recommandés pour traiter des eaux usées ayant des apports importants d'eaux parasites. En plus d'être diluées, ces eaux peuvent être froides pendant des périodes soutenues (p. ex. durant la fonte des neiges au printemps) et nuire au traitement. De manière générale, dans un procédé à cultures en suspension, la perte de biomasse à la suite d'une pointe hydraulique peut conduire à une diminution de l'efficacité de traitement s'étalant sur plusieurs semaines. L'étude des bilans de masse démontre généralement qu'il est difficile de respecter les critères de conception usuels présentés au Tableau 10.3.5-1 lorsque les eaux sont trop diluées. Un bassin d'égalisation peut être installé en amont du procédé dans le but d'atténuer les variations de débit et de charge.

Il en est de même pour les applications à usage irrégulier comportant des périodes de faibles charges ou même d'absence de charges susceptibles de causer une détérioration de la biomasse et un mauvais fonctionnement de la station. Dans de tels cas, une vérification par simulation dynamique peut se révéler essentielle. Toutefois, il faut prendre les résultats des simulations avec circonspection puisque la qualité du floc est sensible aux variations de charge. En effet, les modèles dynamiques mentionnés au chapitre 2 ne peuvent simuler adéquatement certains mécanismes associés à la formation de floccs lors de la décantation, tels que le foisonnement des boues (boues flottantes, boues peu décantables, etc.).

### 10.2.3 Température

Les procédés biologiques mécanisés reposent sur une biomasse dont l'activité dépend de la température de l'eau. L'activité de la biomasse est ralentie à des températures froides (inférieures à 15 °C). Le concepteur devrait donc vérifier sa conception pour les conditions hivernales et printanières. Dans le cas d'ouvrages d'assainissement existants, il est préférable d'effectuer des relevés sur le site en période hivernale et en période de fonte pour déterminer la température de conception minimale. Autrement, il est recommandé d'envisager une température minimale inférieure à 10 °C (environ 8 °C en hiver et 6 °C lors de la fonte si le réseau véhicule beaucoup d'eaux parasites).

### 10.2.4 Traitement subséquent

Après le bioréacteur, on met généralement en place une décantation secondaire à sédimentation floculée (voir chapitre 13 – section 13.2), sauf dans le cas des RBS et RBM qui incluent déjà une fonction de séparation solide-liquide. Selon les usages du milieu récepteur, on pourrait avoir besoin d'une déphosphatation (voir chapitre 14 – section 14.1) et d'une désinfection (voir chapitre 15).

### 10.2.5 Filière solide

Les procédés de traitement biologique produisent des boues en excès (biomasse) qu'il faut retirer régulièrement du système pour maintenir ce dernier dans un état stable. Ainsi, la boue excédentaire extraite de la filière liquide à cette étape constitue les boues secondaires. On devrait donc intégrer à la filière de traitement un système de gestion des boues secondaires.

La filière solide (filière de traitement des boues) peut comprendre plusieurs étapes avant la disposition finale des boues. Les caractéristiques techniques de plusieurs procédés de traitement des boues sont décrites au chapitre 16 (à venir). Dans les petites stations, la filière solide peut se limiter à un bassin de stockage. Les boues sont ensuite acheminées soit directement vers la valorisation, soit vers une autre station où elles peuvent être traitées. Elles peuvent aussi être traitées de façon périodique au moyen d'équipements mobiles. Chaque projet devrait faire l'objet d'une analyse particulière pour répondre adéquatement aux besoins du propriétaire des installations.

Les boues destinées à la valorisation peuvent devoir présenter certaines caractéristiques. Le lecteur est invité à se référer au chapitre 16 (à venir). À noter que les boues secondaires sont constituées de matières organiques oxydées et présentent un moins bon potentiel de valorisation énergétique que les boues primaires.

Plusieurs procédés de traitement des boues entraînent des surnageants ou des filtrats qui sont retournés dans la filière liquide. Le bilan massique effectué devrait tenir compte des charges présentes dans ces eaux retournées en tête de traitement en plus des charges de l'affluent.

Dans les petites installations dotées d'une fosse septique et/ou d'un bassin de stockage, on devrait tenir compte de la charge produite par la digestion ou la solubilisation des boues accumulées.

Dans le passé, une pratique courante dans les petites installations consistait à retourner les boues secondaires dans le décanteur primaire ou la fosse septique. Or, on a constaté des problèmes de perturbation du procédé dans plusieurs installations lorsque des boues secondaires contenant de la biomasse active et des nitrates étaient mélangées aux boues primaires. Il est donc nettement préférable d'aménager un bassin séparé de stockage des boues secondaires (voir chapitre 16 [à venir]) et de ne retourner que le surnageant en tête de traitement. Lorsque la station est munie d'un bassin d'égalisation, c'est à cet endroit que le surnageant est généralement dirigé.

## 10.3 Critères de conception

Les procédés de boues activées sont souvent conçus à partir de critères généraux décrits dans les ouvrages de référence relatifs à ce domaine, ainsi qu'à l'aide de simulations dynamiques.

### 10.3.1 Bilan de masse

La conception d'un système de boues activées est nécessairement basée sur un bilan de masse qui tient compte :

- des caractéristiques de l'affluent (charges et fractionnement);
- des concentrations à l'effluent;
- des boues extraites (abrégées en BE ou en anglais WAS pour *waste activated sludge*);
- des boues recirculées (abrégées en BR ou en anglais RAS pour *recirculated activated sludge*);
- des cinétiques biologiques dans le réacteur.

Le volume des bassins d'aération doit être suffisant pour contenir toute la biomasse nécessaire au maintien du rapport substrat/microorganismes (abrégé en S/M ou en anglais F/M pour *food/microorganisms*) choisi par le concepteur. La masse de solides à conserver dans le réacteur ayant été définie, on détermine la concentration de la liqueur mixte (« matières en suspension dans la liqueur mixte » abrégées en MSLM) selon le système de séparation solide-liquide sélectionné (p. ex. décanteur ou système membranaire). On peut effectuer une modélisation dynamique pour valider la performance du procédé et vérifier le comportement transitoire du système lors de pointes de débit de façon à éviter des pertes de biomasse à l'effluent.

Au débit de conception, le TRH devrait idéalement être du même ordre que les valeurs recommandées (voir Tableau 10.3.5-1) pour chaque type de procédé de boues activées en vue d'assurer un temps de contact suffisant entre la biomasse et l'eau à traiter. Toutefois, étant donné qu'au Québec les eaux usées sont généralement diluées, il n'est pas toujours possible de respecter à la fois le TRH et la concentration de MLSS indiqués au Tableau 10.3.5-1. Dans de tels cas, un TRH plus faible que celui indiqué au Tableau 10.3.5-1 pourra être retenu avec une validation par modélisation dynamique.

Le processus de dégradation des contaminants dans le procédé de boues activées est décrit par un modèle cinétique du premier ordre basé sur la croissance de la biomasse (Grady et collab., 2011 ; M&E, 2003). Selon ce modèle, le substrat est consommé lors de la croissance de la biomasse. À partir d'équations différentielles, le concepteur peut faire un bilan de masse sur le système pour en déduire les équations découlant de ce modèle. Pour établir le bilan de masse, on formule en principe l'hypothèse que le système fonctionne à l'équilibre. Il est alors supposé que la quantité de boues extraites (BE) et perdues à l'effluent correspond à l'accumulation des solides dans le système de traitement. Le concepteur devrait donc prendre en compte :

- l'apport de MES par l'affluent du bioréacteur ;
- la synthèse de la biomasse produite par l'activité des microorganismes ;
- l'accumulation des matériaux inertes, tels que :
  - les matières non volatiles ;
  - les matières non biodégradables ;
  - la production de boues chimiques s'il y a lieu;
- la perte de MES à l'effluent ;
- la quantité de biomasse extraite.

Il faut noter que les équations de bilan de masse devraient être adaptées à la configuration du système de traitement à concevoir. La Figure 10.3.1-1 illustre les paramètres utilisés dans les équations de bilan de masse pour l'enlèvement de la matière organique et la nitrification.

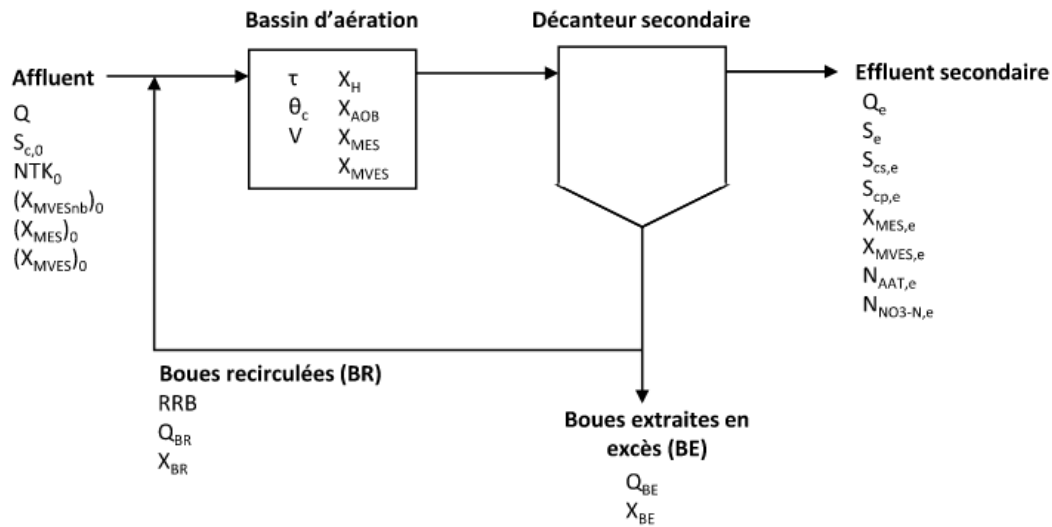


Figure 10.3.1-1 – Paramètres cinétiques des procédés de boues activés

### 10.3.1.1 Enlèvement de la matière organique

De façon générale, lors des calculs de conception, on devrait effectuer les bilans de masse sur les contaminants visés, dont les matières en suspension (MES), les matières volatiles en suspension (MVES) et la matière organique (substrat carboné).

Le substrat carboné peut être exprimé sous différentes formes, dont en  $DCO_{bs}$  (DCO biodégradable soluble), en DCO ou en  $DBO_5$ . Il est nécessaire d'assurer l'adéquation entre tous les termes des formules utilisées et des valeurs typiques des paramètres cinétiques tirées de la littérature. À noter que ces dernières ne sont jamais exprimées en  $DBO_5C$ . L'estimation de la  $DBO_5C$  à l'effluent pour vérifier le respect des normes de rejet peut se faire par conversion une fois le bilan de masse effectué. La section 10.3.1.1.3 aborde les conversions possiblement requises.

#### 10.3.1.1.1 Équations pour le bilan de masse

Les équations de base pour la réduction d'un substrat carboné présentées ci-après reposent sur les hypothèses suivantes :

- Le système est à l'état stationnaire (c.-à-d. le débit et les concentrations dans l'affluent demeurent constants).
- Le réacteur aérobie est complètement mélangé.
- Il y a une recirculation des boues dans le réacteur.
- Tous les substrats biodégradables sont présents sous forme soluble.
- Aucune activité biologique ne se produit dans le décanteur secondaire.
- Il n'y a pas d'accumulation de boues dans le décanteur secondaire, et la séparation solide-liquide est adéquate.

La biomasse est souvent assimilée aux MVSLM dans la littérature. Cependant, en plus de la biomasse active, les MVSLM sont constituées des débris cellulaires dus à la respiration endogène et des matières volatiles non biodégradables présentes dans l'affluent (M&EA, 2014). Dans les différentes équations présentées ci-après, la distinction entre les MVSLM et la biomasse active est faite telle que décrite dans Metcalf & Eddy – AECOM (2014).

Ces équations peuvent également être appliquées de façon conservatrice à un réacteur de type « piston » (Benefield et Randall, 1980). En effet, pour un même volume de bassin, l'efficacité de traitement d'un réacteur de type piston est meilleure que celle d'un réacteur complètement mélangé. Les performances d'un réacteur piston dimensionné selon les équations suivantes devraient donc être supérieures à celles prédites (Benefield et Randall, 1980).

À noter qu'à l'affluent le substrat s'exprime sous forme totale, c.-à-d. englobant les fractions particulaire et soluble. En effet, le substrat carboné particulaire contenu dans l'affluent est adsorbé par les floccs de boues activées puis hydrolysé dans le bioréacteur, ce qui le rend disponible pour la biomasse (Von Sperling, 2007). Il devrait donc être pris en compte. En revanche, seule la fraction soluble du substrat carboné est prise en considération à l'effluent, car celui-ci comporte encore des MES exerçant une demande en oxygène après la séparation solide-liquide (Von Sperling, 2007).

#### **Temps de rétention des boues (TRB) :**

$$\text{Équation 10.01 : } \theta_C = \frac{V X_{MES}}{Q_{BE} X_{BE} + (Q - Q_{BE}) X_{MES,e}}$$

$$\text{Équation 10.02 : } \theta_C = \frac{1}{\mu'_H}$$

où :

$\theta_C$  : temps de rétention des boues (d);

$\mu'_H$  : taux de croissance spécifique net des bactéries hétérotrophes (d<sup>-1</sup>);

V : volume du bassin d'aération (m<sup>3</sup>);

$X_{MES}$  : concentration de MES dans la liqueur mixte (mg MES/l);

Q : débit d'affluent (m<sup>3</sup>/d);

$Q_{BE}$  : débit de boues extraites (m<sup>3</sup>/d);

$X_{BE}$  : concentration de MES dans les boues extraites (mg MES/l);

$X_{MES,e}$  : concentration de MES dans l'effluent (mg MES/l).

#### **Cinétique de croissance des bactéries hétérotrophes :**

$$\text{Équation 10.03 : } \mu'_H = \mu_H - k_{d,H}$$

$$\text{Équation 10.04 : } \mu_H = \mu_{H,max,T} \left( \frac{S_{cs,e}}{S_e + K_S} \right)$$

où :

$\mu'_H$  : taux de croissance spécifique net des bactéries hétérotrophes (d<sup>-1</sup>);

$\mu_H$  : taux de croissance spécifique des bactéries hétérotrophes (d<sup>-1</sup>);

$k_{d,H}$  : coefficient de respiration endogène des bactéries hétérotrophes (d<sup>-1</sup>);

$\mu_{H,max,T}$  : taux de croissance spécifique maximal des bactéries hétérotrophes ajusté en fonction de la température (d<sup>-1</sup>);

$S_{cs,e}$  : concentration de substrat carboné soluble dans l'effluent (mg/l);

$K_S$  : constante de demi-saturation du substrat (mg substrat/l).

**Ratio S/M :**

**Équation 10.05 :** 
$$S/M = \frac{Q S_{c,0}}{V X_{MVES}} = \frac{S_{c,0}}{\tau X_{MVES}}$$

où :

S/M : ratio substrat/microorganisme (g substrat.g<sup>-1</sup> MVES.d<sup>-1</sup>);  
Q : débit d'affluent (m<sup>3</sup>/d);  
S<sub>c,0</sub> : concentration de substrat carboné dans l'affluent (mg/l);  
V : volume du bassin d'aération (m<sup>3</sup>);  
X<sub>MVES</sub> : concentration de MVES dans la liqueur mixte (mg MVES/l);  
τ : temps de rétention hydraulique dans le réacteur (d).

**Concentration de biomasse hétérotrophe dans la liqueur mixte :**

**Équation 10.06 :** 
$$X_H = \frac{\theta_C Y_H (S_{c,0} - S_{cs,e})}{\tau (1 + k_{d,H} \theta_C)}$$

où :

X<sub>H</sub> : concentration de biomasse hétérotrophe dans la liqueur mixte (mg MVES/l);  
θ<sub>C</sub> : temps de rétention des boues (d);  
Y<sub>H</sub> : coefficient de synthèse de la biomasse hétérotrophe (mg MVES/mg substrat);  
S<sub>c,0</sub> : concentration de substrat carboné dans l'affluent (mg/l);  
S<sub>cs,e</sub> : concentration de substrat carboné soluble dans l'effluent (mg/l);  
τ : temps de rétention hydraulique dans le réacteur (d);  
k<sub>d,H</sub> : coefficient de respiration endogène des bactéries hétérotrophes (d<sup>-1</sup>).

**Taux d'enlèvement de la matière organique :**

**Équation 10.07 :** 
$$r_S = \frac{(S_{c,0} - S_{cs,e})}{\tau}$$

où :

r<sub>S</sub> : taux d'oxydation de la matière organique (g.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>);  
S<sub>c,0</sub> : concentration de substrat carboné dans l'affluent (mg/l);  
S<sub>cs,e</sub> : concentration de substrat carboné soluble dans l'effluent (mg/l);  
τ : temps de rétention hydraulique dans le réacteur (d).

**Concentration de substrat soluble dans l'effluent :**

**Équation 10.08 :** 
$$S_{cs,e} = \frac{K_S (1 + k_{d,H} \theta_C)}{\theta_C (\mu_H - k_{d,H}) - 1}$$

où :

S<sub>cs,e</sub> : concentration de substrat carboné soluble dans l'effluent (mg/l);  
K<sub>S</sub> : constante de demi-saturation du substrat (mg substrat/l);  
k<sub>d,H</sub> : coefficient de respiration endogène des bactéries hétérotrophes (d<sup>-1</sup>);  
θ<sub>C</sub> : temps de rétention des boues (d);  
μ<sub>H</sub> : taux de croissance spécifique de la biomasse hétérotrophe (d<sup>-1</sup>).

**Concentration de substrat « total » dans l'effluent :**

**Équation 10.09 :**  $S_{c,e} = S_{cs,e} + S_{cp,e}$

où :

$S_{c,e}$  : concentration de substrat carboné « total » dans l'effluent (mg/l);

$S_{cs,e}$  : concentration de substrat carboné soluble dans l'effluent (mg/l);

$S_{cp,e}$  : concentration de substrat carboné particulaire dans l'effluent (mg/l).

**Concentration de substrat particulaire dans l'effluent :**

**Équation 10.10 :**  $DBO_{5p,e} = X_{MES,e} R_{DBO5/MES,e}$

**Équation 10.11 :**  $R_{DBO5/MES,e} = \frac{1,42}{1,46} f_b R_{MVES/MES,e}$

**Équation 10.12 :**  $f_b = \frac{f_{b'}}{1 + (1 - f_{b'}) k_{d,H} \theta_C}$

où :

$DBO_{5p,e}$  : concentration de  $DBO_5$  particulaire dans l'effluent (mg/l);

$X_{MES,e}$  : concentration de MES dans l'effluent (mg/l);

$R_{DBO5/MES,e}$  : ratio de  $DBO_5$  contenue dans les MES dans l'effluent (g  $DBO_5$ /g MES);

1,42 : quantité de  $DBO_5$  ultime contenue dans les MVES biodégradables (g  $DBO_u$ /g MVES);

1,46 : ratio  $DBO_u/DBO_5$  (g  $DBO_u$ /g  $DBO_5$ );

$f_b$  : fraction biodégradable des MVSLM (adimensionnelle);

$R_{MVES/MES,e}$  : ratio de MVES sur MES dans l'effluent (g MVES/g MES);

$k_{d,H}$  : coefficient de respiration endogène des bactéries hétérotrophes ( $d^{-1}$ );

$\theta_C$  : temps de rétention des boues (d);

$f_{b'}$  : fraction biodégradable des MVSLM immédiatement après leur production dans le bioréacteur (soit pour  $\theta_C = 0$ ) (adimensionnelle).

La valeur typique de  $f_{b'}$  est de 0,8 (Von Sperling, 2007). Les valeurs typiques de  $R_{MVES/MES,e}$  et  $R_{DBO5/MES,e}$  sont fournies au Tableau 10.3.1-1.

**Tableau 10.3.1-1 – Paramètres à l'effluent du procédé de boues activées**

Procédé	Paramètres à l'effluent	
	$R_{MVES/MES,e}$ (g MVES/g MES)	$R_{DBO5/MES,e}$ (g $DBO_5$ /g MES)
Boues activées classiques	0,70 – 0,85	0,45 – 0,65
Boues activées à aération prolongée	0,60 – 0,75	0,25 – 0,50

Source : Von Sperling (2007).

**10.3.1.1.2 Coefficients cinétiques**

Le Tableau 10.3.1-2 présente des valeurs typiques de paramètres cinétiques pour le traitement d'eaux usées domestiques par des bactéries hétérotrophes.



**Tableau 10.3.1-2 – Paramètres cinétiques des bactéries hétérotrophes**

Nom	Symbole	Unité	Gamme	Valeur typique
Coefficient de synthèse de la biomasse hétérotrophe	Y <sub>H</sub>	g MVES/g DCO <sub>bs</sub>	0,3 – 0,5	0,4
		g MVES/g DCO <sub>b</sub>	0,3 – 0,5	0,4
		g MVES/g DCO	0,2 – 0,6	0,45
		g MVES/g DBO <sub>5</sub>	0,3 – 0,8	0,6
		g DCO/g DCO		0,67
Taux de croissance spécifique maximal de la biomasse hétérotrophe à 20 °C	μ <sub>H,max,20</sub>	d <sup>-1</sup>	3 - 13	6
Constante de demi-saturation du substrat	K <sub>S</sub>	mg DCO <sub>bs</sub> /l	5 - 40	15
		mg DCO <sub>b</sub> /l	5 - 40	20
		mg DCO/l	20 - 80	40
		mg DBO <sub>5</sub> /l	20 - 120	60
Coefficient de respiration endogène à 20 °C	k <sub>d,H,20</sub>	d <sup>-1</sup>	0,06 - 0,2	0,12
Fraction de débris cellulaires non biodégradables	f <sub>d</sub>	Sans unité	0,08 - 0,2	0,15

Sources : M&E (2003); M&EA (2014); WEF et ASCE (2018); Qasim et Zhu (2018a); Ekama et Wentzel (2008); Droste et Gehr (2019).

On devrait utiliser la loi d'Arrhenius pour ajuster les paramètres cinétiques dépendants de la température :

**Équation 10.13 :**  $Cte(T^{\circ}) = Cte(20^{\circ}C) \theta^{(T-20)}$

où :

T : température (°C);

θ : coefficient de température.

Le Tableau 10.3.1-3 présente des valeurs typiques de coefficients de température pour le traitement des eaux usées domestiques par des bactéries hétérotrophes.

**Tableau 10.3.1-3 – Coefficients de température pour les bactéries hétérotrophes**

Nom	Symbole	Unité	Gamme	Valeur typique
Coefficient de température pour l'ajustement du taux de croissance	θ <sub>μH</sub>	Sans unité	1,03 - 1,08	1,07
Coefficient de température pour l'ajustement du coefficient de respiration endogène	θ <sub>kdH</sub>	Sans unité	1,03 - 1,08	1,04

Sources : M&EA (2014); WEF et ASCE (2018).

### 10.3.1.1.3 Conversion d'unités pour la matière organique

Comme il a été indiqué précédemment, le substrat carboné peut être exprimé sous différentes formes. Pour assurer l'adéquation entre tous les termes des formules utilisées et les valeurs typiques des paramètres cinétiques tirées de la littérature scientifique, il peut être nécessaire d'effectuer des conversions.

Le lecteur est invité à se référer à la section 3.3.3 du chapitre 3, en complément des informations ci-après, pour les divers ratios typiques dans les eaux usées.

#### **Conversion de la DBO<sub>5</sub> en DCO<sub>b</sub> à l'affluent :**

La DCO<sub>b</sub> n'équivaut pas tout à fait à la DBO ultime mesurée en laboratoire<sup>2</sup>, car une partie de la DCO<sub>b</sub> est convertie en biomasse et en résidus endogènes lors des analyses de DBO ultime. Ainsi, la conversion entre la DCO<sub>b</sub> et la DBO<sub>5</sub> doit tenir compte de la demande en oxygène attribuable aux débris cellulaires et aux cellules actives encore présentes à la fin du test. Les formules suivantes peuvent être utilisées (M&EA, 2014) :

$$\text{Équation 10.14 : } \quad DCO_b = DBO_U + 1,42 f_d Y_H DCO_b$$

$$\text{Équation 10.15 : } \quad \frac{DCO_b}{DBO_5} = \frac{DBO_U/DBO_5}{1 - 1,42 f_d Y_H}$$

où :

DCO<sub>b</sub> : concentration de DCO biodégradable (mg/l);

DBO<sub>U</sub> : concentration de DBO ultime (mg/l);

1,42 : quantité de DBO ultime contenue dans les MVES (g BDO<sub>U</sub>/g MVES);

f<sub>d</sub> : fraction de débris cellulaires non biodégradables (adimensionnel);

Y<sub>H</sub> : coefficient de synthèse de la biomasse hétérotrophe (mg MVES/mg DCO);

DBO<sub>5</sub> : concentration de DBO<sub>5</sub> (mg/l).

Les rapports DBO<sub>U</sub>/DBO<sub>5</sub> et DCO<sub>b</sub>/DBO<sub>5</sub> généralement admis pour des eaux usées d'origine domestique sont de 1,46 et 1,64, respectivement (Von Sperling, 2007; M&EA, 2014).

#### **Conversion de la DCO en DBO<sub>5</sub>C à l'effluent secondaire :**

Lorsque le bilan de masse a été réalisé sur la base de la DCO, il est possible de calculer la DBO<sub>5</sub>C à l'effluent à partir de la valeur de DCO obtenue. Le ratio de DBO<sub>5</sub>C/DCO varie entre 0,1 et 0,3 à l'effluent secondaire (M&EA, 2014).

#### **Autres conversions utiles :**

Le ratio typique DCO/DBO<sub>5</sub> pour un effluent primaire varie entre 1,67 et 2,5 (M&EA, 2014).

### **10.3.1.2 Nitrification**

Le principe de la nitrification est abordé au chapitre 14 – section 14.2.2. Le lecteur est invité à s'y référer pour les détails sur les conditions d'exploitation (alcalinité, température, pH, etc.) nécessaires à sa réalisation.

La nitrification dans les procédés avec biomasse en suspension se fait en général dans le même bioréacteur que l'enlèvement de la matière organique (M&EA, 2014). La performance de la nitrification dépend alors du TRB dans le procédé (WEF et ASCE, 2018).

---

<sup>2</sup> La DBO ultime mesurée en laboratoire correspond en général à la DBO prise au bout de 20 jours d'incubation (DBO<sub>20</sub>).

### 10.3.1.2.1 Équations pour le bilan de masse

Comme pour l'enlèvement de la matière organique, plusieurs équations peuvent être utilisées dans le but de dimensionner les bioréacteurs. Les équations présentées ci-après supposent un état stationnaire et un réacteur complètement mélangé. Elles ne prennent en compte que la cinétique des AOB<sup>3</sup>, qui sont les bactéries limitantes pour la nitrification à une température de 25 °C et moins (conditions du Québec). Lorsque les températures sont supérieures à 27 °C ou que les concentrations d'oxygène dissous sont faibles (< 0,5 mg/l), on devrait également tenir compte de la cinétique des bactéries NOB dans les équations (ME&A, 2014).

Les équations de bilan de masse pour la nitrification sont similaires à celles fournies pour l'enlèvement de la matière organique à la section 10.3.1.1.1.

#### Temps de rétention des boues :

$$\text{Équation 10.16 : } \theta_C = \frac{1}{\mu'_{AOB}}$$

où :

$\theta_C$  : temps de rétention des boues (d);

$\mu'_{AOB}$  : taux de croissance spécifique net des AOB (d<sup>-1</sup>).

#### Cinétique de croissance des AOB :

$$\text{Équation 10.17 : } \mu'_{AOB} = \mu_{AOB} - k_{d,AOB}$$

$$\text{Équation 10.18 : } \mu_{AOB} = \mu_{AOB,max,r\acute{e}el} \left( \frac{N_{AAT,e}}{N_{AAT,e} + K_N} \right)$$

où :

$\mu'_{AOB}$  : taux de croissance spécifique net des AOB (d<sup>-1</sup>);

$\mu_{AOB}$  : taux de croissance spécifique des AOB (d<sup>-1</sup>);

$k_{d,AOB}$  : coefficient de respiration endogène des AOB (d<sup>-1</sup>);

$\mu_{AOB,max,r\acute{e}el}$  : taux de croissance spécifique maximal des AOB aux conditions d'exploitation (d<sup>-1</sup>) (voir équation 10.24);

$N_{AAT,e}$  : concentration d'AAT dans l'effluent (mg N/l);

$K_N$  : constante de demi-saturation pour l'AAT (mg N/l).

#### Concentration d'AOB dans la liqueur mixte :

$$\text{Équation 10.19 : } X_{AOB} = \frac{Q Y_{AOB} N_{NO_3-N,e} \theta_C}{V (1 + k_{d,AOB} \theta_C)}$$

où :

$X_{AOB}$  : concentration d'AOB dans la liqueur mixte (mg MVES/l);

$Q$  : débit d'affluent (m<sup>3</sup>/d);

$Y_{AOB}$  : coefficient de synthèse de la biomasse nitrifiante (mg MVES/mg AAT-N);

$N_{NO_3-N,e}$  : concentration de nitrates dans l'effluent (mg N/l);

$\theta_C$  : temps de rétention des boues (d);

---

<sup>3</sup> Bactéries qui oxydent les NH<sub>4</sub><sup>+</sup> en nitrites (AOB pour *ammonium oxidizing bacteria*).

V : volume du bassin d'aération (m<sup>3</sup>);  
 k<sub>d,AOB</sub> : coefficient de respiration endogène des AOB (d<sup>-1</sup>).

**Taux de nitrification :**

**Équation 10.20 :** 
$$r_N = \frac{\mu_{AOB} X_{AOB}}{Y_{AOB}}$$

où :

r<sub>N</sub> : taux d'oxydation de l'AAT (g N.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>);  
 μ<sub>AOB</sub> : taux de croissance spécifique des AOB (d<sup>-1</sup>);  
 Y<sub>AOB</sub> : coefficient de synthèse de la biomasse nitrifiante (mg MVES/mg AAT-N);  
 X<sub>AOB</sub> : concentration d'AOB dans la liqueur mixte (mg MVES/l).

**Concentration d'AAT dans l'effluent :**

**Équation 10.21 :** 
$$N_{AAT,e} = \frac{K_{AAT} (1 + k_{d,AOB} \theta_C)}{\theta_C (\mu_{AOB,max,réel} - k_{d,AOB}) - 1}$$

où :

N<sub>AAT,e</sub> : concentration d'AAT à l'effluent du bioréacteur (mg N/l);  
 K<sub>AAT</sub> : constante de demi-saturation pour l'AAT (mg N/l);  
 k<sub>d,AOB</sub> : coefficient de respiration endogène des AOB (d<sup>-1</sup>);  
 θ<sub>C</sub> : temps de rétention des boues (d);  
 μ<sub>AOB,max,réel</sub> : taux de croissance spécifique maximal des AOB aux conditions d'exploitation (d<sup>-1</sup>).

**Concentration de nitrates dans l'effluent :**

**Équation 10.22 :** 
$$N_{NO3-N,e} = N_{0,nit} - N_{AAT,e}$$

**Équation 10.23 :** 
$$N_{0,nit} = N_{NTK,0} - f_N (P_{X_H} + P_{X_{AOB}} + P_d) \frac{1000}{Q}$$

où :

N<sub>NO3-N,e</sub> : concentration de nitrates dans l'effluent (mg N/l);  
 N<sub>0,nit</sub> : concentration d'AAT disponible pour la nitrification dans le bioéacteur (mg N/l);  
 N<sub>NTK,0</sub> : concentration de NTK dans l'affluent (mg N/l);  
 N<sub>AAT,e</sub> : concentration d'AAT dans l'effluent (mg N/l);  
 f<sub>N</sub> : fraction d'azote fixée par la biomasse (0,12 g N/g MVES);  
 P<sub>X<sub>H</sub></sub> : production de biomasse hétérotrophe (kg MVES/d);  
 P<sub>X<sub>AOB</sub></sub> : production de biomasse nitrifiante (kg MVES/d);  
 P<sub>d</sub> : production de débris cellulaires non biodégradables (kg MVES/d);  
 Q : débit d'affluent (m<sup>3</sup>/d).

En pratique, il faut réaliser le bilan de masse par itération. Metcalf & Eddy – AECOM (2014) proposent de poser l'hypothèse que N<sub>NO3-N,e</sub> est équivalent à un certain pourcentage de la concentration de NKT à l'affluent (N<sub>NTK,0</sub>). La vérification de l'hypothèse se fait à la toute fin du bilan de masse à l'aide de l'équation 10.22.

### 10.3.1.2.2 Coefficients cinétiques

Le Tableau 10.3.1-4 et le Tableau 10.3.1-5 présentent des valeurs typiques de paramètres cinétiques et de coefficients de température pour les bactéries nitrifiantes dans le cadre du traitement d'eaux usées domestiques.

**Tableau 10.3.1-4 – Paramètres cinétiques des bactéries nitrifiantes**

Nom	Symbole	Unité	Gamme	Valeur typique
Coefficient de synthèse de la biomasse nitrifiante	$Y_{AOB}$	g MVES/g AAT-N	0,10 – 0,15	0,12
Taux de croissance de la biomasse nitrifiante à 20 °C	$\mu_{AOB,max,20}$	d <sup>-1</sup>	0,20 – 0,90	0,90
Constante de demi-saturation pour l'AAT à 20 °C	$K_{AAT,20}$	mg AAT-N/l	0,5 – 1,0	0,74
Constante de demi-saturation pour l'oxygène	$K_{O,AOB}$	mg O <sub>2</sub> /l	0,40 – 0,60	0,50
Coefficient de respiration endogène à 20 °C	$k_{d,AOB,20}$	d <sup>-1</sup>	0,05 – 0,20	0,17

Sources : WEF et ASCE (2018); Qasim et Zhu (2018a); M&EA (2014); US EPA (2010).

**Tableau 10.3.1-5 – Coefficients de température influant sur les paramètres cinétiques de la nitrification**

Nom	Symbole	Unité	Gamme	Valeur typique
Coefficient de température du taux de croissance	$\theta_{\mu_{AOB}}$	Sans unité	1,06 – 1,123	1,072
Coefficient de température du coefficient de respiration endogène	$\theta_{k_{dAOB}}$	Sans unité	1,029 – 1,08	1,029
Coefficient de température de la constante de demi-saturation de l'AAT	$\theta_{K_{AAT}}$	Sans unité	1,03 – 1,123	1,053

Sources : WEF et ASCE (2018); Qasim et Zhu (2018a); M&EA (2014); US EPA (2010).

Le taux de croissance spécifique maximal des AOB ( $\mu_{AOB,max}$ ) dépend :

- de la température ;
- de la concentration d'oxygène dissous jusqu'à 3-4 mg O<sub>2</sub>/l (M&EA, 2014). Au-delà de ces valeurs, l'activité des bactéries nitrifiantes n'est plus limitée ;
- du pH (Qasim et Zhu, 2018a).

Des facteurs d'ajustement devraient donc être appliqués à  $\mu_{AOB,max}$  pour tenir compte des conditions d'exploitation réelles; ils sont présentés dans les équations suivantes (Qasim et Zhu, 2018a) :

**Équation 10.24 :**  $\mu_{AOB,max,r\acute{e}el} = \mu_{AOB,max,20} FC_T FC_{OD} FC_{pH}$

**Équation 10.25 :**  $FC_T = \theta_{\mu_{AOB}}^{(T-20)}$

**Équation 10.26 :**  $FC_{OD} = \frac{OD}{OD + K_{O,AOB}}$

**Équation 10.27 :**  $FC_{pH} = 2,35^{(pH-7,2)}$  (si pH ≤ 7,2)

**Équation 10.28 :**  $FC_{pH} = \frac{1,13^{(9,5-pH)}}{9,8-pH}$  (si 7,2 < pH ≤ 9,5)

où :

$\mu_{AOB,max,r\acute{e}el}$  : taux de croissance spécifique maximal des AOB ajusté aux conditions d'exploitation (d<sup>-1</sup>);

$\mu_{AOB,max,20}$  : taux de croissance spécifique maximal des AOB à 20 °C (d<sup>-1</sup>);  
 $FC_T$  : facteur de correction selon la température (adimensionnel);  
 $FC_{OD}$  : facteur de correction selon la concentration d'oxygène dissous (adimensionnel);  
 $FC_{pH}$  : facteur de correction selon le pH (adimensionnel);  
 $\theta_{\mu_{AOB}}$  : coefficient de température du taux de croissance (adimensionnel);  
 $T$  : température (°C);  
 $OD$  : concentration d'oxygène dissous dans le bioréacteur (mg O<sub>2</sub>/l);  
 $K_{O,AOB}$  : constante de demi-saturation des AOB pour l'oxygène (mg O<sub>2</sub>/l).

### 10.3.1.3 Production de boues

La concentration de MES à la sortie du bassin d'aération correspond à la concentration de matières en suspension dans la liqueur mixte (MSLM) et donc à l'affluent du décanteur secondaire. Cette concentration influence par conséquent le taux de charge massique (kg MES.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup>) appliqué au décanteur secondaire. Le concepteur devrait s'assurer que le décanteur secondaire est en mesure de traiter la charge massique en MES attendue au débit moyen et lors des pointes.

On devrait déterminer la production de MES biologiques et chimiques constituant les boues du procédé afin de dimensionner adéquatement les équipements de la filière solide. Le calcul de la production de boues quotidienne peut se faire en fonction de la concentration de MES ou de MVES dans la liqueur mixte à l'aide des formules suivantes :

**Équation 10.29 :** 
$$P_{X,MVES} = \frac{X_{MVES} V}{1000 \theta_C}$$

**Équation 10.30 :** 
$$P_{X,MES} = \frac{X_{MES} V}{1000 \theta_C}$$

où :

$P_{X,MES}$  ou  $P_{X,MVES}$  : quantité de MES ou de MVES produites (kg MES/d ou kg MVES/d);  
 $X_{MES}$  ou  $X_{MVES}$  : concentration de MES ou de MVES dans la liqueur mixte (mg MES/l ou mg MVES/l);  
 $V$  : volume du bassin d'aération (m<sup>3</sup>);  
 $\theta_C$  : temps de rétention des boues (d).

La production de boues peut également être calculée en fonction des caractéristiques de l'affluent et des paramètres cinétiques définis dans les sections précédentes. Dans ce cas, il faut comptabiliser la production de biomasse hétérotrophe et de biomasse nitrifiante, la production de débris cellulaires, la quantité de MVES non biodégradables et de MES inorganiques apportées par l'affluent ainsi que la production de précipités formés par l'ajout de produits chimiques le cas échéant. Les différents éléments constituant les boues sont additionnés de la façon suivante :

**Équation 10.31 :** 
$$P_{X,MVES} = P_{X_H} + P_{X_{AOB}} + P_d + (MVES_{nb})_0$$

**Équation 10.32 :** 
$$P_{X,MES} = \frac{P_{X_H}}{f_v} + \frac{P_{X_{AOB}}}{f_v} + \frac{P_d}{f_v} + (MVES_{nb})_0 + (MES_i)_0 + P_{X,CHIM}$$

où :

$P_{X,MES}$  ou  $P_{X,MVES}$  : quantité de MES ou de MVES produites (kg MES/d ou kg MVES/d);  
 $P_{X_H}$  : production de biomasse hétérotrophe (kg MVES/d);  
 $P_{X_{AOB}}$  : production de biomasse nitrifiante (kg MVES/d);  
 $P_d$  : production de débris cellulaires non biodégradables (kg MVES/d);  
 $f_v$  : fraction volatile des MES dans des boues biologiques (adimensionnelle);  
 $(MVES_{nb})_0$  : quantité de MVES non biodégradables apportée par l'affluent (kg MVES/d);  
 $(MES_i)_0$  : quantité de MES inorganiques dans l'affluent (kg MES/d);

$P_{X,CHIM}$  : précipités formés par l'ajout de produits chimiques, le cas échéant (kg MES/d).

où :

$$\text{Équation 10.33 : } P_{X_H} = \frac{X_H V}{1000 \theta_C} = \frac{Q Y_H (S_{C,0} - S_{CS,e})}{1000 (1 + k_{d,H} \theta_C)}$$

$$\text{Équation 10.34 : } P_{X_{AOB}} = \frac{X_{AOB} V}{1000 \theta_C} = \frac{Q Y_{AOB} N_{NO3-N,e}}{1000 (1 + k_{d,AOB} \theta_C)}$$

$$\text{Équation 10.35 : } P_d = \frac{f_d k_{d,H} X_H V}{1000} = \frac{Q Y_H (S_{C,0} - S_{CS,e}) \theta_C f_d k_{d,H}}{1000 (1 + k_{d,H} \theta_C)}$$

$$\text{Équation 10.36 : } (MVES_{nb})_0 = \frac{Q (X_{MVESnb})_0}{1000}$$

$$\text{Équation 10.37 : } (MES_i)_0 = \frac{Q [(X_{MES})_0 - (X_{MVES})_0]}{1000}$$

Le calcul de la quantité de boues chimiques formées par précipitation avec le coagulant est décrit au chapitre 13.

Ainsi, la production de boues correspond de manière détaillée, à :

$$\text{Équation 10.38 : } P_{X,MVES} = \left[ (1 + f_d k_{d,H} \theta_C) \frac{Y_H (S_{C,0} - S_{CS,e})}{(1 + k_{d,H} \theta_C)} + \frac{Y_{AOB} N_{NO3-N,e}}{(1 + k_{d,AOB} \theta_C)} + (X_{MVESnb})_0 \right] \frac{Q}{1000}$$

$$\text{Équation 10.39 : } P_{X,MES} = \left[ (1 + f_d k_{d,H} \theta_C) \frac{Y_H (S_{C,0} - S_{CS,e})}{(1 + k_{d,H} \theta_C) f_v} + \frac{Y_{AOB} N_{NO3-N,e}}{(1 + k_{d,AOB} \theta_C) f_v} + (X_{MVESnb})_0 + [(X_{MES})_0 - (X_{MVES})_0] \right] \frac{Q}{1000} + P_{X,CHIM}$$

où :

$P_{X,MES}$  ou  $P_{X, MVES}$  : quantité de MES ou de MVES produites (kg MES/d ou kg MVES/d);

$f_d$  : fraction de débris cellulaires non biodégradables (g MVES/g MVES lysée);

$k_{d,H}$  : coefficient de respiration endogène des bactéries hétérotrophes ( $d^{-1}$ );

$\theta_C$  : temps de rétention des boues (d);

$Y_H$  : coefficient de synthèse de la biomasse hétérotrophe (mg MVES/mg substrat);

$S_{C,0}$  : concentration de substrat carboné dans l'affluent (mg/l);

$S_{CS,e}$  : concentration de substrat carboné soluble dans l'effluent (mg/l);

$Y_{AOB}$  : coefficient de synthèse de la biomasse nitrifiante (mg MVES/mg AAT);

$N_{NO3-N,e}$  : concentration de nitrates dans l'effluent (mg N/l);

$k_{d,AOB}$  : coefficient de respiration endogène des AOB ( $d^{-1}$ );

$(X_{MVESnb})_0$  : concentration de MVES non biodégradables dans l'affluent (mg MVES/l);

$Q$  : débit d'affluent ( $m^3/d$ );

$f_v$  : fraction volatile des MES dans des boues biologiques (adimensionnelle);

$(X_{MES})_0$  : concentration de MES dans l'affluent (mg MES/l);

$(X_{MVES})_0$  : concentration de MVES dans l'affluent (mg MVES/l);

$P_{X,CHIM}$  : précipités formés par l'ajout de produits chimiques, le cas échéant (kg MES/d).

La fraction volatile des matières en suspension dans des boues biologiques ( $f_v$ ) est typiquement de 0,85 (M&EA, 2014). La fraction de débris cellulaires non biodégradables ( $f_d$ ) est typiquement comprise entre 0,10 et 0,15 g MVES/g MVES lysée (M&EA, 2014).

Le Tableau 10.3.1-6 présente les concentrations de MVES non biodégradables ainsi que les fractions de MVES non biodégradables par rapport aux MVES totales typiques des eaux usées domestiques avant et après un traitement primaire.

**Tableau 10.3.1-6 – Matières volatiles non biodégradables dans des eaux usées municipales typiques**

Type d'affluent	Concentration de MVES <sub>nb</sub> (mg/l)	MVES <sub>nb</sub> /MVES <sub>tot</sub>
Eaux usées brutes	60 - 100	0,3 - 0,5
Effluent du traitement primaire	10 - 40	0,1 - 0,3

Sources : M&EA (2014); Qasim et Zhu (2018a).

### 10.3.1.4 Dénitrification

Le principe de la dénitrification est abordé au chapitre 14 – section 14.2.3. Le lecteur est invité à s'y référer pour les détails sur les conditions d'exploitation nécessaires à sa réalisation.

#### 10.3.1.4.1 Équations pour le bilan de masse

Les équations de bilan de masse pour le dimensionnement du bioréacteur réalisant la dénitrification sont similaires à celles fournies pour l'enlèvement de la matière organique à la section 10.3.1.1.1. Elles supposent également un état stationnaire et un réacteur complètement mélangé. La biomasse hétérotrophe des boues activées comporte des bactéries facultatives, mais aussi des bactéries aérobies strictes qui ne sont donc pas en mesure d'utiliser les nitrates (Melcer et collab., 2003; M&EA, 2014; WEF et ASCE, 2018). Par ailleurs, lorsque le nitrate est l'accepteur final d'électron au lieu de l'oxygène, le taux de consommation d'équivalent oxygène diminue. Il peut également y avoir une réduction de l'activité enzymatique (M&EA, 2014). Ainsi, on utilise un facteur  $\eta_g$  dans les modèles ASM pour différencier le taux de croissance des bactéries hétérotrophes en conditions anoxiques vs aérobies (Melcer et collab., 2003; Hydromantis, 2019). À noter que Qasim et Zhu (2018a) introduisent plutôt un facteur  $f_{AX}$  pour représenter la fraction des bactéries hétérotrophes qui utilisent les nitrates au lieu de l'oxygène comme accepteur final d'électron dans des conditions anoxiques. Ce facteur est identique à  $\eta_g$ . La valeur de  $\eta_g$  varie en fonction des paramètres du procédé (Melcer et collab., 2003). Elle est comprise entre 0,2 et 1,0 (Melcer et collab., 2003; M&EA, 2014; WEF et ASCE, 2018). Une valeur typique de 0,8 peut être utilisée dans le cas d'une prédénitrification (M&EA, 2014; Qasim et Zhu, 2018a). Dans le cas d'une postdénitrification, une biomasse spécifique se développe en raison de l'ajout d'une source de carbone externe et de conditions anoxiques relativement stables. On peut alors utiliser une valeur de  $\eta_g$  de 1,0 (M&EA, 2014; Qasim et Zhu, 2018a).

#### Cinétique de croissance de la biomasse dénitrifiante :

**Équation 10.40 :** 
$$\mu_{H,AX} = \mu_{H,AX,max,réel} \left( \frac{S_{cs,e}}{S_{cs,e} + K_{S,D}} \right)$$

où :

- $\mu_{H,AX}$  : Taux de croissance spécifique de la biomasse hétérotrophe en condition anoxique (d<sup>-1</sup>);
- $\mu_{H,AX,max,réel}$  : Taux de croissance spécifique maximal de la biomasse hétérotrophe en condition anoxique ajusté aux conditions d'exploitation (d<sup>-1</sup>) (voir équation 10.65);
- $S_{cs,e}$  : concentration de substrat carboné soluble dans l'effluent (mg/l);
- $K_{s,D}$  : constante de demi-saturation du substrat (mg substrat/l).

#### Taux de dénitrification :

**Équation 10.41 :** 
$$r_{NO} = \frac{\mu_{H,AX} X_H \eta_g}{RC'_O Y_{H,AX}}$$



où :

$r_{NO}$  : taux de dénitrification (g  $NO_3$ -N.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>);

$\mu_{H,AX}$  : taux de croissance spécifique de la biomasse hétérotrophe en condition anoxique (d<sup>-1</sup>);

$X_H$  : concentration de bactéries hétérotrophes dans la liqueur mixte (voir équation 10.06) (mg MVES/l);

$\eta_g$  : fraction des bactéries hétérotrophes qui peuvent utiliser les nitrates au lieu de l'oxygène (adimensionnel);

$Y_{H,AX}$  : coefficient de synthèse de la biomasse hétérotrophe en condition anoxique (g MVES/g substrat carboné);

$RC'_O$  : ratio de consommation nette d'équivalent oxygène (g substrat carboné/g accepteur d'électron).

### **Ratio de consommation nette d'équivalent oxygène**

**Équation 10.42 :**  $RC'_O = \frac{RC_O}{1,6 - 1,42 Y_{H,AX}}$  (si  $Y_{H,AX}$  s'exprime en fonction d'un substrat en  $DBO_5$ )

**Équation 10.43 :**  $RC'_O = \frac{RC_O}{1 - 1,42 Y_{H,AX}}$  (si  $Y_{H,AX}$  s'exprime en fonction d'un substrat en  $DCO_b$ )

où :

$RC'_O$  : ratio de consommation nette d'équivalent oxygène (g substrat carboné/g accepteur d'électron);

$RC_O$  : ratio de consommation théorique d'équivalent oxygène (g  $O_2$ /g accepteur d'électron complètement réduit);

$Y_{H,AX}$  : coefficient de synthèse de la biomasse hétérotrophe en condition anoxique (g MVES/g substrat carboné).

La valeur du ratio de consommation théorique d'équivalent oxygène varie en fonction de l'accepteur d'électron ( $NO_3^-$ ,  $NO_2^-$  ou  $O_2$ ) :

- $RC_{O,NO_3-N}$  : 2,86 g  $O_2$ /g  $NO_3$ -N complètement réduit;
- $RC_{O,NO_2-N}$  : 1,71 g  $O_2$ /g  $NO_2$ -N complètement réduit;
- $RC_{O,O_2}$  : 1,0 g  $O_2$ /g  $O_2$  complètement réduit.

### **Taux spécifique de dénitrification :**

Le taux spécifique de dénitrification (TSD) représente l'utilisation des nitrates par la liqueur mixte. Il s'agit d'un critère de conception important pour dimensionner le volume de la zone anoxique. Le Tableau 10.3.1-7 présente des valeurs typiques de TSD basées sur la concentration de MVSLM pour les différentes options de dénitrification.

**Tableau 10.3.1-7 – Taux spécifiques de dénitrification typiques**

Type de dénitrification	Source de substrat	TSD à 20 °C * (g $NO_3$ -N.g <sup>-1</sup> MVES.d <sup>-1</sup> )
Prédénitrification	Affluent	0,04 - 0,25
Postdénitrification	Respiration endogène	0,01 - 0,04
	Méthanol	0,10 - 0,25

\* Basé sur la concentration de MVSLM.

Sources : Qasim et Zhu (2018a); M&EA (2014); US EPA (2010).

- **Prédénitrification**

Un taux spécifique de dénitrification basé sur la concentration de biomasse hétérotrophe active ( $TSD_a$ ) est aussi utilisé pour tenir compte du TRB. En effet, une augmentation de ce dernier accroît la fraction de MVES non biodégradables dans la liqueur mixte et diminue la fraction active ( $f_a$ ) qui peut être déterminée à l'aide de l'équation suivante (US EPA, 2010; Qasim et Zhu, 2018a) :

**Équation 10.44 :** 
$$f_a = \frac{X_H}{X_{MVES}} = \frac{Y_{H,AX} / (1 + k_{d,H,AX,T} \theta_c)}{\left[ \frac{Y_{H,AX}}{(1 + k_{d,H,AX,T} \theta_c)} \right] + Y_{MVESnb}}$$

où :

$f_a$  : fraction de biomasse hétérotrophe active dans la liqueur mixte (adimensionnelle);  
 $X_H$  : concentration de bactéries hétérotrophes dans la liqueur mixte (mg MVES/l);  
 $X_{MVES}$  : concentration de MVES dans la liqueur mixte (mg MVES/l);  
 $Y_{H,AX}$  : coefficient de synthèse de la biomasse hétérotrophe en condition anoxique (g MVES/g substrat carboné);  
 $k_{d,H,AX,T}$  : coefficient de respiration endogène des bactéries hétérotrophes en condition anoxique à la température T ( $d^{-1}$ );  
 $\theta_c$  : temps de rétention des boues (d);  
 $Y_{MVESnb}$  : fraction inerte (non biodégradable) des MVES dans l'affluent du bioréacteur (g MVES/g DBO<sub>5</sub>).

La fraction  $Y_{MVESnb}$  se situe généralement entre 0,1 et 0,3 g MVES/g DBO<sub>5</sub> dans le cas d'un affluent primaire et entre 0,3 et 0,5 g MVES/g DBO<sub>5</sub> dans le cas d'un affluent brut (US EPA, 2010).

On peut calculer un ratio S/M basé sur la biomasse active dans la zone anoxique à l'aide de la formule suivante :

**Équation 10.45 :** 
$$(S/M)_{AX,a} = \frac{(S/M)_{AX}}{f_a \eta_g} = \frac{Q S_{DBO5,0}}{V_{AX} X_{MVES} f_a \eta_g} = \frac{Q S_{DBO5,0}}{V_{AX} X_H \eta_g}$$

où :

$(S/M)_{AX,a}$  : ratio substrat/biomasse hétérotrophe active dans la zone anoxique (g DBO<sub>5</sub>.g<sup>-1</sup>MVES.d<sup>-1</sup>) ;  
 $Q$  : débit d'affluent (m<sup>3</sup>/d) ;  
 $S_{DBO5,0}$  : concentration de DBO<sub>5</sub> dans l'affluent (mg/l) ;  
 $V_{AX}$  : volume de la zone anoxique (m<sup>3</sup>) ;  
 $X_{MVES}$  : concentration de MVES dans la liqueur mixte (mg MVES/l) ;  
 $f_a$  : fraction de biomasse hétérotrophe active dans la liqueur mixte (adimensionnelle) ;  
 $\eta_g$  : fraction des bactéries hétérotrophes qui utilisent les nitrates au lieu de l'oxygène comme accepteur final d'électron dans des conditions anoxiques (adimensionnelle) ;  
 $(S/M)_{AX}$  : ratio substrat/microorganisme dans la zone anoxique (g DBO<sub>5</sub>.g<sup>-1</sup> MVES.d<sup>-1</sup>) (voir équation 10.05).

Le  $TSD_a$  dépend notamment du ratio substrat/biomasse hétérotrophe active ( $S/M_a$ ) ainsi que du ratio entre la matière organique rapidement biodégradable (DCO<sub>rb</sub>) et la matière organique biodégradable (DCO<sub>b</sub>). Les équations suivantes permettent de le calculer :

**Équation 10.46 :**  $TSD_{a,20} = a + b \ln[(S/M)_{AX,a}]$  (pour  $(S/M)_{AX,a} > 0,5$ )

**Équation 10.47 :**  $TSD_{a,20} = 0,24 (S/M)_{AX,a}$  (pour  $(S/M)_{AX,a} \leq 0,5$ )

où :

$TSD_{a,20}$  : taux spécifique de dénitrification de la biomasse hétérotrophe active à 20 °C (g NO<sub>3</sub>-N.g<sup>-1</sup> MVES.d<sup>-1</sup>) ;

a et b : constantes empiriques ( $\text{g NO}_3\text{-N.g}^{-1}\text{ MVES.d}^{-1}$ ) ;  
 $(S/M)_{AX,a}$  : ratio substrat/biomasse hétérotrophe active dans la zone anoxique ( $\text{g DBO}_5\text{.g}^{-1}\text{MVES.d}^{-1}$ ).

Le  $TSD_a$  atteint un maximum lorsque la concentration de  $DCO_{rb}$  est très élevée dans le réacteur anoxique (ratio  $DCO_{rb}/DCO_b$  élevé), ce qui se produit à des ratios  $(S/M)_{AX,a}$  élevés. Généralement, ce maximum n'est atteint que dans des sélecteurs anoxiques (voir section 10.4.1.3.4) ayant des TRH de moins de 10 à 20 min (M&EA, 2014).

Les constantes a et b dépendent du ratio  $DCO_{rb}/DCO_b$  dans l'affluent de la zone anoxique, comme il est montré au Tableau 10.3.1-8.

**Tableau 10.3.1-8 – Valeurs des constantes pour le calcul de  $TSD_{a,20}$  selon le ratio  $DCO_{rb}/DCO_b$**

Tiré de M&EA (2014)

Ratio $DCO_{rb}/DCO_b$	Constantes pour le calcul de $TSD_{a,20}$	
	a	b
0,1	0,186	0,078
0,2	0,213	0,118
0,3	0,235	0,141
0,4	0,242	0,152
0,5	0,270	0,162

En considérant un ratio typique  $DCO_b/DBO_5$  égal à 1,6, il est aussi possible de calculer les valeurs des constantes a et b à l'aide des équations suivantes pour une gamme de  $DCO_{rb}/DBO_5$  entre 0,2 et 0,6 (Qasim et Zhu, 2018a) :

**Équation 10.48 :**  $a = 0,12 (DCO_{rb}/DBO_5) + 0,17$

**Équation 10.49 :**  $b = 0,053 \ln(DCO_{rb}/DBO_5) + 0,18$

Selon les valeurs typiques considérées dans le logiciel Biowin, le ratio  $DCO_{rb}/DBO_5$  d'un effluent primaire se situe théoriquement entre 0,4 et 0,5 g  $DCO/g$   $DBO_5$ .

La valeur du  $TSD_{a,20}$  calculée devrait être ajustée en fonction de la température selon la loi d'Arrhénius (voir équation 10.13 et Tableau 10.3.1-10).

Le  $TSD_b$  dépend également du ratio de recirculation interne (RRI). Plus le RRI est élevé, plus la  $DCO_{rb}$  de l'affluent est diluée dans le réacteur anoxique, ce qui réduit le TSD. Les formules suivantes s'appliquent pour ajuster la valeur du  $TSD_a$  lorsque le RRI et le ratio  $(S/M)_{AX,a}$  sont supérieurs à 1 :

**Équation 10.50 :**  $TSD_{a,T,RRI} = TSD_{a,T} - 0,0166 \ln[(S/M)_{AX,a}] - 0,078$  (pour RRI = 2)

**Équation 10.51 :**  $TSD_{a,T,RRI} = TSD_{a,T} - 0,029 \ln[(S/M)_{AX,a}] - 0,012$  (pour RRI = 3 - 4)

où :

$TSD_{a,T,RRI}$  : taux spécifique de dénitrification de la biomasse hétérotrophe active ajusté à la température T et au ratio de recirculation interne ( $\text{g NO}_3\text{-N.g}^{-1}\text{ MVES.d}^{-1}$ );

$TSD_{a,T}$  : taux spécifique de dénitrification de la biomasse hétérotrophe active à la température T ( $\text{g NO}_3\text{-N.g}^{-1}\text{ MVES.d}^{-1}$ );

$(S/M)_{AX,a}$  : ratio substrat/biomasse hétérotrophe active dans la zone anoxique ( $\text{g DBO}_5\text{.g}^{-1}\text{MVES.d}^{-1}$ ).

Généralement, le ratio de recirculation interne (RRI) varie entre 1 et 4. Il peut être calculé en fonction des différentes concentrations de nitrates à l'aide de la formule suivante (Qasim et Zhu, 2018a) :

**Équation 10.52 :** 
$$RRI = \frac{Q_{RI}}{Q} = \frac{NO_x}{N_{NO_3-N,e} - N_{NO_3-N,AX}} - (1 + RRB)$$

où :

RRI : ratio de recirculation interne (adimensionnel);

Q : débit d'affluent (m<sup>3</sup>/d);

Q<sub>RI</sub> : débit de recirculation interne (m<sup>3</sup>/d);

RRB : ratio de recirculation des boues (adimensionnel);

NO<sub>x</sub> : concentration de nitrates produit par la nitrification (mg N/l);

N<sub>NO<sub>3-N,e</sub></sub> : concentration de nitrates dans l'effluent du bioréacteur (mg N/l);

N<sub>NO<sub>3-N,AX</sub></sub> : concentration de nitrates dans l'effluent de la zone anoxique (mg N/l).

La quantité de nitrates produite par nitrification peut être calculée à l'aide des bilans de masse ci-dessous (M&EA, 2014; Qasim et Zhu, 2018) :

**Équation 10.53 :** 
$$Q NO_x = N_{NO_3-N,e} (Q + RRI Q + RRB Q)$$

**Équation 10.54 :** 
$$NO_x = N_{0,nit} - N_{AAT,e}$$

où :

Q : débit d'affluent (m<sup>3</sup>/d);

NO<sub>x</sub> : concentration de nitrates produit par la nitrification (mg N/l);

N<sub>NO<sub>3-N,e</sub></sub> : concentration de nitrates dans l'effluent du bioréacteur (mg N/l);

RRI : ratio de recirculation interne (adimensionnel);

RRB : ratio de recirculation des boues (adimensionnel)

N<sub>0,nit</sub> : concentration d'AAT disponible pour la nitrification dans le bioréacteur (mg N/l) (voir équation 10.23);

N<sub>AAT,e</sub> : concentration d'AAT dans l'effluent (mg N/l).

La conversion entre le TSD<sub>a</sub> et le TSD exprimé en fonction des MVES dans la liqueur mixte est la suivante :

**Équation 10.55 :** 
$$TSD_T = f_a \eta_g TSD_{a,T,RRI}$$

où :

TSD<sub>T</sub> : taux spécifique de dénitrification à la température T (g NO<sub>3-N</sub>.g<sup>-1</sup> MVES.d<sup>-1</sup>);

f<sub>a</sub> : fraction de biomasse hétérotrophe active dans la liqueur mixte (adimensionnelle);

η<sub>g</sub> : fraction des bactéries hétérotrophes qui utilisent les nitrates au lieu de l'oxygène comme accepteur final d'électron dans des conditions anoxiques (adimensionnelle);

TSD<sub>a,T,RRI</sub> : taux spécifique de dénitrification de la biomasse hétérotrophe active ajusté à la température T et au ratio de recirculation interne le cas échéant (g NO<sub>3-N</sub>.g<sup>-1</sup> MVES.d<sup>-1</sup>).

- **Postdénitrification par respiration endogène**

Dans le cas d'une postdénitrification par respiration endogène, le TSD peut être calculé en utilisant l'équation suivante (Qasim et Zhu, 2018) :

**Équation 10.56 :** 
$$TSD_T = \frac{1,42 k_{d,H,ax} f_a}{RC_{O,NO_3-N}}$$

où :

TSD<sub>T</sub> : taux spécifique de dénitrification à la température T (g NO<sub>3-N</sub>.g<sup>-1</sup> MVES.d<sup>-1</sup>);

k<sub>d,H,ax</sub> : coefficient de respiration endogène des bactéries hétérotrophes en condition anoxique (d<sup>-1</sup>);

f<sub>a</sub> : fraction de biomasse hétérotrophe active dans la liqueur mixte (adimensionnelle);

RC<sub>O,NO<sub>3-N</sub></sub> : ratio de consommation théorique d'équivalent oxygène (g O<sub>2</sub>/g NO<sub>3-N</sub> complètement réduit).

- **Postdénitrification avec ajout d'une source externe de carbone**

Dans le cas d'une postdénitrification avec ajout d'une source externe de carbone, le TSD est directement obtenu à l'aide de l'équation ci-dessous (Qasim et Zhu, 2018a) :

**Équation 10.57 :** 
$$TSD_T = \frac{r_{NO}}{X_{MVES}}$$

où :

$TSD_T$  : taux spécifique de dénitrification à la température T (g NO<sub>3</sub>-N.g<sup>-1</sup> MVES.d<sup>-1</sup>);  
 $r_{NO}$  : taux de réduction des nitrates par les bactéries hétérotrophes (g NO<sub>3</sub>-N.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>);  
 $X_{MVES}$  : concentration de MVES dans la liqueur mixte (mg MVES/l).

**Taux d'enlèvement journalier de nitrates dans la zone anoxique :**

Le taux d'enlèvement journalier des nitrates dans la zone anoxique peut être déterminé à l'aide des équations 10.58, 10.59, 10.60 ou 10.61, dépendamment du type de dénitrification réalisé (Qasim et Zhu, 2018a). La conception repose sur l'hypothèse que la quasi-totalité des nitrates acheminés dans la zone anoxique sera réduite. Une faible concentration de 0,1 à 0,3 mg NO<sub>3</sub>-N/l peut subsister à la sortie de la zone anoxique en raison de la diminution du taux de dénitrification liée au peu de nitrates disponibles (M&EA, 2014).

- **Prédénitrification**

**Équation 10.58 :** 
$$R_{NO_3-N} = \frac{Q}{1000} [(RRI + RRB)(N_{NO_3-N,e} - N_{NO_3-N,AX}) - N_{NO_3-N,AX}]$$

où :

$R_{NO_3-N}$  : taux d'enlèvement journalier des nitrates dans la zone anoxique (kg N/d);  
 $Q$  : débit d'affluent (m<sup>3</sup>/d);  
 $RRI$  : ratio de recirculation interne (décimal);  
 $RRB$  : ratio de recirculation des boues (décimal);  
 $N_{NO_3-N,e}$  : concentration de nitrates dans l'effluent du bioréacteur aérobique (mg N/l);  
 $N_{NO_3-N,AX}$  : concentration de nitrates dans l'effluent de la zone anoxique (mg N/l).

- **Postdénitrification par respiration endogène**

Le taux d'enlèvement journalier des nitrates dans la zone postanoxique attribuable à la respiration endogène peut être déterminé à l'aide de l'équation suivante (Qasim et Zhu, 2018) :

**Équation 10.59 :** 
$$R_{NO_3-N} = \frac{1,42}{RC_{O,NO_3-N}} k_{d,H,AX} X_H V_{AX}$$

Où :

$R_{NO_3-N}$  : taux d'enlèvement journalier des nitrates dans la zone anoxique (kg N/d);  
 $RC_{O,NO_3-N}$  : ratio de consommation théorique d'équivalent oxygène (g O<sub>2</sub>/g NO<sub>3</sub>-N complètement réduit);  
 $k_{d,H,AX}$  : Coefficient de respiration endogène des bactéries hétérotrophes en condition anoxique (d<sup>-1</sup>);  
 $X_H$  : concentration de bactéries hétérotrophes dans la liqueur mixte (mg MVES/l);  
 $V_{AX}$  : volume de la zone anoxique (m<sup>3</sup>).

- **Postdénitrification avec ajout d'une source de carbone externe**

On peut déterminer le taux d'enlèvement journalier des nitrates dans la zone postanoxique dans laquelle est ajoutée une source externe de carbone à l'aide de l'équation suivante :

**Équation 10.60 :** 
$$R_{\text{NO}_3\text{-N}} = Q (1 + \text{RRB})(N_{\text{NO}_3\text{-N,aPD}} - N_{\text{NO}_3\text{-N,e}}) - \frac{1,42}{\text{RC}_{\text{O,NO}_3\text{-N}}} k_{\text{d,H,AX}} X_{\text{H}} V_{\text{AX}}$$

où :

$R_{\text{NO}_3\text{-N}}$  : taux d'enlèvement journalier des nitrates dans la zone anoxique (kg N/d);

$Q$  : débit d'affluent ( $\text{m}^3/\text{d}$ );

$\text{RRB}$  : ratio de recirculation des boues (décimal);

$N_{\text{NO}_3\text{-N,aPD}}$  : concentration de nitrates dans l'affluent de la zone de postdénitrification (mg N/l);

$N_{\text{NO}_3\text{-N,e}}$  : concentration de nitrates dans l'effluent du bioréacteur (mg N/l);

$\text{RC}_{\text{O,NO}_3\text{-N}}$  : ratio de consommation théorique d'équivalent oxygène (g  $\text{O}_2/\text{g NO}_3\text{-N}$  complètement réduit);

$k_{\text{d,H,AX}}$  : coefficient de respiration endogène des bactéries hétérotrophes en condition anoxique ( $\text{d}^{-1}$ );

$X_{\text{H}}$  : concentration de bactéries hétérotrophes dans la liqueur mixte (mg MVES/l);

$V_{\text{AX}}$  : volume de la zone anoxique ( $\text{m}^3$ ).

En négligeant la respiration endogène (démarche conservatrice) (Qasim et Zhu, 2018), l'équation devient :

**Équation 10.61 :** 
$$R_{\text{NO}_3\text{-N}} = Q (1 + \text{RRB})(N_{\text{NO}_3\text{-N,aPD}} - N_{\text{NO}_3\text{-N,e}})$$

**Volume requis pour la zone anoxique :**

**Équation 10.62 :** 
$$V_{\text{AX}} = \frac{1000 R_{\text{NO}_3\text{-N}}}{\text{TSD}_T X_{\text{MVES}}}$$

où :

$V_{\text{AX}}$  : volume de la zone anoxique ( $\text{m}^3$ );

$R_{\text{NO}_3\text{-N}}$  : taux d'enlèvement journalier des nitrates dans la zone anoxique (kg N/d);

$\text{TSD}_T$  : taux spécifique de dénitrification à la température  $T$  (g  $\text{NO}_3\text{-N} \cdot \text{g}^{-1} \text{MVES} \cdot \text{d}^{-1}$ );

$X_{\text{MVES}}$  : concentration de MVES dans la liqueur mixte (mg MVES/l).

**Consommation de matière organique (prédénitrification) :**

**Équation 10.63 :** 
$$r_{\text{S,AX}} = r_{\text{NO}} \text{RC}'_{\text{O}}$$

**Équation 10.64 :** 
$$R_{\text{S,AX}} = \text{RC}'_{\text{O}} R_{\text{NO}_3\text{-N}}$$

où :

$r_{\text{S,AX}}$  : taux de consommation de la matière organique ( $\text{DBO}_5$  ou  $\text{DCO}_b$ ) (g substrat carboné. $\text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ );

$r_{\text{NO}}$  : taux de dénitrification (g  $\text{NO}_3\text{-N} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ );

$\text{RC}'_{\text{O}}$  : ratio de consommation nette d'équivalent oxygène (g substrat carboné/g accepteur d'électron);

$R_{\text{S,AX}}$  : taux d'enlèvement de la matière organique ( $\text{DBO}_5$  ou  $\text{DCO}_b$ ) (kg substrat carboné/d);

$R_{\text{NO}_3\text{-N}}$  : taux d'enlèvement journalier des nitrates dans la zone anoxique (kg  $\text{NO}_3\text{-N}/\text{d}$ );

$V_{\text{AX}}$  : volume de la zone anoxique ( $\text{m}^3$ );

$\text{TSD}$  : taux spécifique de dénitrification (g  $\text{NO}_3\text{-N} \cdot \text{g}^{-1} \text{MVES} \cdot \text{d}^{-1}$ );

$X_{\text{MVES}}$  : concentration de MVES dans la liqueur mixte (mg MVES/l).

Des exemples d'utilisation de ces formules sont disponibles dans les ouvrages de référence, dont Qasim et Zhu (2018a) ou Metcalf & Eddy-AECOM (2014).

**10.3.1.4.2 Coefficients cinétiques**

Le Tableau 10.3.1-9 présente des valeurs typiques de paramètres cinétiques relatifs aux bactéries hétérotrophes en condition anoxique dans le cadre du traitement d'eaux usées domestiques.

**Tableau 10.3.1-9 – Paramètres cinétiques des bactéries hétérotrophes en condition anoxique**

(Adapté de Qasim et Zhu, 2018a)

Paramètre	Symbole	Unité	Prédénitrification		Postdénitrification	
			Gamme	Valeur typique	Gamme	Valeur typique
Coefficient de synthèse de la biomasse hétérotrophe en condition anoxique	$Y_{H,AX}$	g MVES/g DBO <sub>5</sub>	-	0,67	0,25 – 0,5	0,48
		g MVES/g DCO <sub>b</sub>	0,42 – 0,47	0,45	0,16 – 0,33	0,30
Coefficient de respiration endogène en condition anoxique à 20 °C	$k_{d,H,AX,20}$	d <sup>-1</sup>	0,09 – 0,17	0,12	0,04 – 0,25	0,05
Taux de croissance maximal de la biomasse hétérotrophe en condition anoxique à 20 °C	$\mu_{H,AX,max,20}$	d <sup>-1</sup>	1,1 – 4,5	3,2	0,94 – 1,86	1,2
Constante de demi-saturation	$K_{s,D}$	mg DCO <sub>b</sub> /l	-	5	1,5 - 32	1,5
	$K_{NO,D}$	mg NO <sub>3</sub> -N/l	-	0,1	-	0,1
	$K_{OD,D}$	mg O <sub>2</sub> /l	0,1 – 0,2	0,2	0,02 – 0,2	0,2

Sources complémentaires : M&EA (2014), US EPA (2010)

Le taux de croissance spécifique maximal de la biomasse dénitrifiante ( $\mu_{H,AX,max}$ ) dépend :

- de la température ;
- de la concentration d'oxygène dissous dans le bioréacteur ;
- de la concentration de nitrates lorsque celle-ci est inférieure à 0,20 mg/l (M&EA, 2014).

Des facteurs d'ajustement devraient donc être appliqués à  $\mu_{H,AX,max}$  pour tenir compte des conditions d'exploitation réelles, tels qu'ils sont présentés dans les équations suivantes (Qasim et Zhu, 2018a) :

**Équation 10.65 :** 
$$\mu_{H,AX,max,réel} = \mu_{H,AX,max,20} FC_T FC_{OD} FC_{NO}$$

**Équation 10.66 :** 
$$FC_T = \theta_{\mu_{H,AX}}^{(T-20)}$$

**Équation 10.67 :** 
$$FC_{OD} = \frac{K_{OD,D}}{OD + K_{OD,D}}$$

**Équation 10.68 :** 
$$FC_{NO} = \frac{N_{NO_3-N,AX}}{N_{NO_3-N,AX} + K_{NO,D}}$$

où :

$\mu_{H,AX,max,réel}$  : taux de croissance spécifique maximal de la biomasse dénitrifiante ajusté aux conditions d'exploitation (d<sup>-1</sup>);

$\mu_{D,max,20}$  : taux de croissance spécifique maximal de la biomasse dénitrifiante à 20 °C (d<sup>-1</sup>);

$FC_T$  : facteur de correction selon la température T (adimensionnel);

$FC_{OD}$  : facteur de correction selon la concentration d'oxygène dissous (adimensionnel);

$FC_{NO}$  : facteur de correction selon la concentration de nitrates (adimensionnel);  
 $\theta_{\mu,H,AX}$  : coefficient de température du taux de croissance (voir Tableau 10.3.1-10) (adimensionnel);  
 $K_{OD,D}$  : constante de demi-saturation pour l'oxygène des bactéries hétérotrophes en condition anoxique (voir Tableau 10.3.1-9) (mg O<sub>2</sub>/l);  
 $OD$  : concentration d'oxygène dissous dans la zone anoxique (mg O<sub>2</sub>/l);  
 $N_{NO_3-N,AX}$  : concentration de nitrates dans la zone anoxique (mg N/l);  
 $K_{NO,D}$  : constante de demi-saturation pour les nitrates des bactéries hétérotrophes en condition anoxique (voir Tableau 10.3.1-9) (mg N/l).

Plusieurs paramètres dépendent de la température selon la loi d'Arrhenius (voir équation 10.13). Le Tableau 10.3.1-10 présente des valeurs typiques de coefficients de température relatifs aux bactéries hétérotrophes en condition anoxique dans le cadre du traitement d'eaux usées domestiques.

**Tableau 10.3.1-10 – Coefficients de température relatifs aux bactéries hétérotrophes pour la dénitrification**

Nom	Symbole	Unité	Prédénitrification		Postdénitrification	
			Gamme	Valeur typique	Gamme	Valeur typique
Coefficient de température du taux de croissance en condition anoxique	$\theta_{\mu,H,AX}$	-	-	1,063	1,09 – 1,12	1,1
Coefficient de température du taux de dépérissement en condition anoxique	$\theta_{kdH,AX}$	-	-	1,029	-	1,04
Coefficient de température pour le TSDa	$\theta_{TSDa}$	-	-	1,026	-	-

Source : Qasim et Zhu (2018a); M&EA (2014).

### 10.3.2 Besoins en oxygène

Dans un procédé de nitrification, le système d'aération devrait maintenir la concentration d'oxygène dissous dans le bioréacteur à un minimum de 2 mg O<sub>2</sub>/l en tout temps (incluant les pointes) (WEF et ASCE/EWRI, 2018). Dans un procédé conçu uniquement pour l'enlèvement de la matière organique, la concentration minimale d'oxygène dissous devrait être de 2 mg O<sub>2</sub>/l dans des conditions moyennes. Elle peut toutefois descendre jusqu'à 0,5 mg O<sub>2</sub>/l en période de pointe de charge (WEF et ASCE/EWRI, 2018).

La demande totale en oxygène devrait être calculée pour la pointe de charge prévue (WEF et ASCE/EWRI, 2018). Un facteur de pointe d'au moins 2 est généralement appliqué à la charge moyenne de DBO<sub>5</sub>C pour calculer la capacité maximale du système d'aération. Un facteur plus élevé peut être requis en présence de conditions d'alimentation particulières. Les retours en tête de traitement (surnageants, filtrats, concentrats issus de la filière solide) apportent des charges supplémentaires de DBO<sub>5</sub>C et de NTK qui devraient être prises en compte dans le calcul des besoins en oxygène (MOE, 2008).

Les demandes en oxygène (AOR) sont déterminées à l'aide d'un bilan de masse en fonction de la concentration de substrat enlevée (matière organique ou azote) et de la quantité de biomasse extraite du système par jour (incluant les débris cellulaires) (M&EA, 2014). Dans le cas de l'enlèvement de l'azote, la dénitrification permet de consommer de la matière organique sans oxygène, ce qui se traduit par une réduction de la demande en oxygène. La demande carbonée aux fins d'enlèvement de la matière organique par les bactéries hétérotrophes et la demande azotée aux fins de nitrification par les bactéries autotrophes sont calculées à l'aide des équations suivantes :

**Équation 10.69 :** 
$$AOR_C = Q (S_0 - S_e) - B (P_{X_H} + P_d)$$



**Équation 10.70 :** 
$$AOR_N = 4,57 Q (N_{NTK,0} - N_{AAT,e}) - B f_v P_{X_{AOB}} - 2,86 (N_{NTK,0} - N_{AAT,e} - N_{NO3-N,e})$$

où :

$AOR_C$  et  $AOR_N$  : demandes carbonée et azotée en oxygène (mg  $O_2/l$ );

$Q$  : débit d'affluent ( $m^3/d$ );

$S_0$  : concentration de substrat carboné dans l'affluent (mg/l);

$S_e$  : concentration de substrat carboné dans l'effluent (mg/l);

$B$  : équivalent oxygène présent dans la masse cellulaire (1,42 g  $O_2/g$  MVES);

$P_{XH}$  : production de biomasse hétérotrophe (kg MVES/d);

$P_d$  : production de débris cellulaires non biodégradables (kg MVES/d);

$N_{NTK,0}$  : concentration de NTK dans l'affluent (mg N/l);

$N_{AAT,e}$  : concentration d'azote ammoniacal dans l'effluent (mg N/l);

$f_v$  : fraction volatile des matières en suspension dans des boues biologiques (typiquement 0,85);

$P_{X_{AOB}}$  : production de biomasse nitrifiante (kg MVES/d);

$N_{NO3-N,e}$  : concentration de nitrates dans l'effluent (mg N/l).

De façon simplifiée, pour tous les procédés de boues activées sauf ceux à aération prolongée, le concepteur peut retenir une  $AOR_C$  de 1,0 g  $O_2/g$  DBO<sub>5</sub>C en utilisant la charge moyenne journalière de DBO<sub>5</sub>C (MOE, 2008). Pour les boues activées à aération prolongée, la demande à retenir est plutôt de 1,5 g  $O_2/g$  DBO<sub>5</sub>C, ce qui inclut les besoins liés à la respiration endogène qui se produit dans ces procédés (MOE, 2008). L' $AOR_N$  est d'environ 4,6 g  $O_2/g$  NTK (MOE, 2008).

Il est recommandé d'installer plusieurs surpresseurs/soufflantes pour réduire au besoin le débit d'air en période de faible charge. Le concepteur devrait prévoir les équipements d'aération (soufflantes ou surpresseurs) de façon à pouvoir répondre à la demande maximale en oxygène même si la plus grosse unité est à l'arrêt (MOE, 2008).

### 10.3.3 Mélange

Le système d'aération devrait apporter l'oxygène requis pour l'enlèvement de la matière organique et de l'azote ammoniacal, mais devrait également assurer le mélange et le maintien en suspension de la liqueur mixte (MOE, 2008). Il est important d'éviter aussi bien un mélange insuffisant qu'un mélange excessif qui risque de briser les floccs et nuire à la décantation (MOE, 2008).

Le Tableau 10.3.3-1 présente la puissance ou le volume d'air à fournir dans la liqueur mixte pour uniformiser les concentrations d'oxygène dissous et de MSLM dans le bioréacteur aérobic. La puissance de mélange requise dans une zone anoxique pour la dénitrification varie typiquement entre 3 W/m<sup>3</sup> pour les mélangeurs à faible vitesse et 8 W/m<sup>3</sup> pour ceux à haute vitesse (M&EA, 2014). Les besoins de mélange dépendent de la géométrie du bassin, de la concentration de MSLM, du positionnement des appareils d'aération et de l'efficacité des aérateurs. Si possible, le concepteur devrait se référer aux résultats d'essais réalisés à échelle réelle sur les systèmes d'aération envisagés.

**Tableau 10.3.3-1 – Besoins de mélange du procédé de boues activées (Adapté de MOE, 2008)**

Système d'aération	Concentration uniforme d'oxygène dissous	Concentration uniforme de MSLM (< 6 000 mg/l)
Aération mécanique	1,6 à 2,5 W/m <sup>3</sup>	16 à 25 W/m <sup>3</sup>
Diffuseurs à grosses bulles [A]	-	0,33 L.m <sup>-3</sup> .s <sup>-1</sup>
Diffuseurs à fines bulles [B]	-	0,61 L.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup>

Notes :

[A] L.m<sup>-3</sup>.s<sup>-1</sup> réfère au débit d'air insufflé par rapport au volume du réacteur.

[B] L.m<sup>-2</sup>.s<sup>-1</sup> réfère au débit d'air insufflé par rapport à la section transversale horizontale du réacteur.

### 10.3.4 Recirculation et extraction des boues

Pour maintenir la concentration de MVSLM visée dans le procédé, la biomasse est concentrée par le processus de séparation solide-liquide, puis recyclée dans le bioréacteur. Les équipements de recirculation des boues devraient être conçus de façon à permettre la modification du débit en fonction des conditions d'exploitation. Le ratio de recirculation des boues (RRB) influe sur la taille du décanteur secondaire, mais pas sur celle du bassin d'aération (WEF et ASCE/EWRI, 2018). La gamme recommandée pour le pourcentage de recirculation est indiquée au Tableau 10.3.5-1.

Il existe deux principaux modes d'extraction des boues, soit sur la ligne de recirculation des boues décantées, soit à l'extrémité aval du bioréacteur (ou sur la conduite menant au décanteur secondaire). Cette seconde option facilite le contrôle du TRB, mais diminue la concentration de MES dans les boues. Le concepteur devrait tenir compte de cette plus faible siccité lors du dimensionnement de la filière solide.

Dans le cas d'un RBS ou d'un RBM avec immersion des modules membranaires dans le bioréacteur, les boues sont maintenues dans le bioréacteur, il n'est donc pas nécessaire de faire une recirculation. L'extraction des boues se fait alors directement dans le bioréacteur.

### 10.3.5 Sélection des critères de conception selon le type de procédé

Le dimensionnement des procédés de boues activées repose sur la sélection de certains critères de conception qui doivent ensuite être appliqués aux équations présentées à la section 10.3.1.

De manière conservatrice, il est recommandé de retenir une concentration de substrat à l'effluent ( $S_e$  ou  $N_e$ ) de 0 mg/l (WEF et ASCE/EWRI, 2018).

Le TRB est sélectionné en s'appuyant sur les connaissances acquises sur les procédés en usage. En pratique, le TRB visé pour les boues activées classiques est typiquement de 15 jours en saison hivernale (WEF et ASCE/EWRI, 2018) et peut descendre à 6 ou 7 jours en saison estivale. La nitrification peut survenir à de tels TRB; elle devrait donc être considérée dans les calculs (WEF et ASCE/EWRI, 2018). De plus longs TRB sont généralement visés dans les procédés à aération prolongée dans lesquels on recherche une réduction de la quantité de boues en excès ainsi que la stabilisation de ces dernières (WEF et ASCE/EWRI, 2018).

Une fois le TRB sélectionné, le volume du bioréacteur peut être calculé en réagissant l'équation 10.01. La concentration de MSLM devrait être fixée par rapport à la capacité du décanteur secondaire, le cas échéant.

Le Tableau 10.3.5-1 résume les gammes de valeurs des paramètres de conception couramment utilisés pour un procédé de boues activées traitant des eaux usées d'origine domestique. D'autres paramètres de conception propres à chaque procédé à cultures en suspension sont détaillés aux sections du présent chapitre portant sur ladite variante.

**Tableau 10.3.5-1 – Résumé des critères de conception usuels pour différentes configurations du procédé de boues activées**

Procédé	TRB d	S/M kg DBO <sub>5</sub> .kg <sup>-1</sup> MVES.d <sup>-1</sup>	Charge volumétrique kg DBO <sub>5</sub> .m <sup>-3</sup> . d <sup>-1</sup>	MSLM mg MES/l	TRH à Qmoy h	RRB % Q
Boues activées classiques						
Réacteur complètement mélangé	3 - 15	0,2 - 0,6	0,3 - 1,6	1 500 - 4 000	3 - 6	25 - 100
Réacteur à écoulement en piston	3 - 15	0,2 - 0,4	0,3 - 0,7	1 000 - 3 000	4 - 8	25 - 50
si nitrification recherchée dans le même réacteur que l'enlèvement de la matière organique	10 - 20	0,05 - 0,02	0,08 - 0,3	2 500 - 4 500	6 - 15	50 - 150
Réacteur à stabilisation et contact	5 - 10	0,2 - 0,6	1,0 - 1,3	1 000 - 3 000 <sup>a</sup> 6 000-10 000 <sup>b</sup>	0,5 - 1 <sup>a</sup> 2 - 4 <sup>b</sup>	50 - 150
Réacteur à alimentation étagée	3 - 15	0,2 - 0,4	0,7 - 1,0	1 500 - 4 000	3 - 5	25 - 75
Ludzack-Ettinger modifié (LEM)	7 - 20			BA : 3 000 - 4 000 RBM : 7 500 - 10 000	1 - 4 <sup>c</sup> 4 - 12 <sup>d</sup> 5 - 16 <sup>e</sup>	BA : 50 - 100 RBM : jusqu'à 600
Bardenpho à quatre étapes	10 - 20			BA : 3 000 - 4 000 RBM : 7 500 - 10 000	1 - 3 <sup>f</sup> 4 - 12 <sup>g</sup> 2 - 4 <sup>h</sup> 0,5 - 1 <sup>i</sup> 8 - 20 <sup>e</sup>	50 - 100
Réacteur à aération prolongée	20 - 40	0,04 - 0,10	0,1 - 0,3	2 000 - 4 000	20 - 30	50 - 150
Fossé d'oxydation	15 - 30	0,04 - 0,10	0,1 - 0,3	3 000 - 5 000	15 - 30	50 - 200
Étangs de boues activées	40 - 70	0,04 - 0,10	0,1 - 0,3	1 500 - 5 000	20 - 50	50 - 150
Procédé AB						
1 <sup>re</sup> étape (forte charge)	0,5 - 2	1,5 - 2	1,2 - 2,4	500 - 1 500	1-2	0,2 - 0,5
2 <sup>e</sup> étape (nitrification) <sup>j</sup>	8 - 15	0,05 - 0,15	0,3 - 0,8	2 000 - 4 000	3 - 6	0,2 - 0,5
Réacteur biologique séquentiel	15 - 30	0,04 - 0,10	0,1 - 0,3	2 000 - 5 000	15 - 40	s. o.
Réacteur biologique séquentiel à alimentation continue	12 - 30	0,04 - 0,1	0,1 - 0,3	2 000 - 5 000	20 - 40	s. o.
Réacteur biologique membranaire	20 - 50	s. o.		8 000 - 10 000	4 - 6	200 - 400

<sup>a</sup> Dans le bassin de contact

<sup>b</sup> Dans le bassin de stabilisation

<sup>c</sup> Dans la zone anoxique

<sup>d</sup> Dans la zone aérobie

<sup>e</sup> Au total

<sup>f</sup> Dans la première zone anoxique (1<sup>re</sup> étape)

<sup>g</sup> Dans la première zone aérobie (2<sup>e</sup> étape)

<sup>h</sup> Dans la seconde zone anoxique (3<sup>e</sup> étape)

<sup>i</sup> Dans la seconde zone aérobie (4<sup>e</sup> étape)

<sup>j</sup> Basée sur un affluent présentant une concentration de DBO<sub>5</sub> de 50 mg/l

Sources : WEF et ASCE (2018); M&EA (2014); Qasim et Zhu (2018a); Davis (2010).

## 10.4 Variantes du procédé de boues activées

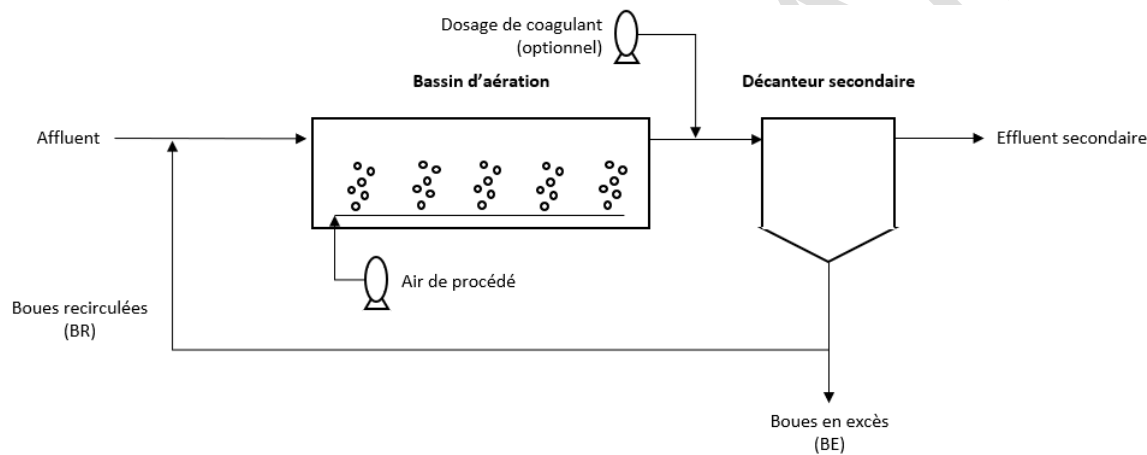
### 10.4.1 Boues activées classiques

Les systèmes de boues activées classiques sont conçus pour être exploités en mode continu avec des réacteurs biologiques, des décanteurs secondaires ainsi que des équipements d'extraction et de recirculation des boues des décanteurs vers les bassins d'aération. Les bioréacteurs peuvent être de type complètement mélangé ou piston (*plug flow*).

Un schéma de procédé typique est montré à la **Figure 10.4.1-1**.

Les boues activées classiques sont utilisées pour traiter des taux de charge organique associés à un ratio S/M d'environ 0,2 à 0,5 g DBO<sub>5</sub>.g<sup>-1</sup> MVES.d<sup>-1</sup> (WEF et ASCE/EWRI, 2018; M&EA, 2014).

Le niveau d'eau dans les réacteurs devrait être au-dessus de 3 m, mais inférieur à 9 m. Celui recommandé varie typiquement entre 3,5 et 5 m. Les bassins d'aération devraient avoir une revanche d'au moins 0,5 m et d'au moins 0,9 m si l'on utilise des aérateurs de surface formant des aérosols (MOE, 2008).



**Figure 10.4.1-1 – Schéma de procédé de boues activées classique**

#### 10.4.1.1 Réacteur biologique complètement mélangé

Dans un réacteur complètement mélangé, les caractéristiques du liquide (concentration de MSLM, concentration de DBO<sub>5</sub>, besoin en oxygène dissous, etc.) sont prétendument les mêmes dans tout le volume du réacteur (WEF et ASCE/EWRI, 2018) ainsi qu'à son effluent. Le mélange adéquat dans le bassin dépend de plusieurs facteurs, dont le ratio longueur-largeur, la puissance de mélange ainsi que la localisation des structures d'alimentation en affluent et d'évacuation de l'effluent (WEF et ASCE/EWRI, 2018). Dans la pratique, pour être considéré comme complètement mélangé, le réacteur devrait présenter un ratio longueur-largeur inférieur ou égal à 3 : 1 (WEF et ASCE/EWRI, 2018). Les dimensions du bassin devraient également être ajustées en fonction des équipements de mélange (généralement des diffuseurs d'air) (WEF et ASCE/EWRI, 2018). L'alimentation en affluent devrait se faire en plusieurs points, et l'on devrait installer des déversoirs d'entrée et de sortie (WEF et ASCE/EWRI, 2018).

Ce type de réacteur offre les avantages suivants :

- Bonne résistance aux pointes de charge et aux chocs toxiques sans répercussions notables sur la qualité de l'effluent (WEF et ASCE/EWRI, 2018).
- Conception de l'aération simplifiée par rapport à un réacteur de type piston puisque la demande en oxygène est théoriquement la même partout (WEF et ASCE/EWRI, 2018).

Les réacteurs complètement mélangés présentent un rapport S/M uniforme dans tout le bassin, ce qui les rend plus susceptibles aux problématiques de filamenteuses que les réacteurs pistons où une diminution du rapport S/M est observée le long du réacteur. Un sélecteur (voir section 10.4.1.3) peut être installé en amont du réacteur complètement mélangé pour mieux contrôler leur développement (WEF et ASCE/EWRI, 2018).

#### **10.4.1.2 Réacteur piston**

Un réacteur piston est un long bassin étroit qui peut être assimilé à de multiples réacteurs complètement mélangés en série. Pour obtenir un réacteur piston idéal, le ratio longueur-largeur devrait être de 10 : 1 (M&EA, 2014, WEF et ASCE/EWRI, 2018). Toutefois, pour éviter des coûts d'immobilisation très élevés, un ratio longueur-largeur de 4 : 1 (MOE, 2008) ou 5 : 1 est acceptable. La largeur du réacteur est généralement de 5 à 9 m (WEF et ASCE/EWRI, 2018). Dans le cas de la mise à niveau d'une station d'épuration utilisant un procédé de fossé d'oxydation, il est possible d'installer d'un mur transversal dans le fossé pour le convertir en réacteur piston.

Dans un réacteur de type piston, l'alimentation est effectuée dans la zone d'entrée avec des eaux hautement chargées en matières organiques. Le ratio S/M diminue à mesure que l'eau progresse dans le réacteur et que la matière organique est consommée. Cet aspect défavorise la croissance de la plupart des types de bactéries filamenteuses, ce qui assure une meilleure décantabilité des boues produites.

Ce type de réacteur offre les avantages suivants :

- bonne résistance aux pointes de débits sans répercussions notables sur la qualité de l'effluent (WEF et ASCE/EWRI, 2018) ;
- meilleure décantabilité des boues et nitrification plus efficace qu'un réacteur complètement mélangé ;
- plus de flexibilité en vue d'une conversion future pour assurer un enlèvement biologique des nutriments ; une compartimentation du réacteur peut être réalisée à faible coût pour créer des zones anaérobies ou anoxiques (WEF et ASCE/EWRI, 2018).

#### **10.4.1.3 Alimentation en affluent et boues recirculées**

##### **10.4.1.3.1 Alimentation classique**

Généralement, l'affluent du procédé de boues activées est introduit à l'une des extrémités du réacteur, l'effluent étant évacué à l'autre extrémité (voir Figure 10.4.1-1). Les boues recirculées peuvent être mélangées avec l'affluent en amont du réacteur ou bien être envoyées au réacteur séparément. Si les lignes d'affluent et de boues recirculées sont séparées, il sera plus facile de convertir l'alimentation classique du bioréacteur en un autre type d'alimentation dans le cadre d'une mise à niveau de la station d'épuration. Lorsque l'affluent et les boues recirculées sont combinés en amont, il est important d'assurer un bon mélange, surtout si le débit est réparti vers plusieurs bioréacteurs en parallèle, car leur viscosité respective est légèrement différente (WEF et ASCE/EWRI, 2018).

##### **10.4.1.3.2 Réacteur à stabilisation et contact**

Dans le cas d'un réacteur à stabilisation et contact, le point d'alimentation de l'affluent est décalé vers l'aval comme montré à la Figure 10.4.1-2. Le temps de contact entre l'affluent et la biomasse avant l'évacuation vers le décanteur secondaire est donc raccourci. Un enlèvement rapide de la DBO<sub>5</sub> se réalise et les matières organiques particulières et colloïdales de l'affluent sont capturées dans les floccs de boues activées (M&EA, 2014). Le bassin de contact offre l'avantage de créer un effet sélecteur qui favorise la présence de bactéries agglutinantes.

Les boues recirculées sont quant à elles introduites dans la partie amont du bioréacteur. Dans le bassin de stabilisation, le liquide présente donc une concentration de MES égale à celle des boues recirculées (BR)

et non à celle de la liqueur mixte. Le TRB est allongé, ce qui favorise l'enlèvement de substrats moins rapidement biodégradables.

En revanche, la diminution du TRH par rapport aux BA classiques réduit la possibilité de nitrifier, à moins d'allouer un volume suffisant au bassin de stabilisation pour atteindre un TRB favorable à la nitrification (M&EA, 2014). Les concentrations résiduelles de substrat carboné et de nitrates à la sortie du bioréacteur sont à surveiller, car de telles conditions peuvent entraîner une dénitrification dans le décanteur secondaire. Le dégazage de  $N_2$  risque de soulever les boues dans le décanteur et causer des épisodes de concentration élevée en MES à l'effluent. Pour cette raison, ce type de procédé n'est plus recommandé étant donné que des réacteurs complètement mélangés précédés d'un sélecteur présentent les avantages des réacteurs à stabilisation et contact sans leurs inconvénients.

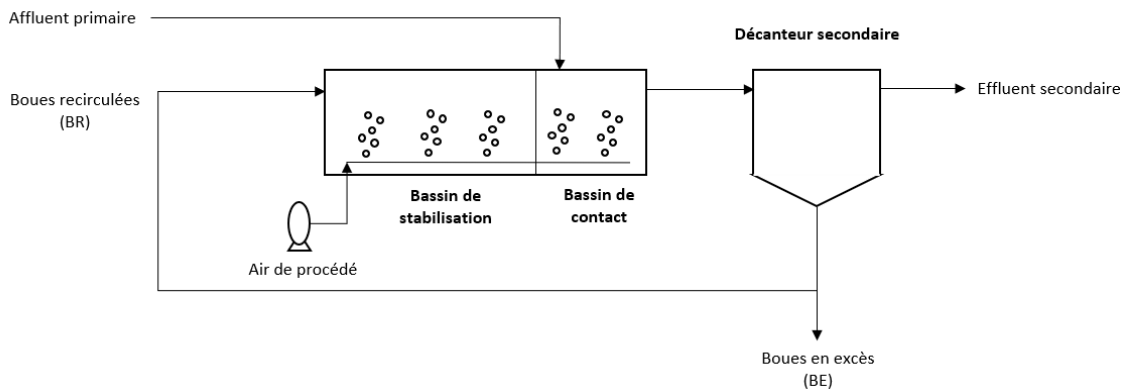


Figure 10.4.1-2 – Réacteur à stabilisation et contact

#### 10.4.1.3.3 Alimentation étagée (*Step-feed*)

Un réacteur à alimentation étagée répartit l'affluent en plusieurs points sur sa longueur, comme il est montré à la Figure 10.4.1-3. Cette configuration tend à uniformiser la demande en oxygène dans le réacteur piston (WEF et ASCE/EWRI, 2018). Les boues recirculées sont toujours introduites en tête de réacteur. Les différents points d'alimentation en affluent diluent la liqueur mixte, ce qui diminue le taux de charge en solides à l'entrée du décanteur secondaire. Un taux de charge hydraulique plus élevé peut donc être appliqué au décanteur secondaire avec moins de risque de surcharge organique et moins de mauvaises performances (WEF et ASCE/EWRI, 2018). Cette configuration permet d'ajuster le rapport S/M appliqué en déplaçant l'alimentation vers l'amont ou l'aval.

Ce type d'alimentation peut être envisagé dans le cadre d'une augmentation de capacité de la station d'épuration. Toutefois, en présence de bactéries filamenteuses, on devrait prendre des mesures correctives rapidement.

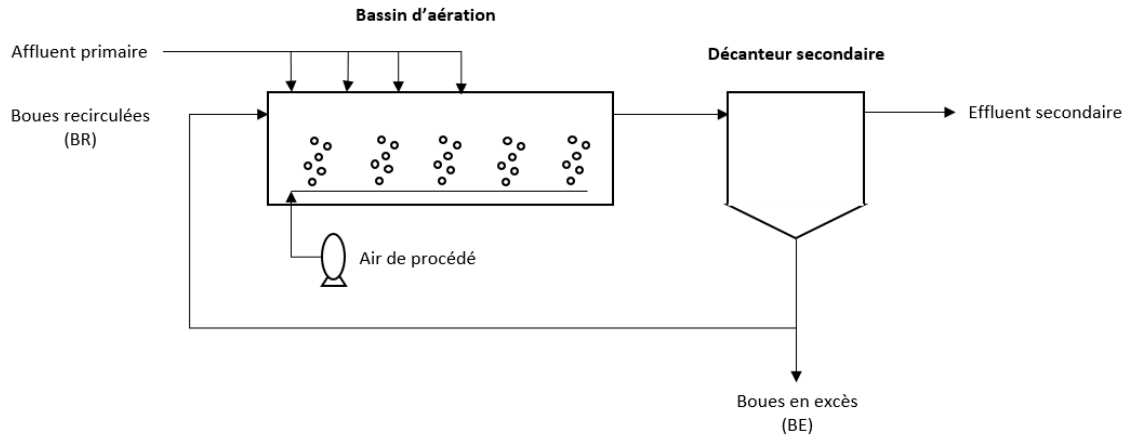


Figure 10.4.1-3 – Réacteur à alimentation étagée

#### 10.4.1.3.4 Sélecteurs

Plusieurs facteurs peuvent favoriser ou non la croissance des microorganismes qui composent la liqueur mixte et qui influent sur la décantabilité des boues (Jenkins et collab., 2003). En effet, il est possible d'orienter sélectivement la présence de bactéries floculantes plutôt que de bactéries filamenteuses en créant des conditions propices à leur développement. Pour se faire, les boues recirculées sont mises en contact avec le substrat de l'affluent dans un espace restreint appelé sélecteur. Le sélecteur peut être aérobic, anoxique ou anaérobic. Outre l'amélioration de la décantabilité des boues, les sélecteurs peuvent aussi permettre l'enlèvement de l'azote total (par dénitrification) et du phosphore (BNR) selon qu'il est anoxique ou anaérobic.

Pour des eaux usées domestiques, le volume total d'un sélecteur assure généralement un TRH de l'ordre de 20 à 60 minutes sur la base du débit moyen d'affluent (M&EA, 2014). Le sélecteur est souvent subdivisé en trois compartiments. Les deux premiers ont généralement la même taille et correspondent chacun au quart du volume total du sélecteur (M&EA, 2014; WEF et ASCE/EWRI, 2018). Le retour des boues recirculées se fait en tête du premier compartiment. La Figure 10.4.1-4 schématise un procédé de boues activées comptant un sélecteur à trois compartiments.

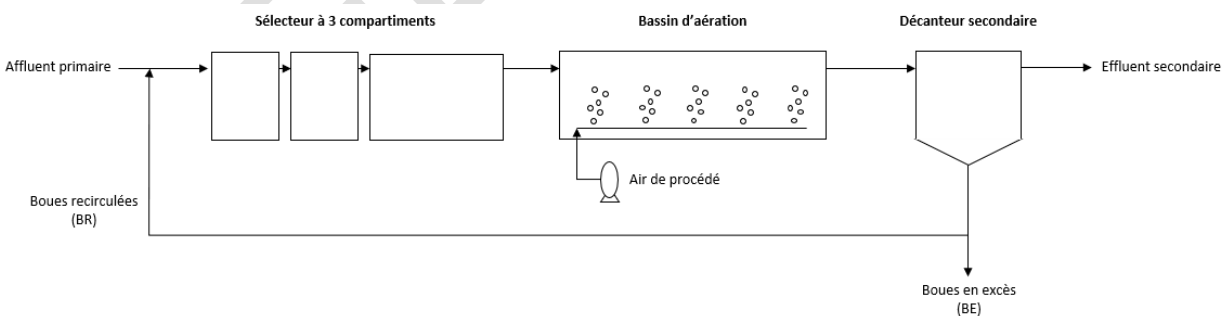


Figure 10.4.1-4 – Sélecteur à trois compartiments

Le Tableau 10.4.1-1 présente les ratios S/M recommandés pour la conception des différents types de sélecteurs.

**Tableau 10.4.1-1 – Ratio S/M recommandé pour les différents types de sélecteurs**

Compartiment	Sélecteur aérobie (g DCO.g <sup>-1</sup> MSLM.d <sup>-1</sup> )	Sélecteur anoxique (g DCO.g <sup>-1</sup> MSLM.d <sup>-1</sup> )	Sélecteur anaérobie (g DBO <sub>5</sub> .g <sup>-1</sup> MVSLM.d <sup>-1</sup> )
1	10 à 12	6	12
2*	6	3	6
Total	3 à 6	1,5	3

\* Inclut le volume du premier compartiment.

Sources : MOE (2008); WEF et ASCE/EWRI (2018); M&EA (2014).

### Sélecteur aérobie

Lorsque le sélecteur est aérobie, la concentration d'oxygène dissous devrait être maintenue à 1 ou 2 mg/l (WEF et ASCE/EWRI, 2018). La quantité d'oxygène requise correspond typiquement à 15-20 % de la quantité de DCO soluble enlevée (Jenkins et collab., 2004). L'aération devrait être prévue de façon à satisfaire un taux spécifique d'utilisation d'oxygène d'au moins 65-80 mg O<sub>2</sub>. g<sup>-1</sup> MVSLM.h<sup>-1</sup> (MOE, 2008). Les besoins en oxygène du procédé de boues activées ne sont pas réduits par la présence de ce type de sélecteur.

### Sélecteur anoxique

Le sélecteur anoxique est utilisé en amont d'un procédé de boues activées qui nitrifie pour que la recirculation de la liqueur mixte y permette la dénitrification. Ce type de sélecteur offre les avantages suivants :

- Enlèvement de l'azote total (prédénitrification).
- Réduction de la demande en oxygène (crédit d'environ 2,86 g O<sub>2</sub>/g NO<sub>3</sub><sup>-</sup> nitrifié) (WEF et ASCE/EWRI, 2018), ce qui diminue la demande énergétique.
- Augmentation de l'alcalinité nécessaire à la nitrification dans les boues activées (crédit d'environ 3,5 g CaCO<sub>3</sub>/g N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> dénitrifié) (WEF et ASCE/EWRI, 2018).

Les nitrates doivent être maintenus à une concentration suffisante dans le sélecteur pour assurer des conditions anoxiques et une dénitrification. Pour des eaux usées d'origine domestique, le taux spécifique d'utilisation des nitrates est typiquement de 5 à 10 mg NO<sub>3</sub>-N.g<sup>-1</sup> MSLM.h<sup>-1</sup> à 20 °C (Jenkins et collab., 2004). On devrait effectuer mécaniquement le mélange dans le sélecteur. S'il est effectué par aération, il faut s'assurer que la concentration d'oxygène dissous demeure inférieure à 0,5 mg O<sub>2</sub>/l (MOE, 2008). Il est tout de même préférable que cette concentration soit la plus faible possible.

Lorsque le sélecteur anoxique ne comporte qu'un seul compartiment, le ratio S/M recommandé pour la conception devrait être (Marten et Daigger, 1997, cités par Jenkins et collab., 2004) :

- ≤ 1,0 g DBO<sub>5</sub>.g<sup>-1</sup> MSLM.d<sup>-1</sup> si T ≤ 18°C;
- ≤ 1,5 g DBO<sub>5</sub>.g<sup>-1</sup> MSLM.d<sup>-1</sup> si T > 18°C.

Une autre option pour le dimensionnement d'un sélecteur anoxique à un seul compartiment consiste à calculer le temps de résidence anoxique moyen des cellules (*anoxic mean cell residence time*) avec l'équation 10.71. Ce temps de résidence devrait être compris entre 1 et 2 jours (Marten et Daigger, 1997 cités par Jenkins et collab., 2004).

**Équation 10.71 :** 
$$TRMC_{AX} = \frac{MSLM_{AX}}{MES_{ex}}$$

où :



TRMC<sub>AX</sub> : temps de résidence moyen des cellules dans le sélecteur anoxique (d);  
MSLM<sub>AX</sub> : quantité de MES présente dans la liqueur mixte du sélecteur anoxique (kg MES);  
MES<sub>ex</sub> : quantité journalière de MES extraites (BE) du procédé de boues activées (kg MES/d).

L'indice volumique des boues (IVB) rapporté est de l'ordre de 65 à 90 ml/g pour les sélecteurs anoxiques à trois compartiments et de 100 à 120 ml/g pour ceux qui n'en ont qu'un seul (M&EA, 2014).

### Sélecteur anaérobie

Le sélecteur anaérobie permet l'enlèvement biologique du phosphore. Le TRH devrait être de l'ordre de 0,75 à 2 heures sur la base du débit moyen d'affluent pour favoriser la formation d'acétate nécessaire à la déphosphatation (M&E, 2003 ; WEF et ASCE/EWRI, 2010; WEF et ASCE/EWRI, 2018).

Les compartiments sont munis d'un dispositif de brassage mécanique de façon à maintenir la liqueur mixte en suspension sans apport d'oxygène (MOE, 2008). Aucun nitrate ni oxygène dissous ne devrait être présent dans le sélecteur (MOE, 2008).

### Problèmes persistants de mauvaise qualité des boues

Malgré la présence d'un sélecteur en amont du bioréacteur, des problèmes de mauvaise qualité des boues peuvent encore survenir. Le fait d'exploiter un sélecteur avec un fort ratio S/M et une concentration d'oxygène dissous faible peut notamment mener à la formation de polysaccharides. Ceux-ci ne sont pas rapidement biodégradables et peuvent affecter la déshydratation des boues en réduisant la capacité massique des équipements et la siccité des gâteaux (WEF et ASCE/EWRI, 2018). Il est donc important de bien concevoir et exploiter un sélecteur anoxique ou anaérobie pour y limiter l'introduction d'oxygène dissous (WEF et ASCE/EWRI, 2018). Par ailleurs, il existe certaines bactéries filamenteuses dont le développement n'est pas défavorisé par les conditions d'exploitation des sélecteurs. En présence de tels organismes, Jenkins et collab. (2004) proposent plusieurs solutions comme :

- implanter une zone anaérobie, une zone anoxique et une zone aérobie en série;
- maintenir un TRB minimal pour les besoins du traitement;
- conserver une concentration de plus de 2 mg O<sub>2</sub>/l dans toutes les zones aérobies du procédé (et particulièrement à l'entrée du bioréacteur où arrive l'effluent du sélecteur anoxique ou anaérobie).

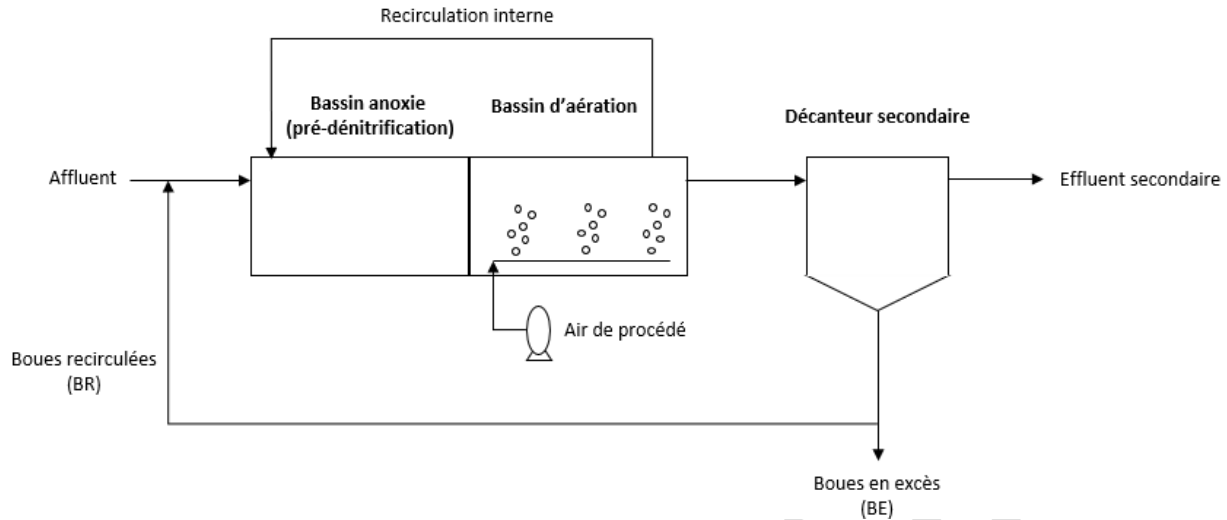
En outre, la mauvaise décantabilité des boues peut aussi être liée à des problèmes d'exploitation du bioréacteur comme une aération ou un TRB inadéquat (M&EA, 2014).

#### 10.4.1.4 Aménagements pour la dénitrification

Hormis dans les RBS où les étapes de traitement se succèdent dans le même bassin, la dénitrification dans un système de boues activées requiert typiquement une zone aérobie et une zone anoxique séparées l'une de l'autre. La configuration des bassins peut permettre une prédénitrification, une postdénitrification ou les deux combinés. Des décanteurs intermédiaires peuvent être installés entre chaque étape de traitement (WEF et ASCE/EWRI, 2005). Plusieurs aménagements combinant l'enlèvement de la DBO<sub>5</sub>C, la nitrification et la dénitrification sont détaillées dans la littérature. Les plus communs sont le procédé Ludzack-Ettinger modifié (abrégié en LEM ou en anglais MLE pour *Modified Ludzack-Ettinger*) et le procédé Bardenpho.

##### 10.4.1.4.1 Procédé Ludzack-Ettinger modifié (LEM)

La Figure 10.4.1-5 illustre le procédé LEM qui permet de réaliser une pré-dénitrification. Il consiste en un procédé de boues activées classiques où le bassin aéré est précédé d'un compartiment anoxique qui reçoit une recirculation interne de la liqueur mixte.



**Figure 10.4.1-5 – Schéma du procédé LEM**

La recirculation de la liqueur mixte permet d'acheminer les nitrates au bassin anoxique alors que la recirculation des boues permet de contrôler le TRB. Le ratio de recirculation interne<sup>4</sup> (RRI) est typiquement compris entre 200 et 400 %. Le taux de dénitrification augmente avec le RRI jusqu'à une certaine limite. Au-delà de 400%, la disponibilité en substrat carboné devient insuffisante et la concentration d'oxygène dissous apportée par l'effluent nitrifié recirculé est élevée (WEF et ASCE/EWRI, 2005). Un bon contrôle de l'oxygène dissous devrait être prévu dans le réacteur aérobique pour éviter de retourner trop d'oxygène dans le bassin anoxique (M&EA, 2014).

Le procédé LEM présente les avantages suivants (Grady et collab., 2011) :

- enlèvement efficace de l'azote (voir section 0) ;
- recouvrement d'alcalinité ;
- bonne décantabilité des boues car le bassin anoxique sert également de sélecteur. Il est donc possible d'exploiter le procédé avec des concentrations en MSLM plus élevées que des boues activées classiques (M&EA, 2014) ;
- réduction des besoins en oxygène (comparativement aux boues activées classiques) ; contrôle simple (par rapport aux autres procédés combinant nitrification et dénitrification).

#### 10.4.1.4.2 Procédé Bardenpho

Le procédé Bardenpho est composé de quatre étapes telles que présentées à la Figure 10.4.1-6. Les deux premières étapes sont similaires au procédé LEM et permettent une prédénitrification. La boucle de recirculation interne est aussi la même (ratio de recirculation de 200 % à 400 %). Le deuxième bassin anoxique assure la postdénitrification de l'effluent nitrifié non recirculé. Dans ce troisième bassin, les plus faibles concentrations en matières organiques solubles et rapidement biodégradables ainsi qu'en azote se traduisent par un faible taux de dénitrification. Ainsi, le TRH dans le bassin postanoxique est souvent le même, voire un peu plus élevé, que celui de préanoxique (M&EA, 2014). Toutefois, en ajoutant une source de carbone externe (p. ex. : méthanol), la dénitrification peut être stimulée et le volume du deuxième réacteur anoxique peut alors être réduit. La présence d'un dernier bassin aéré permet d'oxyder l'excès de méthanol et de dégazer le diazote contenu dans l'effluent dénitrifié (WEF et ASCE/EWRI, 2005).

<sup>4</sup> Ratio de recirculation = Débit de recirculation ÷ Débit d'affluent

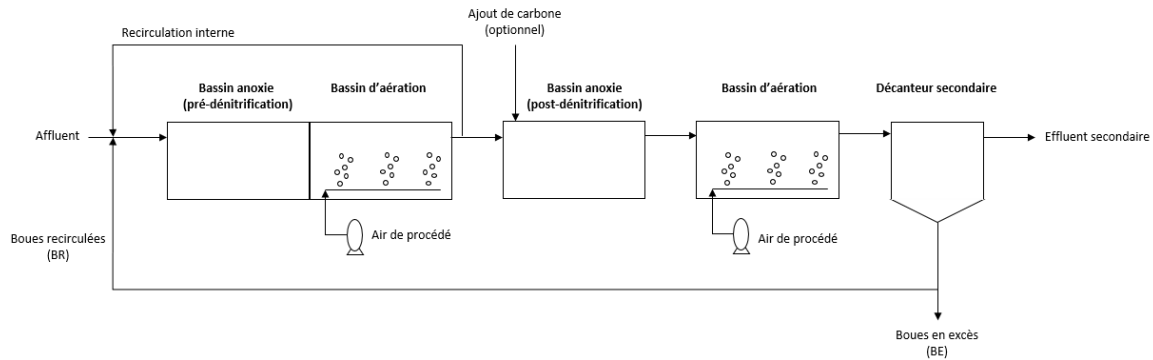


Figure 10.4.1-6 – Schéma du procédé Bardenpho à quatre (4) étapes

## 10.4.2 Boues activées à aération prolongée

Les procédés de boues activées à aération prolongée (AP) sont employés pour le traitement de faibles charges organiques. En général, il n'y a pas de décantation primaire en amont; les bioréacteurs reçoivent directement les eaux usées prétraitées. Ce type de boues activées présente un long temps de rétention hydraulique ( $\tau$ ), une concentration de liqueur mixte (MSLM) élevée, un haut taux de recirculation des boues et une faible quantité de boues en excès (WEF et ASCE/EWRI, 2018). Ces caractéristiques permettent des performances adéquates même en présence de variations importantes de débit ou de charge organique (WEF et ASCE/EWRI, 2018). C'est notamment pour cette raison que ce procédé est très répandu au Québec, car il a été privilégié à l'époque de la SQAÉ dans les villes qui avaient des charges industrielles significatives. L'augmentation des débits et des charges au-delà des valeurs de conception convertit progressivement le système à aération prolongée en une boue activée classique, ce qui permet d'accroître la capacité des ouvrages sans devoir modifier le génie civil.

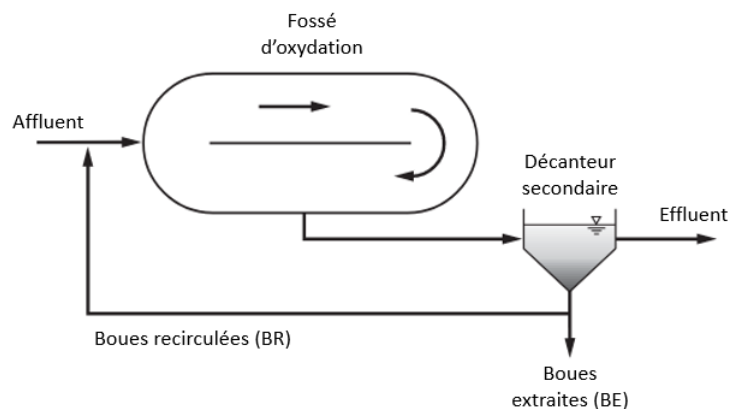
Compte tenu du faible rapport S/M inhérent aux systèmes de boues activées à aération prolongée, le réacteur biologique devrait présenter un écoulement en piston ou comporter un sélecteur (voir section 10.4.1.3) pour favoriser le développement des bactéries agglutinantes et éviter la prolifération de bactéries filamenteuses.

Pour éviter des problématiques de floccs en pointe d'épingle (« *pinpoint floc* ») ou de défloculation, il est important de maintenir une concentration suffisante de biomasse dans la liqueur mixte et de choisir un TRB qui favorise de bonnes caractéristiques de décantation. On recommande une concentration d'au moins 2 000 mg/l de MVSLM (Guo et collab., 1981, cités par WEF et ASCE/EWRI, 2018). Les taux de recirculation devraient pouvoir être ajustés de 25 % jusqu'à 150 %, voire 200 % par rapport au débit de l'affluent de la station. Selon des références citées par Béland (1984), la quantité optimale de biopolymères dans la liqueur mixte est obtenue à un TRB d'environ 20 jours. Il n'est généralement pas recommandé de dépasser 30 jours. Si le réacteur biologique présente un effet sélecteur avec un rapport S/M élevé, on peut utiliser des TRB plus élevés (40 à 70 jours selon M&E, 2003). En l'absence de biopolymère ou de structure filamenteuse en quantité suffisante pour aider à la formation de floccs décantables, on peut réaliser une floculation assistée chimiquement.

La déperdition de chaleur devrait idéalement être contrôlée pour éviter de réduire les performances du procédé à aération prolongée en période hivernale (WEF 2018).

### 10.4.2.1 Fossés d'oxydation

Les fossés d'oxydation sont une variante du procédé de boues activées à aération prolongée dans laquelle les bassins d'aération ont une forme d'anneau; voir la Figure 10.4.2-1. La liqueur mixte est maintenue en mouvement circulaire dans les fossés à une vitesse de l'ordre de 0,3 m/s, ce qui est suffisant pour garder la biomasse en suspension (M&EA, 2014).



**Figure 10.4.2-1 – Schéma d'un fossé d'oxydation**

Tirée de M&EA (2014)

Environ le tiers des systèmes de boues activées au Québec sont de type fossé d'oxydation (MELCC, 2020a). Aux États-Unis, il y a plus de 9 000 installations de ce type qui desservent surtout des villes de 5 000 à 50 000 habitants dont les débits vont de 1 900 à 19 000 m<sup>3</sup>/d (WEF et ASCE/EWRI, 2010). À l'origine, l'aération et le mouvement de la liqueur mixte dans les fossés d'oxydation étaient effectués au moyen d'aérateurs mécaniques de surface de type rotors (ou brosses rotatives). Les plus récentes installations sont munies d'aérateurs à jets, d'aérateurs de surface à injection d'air ou bien de diffuseurs accompagnés de mélangeurs submersibles.

#### 10.4.2.2 Étangs de boues activées

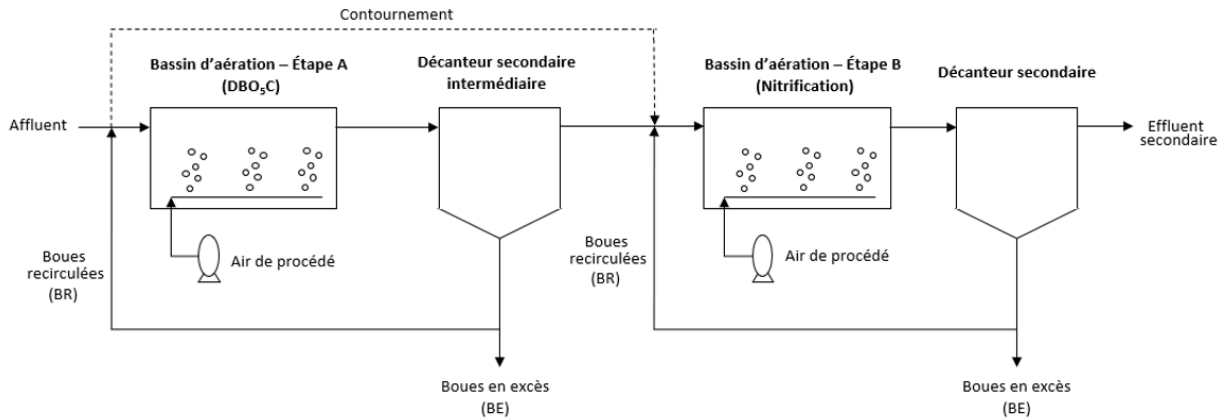
Le procédé de boues activées à aération prolongée peut être implanté dans des bassins de terre (remblais-déblais). Cette variante permet notamment de transformer un premier étang aéré en procédé de boues activées en ajoutant de l'aération. Un décanteur secondaire est installé en aval de l'étang pour effectuer la séparation solide-liquide et recirculer les boues décantées.

Le grand volume du bioréacteur découlant de la configuration habituelle des étangs est une particularité de ce procédé. Pour obtenir une concentration de liqueur mixte entre 1 500 et 5 000 mg de MES/l dans tout le volume du bassin, il faut maintenir le TRB autour de 40 à 70 jours. Les recommandations au sujet de l'effet sélecteur formulées précédemment demeurent applicables pour assurer de bonnes conditions de floculation et décantation. L'aération (ou l'agitation mécanique) doit être suffisante pour maintenir les matières en suspension aussi bien dans les pentes qu'au fond du bassin.

Le décanteur peut être construit à même l'étang original ou en dehors de celui-ci. Dans tous les cas, il devrait respecter les critères de conception d'une sédimentation floculée décrits au chapitre 13 (section 13.2.2). En raison du très long TRH dans l'étang, il peut être nécessaire de couvrir le décanteur pour prévenir des problèmes de gel. On peut avoir besoin d'équipements de dosage de coagulant et de floculant pour assister chimiquement la décantation, car on pourrait observer occasionnellement du *pin floc*.

### 10.4.3 Boues activées à deux étapes – Procédé AB

Élaboré à partir des années 1970, le procédé AB (abréviation d'absorption-biodégradation) est grandement répandu en Allemagne (Wenyi et collab., 2006). Cette variante du procédé de boues activées comprend une première étape (A) consacrée à l'enlèvement de la matière organique et une seconde étape (B) consacrée à la nitrification. Chaque étape est suivie d'un décanteur secondaire. La Figure 10.4.3-1 schématise le procédé AB.



**Figure 10.4.3-1 – Schéma du procédé AB**

### 10.4.3.1 Étape A

Le premier bassin d'aération reçoit des charges importantes de DBO<sub>5</sub>C (ratio S/M élevé), et le TRB y est faible. Cette étape n'est pas conçue pour la nitrification. On a ainsi moins besoin d'aération que dans un procédé de boues activées classique (M&EA, 2014). Dans ce bassin à forte charge, l'enlèvement de la matière organique repose principalement sur son absorption biologique et son stockage par la biomasse. Ainsi, la matière organique est concentrée dans les boues, et peu d'oxydation en CO<sub>2</sub> a le temps de se produire (Modin et collab., 2015, citant Boehnke, 1998; Trzcinski et collab., 2016). L'adsorption biologique étant peu dépendante de la concentration d'oxygène dissous, les étapes A dans les installations récentes sont généralement exploitées à des concentrations d'oxygène dissous de 1 à 2 mg O<sub>2</sub>/l (Van Winkel, 2014). Une exploitation à des concentrations encore plus faibles est aussi possible (Van Winkel, 2014, citant Boehnke, 1998; Wenyi et collab., 2006). En effet, des valeurs inférieures à 0,9 mg O<sub>2</sub>/l favoriseraient le stockage biologique (Norgaj et collab., 2015, citant Third, 2003).

Un décanteur secondaire intermédiaire est installé à la suite de l'étape A. Une fraction des boues décantées est recirculée, tandis que les boues en excès sont soutirées du décanteur et acheminées vers une étape de digestion anaérobie, s'il y a lieu. La matière organique récupérée étant moins oxydée, ce procédé est favorable à la production d'énergie (biogaz).

L'étape A permet des performances épuratoires autour de 50 % à 70 % pour la DCO (Van Winkel, 2014) et de 50 % à 60 % pour la DBO<sub>5</sub> (Wenyi et collab., 2006). Toutefois, d'après l'expérience chinoise où la concentration de DBO<sub>5</sub> des eaux usées est généralement comprise entre 150 et 250 mg/l et peut atteindre des valeurs aussi basses que 70 mg/l, une faible concentration de matière organique dans l'affluent limite les performances du procédé AB (Wenyi et collab., 2006). D'après une étude menée sur 24 installations de ce type en Allemagne, la concentration de DBO<sub>5</sub> de l'affluent dépasse généralement 300 mg/l (Wenyi et collab., 2006). Ainsi, le procédé AB n'est pas recommandé pour des applications où les eaux sont faiblement concentrées.

Par ailleurs, l'étape A supporterait bien les pointes de charge et les chocs de pH ou de substances toxiques permettant un fonctionnement stable de l'étape B (Wenyi et collab., 2006).

### 10.4.3.2 Étape B

Le deuxième bassin d'aération du procédé AB a pour fonction d'enlever les nutriments (azote, voire phosphore) ainsi que la matière organique soluble restante (Van Winkel, 2014; Trzcinski et collab., 2016).

Il faut s'assurer d'avoir une quantité adéquate de substrat et de solides à l'étape B pour :

- fournir une source de carbone suffisante pour l'enlèvement biologique de l'azote et du phosphore. On recommande un ratio C/N supérieur à 3 (Wenyi et collab., 2006);
- promouvoir la floculation des particules et assurer une séparation solide-liquide efficace dans le deuxième décanteur secondaire (M&EA, 2014).

Pour cela, une conduite de contournement de la première étape devrait être présente et utilisée au besoin (Wenyi et collab., 2006; Winkler et Widmann, 1994). Par exemple, dans le cadre de leur étude, Winkler et Widmann (1994) ont contourné environ 35 % du débit journalier. Une option serait de limiter l'enlèvement de la matière organique à l'étape A, comme c'est le cas dans plusieurs stations d'épuration allemandes (Wenyi et collab., 2006).

Le suivi et le contrôle du procédé AB sont plus complexes que ceux d'un procédé de boues activées classique (M&EA, 2014). Divers ajustements pour l'exploitation des étapes A et B ainsi que du décanteur intermédiaire peuvent être requis ponctuellement ou de façon cyclique. La réduction de l'aération à l'étape A, la fermentation des boues dans le décanteur intermédiaire ou son contournement sont quelques exemples (Wenyi et collab., 2006).

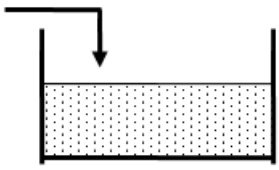
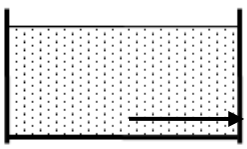
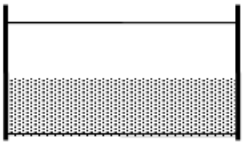
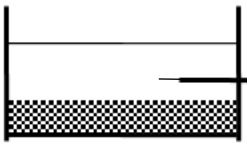

#### **10.4.4 Réacteur biologique séquentiel (RBS)**

La technologie des réacteurs biologiques séquentiels (RBS) s'est largement développée aux États-Unis depuis le début des années 1980. Au Québec, quelques RBS ont été construits pour le traitement des eaux usées d'installations municipales de très petite à grande taille. Des RBS ont également été installés dans des projets communautaires, institutionnels et commerciaux.

##### **10.4.4.1 Description**

Les RBS constituent une variante du procédé de boues activées. Leur particularité est que la décantation de la biomasse s'effectue directement dans le bassin d'aération plutôt que dans un décanteur séparé. Le bioréacteur fonctionne généralement en mode discontinu selon une séquence qui comprend typiquement les étapes suivantes : remplissage, réaction, décantation, soutirage du surnageant et repos (Tableau 10.4.4-1). Le soutirage des boues peut se faire au cours des différentes étapes hormis le remplissage. Étant donné que le débit d'eaux usées arrivant à la station d'épuration est variable et continu, il faut prévoir un bassin tampon pour emmagasiner l'affluent ou plusieurs réacteurs en parallèle afin de toujours en avoir un en remplissage (WEF et ASCE/EWRI, 2018). Certains RBS peuvent aussi être conçus pour être alimentés en continu (section 10.4.4.7).

Tableau 10.4.4-1 – Étapes types d'un RBS à fonctionnement discontinu

Étape	Schéma	Durée de l'étape par rapport à la durée totale du cycle (%)	Aération	Mélange
Remplissage		20 - 50	optionnelle	optionnel
Réaction		15 - 25	oui	oui
Décantation		20 - 30	non	non
Soutirage du surnageant		10 - 20	non	non
Repos		0 - 5	optionnelle	optionnel

Note : Le soutirage des boues est ici présenté à l'étape de réaction.  
Source : Qasim et Zhu (2018a).

#### 10.4.4.2 Volume du réacteur

Le volume des bassins devrait être déterminé à partir d'un bilan de masse basé sur la cinétique biologique, en tenant compte des variations du niveau d'eau à l'intérieur d'un cycle. Il est recommandé de viser une concentration minimale d'au moins 2 000 mg/l de MVES. Une fois que le volume total requis a été déterminé, il faut fixer le nombre de réacteurs ainsi que la durée moyenne d'un cycle et des étapes qui le composent. Lorsque plusieurs réacteurs sont prévus, il est préférable que ceux-ci présentent des dimensions identiques.

Contrairement aux autres procédés de boues activées, la conception des RBS à fonctionnement discontinu est basée sur le débit maximal journalier et non sur le débit moyen journalier. Le volume alloué à l'affluent à l'étape de décantation devrait être suffisant pour admettre 75 % du débit journalier maximal avec la plus grande unité hors service, et ce, sans changer la durée des cycles (MOE, 2008). La durée de chaque étape des cycles peut en revanche nécessiter un ajustement par rapport au fonctionnement au débit moyen. Par exemple, la durée d'aération totale peut être allongée pour assurer un bon enlèvement de la matière organique. Le temps de décantation doit rester suffisant. Le volume devrait également offrir un TRH minimal de 4 h au débit journalier maximal (100 %) malgré l'arrêt du plus grand réacteur (MOE, 2008).

La fraction du volume du réacteur occupée par les solides décantés (ou voile de boues) à la fin de l'étape de décantation peut être calculée à l'aide de la formule suivante (M&EA, 2014) :

$$\text{Équation 10.72 : } F(V_T) = X_{MES} \frac{IVB}{10^6}$$

où :

$F(V_T)$  : fraction du volume du réacteur à allouer pour les solides décantés (adimensionnel) ;

$X_{MES}$  : concentration de MES dans la liqueur mixte (mg/l) ;

$IVB$  : indice de volume de boues (ml/g).

Il est recommandé de conserver, au-dessus du voile de boues, une hauteur tampon d'eau clarifiée d'au moins 0,5 m pour éviter l'entraînement de boues avec l'effluent. Le volume d'eau minimal dans un RBS à la fin de l'étape du soutirage du surnageant correspond à la somme du volume occupé par le voile de boues et du volume de la zone tampon. La hauteur d'eau correspondante devrait être de 3,0 m ou plus (MOE, 2008). Pour les petits systèmes décentralisés (ICI), on peut accepter une hauteur inférieure en ajustant adéquatement les ratios dimensionnels (voir section 10.4.1.1).

Les RBS à ciel ouvert devraient avoir une revanche d'au moins 600 mm (MOE, 2008). Dans le cas des petites installations, les RBS peuvent être des réservoirs couverts.

#### 10.4.4.3 Durée des étapes

Les durées moyennes des étapes peuvent atteindre 1,5 h à 3 h pour la réaction, 0,5 h à 1 h pour la décantation et 1 h pour le soutirage (Ketchum, 1997). Les durées types des différentes étapes en fonction de la durée totale du cycle sont présentées au Tableau 10.4.4-1. Le temps de repos constitue une marge de sécurité pour les périodes où les débits sont plus élevés, surtout lorsque les variations hydrauliques sont difficilement prévisibles. Pour un système sans bassin tampon, les relations suivantes s'appliquent :

$$\text{Équation 10.73 : } t_t = t_{\text{rempl}} + t_{\text{réact}} + t_{\text{déc}} + t_{\text{sout}} + t_{\text{rep}}$$

$$\text{Équation 10.74 : } t_{\text{rempl}}(n - 1) = t_{\text{réact}} + t_{\text{déc}} + t_{\text{sout}} + t_{\text{rep}}$$

Le temps de remplissage et le temps de réaction peuvent se superposer lorsqu'une partie du remplissage se fait en mode mélangé et aéré.

Pour vérifier que le temps de réaction permet de dégrader la matière organique et de nitrifier (si requise), on peut utiliser les équations suivantes (M&EA, 2014) :

$$\text{Équation 10.75 : } K_S \ln \left( \frac{S_{c,0}}{S_{cs,e}} \right) + (S_{c,0} - S_{cs,e}) = X_H \frac{\mu_{H,\max}}{Y_H} t_{\text{réact}}$$

$$\text{Équation 10.76 : } K_N \ln \left( \frac{N_{NTK,0}}{N_{AAT,e}} \right) + (N_{NTK,0} - N_{AAT,e}) = X_{AOB} \frac{\mu_{AOB,\max}}{Y_{AOB}} \frac{OD}{(K_{O,AOB} + OD)} t_{\text{réact}}$$

où :

$K_S$  : constante de demi-saturation du substrat (mg substrat/l) ;

$S_{c,0}$  : concentration de substrat carboné dans l'affluent (mg/l) ;

$S_{cs,e}$  : concentration de substrat carboné dans l'effluent (mg/l) ;

$X_H$  : concentration de biomasse active hétérotrophe dans la liqueur mixte (mg MVES/l) ;

$\mu_{H,\max}$  : taux de croissance spécifique maximal des bactéries hétérotrophes ( $d^{-1}$ ) ;

$Y_H$  : coefficient de synthèse de la biomasse hétérotrophe (mg MVES/mg substrat) ;

$t_{\text{réact}}$  : durée de l'étape de réaction (d) ;



$K_N$  : constante de demi-saturation pour l'AAT (mg N/l);  
 $N_{NTK,0}$  : concentration de NTK dans l'affluent (mg N/l);  
 $N_{AAT,e}$  : concentration d'AAT dans l'effluent (mg N/l);  
 $X_{AOB}$  : concentration d'AOB dans la liqueur mixte (mg MVES/l);  
 $\mu_{AOB,max}$  : taux de croissance spécifique maximal des AOB ( $d^{-1}$ );  
 $Y_{AOB}$  : coefficient de synthèse de la biomasse nitrifiante (mg MVES/mg N);  
OD : concentration d'oxygène dissous dans le bioréacteur (mg  $O_2$ /l);  
 $K_{O,AOB}$  : constante de demi-saturation des AOB pour l'oxygène (mg  $O_2$ /l).

En général, le temps requis pour l'enlèvement de la matière organique est court, soit moins d'une heure, alors que celui requis pour la nitrification peut atteindre 2 à 4 heures (M&EA, 2014).

Par analogie au sélecteur (section 10.4.1.3), il est recommandé de privilégier le remplissage rapide qui favorise le développement d'une biomasse offrant une meilleure qualité de décantation (Irvine et collab., 1997; Roberge, 1991; Manning et Irvine, 1985; Irvine et Busch, 1979; Irvine, 1977). À cet effet, l'ajout d'un bassin tampon pour accumuler le substrat et d'un système d'alimentation des réacteurs par pompage donne une plus grande flexibilité pour la modification de la durée de l'étape du remplissage.

#### 10.4.4.4 Soutirage de l'effluent et des boues

Le dispositif de soutirage de l'effluent devrait avoir la capacité d'évacuer 75 % du débit journalier maximal avec une unité à l'arrêt tout en conservant la même durée de cycles (MOE, 2008) et la vitesse maximale d'entraînement à sa bouche ne devrait pas dépasser 3 m/s. Il devrait être conçu de façon à prévenir l'entraînement des écumes ou des matières flottantes. On devrait aussi prévoir un système permettant de rediriger la liqueur mixte emprisonnée dans le dispositif d'évacuation à l'étape de réaction pour éviter une dégradation de l'effluent.

L'extraction des boues peut se faire aux étapes de réaction, de soutirage de l'effluent ou de repos. D'un point de vue opérationnel, il est préférable de soutirer les boues à l'étape de réaction, car leur concentration de solides est constante, uniforme (quantité de particules fines et de gros floccs) et égale à la concentration de MSLM. Cela permet à l'opérateur d'avoir un meilleur contrôle du TRB. Toutefois, la siccité est moindre que lorsque le soutirage des boues est effectué après l'étape de décantation. Le concepteur devrait concevoir la filière solide de façon à donner la possibilité à l'exploitant de choisir le cycle d'extraction le plus approprié.

#### 10.4.4.5 Système d'aération et de mélange

Il faut s'assurer que la capacité du système d'aération est suffisante pour fournir l'oxygène nécessaire à la dégradation de la matière organique et à la nitrification aux étapes aérées du cycle d'exploitation. De plus, comme la concentration de substrat décroît avec le temps, la demande d'oxygène est maximale au début du cycle et diminue par la suite. Le système d'aération devrait donc être conçu pour pallier les variations des besoins d'oxygène (M&EA, 2014).

Il est également recommandé d'intégrer une étape de mélange sans aération pour la dénitrification, au besoin. Dans un tel cas, le système d'aération peut être :

- un aérateur à jets ;
- des aérateurs à fines ou grosses bulles accompagnés de mélangeurs mécaniques.

Le système devrait être en mesure de mélanger complètement le réacteur en 5 minutes à partir d'un état décanté, et ce, sans l'aide de l'aération (MOE, 2008).

#### 10.4.4.6 Programmation

Le système de contrôle, de supervision et d'acquisition de données (SCADA) devrait permettre une gestion optimale des cycles d'exploitation en fonction des variations de débit et de charge prévues. Il devrait

notamment intégrer les relevés continus des niveaux d'eau et d'oxygène dissous, l'état des équipements électriques et mécaniques, les signaux de mesure de débit, etc. La programmation des cycles devrait être facilement ajustable pour tenir compte des conditions d'alimentation réelles.

#### 10.4.4.7 RBS à alimentation continue

Des systèmes de RBS à débit continu ont été mis au point il y a une dizaine d'années (Gerardi et collab., 2010 ; Poltak et collab., 2005). Le réacteur était alors alimenté continuellement à toutes les étapes du cycle.

La Figure 10.4.4-1 présente les trois étapes d'un RBS à alimentation continue : réaction, décantation et soutirage de l'effluent. Le soutirage des boues se fait en même temps que le soutirage de l'effluent (M&EA, 2014). Leur durée respective est généralement de 50 %, 25 % et 25 % du temps alloué au cycle (Atlantic Canada, 2006).

Le niveau d'eau maximum dans le RBS à alimentation continue est atteint lorsque l'étape du soutirage de l'effluent débute (Atlantic Canada, 2006). À la fin de celle-ci, la hauteur d'eau minimale devrait être de 3,7 m ou plus (MOE, 2008). Pour les petits systèmes décentralisés (CCI), une hauteur inférieure peut être acceptable en ajustant adéquatement les ratios dimensionnels. Le ratio longueur : largeur varie généralement de 2 : 1 à 4 : 1 (Atlantic Canada, 2006). L'entrée de l'affluent et la sortie de l'effluent se situent chacune à une extrémité du réacteur.

Dans le but de réduire les problèmes de court-circuit hydraulique, la partie amont du réacteur est séparée par une cloison siphonide ou chicane pour dissiper l'énergie de l'affluent avant la zone de décantation (Gerardi et collab., 2010). La cloison siphonide devrait diriger l'affluent sous le lit de boues à une vitesse horizontale moyenne au travers de chaque ouverture qui ne dépasse pas 0,3 m/s (MOE, 2008).

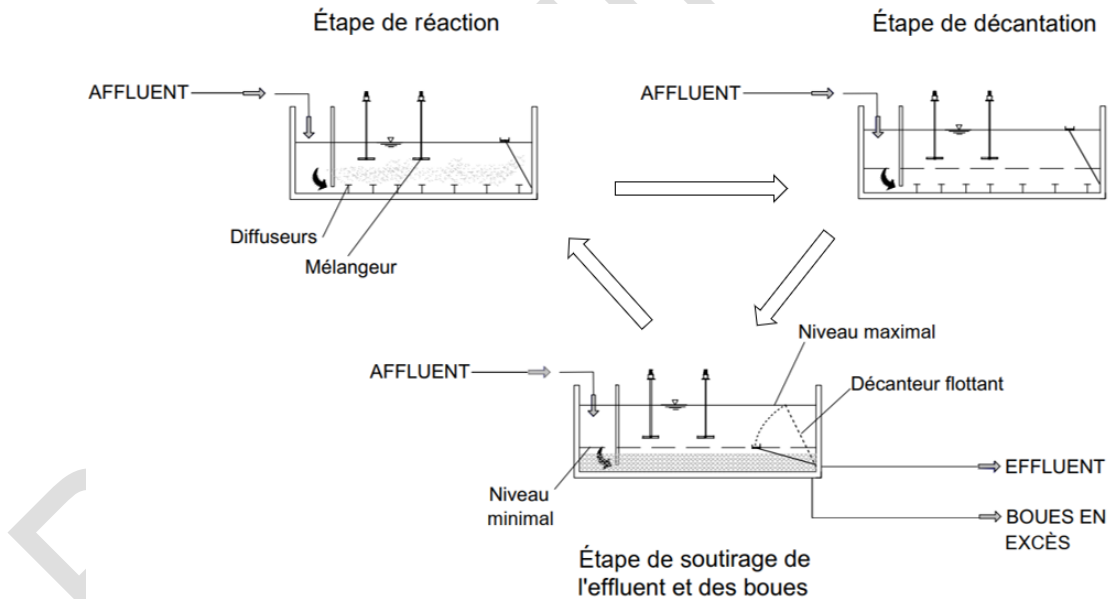


Figure 10.4.4-1 – Étapes d'un RBS à alimentation continue

Adaptée de Qasim et Zhu (2018a)

## 10.4.5 Réacteur biologique membranaire (RBM)

Les réacteurs biologiques membranaires (RBM) sont des systèmes de boues activées dans lesquels la séparation solide-liquide est effectuée par un système de filtration membranaire. La Figure 10.4.5-1 montre le schéma de procédé de ce type de système.

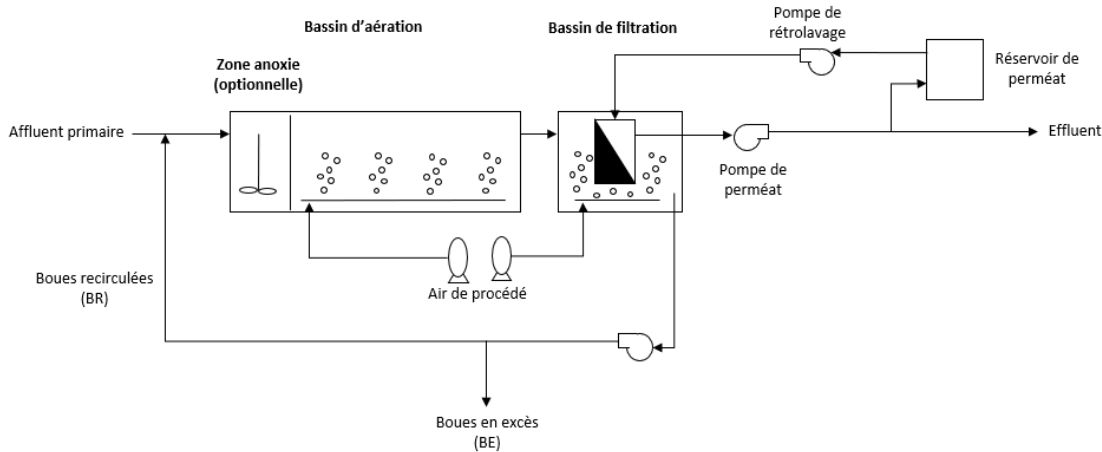
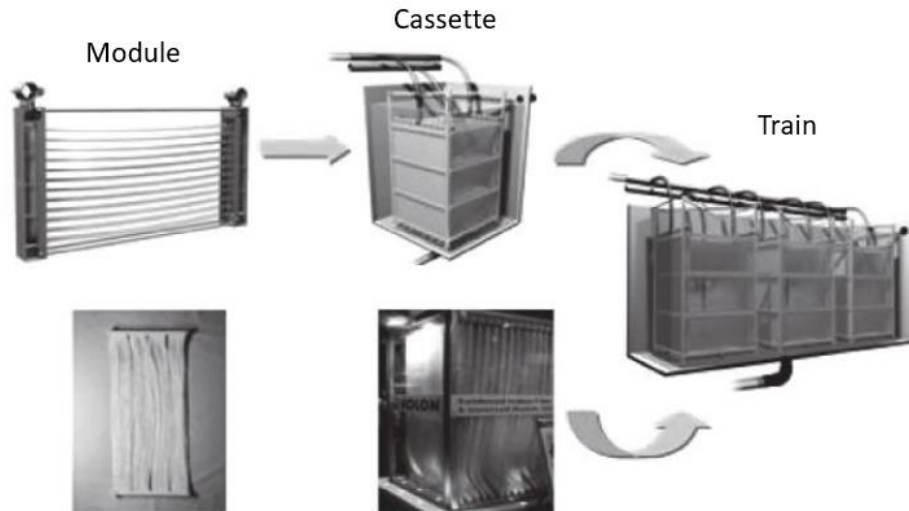


Figure 10.4.5-1 – Schéma de procédé des RBM avec modules membranaires immergés (suction)

Devant l'absence de consensus sur l'appellation des différentes composantes d'un RBM, les définitions utilisées dans le présent chapitre sont les suivantes (WEF, 2006; Judd, 2006; Park et collab., 2015) :

- Membrane : élément de filtration ;
- Module (parfois appelé *element* dans la littérature anglophone) : ensemble de membranes qui forment une seule unité. Celle-ci doit être retirée et remplacée dans son intégralité, le cas échéant ;
- Cassette (parfois appelée *rack* dans la littérature anglophone) : rassemblement de modules comprenant également la structure de support, la conduite de perméat, les aérateurs ;
- Train : combinaison de plusieurs cassettes présentant les conduites principales de perméat et d'alimentation en air. Les trains sont installés en parallèle les uns aux autres et permettent de traiter une partie du débit. Un bassin de filtration correspond à un train.

La Figure 10.4.5-2 fournit des exemples desdites composantes.



**Figure 10.4.5-2 – Composants d'un RBM**  
Tirée de Park et collab. (2015)

Le Tableau 10.4.5-1 présente les avantages et inconvénients des RBM par rapport aux boues activées classiques.

**Tableau 10.4.5-1 – Avantages et inconvénients des RBM**

Avantages	Inconvénients
Nitrification généralement complète (s'il n'y a pas de carence en alcalinité ou en oxygène)	Demande énergétique plus élevée due à la liqueur mixte plus concentrée et au récurage des membranes
Séparation solide-liquide peu affectée par la concentration de MSLM et les propriétés de décantation des boues	Besoin fréquent de rétrolavages ou autres pour réduire le colmatage
Obtention d'une concentration de MES à l'effluent très faible (inférieure à 1 mg/l)	Besoin de produits chimiques pour les lavages ponctuels
Bon enlèvement des microorganismes pathogènes	Limitation hydraulique
Diminution de l'empreinte au sol de la station d'épuration (pas de décanteur secondaire, et les fortes concentrations de MSLM réduisent le volume du bioréacteur)	Coûts d'immobilisation potentiellement plus élevés que les autres variantes du procédé de boues activées
Production de boues similaires à des boues activées à aération prolongée	
Système modulaire	
Grande flexibilité d'exploitation (large gamme de TRB et supporte bien les pointes de charge sur de courtes périodes)	

Source : WEF (2006).

## 10.4.5.1 Conditions de conception

### 10.4.5.1.1 Prétraitement

Pour protéger les membranes de filtration contre les débris qui pourraient les endommager, on devrait effectuer un dégrillage fin de l'affluent en plus du dégrillage grossier. On recommande des ouvertures de 0,5 mm à 2 mm (WEF, 2006 ; WEF et ASCE/EWRI, 2010; WEF et ASCE/EWRI, 2018). Plus précisément, Impero et Hammler (2015) préconisent un dégrillage fin lorsque des modules membranaires en feuillet (membranes planes) sont utilisées et un dégrillage ultrafin pour les fibres creuses. Le dégrillage requis (ouverture et pourcentage de capture des débris, voir chapitre 5 – section 5.5.4) devrait être vérifié auprès du fournisseur du système membranaire.

Comme tous les procédés mécanisés, il faut pratiquer un dessablage en fonction du type de réseau d'égouts. Il n'est généralement pas nécessaire d'inclure une décantation primaire dans la filière de traitement (WEF, 2006). Toutefois, dans les très petites installations, une fosse septique ou un déboureur avec préfiltres demeure un prétraitement simple. On peut installer un bassin tampon pour limiter les pointes hydrauliques et la surface de membrane requise.

### 10.4.5.1.2 Redondance

Le procédé de RBM peut être composé d'un ou de plusieurs bassins d'aération et de filtration en parallèle, constituant chacun un train de traitement. Chaque bassin de filtration comporte une ou plusieurs cassettes installées en parallèle et munies de leur propre système d'aération et de collecte du perméat. Les nombres requis de bassins, cassettes et modules devraient être déterminés à l'aide d'une analyse de fiabilité (voir chapitre 2). Le débit d'affluent est réparti sur les différents bassins et cassettes. L'installation devrait être en mesure de traiter le débit maximal instantané avec 10 % des modules hors service. Comme les membranes requièrent des nettoyages fréquents, les périodes de lavage devraient également être prises en compte dans le calcul du flux transmembranaire lors de l'évaluation du nombre d'unités et de la capacité de traitement. À noter que si le débit dépasse la capacité du procédé (valeurs de conception ou colmatage), l'excédent d'eau devra être dérivé ou retenu dans un bassin d'égalisation pour conserver l'intégrité des membranes.

Dans le cas de très petites installations, un seul train de filtration peut être en mesure de traiter la totalité des eaux usées. Si un seul train de filtration est présent, le concepteur devrait prévoir les ouvrages sur la filière pour pouvoir emmagasiner temporairement les eaux usées durant le nettoyage des modules membranaires.

### 10.4.5.1.3 Température

La température de l'eau influe sur sa viscosité. Plus la température de l'eau est froide, plus la viscosité de l'eau est élevée ce qui ralentit le passage de l'eau au travers des membranes. On doit vérifier la capacité de filtration en conditions hivernales et printanières. Il est possible de calculer le changement de flux pour une variation de température donnée à l'aide des formules suivantes (Park et collab., 2015) :

$$\text{Équation 10.77 : } J_{T1} = J_{T2} \left( \frac{\eta_{T2}}{\eta_{T1}} \right)$$

$$\text{Équation 10.78 : } \eta_T = \eta_{20} \theta^{(20-T)}$$

où :

$J_T$  : flux à la température T (L.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup>);  
 $\eta_T$  : viscosité à la température T (mPa.s)  
 $\eta_{20}$  : viscosité à 20 °C (égale 1,0 mPa.s);  
 $\theta$  : coefficient de température (typiquement égal à 1,024).

Plus simplement, la littérature rapporte une réduction du flux de 3 % par degré Celsius en dessous de 20 °C.

#### 10.4.5.1.4 Débit de conception

Le système membranaire constitue un équipement limitant en matière de capacité hydraulique. Il devrait avoir la capacité de filtrer le débit maximal instantané (*en toute saison*). On devrait porter une attention particulière au facteur de pointe ainsi qu'aux durées et fréquences des rétrolavages et des relaxations des membranes.

#### 10.4.5.1.5 Facteur de pointe

Les RBM ont une capacité limitée à accepter les pointes hydrauliques. En général, les RBM sont conçus pour un facteur de pointe journalier de 2,0 à 2,5 par rapport au débit moyen de conception (WEF et ASCE/EWRI, 2018). Lorsque le facteur de pointe est plus élevé, on devrait prévoir des aménagements comme un bassin tampon ou augmenter en conséquence la surface de membrane.

#### 10.4.5.2 Critères de conception

La conception des systèmes membranaires est basée principalement sur les flux de filtration qui permettent d'établir la surface nécessaire au traitement. Le flux transmembranaire ou le taux de filtration est la quantité d'eau passant au travers des membranes par unité de temps et par unité de surface. Il peut être exprimé de la façon suivante (Droste et Gehr, 2019) :

**Équation 10.79 :** 
$$J_{\text{net}} = \frac{Q_{\text{aff,tot}} - Q_{\text{BR}} - Q_{\text{BE}}}{S_{\text{m,tot}}} = \frac{Q_{\text{P}}}{S_{\text{m,tot}}}$$

où :

$J_{\text{net}}$  : flux net de filtration ( $\text{L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ );

$Q_{\text{aff,tot}}$  : débit d'affluent total acheminé aux membranes (inclut  $Q_{\text{BR}}$ ) (L/h);

$Q_{\text{BR}}$  : débit des boues recirculées (L/h);

$Q_{\text{BE}}$  : débit des boues extraites (L/h);

$Q_{\text{P}}$  : débit du perméat (L/h);

$S_{\text{m,tot}}$  : surface totale de membrane ( $\text{m}^2$ ).

Les systèmes membranaires peuvent être exploités à différents flux de filtration. En raison des périodes de relaxation et de rétrolavage (voir section 10.4.5.10) qui peuvent accaparer 10 % à 20 % du temps de fonctionnement (Judd et Judd, 2011, cités par Droste et Gehr, 2019), le flux instantané est de 1,1 à 1,2 fois supérieur au flux de filtration net. Le calcul devrait être fait en fonction des informations obtenues du manufacturier. On peut appliquer les formules suivantes (Park et collab., 2015) :

**Équation 10.80 :** 
$$J_{\text{max}} = J_{\text{net}} \frac{FP_{\text{h}}}{R_{\text{f}} R_{\text{fct}}}$$

**Équation 10.81 :** 
$$R_{\text{f}} = \frac{t_{\text{f}}}{t_{\text{f}} + t_{\text{r1}} + t_{\text{r}}}$$

**Équation 10.82 :** 
$$R_{\text{fct}} = \frac{t_{\text{fct}}}{t_{\text{fct}} + t_{\text{ic}}}$$

où :

$J_{\text{max}}$  : flux instantané maximal de filtration ( $\text{L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ );

$J_{\text{net}}$  : flux de filtration net ( $\text{L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ );

$FP_{\text{h}}$  : facteur de pointe horaire (adimensionnel) ;

$R_f$  : ratio de filtration (adimensionnel);  
 $R_{fct}$  : ratio de fonctionnement (adimensionnel);  
 $t_f$  : durée de filtration (min);  
 $t_{rl}$  : durée de rétrolavage (min);  
 $t_r$  : durée de relaxation (min);  
 $t_{fct}$  : durée de fonctionnement (h);  
 $t_c$  : durée de lavage chimique (h).

Le flux instantané est défini dans la littérature comme le flux critique qui peut être maintenu sans causer de colmatage significatif des membranes. À celui-ci, le fonctionnement du procédé n'est pas interrompu par des lavages trop fréquents. Pour un RBM, le flux critique ou instantané devrait donc être défini en fonction de la fréquence acceptable des lavages chimiques (Yoon, 2016). L'exploitation à des flux de filtration supérieurs au flux instantané devrait être évitée et se limiter à moins d'une heure, le cas échéant (Park et collab., 2015).

Le flux de filtration, la perméabilité de la membrane et la pression transmembranaire (PTM) sont interreliés comme il est montré par l'équation 10.79. Lorsque le colmatage progresse, la perméabilité de la membrane diminue. Dans cette situation, la PTM augmente si le flux de filtration est maintenu constant. La PTM correspond à la différence de pression entre les deux côtés de la membrane et constitue le paramètre de suivi clé d'un RBM. Une PTM faible est signe d'un bon fonctionnement et de membranes propres alors qu'une PTM élevée indique un colmatage réduisant la capacité de filtration (Qasim et Zhu, 2018b).

**Équation 10.83 :**  $J = k \text{ PTM}$

où :

$J$  : flux de filtration ( $L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$ );  
 $k$  : perméabilité de la membrane ( $L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$ );  
 $\text{PTM}$  : pression transmembranaire (bar).

Le nombre de modules peut être déterminé à l'aide de la formule suivante (Park et collab., 2015) :

**Équation 10.84 :** 
$$N_m = \frac{Q}{J_{net} S_{m,m}}$$

où :

$N_m$  : nombre de modules (adimensionnel);  
 $Q$  : débit d'affluent ( $m^3/d$ );  
 $J_{net}$  : flux net de filtration ( $L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$ );  
 $S_{m,m}$  : surface de membrane par module ( $m^2$ ).

Par ailleurs, il faut noter que les cassettes de membranes occupent un certain volume dans le réacteur qu'il faut exclure lors du calcul du TRH requis pour le traitement (Droste et Gehr, 2019).

### 10.4.5.3 Membranes

Différentes structures et porosités de membranes ainsi que différents types de matériaux sont offerts par les fabricants. On utilise généralement dans les RBM des membranes à faible pression, de type microfiltration (MF) ou ultrafiltration (UF) (WEF, 2006). Le Tableau 10.4.5-2 présente les caractéristiques typiques des membranes de MF et d'UF.

**Tableau 10.4.5-2 – Caractéristiques générales des membranes des RBM**

	Force motrice	Mécanisme de séparation	Particules retenues		Pression transmembranaire (kPa)	Flux instantané de filtration (L.m <sup>-2</sup> .h <sup>-1</sup> )
			Poids moléculaire (Da)	Diamètre (µm)		
MF	aspiration	tamisage	> 100 000	0,1 - 10	5 - 30	10 - 40
	pression				7 - 207	60 - 80
UF	aspiration		> 2 000 -	0,01 - 0,1	5 - 30	10 - 40
	pression		100 000		20 - 550	60 - 80

Note : Le diamètre des particules retenues et la pression transmembranaire peuvent varier légèrement d'un manufacturier à l'autre.

Sources : WEF (2006); Yoon (2016).

Les systèmes de filtration peuvent fonctionner en pression négative (modules immergés), ou en pression positive (modules pressurisés) selon le fabricant et l'application visée.

Pour maintenir le flux de filtration, la pression transmembranaire augmente selon le niveau d'encrassement. Les rétrolavages sont démarrés lorsque la pression transmembranaire dépasse une valeur de consigne. Celle-ci devrait être définie pour protéger l'intégrité des membranes tout en limitant la fréquence des lavages.

#### • Systèmes immergés

Pour des installations traitant des eaux usées d'origine domestique, la filtration en pression négative (aspiration) est largement répandue. En raison de la plus faible pression transmembranaire, la compaction du gâteau colmatant sur les membranes est moindre que dans le cas d'un système pressurisé, ce qui facilite leur nettoyage. La perméabilité en eau propre d'un système immergé restera d'ailleurs plus élevée que celle d'un système pressurisé (Yoon, 2016). Son principal désavantage est la faible gamme de flux de filtration applicable, entre 10 et 40 L.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup> à 20 °C (Yoon, 2016).

Des flux nets moyens entre 14 et 25 L.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup> peuvent être maintenus tant que la concentration de MSLM est inférieure à 15 000 mg/l à 20 °C (WEF et ASCE/EWRI, 2018). Actuellement, l'exploitation à des flux nets d'environ 25 L.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup> est privilégiée dans le cas du traitement d'eaux usées municipales (Judd, 2006). La gamme de flux de filtration est adaptée à chaque type de module membranaire; l'utilisation de valeurs plus élevées dans ces mêmes conditions devrait être justifiée par le consultant et le manufacturier.

Les modules membranaires sont immergés directement dans le bassin d'aération ou dans un bassin de filtration subséquent. Cette seconde option facilite notamment leur nettoyage et leur manipulation. Le passage de l'eau au travers de la membrane est assuré par une pompe de perméat qui crée une succion tirant l'eau hors du bassin (WEF, 2006). En général, une pompe de perméat est associée à chaque train de membranes (WEF, 2006).

Les modules membranaires à fibres creuses (*hollow-fiber*) ou en feuillet (*flat-sheet*) sont le plus souvent utilisés dans les systèmes immergés, car ils :

- peuvent être exploités à faible pression, généralement inférieure à 30 kPa (Yoon, 2016) ;
- pallient davantage les variations de solides (type, taille, concentration) dans le bioréacteur ;
- coûtent moins cher que d'autres types de modules selon leur cycle de vie (WEF, 2006).

Le Tableau 10.4.5-3 présente les avantages et inconvénients des modules membranaires à fibres creuses et en feuillet. Les systèmes à fibres creuses fonctionnent à faible perméabilité (<200 L.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup>.bar<sup>-1</sup>) alors que celles en feuillet sont exploitées à haute perméabilité (>200 L.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup>.bar<sup>-1</sup>) (Judd, 2006). Metcalf & Eddy-AECOM (2014) rapportent des surfaces spécifiques respectives de l'ordre de 300-350 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> et de 150 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>.



**Tableau 10.4.5-3 – Avantages et inconvénients des modules membranaires à fibres creuses et en feuillet**

Module membranaire	Avantages	Inconvénients
À fibres creuses	Plus grande surface spécifique Flux de filtration plus élevés Faible coût d'achat	Requiert un meilleur prétraitement Plus sujets au colmatage, nettoyage chimique plus fréquent
En feuillet	Robuste (leur rigidité réduit les bris par fatigue) Moins sujets au colmatage, coût d'exploitation plus faible	Coûteux à l'achat Surface spécifique plus faible

Sources : Judd (2006); WEF (2006); Yoon (2016); Droste et Gehr (2019).

- **Systèmes pressurisés**

Les RBM comptant des modules membranaires pressurisés sont plutôt utilisés pour traiter des effluents industriels (WEF, 2006). Les concentrations importantes de MSLM et l'absence de récurage à l'air dans ce type de système sont propices au colmatage rapide des membranes. Pour le contrôler, l'exploitation doit se faire à de hautes vitesses (de l'ordre de 2 à 5 m/s), ce qui demande une consommation d'énergie 5 à 15 fois plus élevée que dans le cas d'un système immergé (Yoon, 2016).

Les modules membranaires sont installés à l'extérieur du bassin d'aération dans un caisson supportant la pression. La pompe qui génère la pression nécessaire à la filtration se situe en amont des modules. Une pression gravitaire n'est pas suffisante. Le plus souvent, on utilise des membranes tubulaires (M&EA, 2007).

#### 10.4.5.4 Temps de rétention des boues et MSLM

Au contraire des décanteurs, les biopolymères produits par les boues jeunes nuisent aux systèmes membranaires. Ils peuvent induire un colmatage des membranes, réduire leur capacité de filtration et avoir une incidence sur la fréquence des nettoyages. Toutefois, lorsque le TRB est suffisant pour assurer une bonne nitrification, les biopolymères ne semblent pas causer de colmatage important (WEF, 2006). La nitrification étant dépendante de la température, le concepteur devrait prendre en compte ce facteur pour déterminer le dimensionnement. Les RBM peuvent être exploités à des TRB d'environ 20 jours ou davantage, ce qui permet normalement la nitrification à 10 °C (WEF, 2006). Les TRB optimaux se situent entre 20 et 50 jours (WEF et ASCE/EWRI, 2018).

Étant donné que la concentration de MSLM n'est pas limitée par les taux de charge applicables au décanteur secondaire, celle-ci peut atteindre 20 000 mg/l dans les RBM (WEF, 2006). Ces concentrations élevées permettent une réduction du volume du bioréacteur et réduisent les besoins de stabilisation des boues (WEF, 2006). Toutefois, la densité accrue de la boue limite le flux de filtration des membranes ainsi que le transfert d'oxygène (facteur  $\alpha$ ) à cause de phénomènes de viscosité. Pour ces raisons, la concentration des MSLM visée dans le RBM est généralement autour de 8 000 à 10 000 mg/l (WEF, 2006). Les opérateurs devraient suivre avec attention la concentration de MSLM dans le bassin de filtration pour s'assurer qu'elle n'excède pas les recommandations du manufacturier (WEF, 2006).

#### 10.4.5.5 Brassage et aération

Il est important de comparer les besoins en oxygène requis par la biomasse, les besoins en brassage de la MSLM et les besoins de récurage des membranes pour optimiser la conception et éviter le gaspillage d'énergie.

L'intensité de brassage requise dans le bioréacteur augmente avec la concentration de solides qui doivent être maintenus en suspension. Ainsi, la capacité installée du système devrait être suffisante pour mélanger uniformément plus de 10 000 mg de MES/l.

Dans les systèmes immergés, on insuffle souvent de l'air sous forme de grosses bulles (parfois petites) à la base des modules pour créer une turbulence qui remet en suspension les solides accumulés à la surface des membranes. Il s'agit du récurage (*scouring*). La plupart des systèmes sont exploités avec un récurage à l'air en continu (WEF, 2006). Le débit d'air requis dépend notamment du type de membranes, de la configuration des modules, de leur densité d'occupation dans le bassin de filtration et de la fréquence des lavages chimiques. Il est généralement compris entre 0,2 et 0,8 Nm<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>.m<sup>-2</sup> de surface de membrane (WEF et ASCE/EWRI, 2018 ; Park et collab., 2015) ou entre 10 et 90 m<sup>3</sup> d'air/m<sup>3</sup> de perméat (Park et collab., 2015) et devrait être vérifié auprès du fabricant. Le bassin d'aération et le bassin de filtration sont habituellement alimentés par des surpresseurs distincts, l'unité de redondance pouvant toutefois être commune (WEF, 2006). Le surpresseur devrait être sélectionné en fonction du niveau maximal de liquide et du nombre maximal de modules pouvant être mis dans le bassin de filtration. Cette approche surdimensionne les surpresseurs, mais offre de la flexibilité d'exploitation (WEF, 2006). Le débit d'air délivré par ces surpresseurs devrait cependant être ajustable, car un débit d'air excessif peut endommager les membranes.

Typiquement, les concentrations d'oxygène dissous dans les différentes zones d'un RBM sont les suivantes (WEF et ASCE/EWRI, 2018) :

- zone anoxique : 0,0 à 0,5 mg/l;
- zone aérobie : 1,5 à 3,0 mg/l;
- bassin de filtration : 2,0 à 6,0 mg/l.

#### **10.4.5.6 Décantabilité des boues activées**

Les membranes de filtration peuvent retenir presque toutes les matières en suspension. Dans ce cas, l'aptitude de la boue à décanter n'a pas d'incidence sur l'efficacité de la séparation solide-liquide. Ainsi les facteurs qui influent sur la décantabilité des boues, comme le rapport S/M de même que le taux de charge volumique, sont moins pertinents et ne sont pas précisés dans la littérature.

#### **10.4.5.7 Recirculation des boues**

On devrait maintenir un RRB élevé entre les bassins d'aération et de filtration. Celui-ci permet d'éviter que la concentration de MES augmente significativement dans le bassin de filtration, ce qui pourrait causer une diminution du flux de filtration et la défaillance du système (WEF, 2006). Le RRB recommandé varie de 200 % à 400 % typiquement, mais peut monter jusqu'à 500 %. Avec une recirculation à 400 %, la concentration de MSLM dans le bioréacteur est environ 20 % moindre que dans le bassin de filtration. La concentration maximale de MSLM spécifiée par les fabricants de systèmes membranaires s'applique au bassin de filtration (WEF, 2006).

Lorsque les modules membranaires sont installés directement dans le réacteur biologique, la recirculation n'est pas nécessaire.

#### **10.4.5.8 Configuration des réacteurs**

Pour diminuer les pointes et assurer plus de flexibilité d'exploitation lors des périodes de lavage, un bassin tampon peut être aménagé en amont du RBM. On peut prévoir une revanche additionnelle dans le bioréacteur pour offrir un volume de stockage lors de situations d'urgence (WEF et ASCE/EWRI, 2018).

Les RBM produisent souvent de la mousse. On devrait envisager des dispositifs tels qu'un système d'aspersion de produits antimoussants ou des gicleurs pour éviter son accumulation en surface (WEF et ASCE/EWRI, 2018).

Lorsqu'une dénitrification est souhaitée (pour réduire la concentration d'azote total et gagner des crédits en aération et en alcalinité), on ajoute une zone anoxique en amont des réacteurs. Une attention particulière devrait être portée aux apports d'oxygène du système de recyclage des boues lors du dimensionnement du bassin (WEF et ASCE/EWRI, 2010). En effet, la concentration d'oxygène dissous des boues recirculées d'un RBM est plus élevée (2,0 à 6,0 mg/l) que celle des boues extraites d'un décanteur secondaire (près de 0 mg/l), ce qui a pour effet de limiter les performances de dénitrification. Dans le cas d'un RBM, la zone anoxique peut représenter 20 % à 40 % du volume total du bioréacteur alors qu'elle est plutôt de l'ordre de 15 % à 20 % dans le cas des boues activées classiques (WEF et ASCE/EWRI, 2018).

#### **10.4.5.9 Installation**

Les modules membranaires ne peuvent pas être soumis à des températures ambiantes froides (inférieures à 5 °C). Leur manipulation devrait se faire en tout temps à l'intérieur d'un bâtiment.

#### **10.4.5.10 Exploitation**

On trouvera de nombreuses consignes et recommandations d'exploitation des RBM dans l'ouvrage de la WEF *Membrane systems for wastewater treatment* (2006).

À noter que pour ralentir le colmatage des membranes, on recommande une gestion proactive du système membranaire. Pour cela, tous les paramètres importants devraient être suivis, enregistrés en continu et liés à des alarmes comme : le niveau d'eau dans les bassins, le différentiel de pression entre l'amont et l'aval des membranes, les débits de perméat sur chaque train, la température de l'eau, les vitesses des variateurs de fréquence des équipements asservis (p. ex. les surpresseurs), etc.

Les membranes peuvent subir une perte d'intégrité. Le suivi de la turbidité ou des coliformes fécaux peut permettre de constater une fuite.

Tous les équipements mécaniques et accessoires requis pour effectuer le nettoyage des membranes, le suivi et l'entretien du RBM devraient être prévus dans les plans et devis.

#### **Nettoyage des membranes**

L'accumulation des MES et d'autres composants tend à former un gâteau colmatant à la surface des membranes. De fines particules peuvent également pénétrer à l'intérieur de celles-ci. Pour contrôler leur colmatage et assurer le maintien d'une capacité de filtration (flux de filtration) dans la gamme d'exploitation normale, on peut réaliser plusieurs actions nettoyantes. Les stratégies de nettoyage diffèrent selon le type de membranes et leur arrangement; les principales sont : le récurage à l'air, la relaxation, le rétrolavage avec perméat et le lavage chimique.

La durée et la fréquence de nettoyage des membranes sont des paramètres clefs puisqu'ils déterminent le temps d'arrêt de la filtration membranaire. On devrait suivre en tout temps les recommandations du fabricant.

- **Récurage à l'air**

Le récurage à l'air est décrit à la section 10.4.5.5 Brassage et aération.

- **Relaxation des membranes**

Des périodes de relaxation des membranes (arrêt de la succion) peuvent être programmées. Dans le cas des systèmes immergés, l'air de récurage reste en fonction. La WEF (2006) mentionne des périodes de relaxation de 10 secondes à 1 minute après toutes les 10 à 15 minutes de filtration. La durée et la fréquence de la relaxation dépendent des modules membranaires et devraient être vérifiées auprès du fabricant.

- **Rétrolavage avec le perméat**

Un nettoyage périodique par rétrolavage avec de l'eau filtrée peut être effectué dans le but de diminuer l'encrassement réversible ou temporaire des membranes. Le rétrolavage se fait généralement avec un flux de 1 à 3 fois le flux de filtration tout en respectant la pression transmembranaire maximale établie (Judd, 2006). La WEF (2006) cite un exemple de rétrolavage avec un flux de 10 L.h<sup>-1</sup>.m<sup>-2</sup> de membrane. Le flux de lavage varie toutefois selon les modules membranaires et devrait être vérifié auprès du fabricant.

On peut programmer le départ d'un rétrolavage de façon cyclique. Les rétrolavages plus longs, mais moins fréquents (45 secondes de rétrolavage à toutes les 600 secondes de filtration) seraient plus efficaces que de courts rétrolavages réalisés fréquemment (15 secondes de rétrolavage à toutes les 200 secondes de filtration) (Judd, 2006). Il est également possible de contrôler le démarrage d'un rétrolavage en fonction de la PTM mesurée en continu, par exemple lorsque la relaxation des membranes est la méthode de nettoyage privilégiée.

- **Lavage chimique**

Les membranes doivent aussi être nettoyées périodiquement avec des produits chimiques (chlore, acides, bases). Par exemple, le chlore ou l'hypochlorite permettent de dégrader le biofilm, tandis que l'acide citrique (pH <3) permet de dissoudre l'encrassement d'origine minérale (WEF, 2006). Le concepteur devrait prévoir les équipements nécessaires pour le stockage et l'injection des produits chimiques à utiliser. La durée de vie utile des membranes est tributaire de leur exposition aux produits chimiques (durée d'exposition exprimée en ppm/h). Il faut s'assurer auprès du fabricant que les matériaux de filtration sont compatibles avec les produits nettoyants utilisés. On doit notamment éviter les membranes en cellulose d'acétate ou en polypropylène, car elles sont sensibles au chlore (WEF, 2006).

Deux types de lavage chimique sont possibles : ceux de maintenance et ceux de recouvrement de capacité.

Les lavages de maintenance correspondent à des rétrolavages avec perméat et ajout de produits chimiques (concentration modérée). Le bassin n'a pas besoin d'être vidé avant l'injection des produits chimiques (WEF, 2006). La fréquence des lavages de maintenance dépend principalement du type de module membranaire. Par exemple, les fibres creuses, qui sont plus sujettes au colmatage, peuvent être lavées entre une fois par jour et une fois par semaine (WEF, 2006). Ces lavages durent moins de 2 heures. Ils permettent d'allonger le temps entre deux lavages de recouvrement.

Les lavages de recouvrement consistent en l'immersion des modules membranaires dans une solution de produits chimiques (fortement concentrée). Il s'agit de lavages CIP (pour *clean in place*). Ils sont réalisés lorsque les rétrolavages avec perméat ne permettent plus de réduire la PTM en dessous de la limite d'exploitation recommandée (WEF, 2006). En général, ce type de lavage est démarré par l'opérateur. Leur fréquence est variable selon le type de module membranaire et peut par exemple être d'une fois tous les 2 à 6 mois pour ceux à fibres creuses. Ils durent généralement entre 4 à 24 heures selon la littérature. Ces lavages peuvent être réalisés à même le bassin contenant les modules ou dans une cuve distincte. Lorsque les modules membranaires sont situés directement dans le bassin d'aération, on recourt à une cuve de trempage, sauf s'il est possible de traiter les eaux usées dans un bassin hors service. Lorsqu'on dispose d'un bassin de filtration, les lavages peuvent s'y faire directement, ce qui facilite l'exploitation. Le bassin de filtration devrait préalablement avoir été drainé et les membranes, rincées. Le bassin devrait ensuite être rempli d'eau claire avant l'ajout des produits chimiques (WEF, 2006). Chaque train membranaire devrait pouvoir être mis à l'arrêt, et ses membranes, nettoyées sans nuire à l'exploitation des autres unités (WEF, 2006).

Selon le volume utilisé, les eaux de lavage peuvent être retournées dans le bioréacteur, l'hypochlorite étant neutralisé rapidement et l'acide citrique étant rapidement biodégradable. Elles peuvent également être neutralisées avant d'être disposées.

## 10.5 Performances épuratoires

Les équations présentées à la section 10.3.1 permettent de déterminer la concentration de DBO<sub>5</sub>C soluble, de MES, d'AAT et de NO<sub>3</sub><sup>-</sup> à l'effluent du réacteur biologique.

Pour vérifier la capacité du procédé à respecter une norme de rejet exprimée en DBO<sub>5</sub>C totale, la DBO<sub>5</sub>C particulaire à l'effluent du système de séparation solide-liquide doit être ajoutée à la DBO<sub>5</sub>C soluble calculée. Or, en supposant un rapport DCO<sub>b</sub>/DBO<sub>5</sub> de 1,6, le rapport DBO<sub>5</sub>C particulaire/MVES peut être établi à environ 0,9. Ainsi le rapport DBO<sub>5</sub>C particulaire/MES peut varier entre 0,4 et 0,75 selon le TRB.

### 10.5.1 Boues activées avec décanteur

Selon la littérature, un système de boues activées comportant un décanteur d'environ 5 m de profondeur en périphérie peut atteindre une concentration moyenne annuelle à l'effluent de 10 mg/l de MES ou assurer au moins 90 % d'enlèvement pour ce paramètre. La concentration de solides à l'effluent augmente lorsque la profondeur du décanteur diminue (WEF et ASCE/EWRI, 2010).

Les résultats de suivi des stations d'épuration municipales de type boues activées avec décantation au Québec confirment qu'un enlèvement de 90 % de la DBO<sub>5</sub>C et des MES est généralement atteint. Dans l'ensemble, on peut respecter une moyenne périodique (de trois résultats ou plus) à l'effluent de 25 mg/l de DBO<sub>5</sub> et de MES (MELCC, 2020b).

Par extension, ces performances s'appliquent aussi aux RBS.

### 10.5.2 Boues activées avec filtration membranaire

La littérature indique qu'une station de type RBM permet d'atteindre une concentration moyenne annuelle ou périodique (de trois résultats ou plus) à l'effluent inférieure à 5 mg/l ou un rendement d'au moins 97 % pour la DBO<sub>5</sub> (WEF, 2006). Pour les MES, une concentration inférieure à la limite de détection de la méthode (3 mg/l) ou un enlèvement d'au moins 99 % est assuré (WEF, 2006). Toutefois, au Québec, les normes de rejet sont formulées dans le respect des limites de quantification des méthodes de mesure qui sont de 10 mg/l de MES (MELCC, 2020b).

La porosité des membranes utilisées dans les RBM a une incidence sur la réduction des pathogènes. Celles d'ultrafiltration ont une porosité nominale qui se situe entre 0,01 et 0,1 µm. Ce type de membrane est donc en mesure de retenir les bactéries comme les coliformes, mais pas tous les virus qui ont un diamètre variant entre 0,001 et 0,1 µm. Une désinfection UV n'est donc pas requise pour atteindre une norme de rejet de coliformes fécaux inférieure à 200 UFC/100 ml. Les membranes de microfiltration présentent des pores plus gros et nécessitent la formation d'un gâteau colmatant pour performer. L'ajout d'une désinfection UV peut être nécessaire selon les OER.

Selon la WEF (2006), les RBM peuvent atteindre jusqu'à 3 logs d'abattement des virus dans leur globalité. Les enlèvements typiques de pathogènes obtenus avec les RBM sont présentés au Tableau 10.5.2-1.

**Tableau 10.5.2-1 – Enlèvement des microorganismes pathogènes par les RBM**

	Pathogène	Réduction (log)
Virus	Virus entériques	1,5 - 6
	Coliphages	2,5 - 6
Bactéries	Coliformes totaux	3,5 - 6
	<i>E. coli</i>	
	Coliformes fécaux	
	<i>Enterococci</i>	
Protozoaires	<i>Cryptosporidium parvum</i>	2,5 - 6
	<i>Giardia lamblia</i>	
Helminthes	Ova, Cyste, Oocyste	3 - 6

Source : Qasim et Zhu (2018b).

### 10.5.3 Enlèvement de l'azote total

Généralement, le procédé LEM présente des performances d'enlèvement des nitrates de 60 % à 85 % (Grady et collab., 2011) et permet d'atteindre une concentration d'azote total de 6 à 10 mg N/l à l'effluent (M&EA, 2014). Pour obtenir une valeur inférieure à 10 mg/l en  $N_{tot}$ , il faut viser une concentration de 5 à 7 mg  $NO_3-N/l$  ou moins à l'effluent (M&EA, 2014). Lorsque le procédé LEM est intégré au RBM, on peut atteindre des concentrations d'azote total inférieures à 6 mg N/l (M&EA, 2014).

Le procédé Bardenpho à quatre étapes permet de réduire la concentration de nitrates à 5 à 7 mg N/l à la sortie du premier bassin aérobie et à moins de 3 mg N/l à la sortie du bassin postanoxique. Avec l'ajout de carbone, il est possible d'atteindre des concentrations inférieures à 1 ou 2 mg  $NO_3-N/l$  et à 3 mg  $N_{tot}-N/l$  (M&EA, 2014).

On peut atteindre une concentration d'azote total de 5 à 8 mg N/l à l'effluent d'un RBS (M&EA, 2014).

## 10.6 Exploitation

### 10.6.1 Généralités

Le bon fonctionnement d'un système de traitement biologique mécanisé repose à la fois sur un ensemble d'équipements mécaniques et d'instrumentation ainsi que sur un équilibre biologique relativement fragile. Outre l'exploitation et l'entretien adéquats des équipements mécaniques, électriques et électroniques, il est essentiel d'exercer un suivi et d'acquiescer une compréhension des mécanismes en jeu dans le procédé biologique pour apporter les modifications requises en cas de détérioration du traitement. Les stations biologiques mécanisées sont donc plus complexes à exploiter que les stations avec ouvrages expansifs (p. ex. étangs). La littérature fait largement mention des difficultés associées à la stabilité du système de séparation solide-liquide et à l'exploitation du système de gestion des boues qui sont susceptibles de se produire, notamment dans les petites installations (Bernier, 1992).

Les stations biologiques mécanisées requièrent de l'instrumentation, et la logique de contrôle doit être bien comprise par l'exploitant. Lorsqu'une problématique survient, il faut en effet être en mesure de réagir rapidement pour rétablir la situation. Si la main-d'œuvre est peu présente sur le site, il sera nécessaire d'instrumenter davantage les procédés pour assurer un suivi à distance efficace.

La qualification de la main-d'œuvre constitue un élément essentiel à l'exploitation efficace et convenable d'une station mécanisée. L'exploitant doit avoir une formation adéquate et posséder de bonnes connaissances du procédé de traitement, en chimie, en microbiologie, en électricité, en instrumentation et contrôle ainsi qu'en mécanique (Bernier, 1992). Pour l'exploitation des OMAEU, un certificat de qualification en traitement des eaux usées de type OW-1 doit être remis par Emploi-Québec. Dans le cas d'une très petite station où l'expertise du propriétaire ou de la municipalité est parfois limitée, on devrait confier à un expert un contrat d'exploitation (ou d'assistance à l'exploitation).

### 10.6.2 Tâches d'exploitation

L'exploitation du cœur du procédé porte sur le réacteur biologique avec son système d'aération, le système de séparation solide-liquide (décanteur secondaire, flottateur à air dissous ou filtration membranaire) et l'extraction des boues. Des systèmes connexes pour la recirculation des boues, l'évacuation de l'effluent, la gestion des cycles et les rétrolavages peuvent aussi être présents selon les cas.

Le maintien d'une biomasse adéquate est particulièrement important. Dans les procédés de boues activées, cela inclut la concentration de la liqueur mixte, le taux de recirculation, la quantité de boues extraites (taux et fréquence) ainsi que la qualité de la biomasse. Cette dernière peut être vérifiée régulièrement en mesurant l'indice de volume de boues (ou indice de Mohlman) et en observant divers indices comme la couleur de la liqueur mixte, la présence et les caractéristiques de la mousse ou l'état de floculation entre autres. Des observations microscopiques occasionnelles de la liqueur mixte peuvent s'avérer très utiles pour diagnostiquer les faiblesses du procédé et faire les ajustements nécessaires à l'exploitation.

Il faut s'assurer que le taux de recirculation de boues ainsi que la fréquence et le taux d'extraction de boues en excès sont fixés adéquatement et ajustés lorsque nécessaire. Tout colmatage ou autre problème de recirculation de boues devrait être réglé sans délai.

Le système d'aération nécessite des inspections visuelles, des mesures d'oxygène dissous, des ajustements du débit d'air ou des temps d'aération ainsi qu'un entretien régulier de tous les équipements (soufflantes, vannes, diffuseurs, aérateurs mécaniques).

Puisque les stations de traitement biologique mécanisé sont généralement munies d'équipements de prétraitement (un dégrillage et souvent un dessablage), l'exploitant devrait aussi s'assurer de leur bon fonctionnement et en effectuer l'entretien régulier. Il en est de même pour la décantation primaire, le cas

échéant. L'inspection fréquente des eaux usées durant ces étapes préalables peut servir à détecter des problèmes liés à leurs apports (déversements illicites, dilution excessive, affluent septique).

La filière solide nécessite la même attention que la filière liquide. En effet, les étapes de traitement des boues influent sur l'exploitation de toute la filière. Il faut veiller à ne pas perturber le fonctionnement du réacteur biologique avec les retours en provenance de la filière solide. Dans les petites stations munies d'un seul bassin de stockage aéré avec retour cyclique du surnageant, une gestion inadéquate du bassin de boues peut entraîner des surcharges hydrauliques et organiques du traitement. Les volumes de boues évacuées devraient être notés, et la siccité devrait être mesurée tous les mois ou lors de chaque vidange de boues. Des analyses de la qualité des boues sont requises au moins une fois par an ou plus souvent selon la méthode de disposition finale des boues.

Par ailleurs, l'exploitant devrait assurer l'entretien général des lieux, des bâtiments et de la mécanique du bâtiment, des bassins, de toute la tuyauterie et des équipements de contrôle.

Les recommandations d'exploitation ci-dessus ne sont pas exhaustives. On devrait préparer un manuel d'exploitation complet, adapté aux équipements installés. Ce manuel devrait permettre à l'exploitant de bien comprendre le fonctionnement du système et l'informer des tâches à accomplir.

On peut consulter de nombreux ouvrages complémentaires sur l'exploitation des procédés biologiques mécanisés, dont le manuel d'exploitation de la Water Environment Federation (2007), ainsi que diverses publications de l'Environmental Protection Agency (EPA).

PRÉLIMINAIRE



## 10.7 Références bibliographiques

ATLANTIC CANADA (Gouvernements du Canada, du Nouveau-Brunswick, de Terre-Neuve-et-Labrador, de la Nouvelle-Écosse et de l'Île-du-Prince-Édouard) (2006). *Atlantic Canada Wastewater Guidelines Manual for Collection, Treatment and Disposal*, préparé par ABL Environmental Consultants Ltd, 432 p.

BÉLAND, Y. (1984). « Design d'un bioréacteur à boues actives basé sur les bilans de masse en matières volatiles en suspension (MVS) et en matières en suspension », *Sci. Techni. Eau*, vol. 17, n° 4.

BENEFIELD, L. D., et C. W. RANDALL (1980). *Biological Process Design for Wastewater Treatment*, Englewood Cliffs, Prentice-Hall.

BERNIER, B. (1992). *Étude de techniques de remplacement applicable à l'assainissement des eaux usées des petites agglomérations : étude générale – Stations mécanisées et étangs non conventionnels*, Consultants BPR ingénieurs-conseils, Société québécoise d'assainissement des eaux (SQAE), Québec.

DROSTE, R. L., et GEHR, R. L. (2019). *Theory and practice of water and wastewater treatment*. 2<sup>e</sup> éd. Hoboken, NJ, É.-U., John Wiley and Sons, 956 p.

EKAMA, G. A., et M. C. WENTZEL (2008). « Organic Material Removal », *Biological Wastewater Treatment: Principles Modelling and Design*, sous la dir. de M. Henze, M. C. M. van Loosdrecht, G. A. Ekama et D. Brdjanovic, Londres (R.-U.), IWA Publishing, 511 p.

GERARDI, M. H., E. TYSON, M. ATKINS MUNRO et D. SYLVERMAN (2010). *Troubleshooting the sequencing batch reactor*, John Wiley and Sons Inc., 203 p.

GRADY, C. P., G. T. DAIGGER, N. G. LOVE et C. D. M. FILIPE (2011). *Biological wastewater treatment*, 3<sup>e</sup> éd., Boca Raton, IWA Publishing et CRC Press.

HYDROMANTIS ENVIRONMENTAL SOFTWARE SOLUTIONS INC. (HYDROMANTIS) (2019). *GPS-X Technical Reference, GPS-X Version 8.0*, [s. l.], [s. é.], 464 p.

IMPERO, J., et K. HAMMLER (2015). « MBR Screening Part 1: MBR screen designs and performance – an overview », *The MBR Site*, [En ligne] <https://www.thembrsite.com/features/membrane-bioreactor-screening-part-1-mbr-screen-designs-and-performance-an-overview/> (consulté le 8 juillet 2021).

IRVINE, R. L., P. A. WILDERER et H. C. FLEMMING (1997). « Controlled unsteady state processes and technologies: An overview », *Water Science and Technology*, vol. 35, n° 1, p. 1-10.

IRVINE, R. L. et A. W. BUSCH (1979). « Sequencing batch biological reactor: An overview », *Journal WPCF*, vol. 51, n° 2, p. 235-244.

IRVINE, R. L. (1977). *Application of sequencing batch reactors for treatment of municipal and industrial wastewater*, Report NSF/RA-770259, Dept. of civil engineering, Université de Notre-Dame, Indiana.

JENKINS, D., M. G. RICHARDS et G. T. DAIGGER (2003). *The causes and cures of activated sludge bulking and foaming*, 2<sup>e</sup> éd., Ann Habor, Lewis Publishers.

JENKINS, D., M. G. RICHARDS et G. T. DAIGGER (2004). *Manual on the Causes and Control of Activated Sludge Bulking, Foaming, and Other Solids Separation Problems*, 3<sup>e</sup> éd., Boca Raton, Lewis Publishers.

JUDD S. (2006). *The MBR Book: Principles and Applications of Membrane Bioreactors in Water and Wastewater Treatment*, Oxford, Elsevier.

JUDD S., et C. JUDD (2011). *The MBR Book: Principles and Applications of Membrane Bioreactors in Water and Wastewater Treatment*, 2<sup>e</sup> éd., Oxford, Elsevier.

KETCHUM, L. H. J<sup>r</sup> (1997). « Design and physical features of sequencing batch reactor », *Water Science and Technology*, vol. 35, n° 1, p. 11-18.

MANNING, J. F. et R. L. IRVINE (1985). « The biological removal of phosphorus in a sequencing batch reactor », *Journal WPCF*, vol. 57, n° 1, p. 87-94.

MELCC (2020a). *Bilan de performance des ouvrages municipaux d'assainissement des eaux usées pour l'année 2017*, [En ligne], 74 p.

MELCC (2020b). *Guide pour l'établissement des normes de rejet d'une installation de traitement des eaux usées d'origine domestique*, [En ligne], 73 p.

MELCER, H., P. L. DOLD, R. M. JONES, C. M. BYE, I. TAKACS, H. D. STENSEL, A. W. WILSON, P. SUN et S. BURY (2003). *Methods for Wastewater Characterization in Activated Sludge Modeling*, WERF Report 99-WWF-3, Water Environment Research Foundation, Alexandria, VA, 596 p.

METCALF & EDDY INC. (M&E) (2003). *Wastewater Engineering Treatment and Reuse*, 4<sup>e</sup> éd. New York, McGraw-Hill Education.

METCALF & EDDY-AECOM (M&EA) (2007). *Water Reuse: Issues, Technologies, and Applications*, New York, McGraw-Hill Education.

METCALF & EDDY-AECOM (M&EA) (2014). *Wastewater Engineering Treatment and Resource Recovery*, 5<sup>e</sup> éd., New York, McGraw-Hill Education, 2 048 p.

MODIN, O., S. SAHEB ALAM, F. PERSSON et B. M. WILÉN (2015). « Sorption and Release of Organics by Primary, Anaerobic, and Aerobic Activated Sludge Mixed with Raw Municipal Wastewater », *PLOS ONE* vol. 10, n° 3.

ONTARIO MINISTRY OF THE ENVIRONMENT (MOE) (2008). *Design guidelines for sewage works*.

PARK, H. D., I. S. CHANG et K. J. LEE (2015). *Principles of Membrane Bioreactors for Wastewater Treatment*, Boca Raton, CRC Press.

PIPES, W. O. (1979). « Bulking deflocculation and pinpoint floc », *Journal WPCF*, vol. 51, n° 1, p. 62-70.

POLTAK, R. F., M. JENNINGS, J. MURPHY et R. J. DUPUIS (2005). *Sequencing batch reactor design and operational considerations*, New England Interstate Water Pollution Control Commission, [En ligne], [[https://www.neiwpcc.org/neiwpcc\\_docs/sbr\\_manual.pdf](https://www.neiwpcc.org/neiwpcc_docs/sbr_manual.pdf)], Lowell, 24 p.

QASIM S. R. et G. ZHU (2018a). *Wastewater treatment and reuse: Theory and design examples*, vol. 1 – Principles and basic treatment, Boca Raton, Floride, CRC Press, 1 161 p.

QASIM S. R. et G. ZHU (2018b). *Wastewater Treatment and Reuse, Theory and design examples*, vol. 2 – Post-Treatment, Reuse, and Disposal, Boca Raton, Floride, CRC Press, 747 p.

ROBERGE, F. (1991). *Analyse de l'influence des conditions d'opération d'un réacteur biologique séquentiel sur le biotraitement d'une eau usée municipale faiblement chargée*, mémoire de maîtrise, École polytechnique de Montréal, Montréal, Canada.

TRZCINSKI, A. P., L. GANDA, C. KUNACHEVA, D. Q. ZHANG, L. L. LIN, G. TAO, Y. LEE et W. J. NG (2016). « Characterization and biodegradability of sludge from a high rate A-stage contact tank and B-stage

membrane bioreactor of a pilot-scale AB system treating municipal wastewaters », *Water Science and Technology*, vol. 74, n° 7, p. 1 716-1 725.

UNITED STATES ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY (US EPA) (2010). *Nutrient Control Design Manual*, EPA/600/R-10/100, Cincinnati, OH, Office of Research and Development, National Risk Management Research Laboratory.

VAN WINCKEL, T. (2014). *Development of high-rate activated sludge processes for energy-efficient wastewater treatment*, mémoire (maîtrise en génie des biosciences), Université de Gent.

VON SPERLING, M. (2007). *Biological wastewater treatment series*, vol. 5 – *Activated sludge and aerobic biofilm reactors*, IWA Publishing, Londres, 322 p.

WATER ENVIRONMENT FEDERATION (WEF) (2006). *Membrane systems for wastewater treatment*, New York, WEF Press McGraw-Hill, 284 p.

WATER ENVIRONMENT FEDERATION (WEF) (2007). *Operation of Municipal Wastewater Treatment Plants*, Manual of Practice n° 11, 6<sup>e</sup> éd., New York, McGraw-Hill Education, vol. I, II et III.

WATER ENVIRONMENT FEDERATION et AMERICAN SOCIETY OF CIVIL ENGINEERS / ENVIRONMENTAL AND WATER RESOURCES INSTITUTE (WEF et ASCE/EWRI) (2010). *Design of municipal wastewater treatment plants*, manual of practice n° 8, ASCE Manuals and reports on engineering practice n° 76, 5<sup>e</sup> éd., New York, McGraw-Hill Education., vol. 2 : *Liquid treatment processes*.

WATER ENVIRONMENT FEDERATION et AMERICAN SOCIETY OF CIVIL ENGINEERS/ ENVIRONMENTAL AND WATER RESOURCES INSTITUTE (WEF et ASCE/EWRI) (2018). *Design of Water resource recovery facilities*, manual of practice n° 8 – ASCE Manuals and Reports on Engineering Practice n° 76, 6<sup>e</sup> éd., New York, McGraw-Hill Education.

WATER ENVIRONMENT FEDERATION et AMERICAN SOCIETY OF CIVIL ENGINEERS/ ENVIRONMENTAL AND WATER RESOURCES INSTITUTE (WEF et ASCE/EWRI) (2005). *Biological Nutrient Removal (BNR) Operation in Wastewater Plants*, Manual of Practice n° 29 – ASCE/EWRI Manuals and Reports on Engineering Practice n° 109. New York, McGraw-Hill Education.

WENYI, D., D. HONG, Z. LI-AN, M. JIA et W. BAOZHEN (2006). « Operational Retrofits of AB Process for Biological Removal of Nitrogen and Phosphorus », *Water Practice & Technology*, IWA Publishing, vol. 1, n° 4.

WINKLER, H. K., et W. WIDMANN (1994). « Comparison of single-stage and two-stage activated sludge processes for the expansion of the Innsbruck WWTP », *Water Science and Technology*, vol. 29, n° 12, p. 69-79.

YOON, S. H. (2016). *Membrane Bioreactor Processes: Principles and Applications*, Boca Raton, CRC Press.



**Environnement,  
Lutte contre  
les changements  
climatiques,  
Faune et Parcs**

**Québec** 