

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

**11. Procédés biologiques mécanisés à cultures fixées et procédés hybrides – 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/renseignements.asp](http://www.environnement.gouv.qc.ca/formulaires/renseignements.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>v</b>
<b>Liste des figures</b>	<b>vi</b>
<b>Remerciements</b>	<b>viii</b>
<b>11. Procédés biologiques mécanisés à cultures fixées et procédés hybrides</b>	<b>1</b>
<b>11.1 Principe du traitement par biofilm</b>	<b>2</b>
<b>11.2 Conditions de conception</b>	<b>5</b>
11.2.1 Traitement préalable	5
11.2.2 Débits et charges	5
11.2.3 Température	5
11.2.4 Traitement subséquent	5
11.2.5 Filière solide	6
<b>11.3 Réacteur biologique à garnissage en suspension (RBGS)</b>	<b>7</b>
11.3.1 Principe de fonctionnement	7
11.3.2 Conditions de conception	8
11.3.3 Critères de conception	10
11.3.4 Aménagements et composantes	22
11.3.5 Exploitation	27
11.3.6 Résumé	28
<b>11.4 Procédé hybride de boues activées à garnissage intégré (BAGI)</b>	<b>30</b>
11.4.1 Principe de fonctionnement	30
11.4.2 Conditions de conception	31
11.4.3 Critères de conception	31
11.4.4 Aménagements et composantes	38
11.4.5 Performances épuratoires	38
11.4.6 Exploitation	39

11.4.7	Résumé	39
<b>11.5</b>	<b>Réacteur biologique rotatif</b>	<b>40</b>
11.5.1	Principe de fonctionnement	40
11.5.2	Conditions de conception	41
11.5.3	Critères de conception	43
11.5.4	Aménagements et composantes	48
11.5.5	Performances épuratoires	51
11.5.6	Installation	52
11.5.7	Exploitation	52
11.5.8	Résumé	53
<b>11.6</b>	<b>Biofiltration</b>	<b>54</b>
11.6.1	Principe de fonctionnement	54
11.6.2	Conditions de conception	55
11.6.3	Critères de conception	56
11.6.4	Aménagements et composantes	63
11.6.5	Performances épuratoires	65
11.6.6	Installation	66
11.6.7	Exploitation	66
11.6.8	Résumé	67
<b>11.7</b>	<b>Exploitation</b>	<b>68</b>
<b>11.8</b>	<b>Références bibliographiques</b>	<b>69</b>

## Liste des tableaux

Tableau 11.3.1-1 – Avantages et inconvénients des RBGS .....	8
Tableau 11.3.2-1 – Valeur du coefficient de température ( $\theta$ ) selon le type d'application .....	10
Tableau 11.3.3-1 – Taux de charge surfacique (TCS) et taux d'enlèvement surfacique (TES) pour l'enlèvement de la DBO <sub>5</sub> totale .....	14
Tableau 11.3.3-2 – Valeur du coefficient $k_{nf}$ selon le type de prétraitement .....	18
Tableau 11.3.3-3 – Taux de charge surfacique (TCS) et taux d'enlèvement surfacique (TES) pour l'enlèvement de l'azote total selon la température .....	21
Tableau 11.4.1-1 – Avantages et inconvénients des procédés BAGI .....	30
Tableau 11.4.3-1 – Paramètres généraux de conception d'un procédé BAGI pour l'enlèvement de la matière organique .....	37
Tableau 11.4.3-2 – Paramètres généraux de conception d'un procédé BAGI pour la nitrification .....	38
Tableau 11.5.3-1 – Critères de conception types s'appliquant aux RBR .....	48
Tableau 11.5.4-1 – Caractéristiques typiques des différents milieux de support des RBR .....	49
Tableau 11.5.4-2 – Caractéristiques et paramètres d'exploitation typiques des RBR .....	51
Tableau 11.6.1-1 – Avantages et inconvénients des biofiltres .....	55
Tableau 11.6.3-1 – Critères de conception typiques pour la biofiltration .....	62
Tableau 11.6.4-1 – Exemple d'un cycle de lavage d'une cellule de biofiltration .....	65
Tableau 11.6.5-1 – Rendement des biofiltres .....	66

## Liste des figures

Figure 11.1-1 – Présentation d'un biofilm se développant sur un matériau de garnissage	2
Figure 11.1-2 – Représentation schématique de l'effet de la concentration de substrat sur le taux de réaction	2
Figure 11.1-3 – Activités bactériennes variées selon la profondeur du biofilm, du dessus du biofilm (à gauche) vers la partie profonde (à droite)	3
Figure 11.3.3-1 – Taux d'enlèvement maximal atteignable en fonction du taux de charge appliqué en DCO totale avec un enlèvement complet des matières particulaires après le procédé par RBGS	15
Figure 11.3.3-2 – Taux d'enlèvement de la matière organique en fonction du taux de charge appliqué en unités de DBO <sub>5</sub> filtrée à 11 °C et de 6,2-6,4 mg O <sub>2</sub> /l pour un ratio de 1,6 g de DCO/g de DBO <sub>5</sub>	16
Figure 11.3.3-3 – Résultats québécois d'enlèvement de la DBO <sub>5</sub> soluble sur un seul RBGS selon la charge appliquée à un TRH < 1,5 h (A) ou > 2,5 h (B) avec de faibles et moyennes charges en DBO <sub>5</sub> totale pour des températures entre 5 °C et 21 °C (T <sub>moy</sub> à 14 °C) sur cinq différents types de garnissages	16
Figure 11.3.3-4 – Effet du TCS <sub>DBO5</sub> et de la concentration d'OD sur le TES <sub>AAT</sub> à 15 °C lorsque la concentration d'AAT dans le RBGS n'est pas limitante (≥2,5 mg de N/l)	17
Figure 11.3.3-5 – Effet de la concentration d'AAT sur le taux d'enlèvement surfacique (TES) de l'AAT dans le deuxième RBGS en nitrification (k <sub>nr</sub> = 0,6) selon la concentration d'OD à une température de 15 °C	19
Figure 11.3.4-1 – Configurations typiques pour l'oxydation de la matière organique, la nitrification et la dénitrification par RBGS pour le traitement d'eaux usées domestiques	23
Figure 11.3.4-2 – Systèmes d'aération et de mélange des réacteurs	25
Figure 11.3.4-3 – Aération à grosses bulles provenant d'une rampe sous des crépines horizontales (A) ou d'une conduite devant un tamis vertical (B)	27
Figure 11.4.3-1 – Modélisation d'un procédé BAGI en deux sections en série	32
Figure 11.5.1-1 – Principe des réacteurs biologiques rotatifs	41
Figure 11.5.1-2 – Aménagement typique d'une unité	41
Figure 11.5.2-1 – Filière de traitement typique d'un RBR	42
Figure 11.5.3-1 – Courbes typiques de rendement en DBO <sub>5</sub> des réacteurs biologiques rotatifs selon le modèle de Benjes	45
Figure 11.5.3-2 – Facteurs de correction selon la température des eaux usées	46
Figure 11.6.1-1 – Procédés de biofiltration a) à flux d'eau ascendant avec i) un garnissage noyé ou ii) un garnissage flottant, b) à flux d'eau descendant	54

Figure 11.6.3-1 – Configurations de dénitrification dans un procédé de biofiltration a) prédénitrification et nitrification séparées suivies d'une postdénitrification optionnelle, b) prédénitrification et nitrification dans le même réacteur \_\_\_\_\_ 58

PRÉLIMINAIRE

## 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

Alain Gadbois, ing., M. Sc. A., Christian Scott, ing., DESS et les autres membres de l'équipe de Veolia

Martin Milot, chimiste, M. Sc. – Bionest

Nicolas Minel et Clément Cartier, ing., Ph. D. – Brault-Maxtech

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

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

## 11. Procédés biologiques mécanisés à cultures fixées et procédés hybrides

Comme annoncé au chapitre 10, parmi les procédés biologiques mécanisés de traitement des eaux usées, il y a ceux à cultures fixées. Dans ces systèmes compacts, la biomasse se développe sur un support en formant un biofilm. Elle ne se retrouve donc pas ou très peu en suspension dans le réacteur. Il existe également des procédés hybrides qui contiennent de la biomasse en suspension et de la biomasse fixée.

Les supports de croissance de la biomasse peuvent être maintenus en suspension dans le réacteur, tourner autour d'un axe ou bien occuper une place fixe dans le réacteur. Par ailleurs, ils peuvent prendre diverses formes et sont des éléments propriétaires (propres à chaque manufacturier). Ainsi, les critères généraux et les équations décrites dans les ouvrages de référence et reprises dans le présent chapitre permettent de réaliser une conception préliminaire. La conception détaillée et finale devrait toutefois se faire conjointement avec le fournisseur. Elle devrait être adaptée au contexte particulier de chaque projet, tout en respectant les principes de base et les critères généraux largement éprouvés. On recommande également la réalisation de simulations dynamiques.

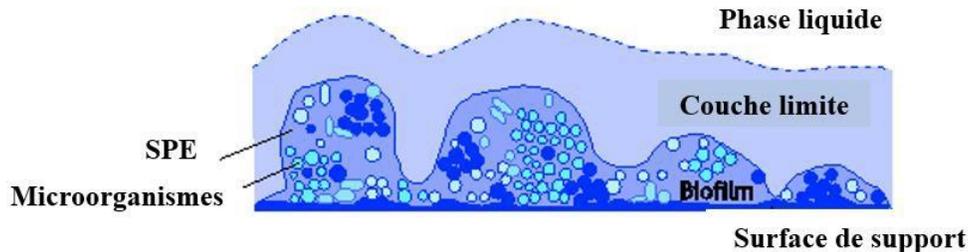
Les procédés à cultures fixées abordés dans ce chapitre sont les suivants :

- Les réacteurs à garnissage en suspension (RBGS).
- Les réacteurs biologiques rotatifs.
- Les biofiltres.

On y aborde aussi le procédé hybride de boues activées à garnissage intégré (BAGI).

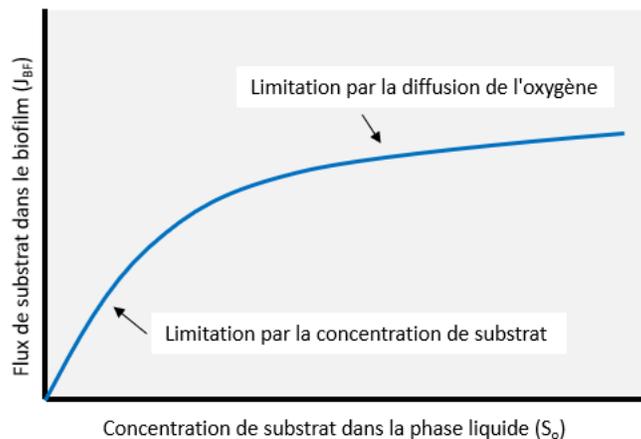
## 11.1 Principe du traitement par biofilm

Un biofilm consiste en une couche dense et croissante de microorganismes maintenus par une matrice de substances polymériques extracellulaires (SPE) sur une surface de support appelée garnissage. Il inclut les autres composants qui peuvent l'influencer, soit la couche limite et la phase liquide qui s'écoule autour du biofilm (Boltz et collab., 2017 ; Figure 11.1-1).



**Figure 11.1-1 – Présentation d'un biofilm se développant sur un matériau de garnissage**  
Adaptée de Sørensen et Morgenroth (2020)

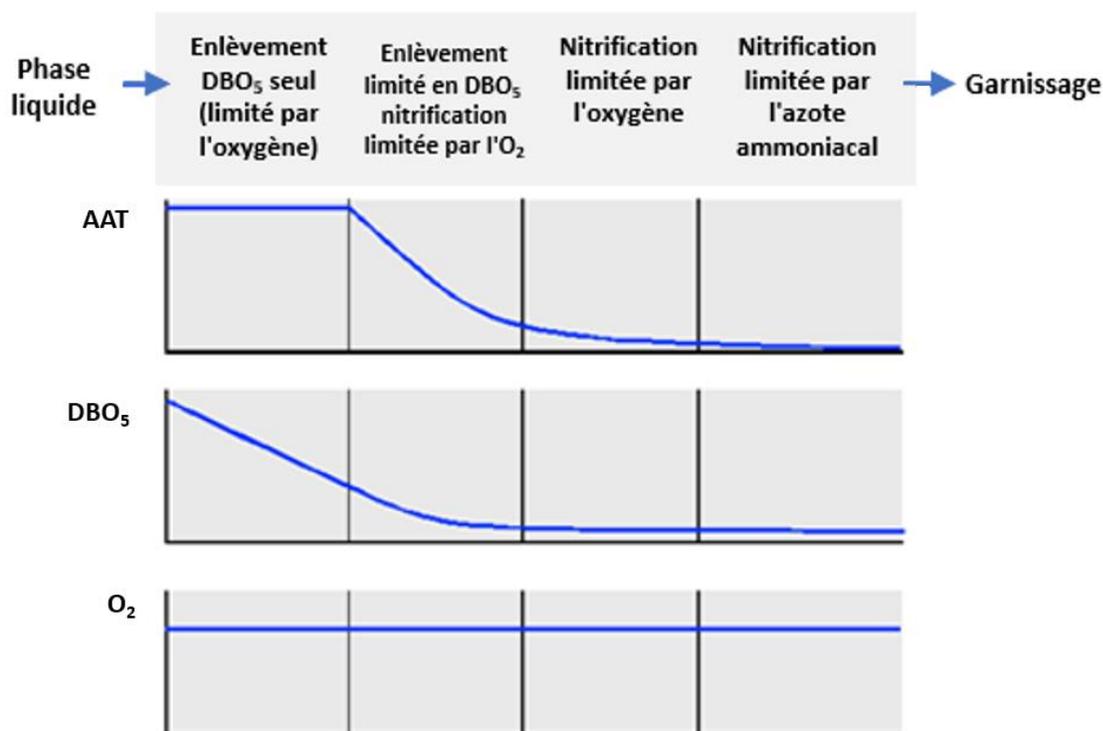
Le biofilm est constitué de plusieurs couches au sein desquelles se déroulent différents processus de conversion biologiques ; leur épaisseur varie avec les changements de conditions. Le taux d'enlèvement du substrat par un biofilm dépend notamment de sa concentration dans la phase liquide. La Figure 11.1-2 montre qu'à faible concentration de substrat, son taux d'enlèvement sera limité par celle-ci, alors qu'à une forte concentration, il sera limité par la diffusion d'oxygène. Un niveau de turbulence approprié dans le réacteur permet d'assurer le transport des substrats vers le biofilm et de conserver sa faible épaisseur par cisaillement (Rusten et collab., 2006). Cela favorise également une distribution plus uniforme du biofilm sur la surface de support et une meilleure pénétration des substrats.



**Figure 11.1-2 – Représentation schématique de l'effet de la concentration de substrat sur le taux de réaction**  
Adaptée de Sørensen et Morgenroth (2020)

Dans les différentes couches du biofilm, des activités bactériennes distinctes se produisent selon la disponibilité des réactifs. Dans l'exemple fourni à la Figure 11.1-3, la concentration d'oxygène dissous est élevée sur toute l'épaisseur du biofilm. À la surface du biofilm, près de la couche limite, la concentration d'azote ammoniacal et de  $DBO_5$  sont les plus élevées, et l'oxydation de la matière organique est favorisée

par rapport à la nitrification. Par la suite, avec la réduction de la  $DBO_5$ , la nitrification se réalise simultanément. Plus profondément, seule se la nitrification se produit. À la base du biofilm, le taux de nitrification est limité par la disponibilité d'AAT (azote ammoniacal total).



**Figure 11.1-3 – Activités bactériennes variées selon la profondeur du biofilm, du dessus du biofilm (à gauche) vers la partie profonde (à droite)**

**Adaptée de Morgenroth (2008)**

Si la concentration d'oxygène devient limitante dans le biofilm (zone d'anoxie) et que des nitrates sont présents, une dénitrification est possible selon la disponibilité du substrat carboné. À l'extrême, l'existence de zones anaérobies peut également engendrer une fermentation (sulfatoréduction, méthanogénèse). Ces zones ne sont pas illustrées à la Figure 11.1-3.

Selon la réaction considérée, des produits comme de la biomasse (MVES), du  $CO_2$ , du  $NO_2^-$ , du  $NO_3^-$  et du  $N_2$  peuvent être générés. Ces produits doivent être transportés hors du biofilm (p. ex.  $CO_2$  et  $N_2$ ) ou ils peuvent être utilisés à leur tour comme substrats par le biofilm (p. ex.  $NO_3^-$  lors de la dénitrification).

Pour obtenir un procédé à biofilm performant et optimiser la diffusion des substrats, l'épaisseur de la couche limite et du biofilm peut être contrôlée par le type de garnissage et sa quantité, le mode d'alimentation en eaux usées et les conditions hydrodynamiques. L'épaisseur du biofilm varie typiquement entre 50 et 500  $\mu m$  (Gieseke et collab., 2003 ; Hibiya et collab., 2004 ; Horn et Hempel, 1995 ; Schramm et collab., 1996). Dans des systèmes de type RBGS, des biofilms épais (500  $\mu m$ ) ont donné de meilleurs taux d'enlèvement de contaminants organiques traces difficilement biodégradables, alors que les biofilms minces (50  $\mu m$ ) ont permis d'obtenir des taux de nitrification plus élevés (Torresi et collab., 2016). La température a aussi un effet sur l'épaisseur du biofilm. Par exemple, dans un RBGS en nitrification tertiaire, l'épaisseur moyenne du biofilm passe de 57  $\mu m$  durant les mois d'été (juillet à octobre) à environ 100  $\mu m$  entre octobre et mai (McQuarrie et Boltz, 2011).

La formation du biofilm suit les quatre étapes suivantes : fixation (*attachment*), accumulation, régénération et maturation (Zhu et collab., 2015). Avec la croissance du biofilm, il se produit aussi un détachement continu de la biomasse causé par (Morgenroth et Wilderer, 2000) :

- l'abrasion liée aux collisions et au frottement entre les garnissages ;
- l'érosion liée aux forces de cisaillement du liquide autour du biofilm ;
- la desquamation (*sloughing*) liée aux détachements de larges segments de biofilm du garnissage ;
- la prédation.

En raison de ce détachement, un réacteur à cultures fixées contient toujours une portion de biomasse en suspension dans la phase liquide qui contribue à son efficacité. Cette contribution dépend, notamment, du taux de charge organique, de la concentration de substrat et du temps de rétention hydraulique (Masic et Eberl, 2014 ; Piculell, 2016).

PRÉLIMINAIRE

## 11.2 Conditions de conception

En principe, un système de traitement biologique des eaux usées vise à reproduire les processus de décomposition qui se produisent 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 à cultures fixées. Celles propres à chaque procédé sont données dans leur section respective.

### 11.2.1 Traitement préalable

Les procédés de traitement biologiques mécanisés à cultures fixées sont généralement précédés d'un dégrillage et d'une décantation primaire. Un dessablage peut être requis, particulièrement en présence d'un réseau d'égouts unitaire.

Dans le cas des très petites stations, notamment celles des projets communautaires, institutionnels et commerciaux, une fosse septique avec préfiltres est généralement installée en amont du procédé biologique mécanisé à cultures fixées.

### 11.2.2 Débits et charges

Les débits et les charges sont déterminés préalablement à la conception du système de traitement. D'une manière générale, les bioréacteurs devraient être conçus en fonction des débits et charges maximaux en  $DBO_5C$ , MES, NTK et  $P_{tot}$  associés aux périodes d'application des normes de rejet (moyennes annuelles, saisonnières, mensuelles ou hebdomadaires). On devrait vérifier la conception pour assurer l'efficacité du traitement lors des pointes. À noter que les procédés à cultures fixées sont moins sensibles aux variations de débit et de charge que les procédés à cultures en suspension.

En ce qui concerne le profil hydraulique, les bioréacteurs devraient être conçus de façon à permettre l'écoulement du débit de pointe horaire, en tenant compte des unités à l'arrêt le cas échéant. Autrement, on peut prévoir un bassin d'égalisation, et le système devrait alors être conçu selon le débit instantané (pour une alimentation par intermittence). Dans un tel cas, on devrait aussi effectuer une vérification du temps de rétention hydraulique au débit moyen, au débit de pointe horaire et au débit instantané afin de réduire les risques de court-circuitage.

### 11.2.3 Température

Les procédés biologiques mécanisés reposent sur une biomasse dont l'activité dépend de la température de l'eau. Bien que les cultures fixées soient plus tolérantes aux conditions froides que celles en suspension, la conception des réacteurs et du système d'aération devrait être vérifiée pour chaque saison. 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 minimale de conception. Autrement, il est recommandé de considérer une température de conception inférieure à 10 °C en condition froide (8 °C en hiver et 6 °C lors de la fonte si le réseau véhicule beaucoup d'eaux parasites) et de 16 °C en été avec une vérification de l'aération à 25 °C.

### 11.2.4 Traitement subséquent

Après le bioréacteur, une étape de séparation solide-liquide est requise, sauf dans le cas de la biofiltration, qui inclut déjà cette fonction. En raison de la faible concentration de MES dans l'effluent du bioréacteur comparativement à un procédé de boues activées, une technologie comme la flottation à air dissous ou la décantation avec floculation lestée peut se révéler plus adéquate qu'une décantation secondaire classique. On peut également mettre en place une postfiltration.

Selon les usages du milieu récepteur, on peut être tenu de procéder à une déphosphatation (voir chapitre 14) et/ou à une désinfection (voir chapitre 15).

### **11.2.5 Filière solide**

Voir chapitre 10 – section 10.2.5.

De façon générale, les boues primaires et secondaires sont extraites quotidiennement de la filière liquide. Dans le cas d'un décanteur secondaire, cette fréquence est importante pour prévenir les remontées de boues et les pertes à l'effluent. Dans les petites stations, une fosse septique est souvent utilisée comme traitement primaire ; il est donc possible d'y accumuler les boues primaires pendant plusieurs mois.

Pour rappel, plusieurs procédés de traitement des boues engendrent des surnageants ou des filtrats qui sont retournés dans la filière liquide. En plus des charges de l'affluent, le bilan massique effectué devrait tenir compte des charges de ces eaux retournées en tête de traitement.

PRÉLIMINAIRE

## 11.3 Réacteur biologique à garnissage en suspension (RBGS)

Les réacteurs biologiques à garnissage en suspension (RBGS) sont utilisés lors du traitement des eaux usées d'origine domestique, principalement pour l'oxydation de la matière organique et la nitrification. Ils peuvent l'être aussi pour l'enlèvement de l'azote total par dénitrification. Toutefois, celle-ci ne sera décrite que brièvement dans le présent guide.

Les RBGS ont été inventés en Norvège à la fin des années 1980 (Ødegaard, 2018). Avant 2017, au-delà de 8 200 installations municipales et industrielles de type RBGS existaient dans plus de 50 pays. Parmi ces installations, on comptait plus de 1 200 systèmes traitant des apports équivalant à plus de 200 habitants et plus de 7 000 installations traitant des apports équivalant à moins de 200 habitants (Boltz et collab., 2017). Depuis les années 1990, un grand nombre de publications scientifiques sur les RBGS ont été produites pour différents types de garnissages.

### 11.3.1 Principe de fonctionnement

Un RBGS est un procédé de traitement à biofilm fixé à un garnissage de plastique ajouré. Ce garnissage, généralement constitué de pastilles alvéolées de petite dimension (< 50 mm), est maintenu en mouvement par aération ou brassage mécanique.

Les procédés de type RBGS peuvent être utilisés en situation de forte, moyenne ou faible charge organique (Tableau 11.3.3-1). Un RBGS à forte charge organique permet un enlèvement partiel de la  $DBO_5$  pour accroître la capacité d'un procédé en aval et améliorer les propriétés de décantation des boues activées (Ødegaard, 1999). Un RBGS à moyenne charge en  $DBO_5$  permet d'atteindre les exigences d'un traitement secondaire, tandis qu'un RBGS à faible charge en  $DBO_5$  favorise la nitrification simultanée à même le réacteur si l'aération est suffisante. Avec plusieurs RBGS en série, la nitrification se produit généralement dans les réacteurs situés en aval.

En plus de la nitrification, un RBGS peut être conçu pour l'enlèvement des nutriments comme l'azote total et le phosphore (M&EA, 2014). L'enlèvement de l'azote total par dénitrification est réalisé avec un RBGS agité, mais non aéré. Le réacteur peut être installé en amont d'autres bioprocédés (préanoxie) ou en aval (postanoxie) en prévoyant l'ajout, au besoin, de matière organique externe. En préanoxie, une partie de l'effluent nitrifié est retournée en tête afin d'utiliser l'oxygène issu des nitrates pour oxyder la matière organique provenant de l'affluent.

L'enlèvement du phosphore s'effectue normalement par coprécipitation. La déphosphatation chimique est préférablement réalisée par ajout de coagulant après les RBGS à l'amont de la clarification secondaire. À cette étape, l'ajout de coagulant accroît la séparation solide-liquide et évite de provoquer un manque de phosphore dans le biofilm ou une baisse excessive d'alcalinité dans les RBGS. Selon Helness et ses collaborateurs (2005), il n'y a pas vraiment d'avantage à doser le coagulant directement en amont du RBGS. Davantage d'information sur les points d'injection de coagulant pour la déphosphatation est fournie au chapitre 14 – section 14.1.3.5.

Le Tableau 11.3.1-1 présente les avantages et inconvénients des RBGS par rapport aux boues activées.

**Tableau 11.3.1-1 – Avantages et inconvénients des RBGS**

Avantages	Inconvénients
Réduction du temps de rétention hydraulique et de l'espace requis	Accroissement de la demande d'énergie pour le maintien d'une concentration élevée d'oxygène dissous et du garnissage en mouvement
Simplicité d'exploitation liée à l'absence de purge de boues, de recirculation et de contrôle du temps de rétention des boues	Nécessité d'enlever le garnissage pour avoir accès au fond du réacteur
Diminution du problème de décantation causé par le foisonnement des boues (bactéries filamenteuses)	Nécessité d'installer un meilleur prétraitement pour enlever les débris grossiers
Capacité de maintenir la biomasse dans le réacteur malgré des surcharges hydrauliques importantes	Augmentation de la perte de charge causée par le passage de l'effluent à travers les crépines retenant le garnissage
Résistance supérieure aux chocs toxiques, aux variations de charge et aux températures froides	Production élevée de petites particules non floculées qui résulte en une mauvaise décantation des matières particulières pour les RBGS à forte charge ( <i>pin point flocs</i> )
Modularité du système qui facilite leur ajout à des installations existantes	

Sources : M&EA (2014) et McQuarrie et Boltz (2001).

## 11.3.2 Conditions de conception

### 11.3.2.1 Traitement préalable

Un prétraitement est requis en amont d'un RBGS pour éviter l'accumulation de débris (p. ex. chiffons, plastique, sable) qu'il serait difficile de retirer en présence de garnissage dans le réacteur. Un dégrillage moyen (généralement 6 à 12 mm) est recommandé lorsqu'on prévoit une décantation primaire ou un ouvrage équivalent (fosse septique avec préfiltre). En l'absence d'une étape de décantation, on demande un dégrillage fin (~3 mm) en amont de RBGS en traitement secondaire (M&EA, 2014 ; WEF et ASCE, 2018). Afin de réduire le colmatage des grilles de retenue du garnissage, le dégrilleur devrait présenter des ouvertures inférieures (d'au moins 2 mm) à celles du système d'évacuation de l'effluent du RBGS. Un dégrillage additionnel n'est généralement pas requis lorsqu'un RBGS est ajouté en traitement tertiaire. Un dessablage peut être nécessaire, particulièrement en présence d'un réseau d'égouts unitaire. Le dégraissage et l'égalisation du débit peuvent être considérés au besoin.

L'ajout de produits chimiques à la décantation primaire permet 1) d'améliorer sa performance pour réduire la charge organique admise au RBGS et 2) de contribuer à la déphosphatation chimique (M&EA, 2014). Comme il est indiqué au chapitre 14 – section 14.1.3.5, il faut s'assurer qu'une concentration de phosphore suffisante est maintenue pour le traitement biologique subséquent. Ainsi, on devrait limiter les dosages de coagulants en pré-précipitation et ajouter un point d'injection en aval pour terminer l'enlèvement du phosphore (p. ex. 30-70 %).

### 11.3.2.2 Débits et charges

Comme il a été mentionné précédemment, les RBGS sont moins sensibles aux variations de débit et de charge que les procédés à biomasse en suspension. Ils devraient être conçus en fonction des charges journalières moyennes de DBO<sub>5</sub>C, de MES, de NTK et de P<sub>tot</sub> au débit journalier moyen. La capacité du procédé à atteindre les rendements visés doit toutefois être vérifiée à chaque période de calcul des normes

de rejets à la station d'épuration. Des vérifications en conditions de pointe (charge et débit) devraient être faites.

En ce qui concerne le profil hydraulique, le système d'évacuation de l'effluent devrait être conçu en fonction du débit de pointe horaire ( $Q_{max}$ ). Autrement, on peut prévoir un bassin d'égalisation et concevoir le système selon le débit instantané (pour une alimentation par intermittence). On devrait aussi effectuer une vérification du temps de rétention hydraulique au débit moyen, au débit de pointe horaire et au débit instantané pour réduire les risques de court-circuitage.

### 11.3.2.3 Température

Comme pour tous les procédés de traitement biologique, la température de l'eau influe sur l'activité de la biomasse dans les RBGS. Bien que les cultures fixées soient plus tolérantes aux conditions froides que les cultures en suspension, la conception des réacteurs (volumes) et de l'aération devrait être vérifiée pour chaque saison. Si aucun relevé de température à la station d'épuration n'est disponible, on devrait utiliser une température de 16 °C pour l'été et de 8 °C pour l'hiver (ou de 6 °C lors de la fonte, si le réseau véhicule beaucoup d'eaux parasites) pour la conception du système biologique d'une station de type municipal ou communautaire.

On considère l'effet de la température lors du dimensionnement des réacteurs en effectuant une correction théorique des taux de charge (appliqués ou enlevés) à la surface de biofilm au moyen de la relation d'Arrhenius (équation 11.1). La valeur du coefficient  $\theta$  à utiliser varie selon l'application visée (Tableau 11.3.2-1).

**Équation 11.1 :** 
$$k_{T2} = k_{T1}\theta^{(T2-T1)}$$

où :

$k_{T1}$  : taux de réaction à la température  $T1$  (généralement TCS ou TES en  $g.m^{-2}.d^{-1}$ ) ;

$k_{T2}$  : taux de réaction à la température  $T2$  (généralement TCS ou TES en  $g.m^{-2}.d^{-1}$ ) ;

$\theta$  : coefficient de température (-) ;

$T_1$  : température de référence (°C) ;

$T_2$  : température de conception (°C).

Le coefficient de température relatif à l'enlèvement de la matière organique indiqué au Tableau 11.3.2-1 est applicable jusqu'à une température de 0,5 °C en aval d'étangs aérés. Pour la nitrification, la température d'application du coefficient  $\theta$  est limitée à une valeur minimale de 5 °C. Lorsque la température de l'eau diminue sous ce seuil pendant une période prolongée, la cinétique de nitrification diminue significativement (Young et collab., 2017). À des températures inférieures à 1 °C durant plusieurs semaines, le taux d'enlèvement de l'azote ammoniacal semble se stabiliser à de très faibles valeurs (Hoang et collab., 2014). La performance des RBGS en nitrification à l'aval d'étangs aérés à des températures inférieures à 5 °C n'est pas considérée comme conventionnelle et doit être documentée conformément à la procédure d'évaluation des nouvelles technologies de traitement des eaux usées d'origine domestique du MELCCFP.

### 11.3.2.4 Redondance

Pour le traitement secondaire d'eaux usées d'origine domestique, il est recommandé de diviser le réacteur en au moins deux étapes (Ødegaard, 2018). Selon l'analyse de fiabilité de la station, on peut prévoir une redondance en parallèle pour les équipements qui présentent des risques de bris ou ceux qui pourraient nécessiter de longs débordements durant un entretien ou des réparations.

**Tableau 11.3.2-1 – Valeur du coefficient de température ( $\theta$ ) selon le type d'application**

Application	$\theta$	Référence
Enlèvement de la matière organique	1,08	Norsk Vann, 2009, cité par Ødegaard, 2018
Nitrification	1,09	M&EA, 2014
Dénitrification	1,07	Ødegaard, 2018

### 11.3.2.5 Traitement subséquent

Afin d'obtenir un effluent clarifié respectant minimalement les normes de rejet dans l'environnement d'un traitement secondaire (p. ex. 25 mg/l de DBO<sub>5</sub>C et de MES, article 6 du ROMAEU), un procédé de séparation solide-liquide est nécessaire en aval des RBGS qui effectuent l'enlèvement de la DBO<sub>5</sub> ou la dénitrification. Il peut s'agir d'une décantation, d'une flottation à air dissous, d'une clarification à haut rendement (floculation lestée), d'une filtration (McQuarrie et Boltz, 2011) ou d'un passage dans des étangs aérés. Plus le taux de charge organique appliqué sur le biofilm augmente, plus les caractéristiques de décantation des fragments de biofilm détachés se détériorent. Dans ces conditions, la WEF et ASCE (2010) recommandent une séparation solide-liquide à haute efficacité avec l'ajout de produits chimiques afin d'améliorer la floculation. Ce type de séparation solide-liquide avec ajout de coagulant et de polymère devrait toujours être prévu en aval d'un RBGS.

Pour les RBGS qui effectuent la nitrification, l'ajout d'une étape de séparation solide-liquide dépend de l'emplacement du réacteur dans la filière de traitement (Figure 11.3.4-1) et de la sévérité des normes de rejet en MES à l'effluent. Lorsqu'un RBGS est utilisé en nitrification tertiaire à la suite d'un traitement secondaire complet, une étape de polissage (p. ex. postfiltration, décantation tertiaire) peut être requise si les normes de rejet sont contraignantes<sup>1</sup>.

## 11.3.3 Critères de conception

On a développé et implanté des modèles de diffusion et des réactions au sein du biofilm dans des logiciels commerciaux de simulation (Sørensen et Morgenroth, 2020). Cependant, en raison de la difficulté à déterminer de façon fiable la performance d'un procédé à biofilm selon les caractéristiques des garnissages, la configuration des réacteurs et les conditions environnementales, les RBGS sont fréquemment conçus à partir de relations empiriques. Ces relations déterminées expérimentalement s'appuient principalement sur la charge appliquée ou enlevée et la surface active de garnissage (Ødegaard et collab., 2000).

Les principaux éléments de conception des RBGS sont l'aménagement physique des réacteurs (configuration, garnissage, aération, mélange, évacuation de l'effluent), les taux d'enlèvement et de charge surfacique ainsi que le temps de rétention hydraulique.

### 11.3.3.1 Bilan de masse

La concentration de matières en suspension (MES) à l'effluent d'un RBGS dépend de la production totale de boues et des MES à l'affluent. Elle peut être estimée comme la somme de cinq éléments principaux :

- La biomasse hétérotrophe produite à partir du substrat carboné biodégradable.
- Les résidus produits par la respiration endogène.

<sup>1</sup> Dans le cas d'un RBGS placé en aval d'étangs aérés, on devrait prévoir un polissage étant donné les concentrations variables de DBO<sub>5</sub>C, de MES et d'AAT à la sortie des étangs (voir les fiches d'information technique du CTTEU).

- La biomasse nitrifiante produite à partir de l'azote ammoniacal nitrifié (une partie de l'azote organique peut préalablement s'hydrolyser en azote ammoniacal).
- La matière organique non biodégradable de l'affluent.
- La matière inorganique de l'affluent.

Dans un procédé de type RBGS, la proportion de MES est plus élevée dans le biofilm que dans la phase liquide, car la biomasse se développe principalement sur le garnissage. La concentration surfacique de biofilm dans un RBGS varie entre 5 g et 15 g de MES/m<sup>2</sup> de garnissage pour la prédénitrification ainsi que pour l'enlèvement simultané de la matière organique et la nitrification. Elle peut même atteindre 28 g de MES/m<sup>2</sup> pour un procédé à forte charge de DBO<sub>5</sub> (Philips et collab., 2008). On peut donc s'attendre à une concentration volumique de MES entre 3 800 et 8 400 mg/l dans un RBGS avec un garnissage ayant 500 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> de surface spécifique et un taux de remplissage de 60 % (M&EA, 2014). Cependant, la concentration de MES à l'effluent est généralement de 100-250 mg/l, ce qui est bien inférieur à la concentration de MES d'un procédé typique de boues activées (2 500 à 3 500 mg/l).

#### 11.3.3.1.1 Production de boues

La quantité de boues produites peut être estimée à l'aide du coefficient de synthèse observé ( $Y_{obs}$ ) typiquement dans un RBGS. En plus de considérer la production de boues liée à la synthèse de la biomasse,  $Y_{obs}$  tient compte des débris cellulaires, des MVES non biodégradables à l'affluent et de l'hydrolyse des matières particulaires. Pour l'oxydation de la DCO soluble, une valeur d'approximativement 0,5 g de MES/g de DCO filtrée enlevée est mentionnée dans la littérature (Ødegaard, 2006). Cette valeur a été obtenue dans un RBGS recevant une très forte charge organique (15-20 g.m<sup>-2</sup>.d<sup>-1</sup> de DBO<sub>5</sub> filtrée) avec un TRH de 30 minutes. Le ratio DCO<sub>f</sub>/DBO<sub>f</sub> à l'affluent était en moyenne de 1,3 (Helness et collab., 2005).

Des essais en laboratoire réalisés par Karizmeh (2012) sur des eaux usées synthétiques solubles montrent que la quantité de boues produites augmente avec une augmentation du taux de charge surfacique (TCS) (9 à 64 g de DCO.m<sup>-2</sup>.d<sup>-1</sup>) et du TRH (1 à 2 heures). Le coefficient de synthèse de la biomasse hétérotrophe ( $Y_H$ ) se maintenait entre 0,3 et 0,5 g de MVES/g de DCO soluble enlevée, et le ratio MVES/MES était d'environ 0,90-0,95 pour la biomasse produite. Ces valeurs de  $Y_H$  concordent avec celles qui sont présentées dans le Tableau 10.3.1-2 du chapitre 10 pour une boue activée. On peut utiliser des ratios typiques pour un affluent d'eaux usées d'origine domestique de 1,6 g de DCO<sub>b</sub>/g de DBO<sub>5</sub> et de 0,85-0,90 g de MVES/g de MES pour la biomasse générée dans le RBGS.

À des taux de charge organique élevés, une augmentation des MES entre l'entrée et la sortie d'un RBGS indique une réduction significative de la DBO<sub>5</sub> soluble, mais l'enlèvement global de la DBO<sub>5</sub> est limité par la transformation de la DBO<sub>5</sub> soluble en DBO<sub>5</sub> particulaire. De plus, la DBO<sub>5</sub> particulaire présente à l'affluent passe plus ou moins inchangée à travers le réacteur. Lorsque le taux de charge en DBO<sub>5</sub> soluble appliqué diminue et que le TRH augmente, une faible augmentation des MES entre l'affluent et l'effluent du réacteur, voire une diminution dans le deuxième RBGS en série, peut parfois être observée. Ce phénomène est causé par l'hydrolyse et la dégradation d'une partie de la matière organique particulaire et colloïdale présente à l'affluent (Ødegaard, 2018 ; Helness et collab., 2005).

Conséquemment, une conception basée sur le  $Y_{obs}$  mentionné précédemment ou une valeur incluse dans la gamme typique mentionnée au Tableau 10.3.1-2 du chapitre 10 (selon l'expérience des manufacturiers dans des installations similaires) semble sécuritaire pour estimer la production de boues liée à l'enlèvement de la DBO<sub>5</sub>.

La production de boues liée à la nitrification dans un RBGS est généralement peu élevée. Aucune valeur spécifique n'est présentée dans la littérature sur les RBGS. Conséquemment, l'utilisation du coefficient de synthèse de la biomasse nitrifiante ( $Y_{AOB}$ ) typique d'un réacteur biologique de 0,12 g de MVES/g d'AAT pour des eaux usées d'origine domestique (M&EA, 2014) semble conservatrice.

### 11.3.3.1.2 Temps de rétention des boues

Contrairement à un procédé de boues activées, le temps de rétention des boues (TRB) n'est pas un concept communément utilisé pour la conception et l'exploitation d'un RBGS. Il peut néanmoins être estimé à partir du taux de détachement des MVES du garnissage (Karizmeh, 2012). Sachant que les couches de surface du biofilm sont plus susceptibles de se détacher que celles qui sont près du garnissage, le TRB (âge des boues) moyen dans la phase liquide est assez faible (0,5-5 jours) comparativement à celui à la base du biofilm (50 jours) (Morgenroth, 2008).

### 11.3.3.2 Taux d'enlèvement et taux de charge surfacique

Le taux d'enlèvement surfacique par le biofilm ou le taux de charge surfacique appliqué sur le biofilm est le critère de conception qui permet d'établir les volumes de garnissage et de réacteur requis. Il dépend notamment des concentrations de substrat à oxyder et d'oxygène dissous dans la phase liquide du réacteur, des conditions de mélange ainsi que des caractéristiques du biofilm (M&EA, 2014).

Le taux d'enlèvement surfacique par le biofilm (TES) permet de définir la surface de biofilm ( $A_{BF}$ ) requise dans le réacteur (équation 11.2) en fonction du débit moyen de conception ( $Q_{moy}$ ), de la concentration de substrat visée à la sortie du réacteur ( $S_e$ ) et de celle à l'affluent ( $S_o$ ).

**Équation 11.2 :** 
$$A_{BF} = Q_{moy}(S_o - S_e)/TES$$

où :

$Q_{moy}$  : débit moyen de conception ( $m^3/d$ ) ;

$S_o$  : concentration de substrat à l'affluent du réacteur ( $mg/l$  ou  $g/m^3$ ) ;

$S_e$  : concentration de substrat à l'effluent du réacteur ( $mg/l$  ou  $g/m^3$ ) ;

TES : taux d'enlèvement surfacique par le biofilm ( $g.m^{-2}.d^{-1}$ ).

Le taux de charge surfacique appliqué sur le biofilm (TCS) peut aussi être utilisé pour estimer la surface de biofilm requise (équation 11.3) selon la charge à l'affluent ( $C_A$ ).

**Équation 11.3 :** 
$$A_{BF} = C_A/TCS/1000$$

où :

$A_{BF}$  : surface totale de biofilm dans le réacteur ( $m^2$ ) ;

$C_A$  : charge à l'affluent du réacteur ( $kg/d$ ) ;

TCS : taux de charge surfacique appliqué sur le biofilm ( $g.m^{-2}.d^{-1}$ ).

Le rendement du réacteur (R) est obtenu en divisant le TES par le TCS (équation 11.4).

**Équation 11.4 :** 
$$R = TES/TCS$$

Par la suite, le volume de garnissage requis ( $V_G$ , équation 11.5) est calculé en divisant  $A_{BF}$  par la surface spécifique protégée par unité de volume de garnissage ( $SS_P$ ). Le volume du réacteur ( $V_R$ , équation 11.6) est finalement déterminé en divisant cette valeur par le pourcentage de remplissage du réacteur par le garnissage (%G).

**Équation 11.5 :** 
$$V_G = A_{BF}/SS_P$$

**Équation 11.6 :** 
$$V_R = 100 V_G/\%G$$

où :

$V_G$  : volume de garnissage ( $m^3$ ) ;

$A_{BF}$  : surface totale de biofilm dans le réacteur ( $m^2$ ) ;  
 $SS_P$  : surface spécifique protégée par unité de volume de garnissage ( $m^2/m^3$ ) ;  
 $V_R$  : volume du réacteur ( $m^3$ ) ;  
%G : pourcentage de remplissage du réacteur par le garnissage (%).

Afin de convertir les taux surfaciques en leur équivalent volumique (TCV ou TEV), le TCS ou le TES est multiplié par la  $SS_P$  et le %G (équation 11.7).

**Équation 11.7 :**  $TCV \text{ ou } TEV = (TCS \text{ ou } TES) SS_P \%G / 100\ 000$

où :

TCV : taux de charge volumique appliqué sur le garnissage ( $kg.m^{-3}.d^{-1}$ ) ;  
TEV : taux d'enlèvement volumique par le garnissage ( $kg.m^{-3}.d^{-1}$ ).

Un exemple numérique de conception d'une série de quatre réacteurs réalisant l'enlèvement de la  $DBO_5$  et la nitrification est présenté dans M&EA (2014, exemple 9-8). Les réacteurs 1 et 2 reçoivent une charge en  $DBO_5$  moyenne et faible, respectivement, tandis que les réacteurs 3 et 4 effectuent la nitrification lorsque les concentrations d'oxygène dissous et d'azote ammoniacal sont respectivement limitantes. D'autres exemples sont présentés dans Bengtson (2017a, b) concernant 1) un seul RBGS enlevant la  $DBO_5$  à faible charge, 2) deux RBGS enlevant la  $DBO_5$ , dont un à forte charge et l'autre à faible charge, 3) un seul RBGS réalisant la nitrification tertiaire, 4) deux RBGS, dont un enlevant la  $DBO_5$  à faible charge et l'autre réalisant la nitrification. Des exemples de ce dernier cas de figure, combiné à une pré- et une postdénitrification, y sont également présentés.

#### 11.3.3.2.1 Enlèvement de la matière organique

Le carbone organique biodégradable soluble est rapidement consommé dans un RBGS. Une concentration d'oxygène dissous de 2 à 3 mg d' $O_2/l$  est considérée comme suffisante pour l'enlèvement de la matière organique des eaux usées municipales (Ødegaard, 2006). Comme il a été mentionné précédemment, les RBGS utilisés pour l'enlèvement de la  $DBO_5$  (Figure 11.3.4-1 a, b, c) sont divisés en trois types selon la charge organique appliquée : 1) enlèvement partiel ou forte charge, 2) traitement secondaire ou moyenne charge et 3) prénitrification ou faible charge. Le Tableau 11.3.3-1 présente les valeurs de TCS et TES liées à la  $DBO_5$  totale pour chaque application (M&EA, 2014 ; Ødegaard, 1999 ; McQuarrie et Boltz, 2011).

Les taux correspondant à une forte charge sont utilisés seulement lorsqu'un abattement rapide de la  $DBO_5$  soluble est souhaité lors de la première étape d'une série de RBGS ou en amont d'un traitement biologique subséquent. Ce type de réacteur peut également être utilisé pour maximiser la récupération de la matière organique biodégradable en prévision de la valorisation des boues (p. ex. par biométhanisation) (Brosseau, 2015 ; Ødegaard, 2016).

Dans le cas d'un traitement secondaire typique, où un effluent avec des concentrations inférieures à 25 mg/l de  $DBO_5C$  et de MES est visé, on peut installer un RBGS à taux de charge moyen divisé en deux étapes.

Les faibles taux de charge sont généralement utilisés lorsqu'une nitrification est prévue dans le réacteur en aval afin de réduire au minimum la concentration de  $DBO_5$  soluble et de maximiser l'enlèvement de l'AAT. C'est le cas lorsqu'une norme de rejet d'azote ammoniacal s'applique à l'effluent ou que l'on veut s'assurer de respecter la valeur aiguë finale à l'effluent (VAFe) lorsqu'on prévoit le rejet d'une forte charge d'azote ammoniacal à l'installation de traitement.

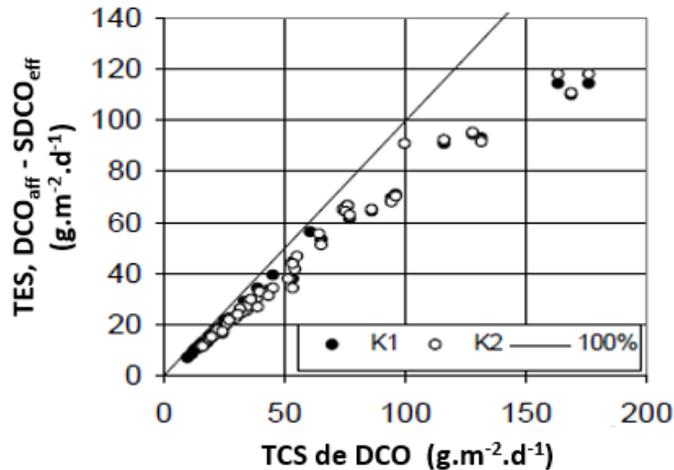
**Tableau 11.3.3-1 – Taux de charge surfacique (TCS) et taux d'enlèvement surfacique (TES) pour l'enlèvement de la DBO<sub>5</sub> totale**

Fonction	TCS <sub>DBO5</sub> (g de DBO <sub>5</sub> .m <sup>-2</sup> .d <sup>-1</sup> )	TES <sub>DBO5</sub> (g de DBO <sub>5</sub> . m <sup>-2</sup> .d <sup>-1</sup> )	Référence
Forte charge de DBO <sub>5</sub> Enlèvement partiel	21,5 (15 °C) <sup>(a)</sup>	-	Ødegaard, 1999
	-	15-20	M&EA, 2014
Moyenne charge de DBO <sub>5</sub> Enlèvement secondaire	13,0 (15 °C) <sup>(a)</sup>	-	Ødegaard, 1999
	-	5-15	M&EA, 2014
	5-10 (10 °C)	-	WEF et ASCE, 2010
Faible charge de DBO <sub>5</sub> Prénitrification	< 6,5 (15 °C) <sup>(a)</sup>	-	Ødegaard, 1999
	-	4-5	M&EA, 2014

(a) Valeur maximale – Conversion de la DBO<sub>7</sub> (Ødegaard, 1999) en DBO<sub>5</sub> : 1,17 g de DBO<sub>7</sub>/g de DBO<sub>5</sub>.

L'utilisation de plusieurs réacteurs en série avec des TCS décroissants offre plusieurs avantages, comme une plus grande stabilité du traitement, de plus faibles volumes de réacteurs et de garnissage et de moindres risques de court-circuitage (M&EA, 2014). On peut s'adresser au fabricant pour s'assurer que les taux de charge organique utilisés pour la conception sont cohérents avec ses recommandations.

Dans un procédé de type RBGS, la matière organique soluble peut être dégradée par l'oxydation et la synthèse microbienne ou produite par l'hydrolyse d'une portion de la matière organique particulaire piégée dans les irrégularités du biofilm. La matière particulaire résultante (produite ou non hydrolysée) doit être enlevée de l'effluent du RBGS par un procédé de séparation solide-liquide permettant d'atteindre les cibles de MES à l'effluent. Si la totalité des matières particulaires était enlevée après le RBGS, le taux d'enlèvement maximal atteignable en fonction du taux de charge appliqué en DCO totale serait assez élevé (Figure 11.3.3-1).



Note : K1 et K2 sont deux types de garnissages présentant des SS<sub>P</sub> différentes.

**Figure 11.3.3-1 – Taux d'enlèvement maximal atteignable en fonction du taux de charge appliqué en DCO totale avec un enlèvement complet des matières particulaires après le procédé par RBGS**

**Adaptée d'Ødegaard (1999)**

La Figure 11.3.3-2 présente le taux d'enlèvement surfacique (TES) de la matière organique en fonction du taux de charge surfacique appliqué (TCS) en unités de DBO<sub>5</sub> filtrée (< 1,2 µm). On a utilisé un ratio typique d'affluent d'eaux usées d'origine domestique de 1,6 g de DCO<sub>b</sub>/g de DBO<sub>5</sub> pour convertir les taux de charge originalement en DCO<sub>b</sub> filtrable (M&EA, 2014). Selon cette figure, le TES de DBO<sub>5</sub> filtrée semble tendre vers un maximum autour de 18 g.m<sup>-2</sup>.d<sup>-1</sup> à des TCS de DBO<sub>5</sub> filtrée supérieurs à 45 g.m<sup>-2</sup>.d<sup>-1</sup>. Le RBGS expérimental était exploité à une température moyenne de 11 °C et à une concentration d'oxygène dissous de 6,2-6,4 mg d'O<sub>2</sub>/l (McQuarrie et Boltz, 2011).

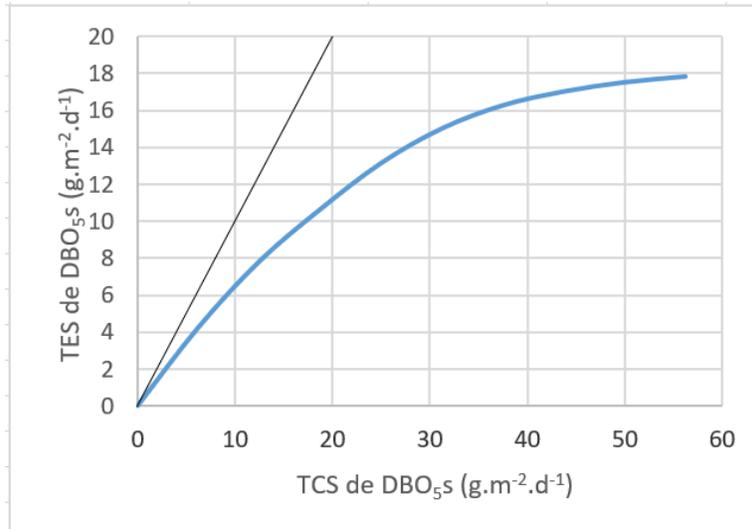
L'équation 11.8 établie à partir de la Figure 11.3.3-2 peut servir à estimer le TES<sub>DBO5s</sub> en fonction du TCS<sub>DBO5s</sub>. Cette équation est valide jusqu'à un TCS de DBO<sub>5</sub> soluble de 50 g.m<sup>-2</sup>.d<sup>-1</sup>.

**Équation 11.8 :** 
$$TES_{DBO5s} = -0,0064 TCS_{DBO5s}^2 + 0,667 TCS_{DBO5s} + 0,311$$

où :

TES<sub>DBO5s</sub> : taux d'enlèvement surfacique de DBO<sub>5</sub> soluble (g.m<sup>-2</sup>.d<sup>-1</sup>) ;

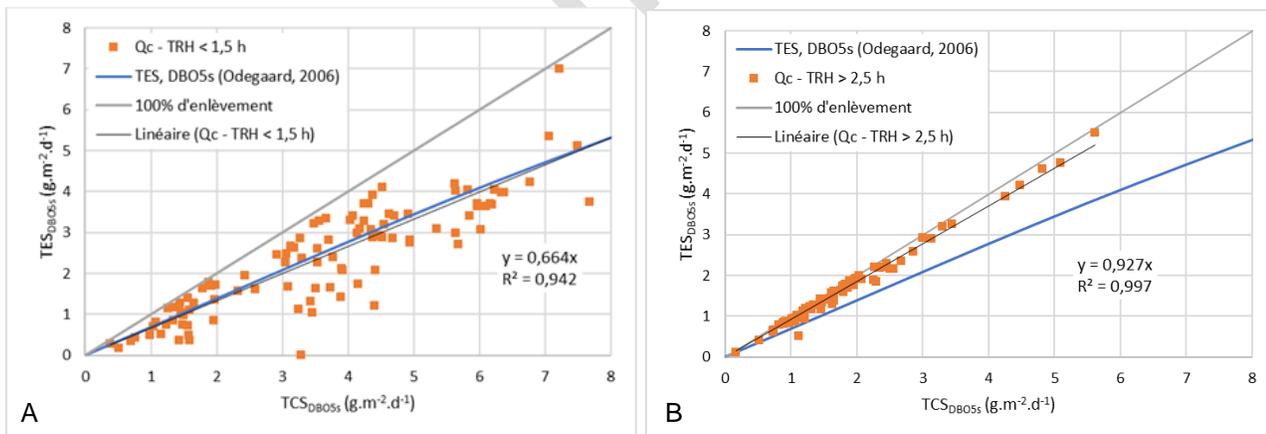
TCS<sub>DBO5s</sub> : taux de charge surfacique de DBO<sub>5</sub> soluble appliqué (g.m<sup>-2</sup>.d<sup>-1</sup>).



**Figure 11.3.3-2 – Taux d'enlèvement de la matière organique en fonction du taux de charge appliqué en unités de DBO<sub>5</sub> filtrée à 11 °C et de 6,2-6,4 mg O<sub>2</sub>/l pour un ratio de 1,6 g de DCO<sub>B</sub>/g de DBO<sub>5</sub>**

**Adaptée d'Ødegaard, 2006 et M&EA (2014)**

Les résultats obtenus au Québec avec un premier RBGS utilisé à des TRH variant entre 0,6 et 11,3 heures sont présentés à la Figure 11.3.3-3 pour des essais réalisés avec cinq différents types de garnissages. Les taux de charge obtenus lors de chaque journée d'échantillonnage sont indiqués sur la figure, mais en moyenne les RBGS étaient exploités à des TCS entre 1,6 g et 3,2 g de DBO<sub>5s</sub>.m<sup>2</sup>.d<sup>-1</sup>. Les graphiques présentent les données selon la valeur du TRH qui était (A) inférieur à 1,5 heure ou (B) supérieur à 2,5 heures. Les températures variaient entre 5 °C et 21 °C, pour une moyenne autour de 14 °C. Les concentrations d'oxygène dissous (OD) étaient supérieures ou égales à 2 mg d'O<sub>2</sub>/l (maximum de 10,5 mg/l).



**Figure 11.3.3-3 – Résultats québécois d'enlèvement de la DBO<sub>5</sub> soluble sur un seul RBGS selon la charge appliquée à un TRH < 1,5 h (A) ou > 2,5 h (B) avec de faibles et moyennes charges en DBO<sub>5</sub> totale pour des températures entre 5 °C et 21 °C (T<sub>moy</sub> à 14 °C) sur cinq différents types de garnissages**

Les données québécoises pour des TRH inférieurs à 1,5 heure correspondent assez bien à la courbe des données d'Ødegaard (2006) adaptée par M&EA (2014). Selon la droite de régression obtenue, un enlèvement moyen d'environ 66 % de la DBO<sub>5</sub> soluble serait attendu à la sortie du RBGS. Pour des

affluents municipaux, avec des TRH supérieurs à 2,5 heures et des  $TCS_{DBO_5}$  moyens inférieurs à  $3,5 \text{ g.m}^{-2}.\text{d}^{-1}$ , l'enlèvement moyen de la  $DBO_5$  soluble augmente à 93 %, ce qui est bien supérieur à la valeur de la courbe d'Ødegaard (2006). Le concepteur devrait sélectionner le TCS et le TRH en fonction des objectifs de traitement.

### 11.3.3.2.2 Nitrification (simultanée ou tertiaire)

En plus d'éliminer la  $DBO_5$ , un RBGS peut aussi réduire la contamination par l'azote ammoniacal (Figure 11.3.4-1 d, f). L'enlèvement simultané de la matière organique et de l'azote ammoniacal par nitrification est influencé par plusieurs facteurs, dont le rapport  $DBO_5/AAT$ , le taux de charge organique surfacique, la concentration d'azote ammoniacal total (AAT) et d'oxygène dissous (OD) dans la phase liquide, la température, le pH et l'alcalinité (WEF et ASCE, 2010). La nitrification tertiaire se déroule dans un RBGS recevant un effluent secondaire clarifié (Figure 11.3.4-1 e).

Lorsque le procédé vise un enlèvement de l'azote ammoniacal, l'installation d'au moins deux RBGS en série est recommandée étant donné la compétition entre les bactéries hétérotrophes et nitrifiantes à l'intérieur du biofilm. Dans le premier réacteur, la concentration de  $DBO_5$  soluble est élevée et la concentration d'OD est principalement contrôlée par l'activité des bactéries hétérotrophes qui oxydent la matière organique. L'activité des bactéries nitrifiantes qui présentent une affinité avec l'oxygène dissous huit fois plus faible et un taux de croissance six fois moins élevé s'en trouve ainsi limitée (Grady et collab., 1999 ; M&EA, 2014). Dans le deuxième réacteur, la concentration inférieure de  $DBO_5$  soluble amène des conditions plus propices à la croissance des bactéries autotrophes nitrifiantes. Ainsi, lorsque la nitrification s'installe et que l'oxygène dissous et l'alcalinité sont en quantités suffisantes, il en résulte de très faibles concentrations d'azote ammoniacal à l'effluent (Grady et collab., 1999).

Une nitrification partielle peut aussi être observée dans un seul réacteur recevant un effluent primaire. Toutefois, la nitrification demeure instable et ne peut être garantie en tout temps.

Lorsque la concentration d'azote ammoniacal est relativement élevée ( $\geq 3 \text{ mg d'AAT/l}$ ) dans un RBGS qui effectue simultanément l'oxydation de la matière organique, le taux de nitrification dépend principalement de la concentration d'oxygène dissous et du taux de charge surfacique de  $DBO_5$  total (Ødegaard, 1999). L'effet du  $TCS_{DBO_5}$  et de la concentration d'OD sur le taux d'enlèvement surfacique en AAT ( $TES_{AAT}$ ) dans un RBGS à  $15^\circ\text{C}$  est illustré à la Figure 11.3.3-4 (Rusten et collab., 2006).

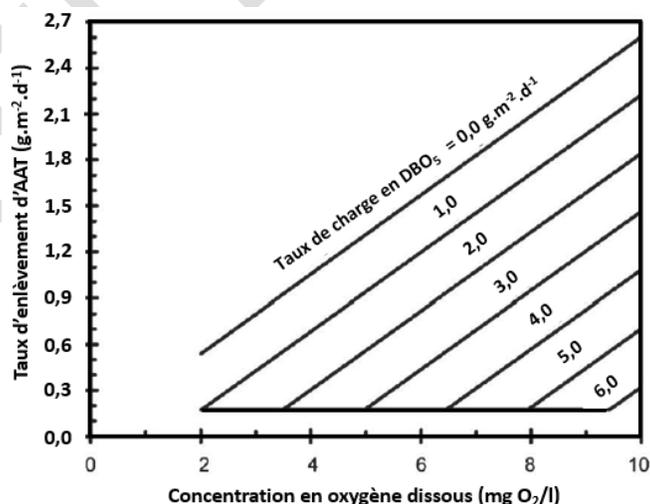


Figure 11.3.3-4 – Effet du  $TCS_{DBO_5}$  et de la concentration d'OD sur le  $TES_{AAT}$  à  $15^\circ\text{C}$  lorsque la concentration d'AAT dans le RBGS n'est pas limitante ( $\geq 2,5 \text{ mg de N/l}$ )

Traduit de Rusten et collab. (2006)

Selon cette figure, lorsque le  $TCS_{DBO_5}$  est supérieur à 2 g de  $DBO_5 \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$  et que la concentration d'OD est inférieure à 3 mg d' $O_2/l$ , le taux de nitrification est considéré comme nul. Une augmentation de la concentration d'OD entre 4 mg et 6 mg d' $O_2/l$  est alors requise pour assurer une diffusion suffisante de l'oxygène dans le biofilm et ainsi permettre la nitrification. Selon Ødegaard (1999), le  $TES_{AAT}$  varie linéairement avec la concentration d'oxygène dissous au moins jusqu'à 10 mg d' $O_2/l$ . L'équation 11.9 est basée sur les données de la Figure 11.3.3-4.

**Équation 11.9 :**  $TES_{AAT} = -0,253 S_{O_2} - 0,381 TCS_{DBO_5} + 0,054$

où :

$TES_{AAT}$  : taux d'enlèvement surfacique d'AAT ( $g \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$ ) ;  
 $S_{O_2}$  : concentration d'oxygène dissous (mg  $O_2/l$ ) ;  
 $TCS_{DBO_5}$  : taux de charge surfacique de  $DBO_5$  appliqué ( $g \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$ ).

Si le premier réacteur d'une série est un RBGS à moyenne ou à faible charge en  $DBO_5$  et que l'apport en OD est insuffisant pour amorcer la nitrification, le plus simple et sécuritaire est de ne considérer aucun enlèvement d'azote ammoniacal. En réalité, la concentration d'AAT à nitrifier dans le deuxième réacteur est inférieure à la quantité présente dans l'affluent, car une fraction du NTK est utilisée pour la synthèse cellulaire (0,12 g de N / g de MVES de biomasse produite) dans le réacteur en amont (M&EA, 2014).

Lorsqu'il y a un enlèvement simultané de la matière organique et que la concentration d'AAT est limitante (< 3 mg d'AAT/l), le taux de nitrification dans le RBGS est estimé à l'aide de l'équation 11.10. La constante utilisée pour établir le taux de réaction ( $k_{nf}$ ) dépend du ratio C/N de l'affluent et varie selon le traitement en amont et la température. Les valeurs obtenues pour différents effluents primaires et secondaires avec ou sans décantation figurent au Tableau 11.3.3-2 (WEF et ASCE, 2010).

**Équation 11.10 :**  $TES_{AAT} = k_{nf} (S_{AAT})^{n'}$

où :

$TES_{AAT}$  : taux d'enlèvement surfacique d'AAT ( $g \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$ ) ;  
 $k_{nf}$  : constante du taux de réaction (voir Tableau 11.3.3-2) ;  
 $S_{AAT}$  : concentration d'azote ammoniacal total (mg/l) ;  
 $n'$  : constante de l'ordre de réaction (typiquement de 0,70 selon Rusten et collab., 1995).

**Tableau 11.3.3-2 – Valeur du coefficient  $k_{nf}$  selon le type de prétraitement**

Adapté de McQuarrie et Boltz (2011) et Ødegaard (2018)

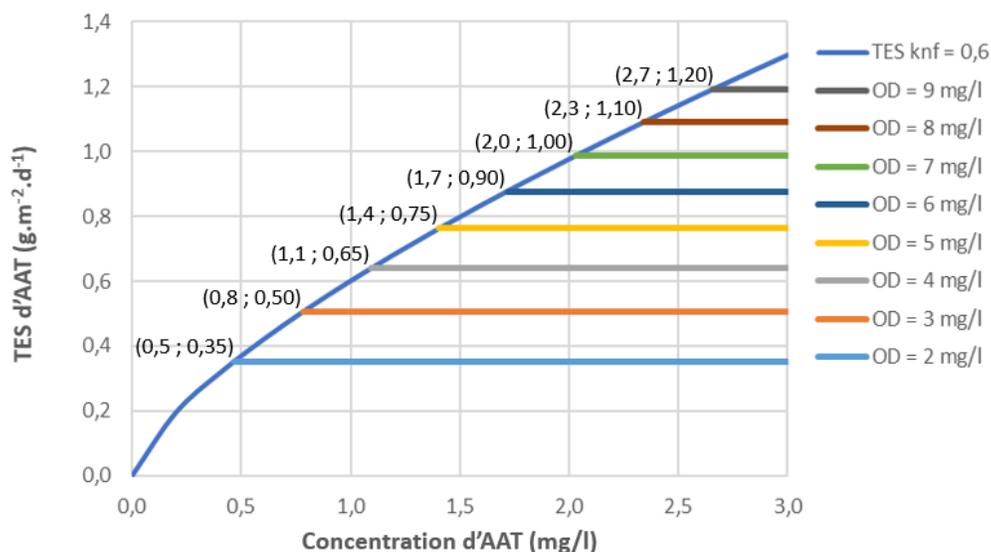
Prétraitement	$k_{nf}$ (m/d)	Température
Dégrillage sans décantation primaire	0,40	10
Décantation primaire ou prédénitrification	0,47	
Décantation primaire et prédénitrification (C/N : 4,5)	0,50	
Décantation primaire assistée chimiquement	0,53	
RBGS avec $DBO_5$ soluble < 12 mg/l (C/N : 1-0,5)	0,60-0,70	15
Décantation secondaire (C/N : < 0,5) – Nit. tertiaire	0,75	

Lorsque l'équation 11.10 est utilisée, il faut vérifier que la concentration d'oxygène dissous ne limite pas le taux de nitrification. Les points de transition entre une nitrification limitée en AAT (ordre 1) ou limitée en OD (ordre 0) sont calculés à partir du rapport entre les concentrations d'OD et d'AAT dans la phase liquide ( $S_{O_2}/S_{AAT}$ ). Ce ratio dépend de la diffusion du substrat, de la température et du coefficient stœchiométrique entre le donneur et l'accepteur d'électrons (McQuarrie et Boltz, 2011). En absence de matière organique biodégradable, une valeur typique de 3,2 est rapportée par Rusten et ses collaborateurs (2006). Cependant, en présence de matière organique biodégradable, un  $TCS_{DBO5s}$  de 0,5 g.m<sup>-2</sup>.d<sup>-1</sup> réduit la concentration d'OD disponible pour la nitrification de 0,5 mg d'O<sub>2</sub>/l (équation 11.11), tandis qu'un  $TCS_{DBO5s}$  de 1,5 g.m<sup>-2</sup>.d<sup>-1</sup> la réduit de 2,5 mg d'O<sub>2</sub>/l (WEF et ASCE, 2010).

**Équation 11.11 :**  $S_{AAT} = (S_{O_2} - 0,5 \text{ mg O}_2/\text{l})/3,2$

Lorsqu'il y a plusieurs RBGS en série, la nitrification est limitée d'abord en OD, puis limitée en AAT dans le réacteur aval. L'effet de la concentration d'azote ammoniacal et de celle en oxygène dissous sur le taux d'enlèvement surfacique de l'AAT ( $TES_{AAT}$ ) à 15 °C dans le dernier RBGS en nitrification avec un  $k_{nf}$  de 0,6 est illustré à la Figure 11.3.3-5. La courbe supérieure représente le  $TES_{AAT}$  lorsque l'oxygène dissous n'est pas limitant, alors que la concentration d'AAT l'est. L'effet limitant de la concentration d'oxygène dissous sur la nitrification est illustré par les lignes horizontales.

La valeur de  $k_{nf}$  choisie devrait être représentative des conditions spécifiques du site. On peut effectuer une vérification auprès du manufacturier pour s'assurer que les taux de nitrification utilisés pour la conception sont cohérents avec ses recommandations.



Note : La valeur des points de transition est indiquée entre parenthèses ( $S_{AAT}$  ;  $TES_{AAT}$ ).

**Figure 11.3.3-5 – Effet de la concentration d'AAT sur le taux d'enlèvement surfacique (TES) de l'AAT dans le deuxième RBGS en nitrification ( $k_{nf} = 0,6$ ) selon la concentration d'OD à une température de 15 °C**

**Adaptée de M&EA (2014)**

Cette figure montre qu'à une concentration de 3 mg d'O<sub>2</sub>/l le  $TES_{AAT}$  augmente avec une augmentation de la concentration d'AAT selon une réaction s'apparentant à un 1<sup>er</sup> ordre. Dès que la concentration d'azote ammoniacal est supérieure à 0,8 mg de N/l, l'oxygène dissous limite le taux de nitrification à 0,50 g d'AAT.m<sup>-2</sup>.d<sup>-1</sup>. Le  $TES_{AAT}$  peut augmenter jusqu'à 0,9 g.m<sup>-2</sup>.d<sup>-1</sup> lorsque la concentration d'OD atteint 6 mg d'O<sub>2</sub>/l et que la concentration d'AAT excède 1,7 mg de N/l.

Comme il a été mentionné précédemment, l'alcalinité dans le RBGS devrait être suffisante pour assurer le maintien d'un pH favorable à la nitrification (supérieur à 6,8). La nitrification consomme 7,14 mg de  $\text{CaCO}_3$  par mg d'AAT nitrifié. Il faut s'assurer qu'une alcalinité résiduelle de 70-75 mg de  $\text{CaCO}_3/\text{l}$  est maintenue dans le réacteur (M&EA, 2014 ; WEF et ASCE, 2010). Autrement, il pourrait être nécessaire de doser un produit basique (voir le chapitre 17 – section 17.3).

En plus du manque d'alcalinité, le manque d'orthophosphates ( $\text{o-PO}_4$ ) peut également nuire à la nitrification lorsque sa concentration dans la phase liquide est inférieure à 0,15 mg de P/l (M&EA, 2014).

### 11.3.3.2.3 Dénitrification

La dénitrification pour l'enlèvement de l'azote total peut être réalisée en prédénitrification (Figure 11.3.4-1 g, i, k) et/ou en postdénitrification (Figure 11.3.4-1 h, i, j). Les RBGS utilisés en prédénitrification sont situés à l'amont des réacteurs effectuant l'enlèvement de la matière organique et de l'azote ammoniacal. La prédénitrification requiert la recirculation de l'effluent nitrifié du dernier RBGS aérobique vers l'entrée du réacteur anoxie qui est agité, mais non aéré. Ce mode de fonctionnement offre deux principaux avantages. Le premier est l'utilisation de l'azote oxydé ( $\text{NO}_x\text{-N}$  : nitrite et nitrate) pour l'oxydation de la matière organique provenant de l'affluent, ce qui permet de réduire les besoins d'aération. Le deuxième est la récupération d'une partie de l'alcalinité consommée par la nitrification, réduisant ainsi l'ajout de produits chimiques pour assurer une alcalinité résiduelle suffisante à l'effluent.

Le taux de dénitrification en mode prédénitrification dépend de la concentration de  $\text{DBO}_5$  soluble et de nitrate ( $\text{NO}_3\text{-N}$ ), mais il est également affecté par la concentration d'oxygène dissous provenant de la recirculation. En effet, la  $\text{DBO}_5$  soluble sera prioritairement oxydée par la réaction aérobique, ce qui réduira la quantité disponible pour la dénitrification (WEF, 2011). Le taux de recirculation varie typiquement entre 1,5 et 4 fois le débit d'affluent. Toutefois, la limite au-delà de laquelle l'efficacité globale de dénitrification est réduite varie selon la disponibilité du donneur/accepteur d'électrons et devrait être évaluée spécifiquement pour chaque site (McQuarrie et Boltz, 2011 ; WEF et ASCE, 2010). Si le rapport C/N à l'affluent est trop faible, l'ajout d'une source de carbone externe peut être nécessaire pour améliorer les performances de dénitrification.

La postdénitrification est plus compacte (40-50 %), mais requiert l'ajout de matière organique dans le réacteur agité mécaniquement en aval des bassins aérobies. Le taux de dénitrification en mode postdénitrification dépend de la source de carbone utilisée, de la température de l'eau, du phosphore biodisponible et de la concentration de  $\text{DBO}_5$  soluble acceptable à l'effluent (WEF et ASCE, 2010). Diverses sources de carbone peuvent être utilisées; il est possible de dériver une portion d'affluent prétraité ou d'utiliser un produit chimique externe. Bien que l'éthanol présente un meilleur taux de dénitrification, le méthanol est davantage utilisé grâce à son faible coût par unité de  $\text{NO}_x\text{-N}$  enlevé et sa plus faible production de MES (M&EA, 2014). Lorsque la concentration d'orthophosphates à l'affluent du RBGS en postdénitrification est limitée et que l'optimisation des procédés en amont est insuffisante pour atteindre les objectifs de traitement ( $>0,02$  g d' $\text{o-PO}_4\text{-P/g}$  de  $\text{NO}_3\text{-N}$ ), on peut ajouter de l'acide phosphorique pour améliorer le taux de dénitrification (WEF et ASCE, 2010). Une zone de postaération après la zone d'anoxie peut aussi être ajoutée pour oxyder la  $\text{DBO}_5$  soluble résiduelle et assurer le respect d'une norme de rejet de  $\text{DBO}_5\text{C}$  contraignante à l'effluent. Le coefficient de synthèse ( $Y_D$ ) d'un RBGS en postdénitrification utilisant de l'éthanol ou du méthanol pour l'enlèvement de l'azote total à un ratio C/N de 4 g à 5 g de DCO/g de  $\text{NO}_3\text{-N}$  varie entre 0,2 g et 0,3 g de MES/g de DCO transformée (WEF et ASCE, 2010). Une étape de séparation solide-liquide pour le polissage de l'effluent est normalement prévue en aval. Torresi et ses collaborateurs (2016) ont démontré que cette configuration était également favorable à l'enlèvement de certains micropolluants (produits pharmaceutiques) des eaux usées municipales (cité par Ødegaard, 2018).

Il est possible de combiner les deux types de dénitrification lorsqu'un haut niveau d'enlèvement d'azote total est requis. Dans ce cas, le taux de recirculation peut être réduit entre 0,25 et 0,50 fois le débit de l'affluent, réduisant ainsi la recirculation d'oxygène (Ødegaard, 1999). En plus de permettre une plus grande flexibilité d'exploitation, l'efficacité d'enlèvement dépend moins de la source de carbone disponible et de la température de l'eau (WEF et ASCE, 2010).

La prédénitrification seule permet d'atteindre une concentration d'azote total (azote total Kjeldahl et azote oxydé) de 10 mg de N/l, alors que la postdénitrification atteint des concentrations entre 3 mg et 5 mg de N/l (M&EA, 2014). Le rendement attendu ainsi que les TCS et TES pour la pré- et la postdénitrification sont présentés au Tableau 11.3.3-3. Le ratio typique de DBO<sub>5</sub> ajoutée sur l'azote oxydé est supérieur à 3,5 et 2,5 g de DBO<sub>5</sub>/g de NO<sub>x</sub>-N pour la pré- et la postdénitrification, respectivement (Ødegaard, 1999). Ødegaard (2018) précise les taux d'enlèvement visés en postdénitrification à 15 °C en fonction de la concentration de NO<sub>3</sub>-N à l'effluent (< 1, 2 et < 3 g.m<sup>-2</sup>.d<sup>-1</sup> pour < 3, 3-5 et > 5 mg/l respectivement).

**Tableau 11.3.3-3 – Taux de charge surfacique (TCS) et taux d'enlèvement surfacique (TES) pour l'enlèvement de l'azote total selon la température**

Application	R (%)	TCS <sub>NO<sub>x</sub>-N</sub> (g de NO <sub>x</sub> -N.m <sup>-2</sup> .d <sup>-1</sup> )	TES <sub>NO<sub>x</sub>-N</sub> (g de NO <sub>x</sub> -N.m <sup>-2</sup> .d <sup>-1</sup> )	Référence
Prédénitrification (DBO <sub>5</sub> /NO <sub>x</sub> -N > 3,5) <sup>(a)</sup>	70	0,90 (15 °C)	-	Ødegaard, 1999
	50-70	-	0,3-0,6 (10 °C)	WEF et ASCE, 2010
	-	-	0,2-< 1,0 (-)	M&EA, 2014
Postdénitrification (DBO <sub>5</sub> /NO <sub>x</sub> -N > 2,5) <sup>(a)</sup>	90	2,0 (15 °C)	-	Ødegaard, 1999
	90	-	0,8-1,2 (10-20 °C)	WEF et ASCE, 2010
	-	-	1,0-2,0 (-)	M&EA, 2014

(a) Conversion de la DBO<sub>7</sub> (Ødegaard, 1999) en DBO<sub>5</sub> : 1,17 g de DBO<sub>7</sub>/g de DBO<sub>5</sub>.

### 11.3.3.3 Temps de rétention hydraulique

Le temps de rétention hydraulique (TRH) est utilisé principalement comme critère de vérification pour la conception des RBGS. En effet, certaines études ont démontré que le taux d'enlèvement de la DCO soluble peut, dans certains cas, être limité par le TRH dans le réacteur (Helness et collab., 2015; Piculell, 2016).

Le temps de rétention hydraulique minimal (TRH<sub>min</sub>) dans un RBGS pour l'abattement de la DBO<sub>5</sub> peut varier entre 30 et 90 minutes au débit de pointe horaire selon le taux de charge appliqué, la concentration des eaux usées et les objectifs de traitement. On recommande un TRH<sub>min</sub> supérieur à 30 minutes, notamment dans les RBGS à forte charge, pour éviter les problèmes de court-circuitage (McQuarrie et Boltz, 2011) et de transfert d'oxygène dissous (M&EA, 2014). Pour la nitrification et la dénitrification, les TRH<sub>min</sub> devraient être supérieurs à 60 minutes.

Le TRH<sub>min</sub> est obtenu à l'aide de l'équation 11.12 en divisant le volume du réacteur par le débit de pointe horaire (Q<sub>max</sub>). Le volume exclut la revanche et ne tient pas compte du volume occupé par le garnissage (volume de liquide déplacé).

**Équation 11.12 :** 
$$TRH_{min} = V_R / Q_{max}$$

où :

TRH<sub>min</sub> : temps de rétention hydraulique (h) ;

V<sub>R</sub> : volume du réacteur (m<sup>3</sup>) ;

Q<sub>max</sub> : débit de pointe horaire (m<sup>3</sup>/h).

Si le RBGS est alimenté par intermittence, le TRH au débit instantané devrait être supérieur à 15 minutes, de façon à limiter le taux de renouvellement dans le réacteur. Au débit moyen de conception, le TRH atteint généralement quelques heures.

L'analyse de la distribution de la taille des particules d'un RBGS à différents TRH indique qu'un accroissement de ce dernier favorise de plus grandes particules dans la phase liquide (Åhl et collab., 2006, cité par McQuarrie et Boltz, 2011). D'un autre côté, un TRH trop élevé augmente l'activité de la biomasse en suspension, au détriment du biofilm (Piculell, 2016), qui risque de se détacher et d'accroître la concentration de MES à l'effluent.

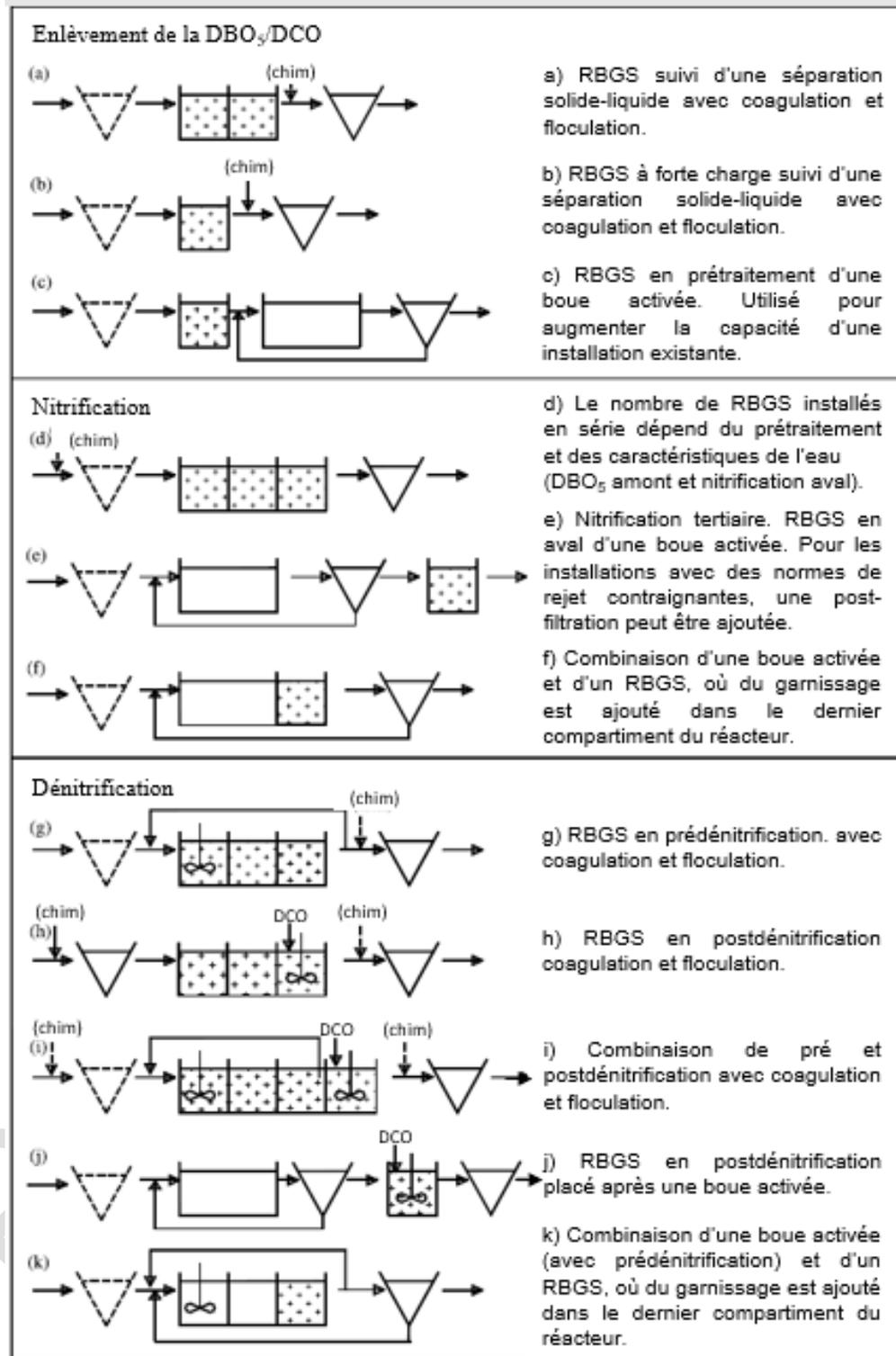
## **11.3.4 Aménagements et composantes**

### **11.3.4.1 Configuration des réacteurs**

Un RBGS pourrait être constitué d'une seule étape, mais son étagement (p. ex. 2, 3 ou 4 réacteurs en série) préviendra le court-circuitage et améliorera l'efficacité de traitement. Les réacteurs favorisent d'abord l'enlèvement de la matière organique, puis la nitrification en réduisant la croissance de la biomasse hétérotrophe dans ceux qui sont en aval (M&EA, 2014).

Des configurations types d'aménagement, utilisant des RBGS pour l'oxydation de la matière organique, la nitrification, l'enlèvement de l'azote total par dénitrification et la déphosphatation chimique, sont présentées à la Figure 11.3.4-1. D'autres configurations sont également possibles ; le nombre de réacteurs en série varie selon les caractéristiques des eaux usées et les objectifs de traitement. Pour assurer une séparation solide-liquide optimale en aval des RBGS, on devrait prévoir des équipements de dosage de coagulant et de polymère dans tous les cas.

Le garnissage utilisé pour les RBGS peut aussi être ajouté dans un réacteur de type boues activées, donnant lieu au procédé hybride de boues activées à garnissage intégré (BAGI). L'intégration d'une culture fixe à une boue activée peut se révéler particulièrement intéressante lorsqu'une nitrification significative en eau froide est requise dans une station d'épuration (Benkaraache, 2017). Bien que certains éléments de conception soient communs aux deux procédés, la conception d'un BAGI est plus complexe que celle d'un RBGS, étant donné la recirculation des boues secondaires dans le réacteur. Ce type de procédé est détaillé à la section 11.4.



Note : Les réacteurs avec des croix contiennent du garnissage et ceux avec un mélangeur ne sont pas aérés ; chim : coagulant et polymère.

Figure 11.3.4-1 – Configurations typiques pour l'oxydation de la matière organique, la nitrification et la dénitrification par RBGS pour le traitement d'eaux usées domestiques

Adaptée d'Ødegaard (2006) et WEF (2011)

#### 11.3.4.2 Garnissage

Plusieurs types de garnissages sont offerts commercialement. Leurs principales caractéristiques sont (McQuarrie et Boltz, 2011; Piculell, 2016; WEF et ASCE, 2018) :

- le type de plastique (polyéthylène haute densité [PEHD], polyéthylène, polypropylène) ;
- la forme (tubulaire, pastille) ;
- les dimensions du garnissage et de ses ouvertures ;
- la surface spécifique protégée (200 à 1200 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> de garnissage) ;
- la masse volumique (95-234 kg/m<sup>3</sup> de garnissage) ;
- la densité relative du matériel (0,94 à 0,98) ;
- le volume de liquide déplacé (0,10-0,15) ;
- la rugosité de surface ;
- la durabilité et la résistance mécanique.

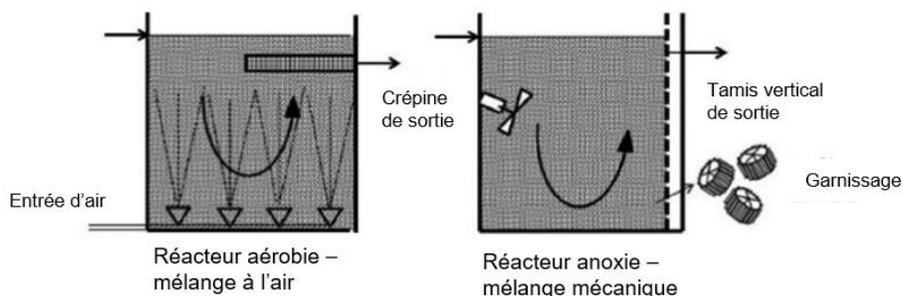
Le concepteur devrait documenter les caractéristiques du garnissage utilisé et ces dernières devraient s'apparenter à celles citées ci-avant. Le garnissage choisi devrait permettre l'application des critères de conception des RBGS présentés à la section 11.3.3. De plus, le concepteur devrait être en mesure de garantir une durée de vie raisonnable pour le garnissage choisi. Un article de synthèse de Madan et collab. (2022) mentionne une durée de vie de 10 à 30 ans pour les garnissages de plastique. Lors de son utilisation, le garnissage ne devrait pas se désintégrer ou se dégrader. Aucun remplacement ou réapprovisionnement fréquent ne devrait donc être nécessaire.

La surface spécifique protégée ( $SS_p$ ) ou effective correspond à la surface disponible pour la croissance du biofilm à l'abri de l'abrasion et du cisaillement par unité volumique de garnissage, basée sur un taux de remplissage de 100 %. La surface spécifique protégée est donc inférieure à la surface totale du garnissage. Ce paramètre constitue un important critère de dimensionnement des RBGS parce qu'il influe sur le volume de garnissage requis dans le réacteur. Le type de garnissage est choisi en fonction des applications visées, afin de garder le biofilm actif pour les contaminants à enlever, tout en évitant son pontage. Les grandes ouvertures sont généralement utilisées pour les systèmes chargés en carbone (avec bactéries hétérotrophes), alors que les petites (< 1 mm) sont utilisées pour les systèmes faiblement chargés en carbone et davantage chargés en azote (avec bactéries nitrifiantes).

Le pourcentage de remplissage du RBGS par le garnissage (%G) se calcule en faisant le rapport du volume de garnissage ( $V_G$ ) sur celui du réacteur ( $V_R$ ). Ce taux varie entre 25 % et 67 % du volume du réacteur (WEF et ASCE, 2018). Un remplissage supérieur à 70 % pourrait nuire au contrôle de l'épaisseur du biofilm et à l'hydraulique du réacteur (Ødegaard, 2000). Une conception initiale à un taux de remplissage de 40-50 % permet l'augmentation éventuelle de la capacité du procédé par l'ajout de garnissage à un pourcentage plus élevé.

#### 11.3.4.3 Systèmes d'aération et de mélange en continu

En plus de fournir l'oxygène requis aux bactéries hétérotrophes et nitrifiantes, l'aération assure une distribution uniforme du garnissage maintenu en suspension dans la phase liquide du réacteur aérobique. L'installation de la tuyauterie et des diffuseurs au fond du réacteur devrait favoriser un mouvement en spirale du garnissage et le nettoyage des crépines d'effluent (Figure 11.3.4-2). Afin de prévenir les zones mortes et le dépôt de solides, le système d'aération devrait couvrir la majorité du fond du réacteur sans toutefois le recouvrir complètement (McQuarrie et Boltz, 2011). Des conduites verticales équipées de leur propre vanne de contrôle du débit d'air sont généralement installées à chaque 1 à 3 conduites latérales afin de faciliter le contrôle du mouvement en spirale (Daigger et Boltz, 2018 ; WEF et ASCE, 2010).



**Figure 11.3.4-2 – Systèmes d'aération et de mélange des réacteurs**

**Adaptée d'Ødegaard (2018)**

### **Aération**

L'aération est généralement réalisée au moyen de bulles d'air de taille moyenne ou grossière (6-12 mm de diamètre). Les diffuseurs à fines bulles (2 mm) ont parfois été utilisés, mais ils risquent d'être colmatés par la formation de précipités ou l'accumulation de débris (Stenstrom et collab., 2008). Leur entretien et leur remplacement nécessitent de retirer et d'entreposer le garnissage hors du réacteur ou d'installer un système de levage des diffuseurs (McQuarrie et Boltz, 2011). De plus, l'énergie de brassage fournie par ce type de diffuseur est moins élevée. Du point de vue pratique, il est préférable d'installer un système d'aération à moyennes ou grosses bulles composé de tuyaux en acier inoxydable perforés qui sont plus robustes. Grâce à leurs dimensions supérieures et à l'écoulement turbulent de l'air à travers les orifices, ils nécessitent moins d'entretien, et l'on obtient plus facilement une distribution uniforme du garnissage ainsi qu'un mouvement en spirale. Leur structure solide permet également de supporter le poids du garnissage lorsque le réacteur est drainé. Les caractéristiques détaillées d'un système d'aération généralement utilisé dans un RBGS de type aérobique sont résumées par WEF et ASCE (2018).

L'effet du garnissage sur le taux de transfert d'oxygène dans un RBGS muni de diffuseurs à grosses ou fines bulles a été testé dans différentes études (Sander et collab., 2017; Pham et collab., 2008, cités par WEF et ASCE, 2010, et Phillips et collab., 2010, cités par M&EA, 2014). En résumé, la présence de garnissage provoque un effet de cisaillement qui améliore l'efficacité de transfert d'oxygène des diffuseurs à grosses bulles. En revanche, le garnissage peut avoir un effet négatif ou négligeable sur le taux de transfert d'oxygène des diffuseurs à fines bulles, bien que ce taux demeure généralement plus élevé.

Une efficacité de transfert d'oxygène standard en eau claire (SOTE) de 3 % à 3,5 % par mètre de profondeur est typiquement observée pour les RBGS munis de diffuseurs à moyennes ou grosses bulles (WEF et ASCE, 2010). Les facteurs de correction  $\alpha$  et  $\beta$  de ces diffuseurs spécifiques aux RBGS pour les calculs d'aération sont de 0,8 et 0,95 respectivement (WEF et ASCE, 2010). Une méthodologie détaillée de conception du système d'aération des RBGS est présentée par Daigger et Boltz (2018).

### **Mélange**

Il est important d'optimiser l'intensité de mélange dans le réacteur. Une intensité élevée réduira l'épaisseur de la couche limite et du biofilm, augmentant les taux de réaction et favorisant un détachement continu de la biomasse en excès (récurage). Cependant, des forces de cisaillement accrues sur le biofilm et les floccs en suspension risquent de causer le relâchement de particules colloïdales dans la solution, ce qui augmentera l'indice de volume des boues (IVB) et diminuera les vitesses de sédimentation (Rahimi et collab., 2011). Le débit d'air minimal requis pour distribuer uniformément le garnissage dans le réacteur varie typiquement entre 5 et 10  $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^2$  de plancher (McQuarrie et Boltz, 2011).

Dans le cas de RBGS de type anoxie pour la dénitrification, on utilise des mélangeurs mécaniques pour agiter la phase liquide et assurer une distribution uniforme du garnissage. Des mélangeurs submersibles avec arbre horizontal incliné légèrement vers le bas (15-30°) et montés sur rails ont été conçus

spécialement pour leur utilisation dans les RBGS (McQuarrie et Boltz, 2011). Le rotor de large diamètre tourne à une vitesse relativement faible (105 rpm à 60 Hz). Il possède généralement trois pales aux rebords arrondis courbées vers l'arrière pour réduire l'abrasion et éviter d'endommager le garnissage. L'énergie de mélange à fournir est typiquement de 25 W/m<sup>3</sup> de réacteur (WEF et ASCE, 2010). Le garnissage ayant tendance à flotter, les mélangeurs sont situés assez près de la surface, mais suffisamment éloignés pour éviter un entraînement d'air qui nuirait à la performance de dénitrification (McQuarrie et Boltz, 2011).

#### 11.3.4.4 Évacuation de l'effluent

Les crépines de retenue et les tamis verticaux situés à la sortie du bassin servent à laisser passer l'effluent tout en retenant le garnissage dans le réacteur (Figure 11.3.4-3). Les éléments de retenue de type toile métallique, cage grillagée ou plaque perforée ainsi que leurs supports sont généralement construits en acier inoxydable. Les crépines sont utilisées principalement dans les réacteurs aérobies (enlèvement de la DBO<sub>5</sub> et nitrification). Elles consistent typiquement en des cylindres horizontaux submergés à 35-65 % de profondeur (parfois 15 %) sur le mur de sortie. Les tamis verticaux utilisés principalement dans les réacteurs anoxiques (dénitrification) consistent en des panneaux plats espacés à 0,15-0,30 m du mur de sortie (ouvert près de la surface). L'hydraulique du RBGS est intimement liée aux caractéristiques des équipements de retenue du garnissage.

Pour assurer une distribution uniforme du garnissage, on recommande un ratio longueur : largeur du réacteur (L : l en m/m) de l'ordre de 0,5 à 1,5. Des ratios supérieurs (jusqu'à 3 : 1) sont possibles si le concepteur démontre que la vitesse d'approche est maintenue sous la limite de 30-35 m/h recommandée. Des vitesses supérieures risquent de causer l'entraînement du garnissage vers la sortie du réacteur, et son accumulation sur la grille de retenue nuira à l'écoulement (WEF et ASCE, 2010). La vitesse d'approche est calculée à l'aide de l'équation 11.13 en fonction de la section transversale du réacteur et du débit de pointe horaire (incluant la recirculation, si cela est applicable) sortant de ce dernier.

**Équation 11.13 :** 
$$v_a = Q_{\max}/(HI)$$

où :

$v_a$  : vitesse d'approche (m/h) ;  
 $Q_{\max}$  : débit de pointe horaire (m<sup>3</sup>/h) ;  
 H : profondeur du réacteur (m) ;  
 l : largeur du réacteur (m).

Le taux de charge hydraulique (TCH) à travers l'équipement d'évacuation est calculé selon l'équation 11.14 en divisant le débit de pointe horaire par la surface immergée des grilles de retenue du garnissage. Cette dernière devrait être fixée en tenant compte de la perte de charge maximale admissible à travers le mur de sortie du réacteur. Le taux de charge hydraulique à travers la surface totale de grille sur un mur en condition de pointe est typiquement limité à 50-60 m<sup>3</sup>.m<sup>2</sup>.h<sup>-1</sup> pour une perte de charge maximale de 50-150 mm (McQuarrie et Boltz, 2011). Pour contrôler cette perte de charge, on vise généralement une vitesse à travers les orifices inférieure à 0,5 m/s (M&EA, 2014). Si des taux de charge hydraulique plus élevés sont appliqués (jusqu'à 85 m<sup>3</sup>.m<sup>2</sup>.h<sup>-1</sup>), la vitesse d'approche devrait être réduite en conséquence (WEF et ASCE, 2010).

**Équation 11.14 :** 
$$TCH = Q_{\max}/S_{\text{grille}}$$

où :

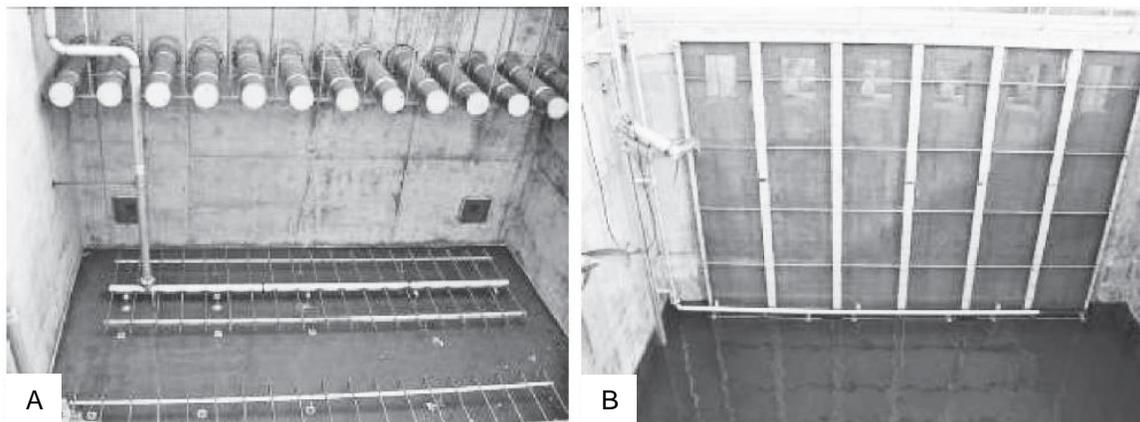
TCH : taux de charge hydraulique (m<sup>3</sup>.m<sup>2</sup>.h<sup>-1</sup>) ;  
 $Q_{\max}$  : débit de pointe horaire (m<sup>3</sup>/h) ;  
 $S_{\text{grille}}$  : surface totale de grille de retenue du garnissage (m<sup>2</sup>).

Les manufacturiers utilisent habituellement des critères empiriques (charte) qui tiennent compte de plusieurs facteurs comme le type de grille, la profondeur de la sortie, le pourcentage de remplissage et les dimensions du garnissage pour évaluer le taux de charge hydraulique correspondant à une perte de charge maximale donnée (WEF et ASCE, 2010 ; McQuarrie et Boltz, 2011). Par la suite, la surface totale de grille requise par réacteur est divisée par les dimensions d'une crépine (diamètre et longueur) ou d'un panneau pour en déduire le nombre.

L'ouverture entre les mailles des crépines ou des tamis devrait être inférieure à la plus petite dimension du garnissage pour éviter qu'il soit emporté avec l'effluent. Un garnissage de plus grande taille permet d'utiliser des grilles de sortie comptant de plus grandes ouvertures, ce qui réduit les pertes de charge à travers le mur du réacteur (WEF et ASCE, 2018).

Une série de diffuseurs à grosses bulles d'air est installée sous les crépines de retenue du réacteur aérobique pour favoriser un mouvement de rotation de l'eau et déloger une grande partie du matériel qui s'y accumule (Figure 11.3.4-3 A). Concernant les réacteurs anoxie, on peut installer une seule conduite de diffusion d'air à grosses bulles devant le tamis vertical (Figure 11.3.4-3 B). L'aération est intermittente ; elle a une durée typique de cinq minutes par heure, et le débit est d'environ 170 Nm<sup>3</sup>/h (McQuarrie et Boltz, 2011).

Il est recommandé d'installer un système de protection contre le retour du garnissage vers l'amont en cas de dysfonctionnement. On devrait également installer des grilles si de petites ouvertures sont prévues au bas des murs pour permettre l'égalisation du niveau d'eau entre les réacteurs. Lorsqu'un trop-plein est présent, il doit également être recouvert d'une grille pour éviter la dispersion du garnissage dans l'environnement.



**Figure 11.3.4-3 – Aération à grosses bulles provenant d'une rampe sous des crépines horizontales (A) ou d'une conduite devant un tamis vertical (B)**

**McQuarrie et Boltz (2011)**

### **11.3.5 Exploitation**

Au démarrage, une période d'acclimatation de 4 à 6 semaines est généralement requise pour le système. En début d'exploitation, il est fréquent d'observer une quantité plus importante de mousse alors que le biofilm se développe (McQuarrie et Boltz, 2011). Le système d'évacuation de l'effluent submergé ne permettant pas aux matières flottantes de s'échapper vers l'aval, cette mousse s'accumule à la surface du réacteur et favorise la croissance de bactéries formant les écumes (M&EA, 2014). Afin de prévenir ce problème qui pourrait, entre autres, causer des débordements et des pertes de garnissage, on recommande d'envisager l'utilisation d'un système d'aspersion de produits antimoussants (compatible avec le garnissage) (M&EA, 2014).

En cours d'exploitation, l'opérateur de la station devrait faire certaines vérifications et réaliser régulièrement diverses interventions d'entretien préventif des équipements pour s'assurer du bon fonctionnement d'un RBGS. De façon générale, ces tâches concernent le prétraitement, le système d'aération et de mélange, le garnissage et la grille pour l'évacuation de l'effluent.

Le suivi du système d'aération touche les surpresseurs/soufflantes et les diffuseurs d'air. Il vise à optimiser la concentration d'oxygène dissous et à assurer visuellement un brassage adéquat (mouvement en spirale du garnissage). Comme il a été mentionné précédemment, les diffuseurs à grosses bulles nécessitent peu d'entretien et procurent un meilleur mélange. Les diffuseurs à fines bulles, quant à eux, requièrent une inspection, un nettoyage et un remplacement selon la fréquence recommandée par le fabricant. Ces opérations peuvent nécessiter le retrait du garnissage du réacteur.

On devrait effectuer périodiquement une lubrification des roulements et des réducteurs des mélangeurs du bassin anoxie. Dans les RBGS en prédénitrification, on recommande, entre autres, l'utilisation d'instruments de suivi de la concentration d'OD et de contrôle du taux de recirculation (débit de pompage), afin d'optimiser les performances.

Dans le bassin de traitement, la perte de garnissage devrait être suivie lorsque le réservoir est à découvert, et le colmatage du garnissage (pontage) devrait être vérifié visuellement. Afin de suivre le colmatage du système d'évacuation de l'effluent, la perte de charge dans le réacteur devrait être mesurée et la grille de retenue devrait être inspectée ainsi que nettoyée régulièrement. Le concepteur devrait également prévoir une façon de vider le bassin, au besoin, sans devoir en retirer le garnissage (p. ex. système de drainage) (WEF et ASCE, 2010).

Ces tâches s'ajoutent à celles qui sont décrites à la section 7.6 du présent guide portant sur l'exploitation d'une station mécanisée. Le manuel du fabricant indique diverses activités à réaliser en complément de celles-ci.

### 11.3.6 Résumé

RÉSUMÉ – RÉACTEUR BIOLOGIQUE À GARNISSAGE EN SUSPENSION	
<b>Condition de conception</b>	
Coefficient de température :	Tableau 11.3.2-1 et équation 11.1
Traitement préalable :	Dégrillage moyen (6 à 12 mm) avec décanteur primaire, fosse septique avec préfiltre ou dégrillage fin ( $\leq 3$ mm) seul.
Traitement subséquent :	Dessablage si réseau unitaire. Séparation solide-liquide avec coagulation et floculation
<b>Bilan de masse</b>	
Concentration à l'effluent :	100-250 mg de MES/l, typiquement
Coefficient de synthèse :	0,50 g de MES/g de DCO <sub>f</sub> enlevée ou Tableau 10.3.1-2 0,12 g de MVES/g d'AAT enlevé
<b>Taux de charge massique</b>	
Surface de biofilm :	Équations 11.2 et 11.3
Volume réacteur :	Équations 11.5 et 11.6
Taux de charge volumique :	Équation 11.7
<b>Enlèvement DBO<sub>5</sub></b>	
Concentration OD:	Tableau 11.3.3-1; Figure 11.3.3-2 et 11.3.3-3; équation 11.8 2-3 mg d'O <sub>2</sub> /l

## RÉSUMÉ – RÉACTEUR BIOLOGIQUE À GARNISSAGE EN SUSPENSION

<p><b>Nitrification</b></p> <p>Coefficient de réaction :</p> <p>Concentration OD :</p> <p>Alcalinité :</p> <p>Orthophosphates :</p>	<p>AAT <math>\geq 3</math> mg/l : équation 11.9 et Figure 11.3.3-4</p> <p>AAT <math>&lt; 3</math> mg/l : équation 11.10 et Figure 11.3.3-5</p> <p>Tableau 11.3.3-2</p> <p>4-6 mg d'O<sub>2</sub>/l</p> <p><math>\geq 70-75</math> mg CaCO<sub>3</sub>/l</p> <p><math>\geq 0,15</math> mg de o-PO<sub>4</sub>-P/l</p>
<p><b>Dénitrification</b></p> <p>Taux de recirculation :</p> <p>Coefficient de synthèse :</p> <p>Ratio DBO<sub>5</sub>/NO<sub>x</sub>-N :</p>	<p>Tableau 11.3.3-3</p> <p>1,5 Q à 4 Q (pré.) et 0,25 Q à 0,50 Q (pré. et post.)</p> <p>0,2 g à 0,3 g de MES/g de DCO transformée</p> <p><math>&gt; 3,5</math> (pré.) et <math>&gt; 2,5</math> (post.)</p>
<p><b>Temps de rétention hydraulique</b></p>	<p>Équation 11.12</p> <p><math>\geq 30</math> min au Q de pointe horaire</p> <p><math>&gt; 60</math> min au Q de pointe horaire pour la nit. ou la dénit.</p> <p><math>&gt; 15</math> min au Q instantané</p>
<p><b>Aménagement</b></p> <p>Configuration :</p> <p>Pourcentage de remplissage du réacteur par le garnissage :</p>	<p>Figure 11.3.4-1</p> <p>Entre 25 % et 67 %</p>
<p><b>Aération et mélange</b></p> <p>Distribution :</p> <p>Diffuseurs :</p> <p>SOTE :</p> <p><math>\alpha</math> et <math>\beta</math> :</p> <p>Débit d'air - aérobie :</p> <p>Débit d'air - anoxie :</p> <p>Mélangeurs :</p> <p>Inclinaison et profondeur :</p> <p>Vitesse et puissance :</p>	<p>Uniforme et mouvement en spirale et sous l'équipement de retenue</p> <p>Moyennes/grosses bulles, préférablement</p> <p>3 % à 3,5 %/m de profondeur</p> <p>0,8 et 0,95</p> <p>5 et 10 m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>.m<sup>2</sup> de plancher</p> <p>170 Nm<sup>3</sup>/h, 5 min/h</p> <p>Submersibles horizontaux à pales courbées</p> <p>-15° à -30° près de la surface</p> <p>105 rpm (60 Hz) et 25 W/m<sup>3</sup> de réacteur</p>
<p><b>Évacuation de l'effluent</b></p> <p>Emplacement :</p> <p>Ratio longueur : largeur :</p> <p>Vitesse d'approche :</p> <p>Taux de charge hydraulique :</p> <p>Perte de charge max. :</p> <p>Ouverture entre mailles :</p>	<p>Crépine horizontale : 35-65 % de profondeur, typ.</p> <p>Tamis vertical : 0,15-0,30 m du mur de sortie</p> <p>0,5-1,5 m/m, typiquement</p> <p>Équation 11.13 (<math>\leq 30-35</math> m/h, typiquement)</p> <p>Équation 11.14 (<math>\leq 50-60</math> m<sup>3</sup>.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup>, typ.)</p> <p>50-150 mm</p> <p><math>&lt;</math> que la plus petite dimension du garnissage</p>

## 11.4 Procédé hybride de boues activées à garnissage intégré (BAGI)

### 11.4.1 Principe de fonctionnement

Le procédé de type boues activées à garnissage intégré (BAGI), appelé *Integrated Fixed-Film Activated Sludge* (IFAS) en anglais, consiste en un système hybride entre les procédés à cultures fixées (RBGS) et les boues activées. Comme son nom l'indique, il consiste à ajouter à la liqueur mixte du bioréacteur un garnissage sur lequel se développe un biofilm.

Le garnissage des BAGI peut être en suspension (p. ex. garnissage en plastique ou spongieux) ou fixe (cordes, toiles). Selon Johnson et collab. (2004), l'utilisation d'un garnissage en plastique semble la plus adéquate pour le développement du biofilm dans le procédé BAGI, et le contrôle de son épaisseur est également plus facile. Bien qu'ils soient plus légers, les garnissages spongieux requièrent une agitation plus importante pour la desquamation du biofilm. Ils ont de plus tendance à s'accumuler contre les grilles de retenue (WEF, 2010). Un système de pompage à l'extrémité aval du réacteur est souvent utilisé avec ce type de garnissage pour l'agiter, le faire circuler et détacher la biomasse en excès (WEF, 2010 ; M&EA, 2014 ; Johnson et collab., 2004). Quant aux garnissages fixes, le développement du biofilm est souvent trop important, ce qui entraîne une réduction de la surface spécifique disponible pour le traitement et favorise le développement de vers (M&EA, 2014 ; Johnson et collab., 2004), ce qui peut entraîner une détérioration des performances de nitrification dans le procédé BAGI (Jones et collab., 1998 ; Xu et collab., 2018).

Étant donné leur facilité d'exploitation et la littérature plus abondante à leur sujet, seuls les garnissages de plastique en suspension sont traités dans le présent chapitre. Le lecteur peut se référer à la section 11.3.4.2 pour obtenir des détails sur ceux-ci.

Les procédés BAGI fonctionnent avec une concentration de liqueur mixte équivalente qui inclut la biomasse fixée au garnissage en plus de la biomasse en suspension. Cette concentration est de 1,5 à 2,0 fois plus élevée que la concentration de liqueur mixte typique d'un procédé de boues activées classique. Cependant, comme la biomasse supplémentaire est une biomasse fixée, la charge de solides acheminée au décanteur secondaire demeure relativement la même. Ce type de système devient intéressant lorsque la charge massique appliquée aux décanteurs approche les limites recommandées.

Le Tableau 11.4.1-1 présente les avantages et inconvénients des procédés BAGI par rapport aux boues activées.

**Tableau 11.4.1-1 – Avantages et inconvénients des procédés BAGI**

Avantages	Inconvénients
Meilleure nitrification pour un même TRB apparent	Accroissement de la demande en énergie pour le maintien d'une concentration élevée d'oxygène dissous et du garnissage en mouvement
Augmentation de la capacité de traitement et réduction de l'espace requis pour le traitement	Installation d'un meilleur prétraitement pour enlever les débris grossiers
Augmentation de l'inventaire de biomasse sans accroissement significatif de la charge de solides appliquée au décanteur secondaire	Augmentation de la perte de charge due au passage de l'effluent à travers les crépines retenant le garnissage

Source : M&EA (2014).

## Application

Les procédés BAGI sont généralement utilisés pour favoriser la nitrification dans les stations de boues activées classiques existantes dont le TRB est insuffisant pour le maintien de bactéries nitrifiantes. La nitrification est effectuée par la biomasse fixée ainsi que la biomasse détachée du biofilm qui se retrouve en suspension dans la liqueur mixte. La transformation de boues activées en procédé BAGI évite l'ajout de décanteurs secondaires. De plus, la présence de bactéries nitrifiantes dans le biofilm permet au réacteur de recouvrer plus rapidement une nitrification complète à la suite de conditions défavorables à la nitrification (p. ex. période de fonte) (WEF, 2010).

On peut envisager le recours aux procédés BAGI lors de la mise à niveau de stations d'épuration de type « boues activées » existantes, notamment lorsqu'une nitrification est requise en vue de respecter une norme de rejet d'azote ammoniacal ou de toxicité aiguë, ou lorsque l'augmentation des débits et charges entraîne une diminution du TRB (M&EA, 2014). Les procédés BAGI peuvent également être considérés pour de nouvelles stations d'épuration.

### 11.4.2 Conditions de conception

#### 11.4.2.1 Traitement préalable

Un procédé BAGI requiert le même prétraitement qu'un RBGS en raison de la présence de garnissages ajourés et de crépines d'évacuation dans le bassin (voir section 11.3.2.1).

#### 11.4.2.2 Traitement subséquent

Le procédé BAGI est suivi d'un décanteur secondaire similaire à celui des procédés de boues activées.

### 11.4.3 Critères de conception

Les paramètres régissant les performances de traitement des procédés BAGI sont les suivants (M&EA, 2014) :

- Le flux d'enlèvement du substrat par le biofilm.
- La surface spécifique du garnissage (en  $m^2/m^3$ ).
- La quantité de garnissage ajouté dans le réacteur.
- La concentration d'oxygène dissous.
- La concentration de biomasse en suspension (MSLM) et le temps de rétention des boues aérées apparent.
- La température de l'eau.

#### 11.4.3.1 Approches de dimensionnement

La conception des procédés BAGI est plus complexe que celle des boues activées conventionnelles et des RBGS en raison de la combinaison de l'enlèvement des substrats par la liqueur mixte et le biofilm ainsi que de leurs interactions et interdépendances (WEF, 2010). Différentes approches pour le dimensionnement des procédés BAGI existent, elles sont basées sur :

- des modèles empiriques développés par les fournisseurs d'après les résultats d'essais pilotes et d'installations à pleine échelle.

Souvent dans ces modèles, la cinétique du biofilm est simplifiée (WEF, 2010). Ils devraient être utilisés avec précaution et appliqués pour des conditions similaires à celles dans lesquelles ils ont été développés (type de garnissage, concentration de substrat, etc.) (WEF, 2010). Seul le modèle reposant sur la concentration de MSLM est abordé pour l'enlèvement de la matière organique dans

la présente section. Des explications concernant d'autres modèles sont disponibles dans la littérature (WEF, 2010 ; M&EA, 2014) ;

- des modèles semi-empiriques qui intègrent (de façon plus ou moins poussée selon le modèle) les cinétiques de réaction du biofilm et des boues activées. Ces modèles permettent d'analyser la conception des procédés BAGI et d'évaluer les performances du procédé pour des conditions dynamiques (M&EA, 2014). La présente section décrit la variante simplifiée par M&EA (2014) du modèle Sen et Randall (2008a et b) pour la nitrification ;
- des simulations dynamiques sur logiciel modélisant la diffusion et l'enlèvement du substrat au travers du biofilm en plus des réactions typiques se déroulant dans les boues activées.

Les modèles empiriques et semi-empiriques permettent de faire une conception préliminaire. La réalisation de simulations dynamiques est requise pour réaliser les conceptions détaillée et finale. La consultation des fournisseurs permet également d'affiner la conception.

Le procédé BAGI peut être modélisé par deux sections de traitement en série (Qasim et Zhu, 2018), comme il est représenté à la Figure 11.4.3-1 :

- la première étant la phase liquide ou la liqueur mixte définie par le volume  $V_{BA}$  ;
- la seconde étant la phase solide constituée du garnissage et définie par le volume  $V_G$ .

Donc,  $V_{BAGI} = V_{BA} + V_G$

Les réactions au sein de la liqueur mixte sont étudiées avant celles ayant lieu dans le biofilm.

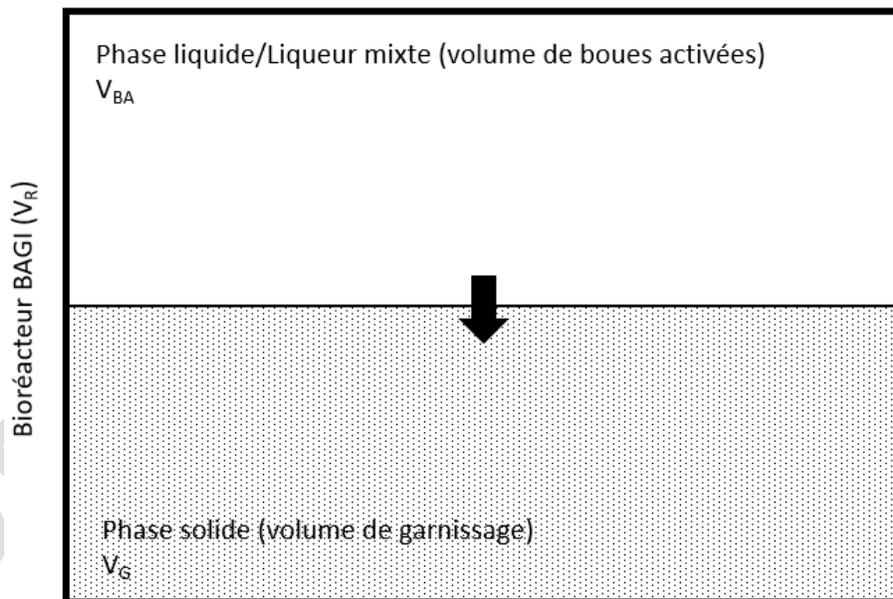


Figure 11.4.3-1 – Modélisation d'un procédé BAGI en deux sections en série

#### 11.4.3.1.1 Enlèvement de la matière organique seulement (modèle empirique)

De façon simplifiée, la capacité d'enlèvement de la matière organique par un procédé BAGI peut préliminairement être calculée à l'aide du modèle empirique portant sur la concentration de liqueur mixte équivalente. Les paramètres de performance des procédés BAGI sont basés sur les données expérimentales des essais pilotes et à pleine échelle (Qasim et Zhu, 2018).

La concentration équivalente en MSLM peut être calculée à l'aide des formules suivantes (Qasim et Zhu, 2018) :

$$\text{Équation 11.15 : } \text{MSLM}_{\text{éq}} = \frac{V_{\text{BA}} \text{MSLM} + V_{\text{G}} \text{MS}_{\text{G}}}{V_{\text{R}}}$$

$$\text{Équation 11.16 : } \text{MSLM}_{\text{éq}} = (1 - \%G/100) \text{MSLM} + \%G \text{MS}_{\text{G}}/100$$

où :

$\text{MSLM}_{\text{éq}}$  : concentration de liqueur mixte équivalente (mg MES/l) ;

$V_{\text{BA}}$  : volume occupé par les boues activées ( $\text{m}^3$ ) ;

$\text{MSLM}$  : concentration de liqueur mixte (mg MES/l) ;

$V_{\text{G}}$  : volume de garnissage (comme défini aux équations 11.5 et 11.6) ( $\text{m}^3$ ) ;

$\text{MS}_{\text{G}}$  : concentration moyenne de solides attribuable au biofilm sur le garnissage (mg MES/l) ;

$V_{\text{BAGI}}$  : volume total du réacteur BAGI ( $V_{\text{BAGI}} = V_{\text{BA}} + V_{\text{G}}$ ) ( $\text{m}^3$ ) ;

$\%G$  : pourcentage de remplissage du réacteur par le garnissage (comme défini dans l'équation 11.6) (%).

#### **11.4.3.1.2 Enlèvement simultané de matière organique et d'azote ammoniacal (modèle de Sen et Randall simplifié)**

Le modèle semi-empirique présenté ci-après, tiré de Metcalf & Eddy-AECOM (2014) et Qasim et Zhu (2018), consiste en une simplification du modèle de Sen et Randall (2008).

La biomasse présente en suspension et dans le biofilm participe à la nitrification ainsi qu'à l'enlèvement de la matière organique (Qasim et Zhu, 2018). La nitrification a lieu principalement dans le biofilm. Toutefois, lorsque le biofilm desquame, sa biomasse nitrifiante ensemence la liqueur mixte, ce qui augmente son taux d'enlèvement de l'azote ammoniacal (WEF, 2010). Environ 10-20 % de la nitrification peut avoir lieu dans la liqueur mixte (Qasim et Zhu, 2018). L'enlèvement de la matière organique quant à lui se produit principalement dans la liqueur mixte ; à hauteur de 95 % d'après Qasim et Zhu (2018).

Des bilans de masse sur la concentration d'azote ammoniacal dans le bioréacteur ainsi que sur la biomasse nitrifiante (bactéries AOB) dans le biofilm et la liqueur mixte devraient être réalisés. De même, un bilan de masse pour l'enlèvement de la matière organique dans la liqueur mixte devrait être effectué. Il est par ailleurs possible d'effectuer le bilan de masse sur le bioréacteur dans sa globalité ou en le décomposant en deux sections en série (voir Figure 11.4.3-1).

#### **Réalisation du bilan de masse par décomposition du procédé BAGI**

- **Bilan de masse pour l'enlèvement de la matière organique dans la liqueur mixte**

Les équations et les valeurs des paramètres cinétiques fournies dans le chapitre 10 – sections 10.3.1.1 et 10.3.1.3 peuvent être appliqués à la zone de boues activées ( $V_{\text{BA}}$ ) pour calculer :

- le TRB des boues activées ( $\theta_{\text{C,BA}}$ ) ;
- la concentration de substrat carboné soluble dans la liqueur mixte ( $S_{\text{CS,BA}}$ , similaire à  $S_{\text{CS,e}}$  dans les équations du chapitre 10) ;
- la production de biomasse hétérotrophe ( $P_{\text{XH,BA}}$ ).

Comme dans le cas des RBGS, la nitrification dans les procédés BAGI est sensible à la concentration de matière organique dans le bioréacteur si la  $\text{DBO}_5\text{C}$  soluble dépasse 10 mg/l (M&EA, 2014).

- **Bilan de masse de la nitrification dans le biofilm**

En modélisant le procédé BAGI comme deux sections en série, la concentration d'AAT dans la liqueur mixte ( $N_{AAT,BA}$ ) après nitrification peut être calculée en fonction du pourcentage de nitrification ayant lieu dans la liqueur mixte mentionné au début de la section (soit 10-20 %). C'est cette concentration qui sera alors disponible pour le biofilm (Qasim et Zhu, 2018).

**Équation 11.17 :** 
$$N_{0,nit,G} = N_{AAT,BA} = N_{0,nit} * (1 - E_{nit,BA})$$

où :

$N_{0,nit,G}$  : concentration d'AAT disponible pour la nitrification dans le garnissage (mg N/l) ;

$N_{AAT,BA}$  : concentration d'AAT dans la liqueur mixte (mg N/l) ;

$N_{0,nit}$  : concentration d'AAT disponible pour la nitrification dans le bioréacteur (mg N/l) ;

$E_{nit,BA}$  : enlèvement de l'AAT par nitrification dans la liqueur mixte (décimal).

En raison de l'utilisation d'azote lors de la synthèse cellulaire de la biomasse hétérotrophe dans la liqueur mixte, la concentration d'azote ammoniacal total disponible pour la nitrification peut être calculée à l'aide de l'équation 11.18 (Qasim et Zhu, 2018). Les quantités d'azote utilisées pour la synthèse du biofilm ainsi que de la biomasse autotrophe dans la liqueur mixte sont négligées.

**Équation 11.18 :** 
$$N_{0,nit} = N_{NTK,0} - f_N P_{X_H,BA} \frac{1000}{Q} = N_{NTK,0} - f_N \frac{Y_H (S_{c,0} - S_{cs,BA})}{1 + k_{d,H} \theta_{C,BA}}$$

où :

$N_{0,nit}$  : concentration d'AAT disponible pour la nitrification dans le bioréacteur (mg N/l) ;

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

$f_N$  : fraction d'azote fixée par la biomasse (0,12 g N/g MVES) ;

$P_{X_H,BA}$  : production de biomasse hétérotrophe dans la liqueur mixte (kg MVES/d) ;

$Q$  : débit d'affluent ( $m^3/d$ ) ;

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

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

$S_{cs,BA}$  : concentration de substrat carboné soluble dans la liqueur mixte (mg/l) ;

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

$\theta_{C,BA}$  : TRB des boues activées (d).

Comme dans le cas des RBGS, le taux d'enlèvement surfacique de l'azote ammoniacal ( $TES_{AAT}$ ) par le biofilm du procédé BAGI est limité par la concentration d'AAT dans le bioréacteur (voir équation 11.19) jusqu'à une valeur seuil. Par la suite, le  $TES_{AAT}$  est limité par la concentration d'oxygène dissous et reste alors constant (voir Figure 11.3.3-5), il peut être calculé à l'aide de l'équation 11.20 (Qasim et Zhu, 2018). Étant donné que le procédé BAGI est un réacteur complètement mélangé, la concentration d'AAT dans la section remplie de garnissage est égale à celle dans l'effluent du réacteur ( $N_{AAT,e}$ ).

**Équation 11.19 :** 
$$TES_{AAT,T} = TES_{AAT,max,15} \frac{N_{AAT,e}}{K_{AAT,BF} + N_{AAT,e}} (1,098)^{T-15} \text{ (limitation par l'AAT)}$$

**Équation 11.20 :** 
$$TES_{AAT,T} = TES_{AAT,max,15} \frac{N_{AAT,s}}{K_{AAT,BF} + N_{AAT,s}} (1,058)^{T-15} \text{ (limitation par l'O}_2\text{)}$$

où :

$TES_{AAT,T}$  : taux d'enlèvement surfacique d'AAT dans le biofilm à une température T ( $g N.m^{-2}.d^{-1}$ ) ;

$TES_{AAT,max,15}$  : taux d'enlèvement surfacique maximal d'AAT dans le biofilm à 15 °C ( $3,3 g N.m^{-2}.d^{-1}$ ) ;

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

$K_{AAT,BF}$  : constante de demi-saturation pour l'AAT dans le biofilm (2,2 mg N/l) ;

$N_{AAT,s}$  : concentration d'AAT seuil au-dessus de laquelle la nitrification est limitée par la concentration d'oxygène dissous (voir Figure 11.3.3-5) (mg N/l) ;  
 T : température (°C).

La surface totale de biofilm requise ( $A_{BF}$ ) peut être calculée en utilisant de l'équation 11.2.

Le TRH requis pour la nitrification dans le garnissage peut être calculé à l'aide de la formule suivante (Qasim et Zhu, 2018) :

**Équation 11.21 :** 
$$\tau_G = \frac{N_{0,nit,G} - N_{AAT,e}}{SS_P \cdot TES_{AAT,T}}$$

où :

$\tau_G$  : TRH dans la section avec garnissage (d) ;  
 $N_{0,nit,G}$  : concentration d'AAT disponible pour la nitrification dans le garnissage (mg N/l) ;  
 $N_{AAT,e}$  : concentration d'AAT dans l'effluent (mg N/l) ;  
 $SS_P$  : surface spécifique protégée par unité de volume de garnissage ( $m^2/m^3$ ) ;  
 $TES_{AAT,T}$  : taux d'enlèvement surfacique d'AAT dans le biofilm à une température T ( $g\ N \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$ ).

À l'état stationnaire (régime permanent), la biomasse nitrifiante dans le biofilm peut être quantifiée au moyen de l'équation suivante (M&EA, 2014 ; Qasim et Zhu, 2018) :

**Équation 11.22 :** 
$$X_{AOB,G} = \frac{Y_{AOB} \cdot TES_{AAT,T}}{k_{d,AOB} + \frac{1}{\theta_{c,G}}}$$

où :

$X_{AOB,G}$  : concentration de biomasse nitrifiante sur le garnissage ( $mg\ MVES/m^2$ ) ;  
 $Y_{AOB}$  : coefficient de synthèse de la biomasse nitrifiante ( $g\ MVES/g\ AAT-N$ ) (voir Tableau 10.3.1-4 ou Tableau 14.2.4-2) ;  
 $TES_{AAT,T}$  : taux d'enlèvement surfacique d'AAT dans le biofilm à une température T ( $g\ N \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$ ) ;  
 $k_{d,AOB,T}$  : coefficient de respiration endogène des AOB à la température T ( $d^{-1}$ ) (se référer au chapitre 10 – section 10.3.1.2.2 pour la détermination de la valeur) ;  
 $\theta_{c,G}$  : temps de rétention de la biomasse nitrifiante dans le garnissage (d).

Le temps de rétention de la biomasse nitrifiante dans le garnissage ( $\theta_{c,G}$ ) peut être estimé, selon les conditions d'exploitation, à l'aide de l'équation 10.16 présentée au chapitre 10 qui donne le temps de rétention minimal théorique de la biomasse (Qasim et Zhu, 2018). L'application d'un facteur de sécurité de 1,5 sur le TRB calculé est suggérée pour pallier les incertitudes de conception et d'exploitation (Qasim et Zhu, 2018).

### ***Bilan de masse sur le procédé au global***

Le bilan de masse sur l'AAT dans un procédé BAGI est le résultat des éléments suivants :

- L'apport en NTK par l'affluent.
- L'évacuation d'AAT avec l'effluent.
- La consommation d'AAT par les bactéries dans la liqueur mixte (nitrifiantes et hétérotrophes).
- Le transfert d'AAT de la liqueur mixte au biofilm.
- Le relargage d'AAT par respiration endogène des bactéries hétérotrophes. La respiration endogène des bactéries nitrifiantes est négligée, car leur concentration demeure faible.

À l'état stationnaire, il s'exprime de la façon suivante :

$$0 = N_{\text{nitrifiable}} - N_{\text{effluent}} - N_{\text{nitrifié par la LM}} - N_{\text{nitrifié par le BF}} + N_{\text{relargué (respiration endogène)}}$$

D'où l'équation 11.23 est obtenue (M&EA, 2014) :

**Équation 11.23 :** 
$$0 = Q N_{0,\text{nit}} - Q N_{\text{AAT},e} - r_N V_{\text{BA}} - \text{TES}_{\text{AAT},T} \text{SSP} V_G + 0,12 k_{d,H} X_H V_{\text{BA}}$$

où :

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

N<sub>0,nit</sub> : concentration d'AAT disponible pour la nitrification (mg N/l) (voir équation 11.17) ;

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

r<sub>N</sub> : taux d'oxydation de l'AAT dans la liqueur mixte (g N.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>) (voir équation 10.20 présentée au chapitre 10) ;

V<sub>BA</sub> : volume occupé par les boues activées (m<sup>3</sup>) ;

TES<sub>AAT,T</sub> : taux d'enlèvement surfacique d'AAT dans le biofilm à une température T (g N.m<sup>-2</sup>.d<sup>-1</sup>) ;

SSP : surface spécifique protégée par unité de volume de garnissage (m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>) ;

V<sub>G</sub> : volume de garnissage (comme défini aux équations 11.5 et 11.6) (m<sup>3</sup>) ;

0,12 : ratio d'AAT relargué par MVES dégradé par respiration endogène (g N/g MVES) ;

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

X<sub>H</sub> : concentration de biomasse hétérotrophe dans la liqueur mixte (mg MVES/l).

La concentration de biomasse nitrifiante dans le biofilm se calcule à partir de l'équation 11.22. Par ailleurs, la présence de bactéries nitrifiantes dans la liqueur mixte est maintenue grâce à leur croissance dans celle-ci et à la desquamation du biofilm. En revanche, elle est limitée par la respiration endogène et le soutirage des boues en excès. À l'état stationnaire, la concentration de biomasse nitrifiante dans la liqueur mixte peut être calculée à l'aide de la formule suivante (M&EA, 2014) :

**Équation 11.24 :** 
$$X_{\text{AOB},\text{BA}} = \frac{\text{SSP} \%G X_{\text{AOB},\text{G}}}{100 \theta_{c,G} (1 - \%G) \left( k_{d,\text{AOB}} + \frac{1}{\theta_{c,\text{BA}}} - \frac{\mu_{\text{AOB},\text{max}} N_{\text{AAT},e}}{K_{\text{AAT}} + N_{\text{AAT},e}} \frac{\text{OD}}{K_{\text{O},\text{AOB}} + \text{OD}} \right)}$$

où :

X<sub>AOB,BA</sub> : concentration de biomasse nitrifiante dans la liqueur mixte (mg MVES/l) ;

SSP : surface spécifique protégée par unité de volume de garnissage (m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>) ;

%G : pourcentage de remplissage du réacteur par le garnissage (%) ;

X<sub>AOB,G</sub> : concentration de biomasse nitrifiante sur le garnissage (mg MVES/l) ;

θ<sub>c,G</sub> : temps de rétention de la biomasse nitrifiante dans le garnissage (d) ;

k<sub>d,AOB</sub> : coefficient de respiration endogène des AOB (d<sup>-1</sup>) ;

θ<sub>c,BA</sub> : TRB des boues activées (d) ;

μ<sub>AOB,max</sub> : taux de croissance spécifique maximal des AOB (d<sup>-1</sup>) ;

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

K<sub>AAT</sub> : constante de demi-saturation pour l'AAT (mg N/l) ;

OD : concentration d'oxygène dissous dans le bioréacteur (mg O<sub>2</sub>/l) ;

K<sub>O,AOB</sub> : constante de demi-saturation des AOB pour l'oxygène (mg O<sub>2</sub>/l).

Dans le cas où la valeur de N<sub>AAT,e</sub> est recherchée (p. ex. pour un réacteur déjà existant), il est requis de résoudre le système d'équations à trois inconnues formé par les équations 11.22 à 11.24. L'hypothèse d'une limitation du TES<sub>AAT</sub> par la concentration de N<sub>AAT,e</sub> devrait être posée puis vérifiée après la résolution du système d'équations.

Le lecteur est invité à se référer aux exemples 10.135 de Qasim et Zhu (2018) et 9-7 de Metcalf & Eddy-AECOM (2014) concernant l'emploi des différentes formules citées dans la présente section pour la conception préliminaire des procédés BAGI.

### 11.4.3.2 Aération

Il est recommandé que l'aération dans les compartiments aérobies des procédés BAGI maintienne un minimum de 2 mg/l d'oxygène dissous pour l'enlèvement de la matière organique. Si la nitrification est recherchée, la concentration d'oxygène dissous devrait être augmentée à 4 voire 6 mg/l (M&EA, 2014). Comme dans le cas des RBGS, une concentration importante d'oxygène dissous dans le réacteur assure une diffusion plus profonde de l'oxygène dans le biofilm.

### 11.4.3.3 Mélange

Dans les procédés BAGI, le mélange devrait être suffisamment vigoureux pour provoquer du cisaillement et permettre le contrôle de l'épaisseur du biofilm. Ainsi les critères de mélange des RBGS s'appliquent (voir section 11.3.4.3). Johnson et collab. (2004) indiquent qu'un système d'aération de type grosses bulles délivrant un débit d'air d'environ 1,7 Nm<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>.m<sup>-3</sup> devrait être adéquat. Par ailleurs, l'utilisation d'un système d'aération à fines bulles est déconseillée (Johnson et collab., 2004).

### 11.4.3.4 Résumé des critères de conception

Le Tableau 11.4.3-1 présente les critères de conception généraux d'un procédé BAGI réalisant l'enlèvement de la matière organique proposés par Qasim et Zhu (2018).

**Tableau 11.4.3-1 – Paramètres généraux de conception d'un procédé BAGI pour l'enlèvement de la matière organique**

Adapté de Qasim et Zhu (2018)

Paramètre	Unité	Garnissage en plastique
Taux de charge massique surfacique	g DBO <sub>5</sub> .m <sup>-2</sup> de garnissage.d <sup>-1</sup>	10
volumique		1,5-3
Concentration de biomasse		
MSLM	mg MES/l	2 500
Biofilm (sur le volume de garnissage) - MS <sub>G</sub>	mg MES/l	15 000-20 000
Biofilm (sur la surface de garnissage)	mg MES/m <sup>2</sup>	13 000-39 000
MSLM <sub>éq</sub>	mg MES/l	8 000-10 000
Ratio MVES/MES dans le réacteur (en considérant la biomasse suspendue et fixée)	-	0,8
Temps de rétention hydraulique à Q <sub>moy</sub>	h	1,5-6
Pourcentage de remplissage du réacteur par le garnissage	%	20-40

Le Tableau 11.4.3-2 présente les critères de conception généraux d'un procédé BAGI réalisant la nitrification rapportés par la littérature.

**Tableau 11.4.3-2 – Paramètres généraux de conception d'un procédé BAGI pour la nitrification**

Paramètre	Unité	Garnissage en plastique
Taux d'enlèvement surfacique d'AAT à 15 °C	g N.m <sup>-2</sup> .d <sup>-1</sup>	0,05-0,50
Concentration de biomasse		
MSLM	mg MES/l	2 500-3 500
Biofilm (sur la surface de garnissage)	mg MES/m <sup>2</sup>	7 000-13 000
Temps de rétention hydraulique minimum à Qmoy à 12 °C	h	4
Temps de rétention des boues aérées apparent (basé sur les MSLM) à 10 °C	d	4-5
Pourcentage de remplissage du réacteur par le garnissage	%	20-65 *

\* Un remplissage supérieur à 70 % pourrait nuire au contrôle de l'épaisseur du biofilm et à l'hydraulique du réacteur.

Sources : Qasim et Zhu (2018), WEF et ASCE/EWRI (2018), M&EA (2014), Johnson et collab. (2004)

## 11.4.4 Aménagements et composantes

### 11.4.4.1 Configuration des réacteurs

Les procédés BAGI peuvent comporter du garnissage dans la totalité du réacteur. Cependant, comme ils sont généralement implantés dans le but de réaliser une nitrification, le réacteur est souvent compartimenté. Le garnissage n'est alors ajouté que dans les deux derniers tiers ou la dernière moitié du réacteur (M&EA, 2014).

Par ailleurs, les procédés BAGI peuvent également être aménagés sous la forme d'un procédé LEM ou Bardenpho à quatre étapes (voir chapitre 10 – section 10.3.1.4) pour réaliser une dénitrification. Du garnissage peut être ajouté dans les zones anoxies (WEF, 2010). Dans une optique de stimuler l'enlèvement biologique du phosphore, un sélecteur anaérobie peut être placé en amont.

### 11.4.4.2 Aménagements physiques

Comme les RBGS, des équipements de retenue du garnissage (crépines horizontales ou tamis verticaux) sont installés à l'extrémité de sortie des réacteurs BAGI. Le lecteur est invité à se référer à la section 11.3.4.4 pour en savoir plus sur la conception du système d'évacuation de l'effluent.

La séparation solide-liquide après le procédé BAGI est réalisée par un décanteur secondaire à sédimentation floculée (voir chapitre 13, section 13.2) comme dans le cas d'un procédé de boues activées. La recirculation et l'extraction des boues se font également de la même façon (voir chapitre 10 – section 10.3.4).

## 11.4.5 Performances épuratoires

Les procédés BAGI produisent un effluent secondaire et permettent d'atteindre les mêmes performances que les procédés de boues activées avec décanteur (voir section 10.5.1).

## 11.4.6 Exploitation

Les informations sur l'exploitation des procédés de boues activées et des RBGS s'appliquent également aux procédés BAGI. Le lecteur est donc invité à se référer aux sections 10.6 et 11.3.5.

Il a été noté que l'IVB de la liqueur mixte des procédés BAGI est en général similaire, voire meilleur, que celui des boues activées (M&EA, 2014 ; Johnson et collab., 2004).

Comparativement au RBGS, la littérature ne rapporte pas de problème important de mousse dans les procédés BAGI, même lors de la période de démarrage (M&EA, 2014 ; Qasim et Zhu, 2018).

## 11.4.7 Résumé

RÉSUMÉ – PROCÉDÉ HYBRIDE DE BOUES ACTIVÉES À GARNISSAGE INTÉGRÉ	
Traitement préalable	Voir RBGS
Critère de conception	Tableau 11.4.3-1 et Tableau 11.4.3-2
TRH à débit moyen	1,5 à 6 h
MSLM	2 500-3 500 mg/l
Concentration de MSLM équivalente	Équations 11.15 et 11.16
TCM	10 g DBO <sub>5</sub> .m <sup>-2</sup> de garnissage.d <sup>-1</sup> 1,5 à 3 kg DBO <sub>5</sub> .m <sup>-3</sup> de réacteur.d <sup>-1</sup>
Taux d'enlèvement surfacique d'AAT	0,05 à 0,5 g N.m <sup>-2</sup> .d <sup>-1</sup> (équations 11.19 et 11.20)
Bilan de masse	Par décomposition (équations 11.17 à 11.22) Global (équations 11.17 à 11.24)
Concentration d'oxygène dissous	≥2,0 mg/L 4-6 mg/L si nitrification
Mélange	Voir RBGS
Production de boues	Voir BA (chapitre 10)
Aménagement	
Garnissage	Plastique (voir RBGS)
Pourcentage de remplissage du réacteur par le garnissage	20-40 % (jusqu'à 65 % si nitrification)
Traitement subséquent	Décanteur secondaire à sédimentation floculée comme pour les BA (voir chapitres 10 et 13)

## 11.5 Réacteur biologique rotatif

Le procédé de traitement par réacteurs biologiques rotatifs (RBR), aussi appelés disques biologiques ou biodisques, est un système biologique à cultures fixées.

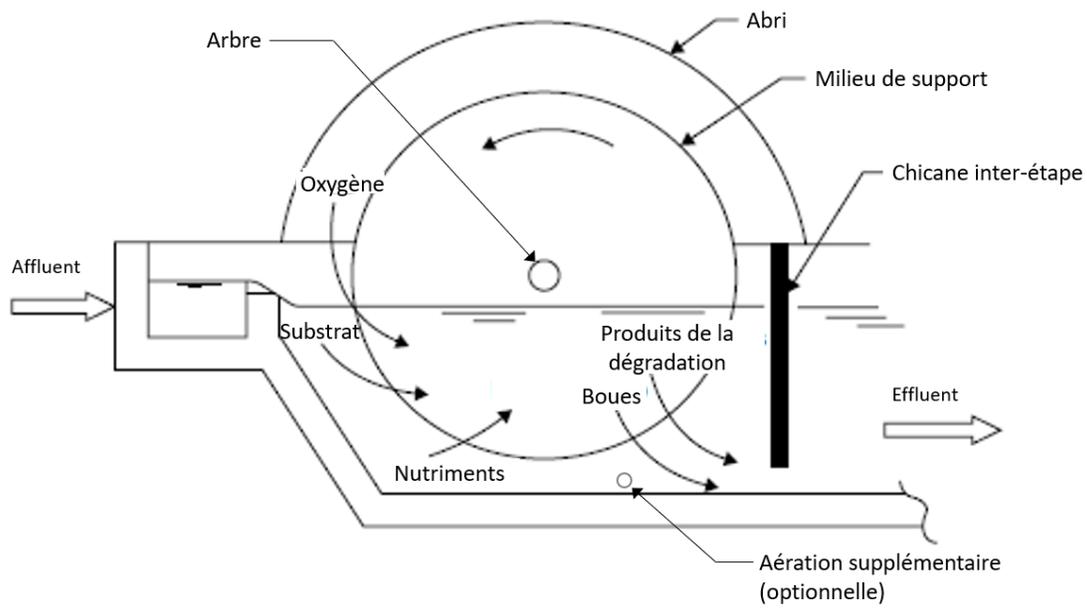
La commercialisation des RBR a débuté en Allemagne de l'Ouest dans les années 1960. Cette technologie s'est largement répandue en Europe d'abord et, par la suite, aux États-Unis vers les années 1970. Au début des années 2000, on dénombrait plus de 600 installations aux États-Unis (WEF et ASCE, 1998) et plusieurs milliers d'installations dans le monde (Mba et collab., 1999). Peu de nouvelles installations ont cependant vu le jour depuis (M&EA, 2014). On exploite au Québec un total de 28 stations d'épuration municipales comptant des RBR (MELCC, 2020). Plusieurs stations traitant des eaux usées domestiques d'établissements commerciaux ou autres sont également présentes.

Les premières générations de RBR présentaient divers problèmes mécaniques. Ces derniers ont donné lieu à des études approfondies aux États-Unis (Brenner et collab., 1984; Heidman et collab., 1984; Roy F. Weston inc., 1985), au Québec (Le Groupe Teknika, 1988) et en Angleterre (Mba et collab., 1999; Griffin et Findlay, 2000) comprenant des recommandations pour améliorer la conception de ce type de station d'épuration. L'étude réalisée par les Consultants BPR en 1992 a confirmé qu'il est acceptable d'installer des RBR, notamment dans les petites stations d'épuration municipales.

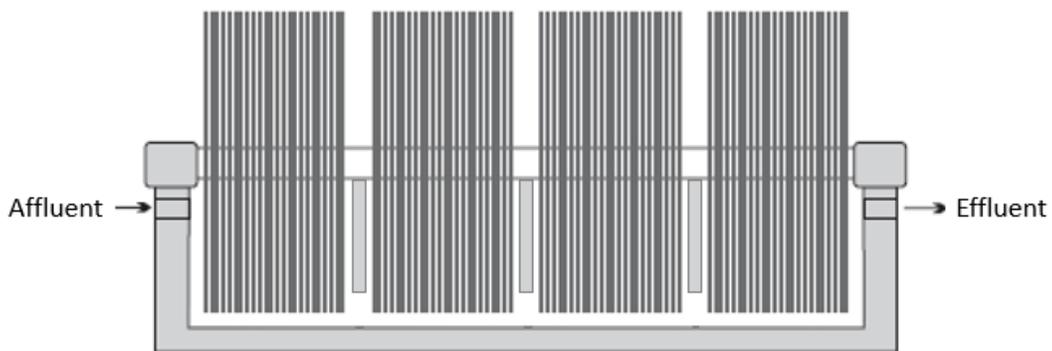
### 11.5.1 Principe de fonctionnement

Le RBR est généralement constitué de plusieurs disques minces en plastique montés sur un arbre horizontal (Figure 11.5.1-1 et Figure 11.5.1-2). Les microorganismes responsables de la dégradation de la matière organique et de la nitrification, le cas échéant, se fixent naturellement sur le milieu de support et forment un biofilm d'une épaisseur d'environ 1 à 4 mm. Typiquement, la rotation de l'arbre est induite mécaniquement, et environ 40 % de la surface du milieu de support est immergée. Dans certains procédés, la rotation est entraînée par de l'air, et l'immersion des disques est d'environ 90 %. Le mouvement rotatif du système expose successivement la biomasse à l'atmosphère et aux eaux usées permettant ainsi une aération et un mélange. Les forces de cisaillement créées par la rotation limitent l'épaisseur du biofilm et entraînent un détachement de la biomasse excédentaire. Cette dernière est ensuite séparée de l'effluent au moyen d'une étape de séparation solide-liquide.

Les RBR sont divisés en plusieurs compartiments indépendants du point de vue hydraulique. Un système de traitement secondaire typique comporte généralement trois ou quatre étapes en série. Dans les petites installations, l'arbre peut être commun à toutes les étapes, et chaque section de milieu de support est séparée par des chicanes. Dans les plus grandes installations, chaque étape possède son propre arbre avec milieu de support.



**Figure 11.5.1-1 – Principe des réacteurs biologiques rotatifs**  
(Adaptée de WEF, 2010)

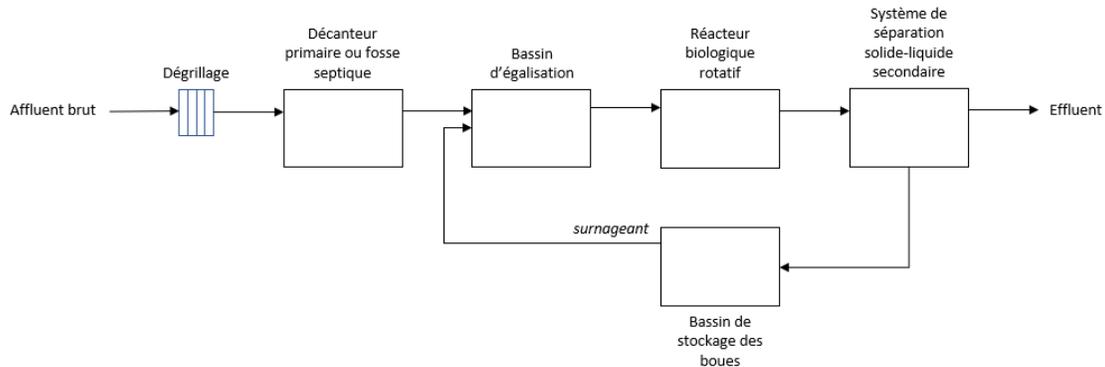


**Figure 11.5.1-2 – Aménagement typique d'une unité**

## 11.5.2 Conditions de conception

### 11.5.2.1 Traitement préalable

Les RBR utilisés pour le traitement des eaux usées domestiques sont généralement précédés d'un dégrillage, d'un système de traitement primaire et d'un bassin d'égalisation (optionnel) (Figure 11.5.2-1). En fonction du type de réseau d'égouts raccordé à la station d'épuration, il peut être nécessaire de pratiquer un dessablage.



**Figure 11.5.2-1 – Filière de traitement typique d'un RBR**

Un dégrillage moyen, voire fin, est recommandé pour éliminer les matières fibreuses et les autres déchets susceptibles de s'accrocher au milieu de support.

Dans les petites installations, le traitement primaire est le plus souvent constitué d'une fosse septique avec préfiltres. Dans les grandes installations, on utilise généralement un décanteur primaire (voir chapitre 13 – section 13.1). L'étape du traitement primaire devrait permettre de retenir les graisses et écumes.

Un affluent de RBR septique favorisera la croissance des bactéries filamenteuses qui oxydent le sulfure d'hydrogène. Ces bactéries causent un pontage de la biomasse entre les disques et des surcharges mécaniques qui peuvent entraîner la rupture du système. En présence d'une fosse septique, il est recommandé de pré-aérer l'affluent à moins qu'un système d'aération supplémentaire soit prévu dans la cuve des biodisques. Un bassin d'égalisation aéré peut remplir la fonction de préaération s'il est placé en aval de la fosse septique. On détermine le volume du bassin d'égalisation en fonction des besoins de tamponnement (voir section 4.3.1), tandis que l'on devrait concevoir l'aération de façon à assurer une concentration d'oxygène dissous dans les eaux usées d'au moins 2 mg/l.

### 11.5.2.2 Débits et charges

Lorsque les débits ou charges sont supérieurs aux valeurs de conception, un phénomène de percée du substrat est susceptible de se produire, induisant une perte de performance (WEF, 2010). Pour limiter ce risque, il est recommandé d'ajouter un bassin d'égalisation lorsque le rapport entre le débit de pointe et le débit moyen de conception excède 2,5, ce qui est souvent le cas des petites installations (voir chapitre 3). Il est également important de considérer les débits et charges en provenance des retours en tête de traitement, en particulier les apports en DBO<sub>5</sub> soluble (WEF, 2010).

En revanche, les RBR sont bien adaptés aux conditions d'eaux diluées (Consultants BPR, 1992). Ils présentent également moins de risque de lessivage de la biomasse (puisque fixée) que les procédés à culture en suspension.

### 11.5.2.3 Température

La littérature scientifique rapporte une baisse de l'activité biologique dans les RBR lorsque la température est en dessous de 13 °C. Ce paramètre devrait donc être pris en compte lors de la conception du système (voir section 11.5.3.3).

### 11.5.2.4 Redondance

Il est recommandé d'avoir au moins deux RBR en parallèle.

Si seulement deux unités sont prévues, chacune d'elles devrait avoir la capacité de traiter le débit moyen de conception et, lorsque combinées, avoir la capacité de traiter le débit de pointe. Le profil hydraulique au débit maximal sur chaque unité devrait néanmoins être vérifié pour éviter tout débordement en cas de bris. Si plus de deux unités sont prévues, la filière devrait avoir la capacité de traiter le débit de pointe malgré la mise hors service d'un RBR.

#### **11.5.2.5 Traitement subséquent**

La biomasse en excès qui se détache du milieu de support devrait être séparée de l'effluent au moyen d'une clarification secondaire (décanteur ou FAD, voir chapitre 13).

La séparation solide-liquide est un élément crucial pour la filière de traitement par RBR. Étant un procédé à culture fixée, la concentration de MES à l'effluent du RBR est de l'ordre de 200 mg/l, soit bien plus faible qu'un procédé de boues activées. Dans le passé, des décanteurs secondaires classiques ont été installés à l'aval des RBR pour réaliser la séparation solide-liquide, mais ces installations ne respectaient pas la norme de 25 mg MES/l à l'effluent. En effet, il a été observé dans les petites installations qu'aux taux de charge surfaciques recommandés dans la littérature, le TRH dans le décanteur devenait périodiquement trop important. La mauvaise performance de ce type de décanteur semble conditionnée par d'autres facteurs que la vitesse de décantation (Lavallée, 2008). Par exemple, une dénitrification s'y produisait, ce qui engendrait le soulèvement des boues décantées et leur relargage à l'effluent. Une autre méthode de séparation solide-liquide mieux adaptée aux faibles concentrations de biomasse (p. ex. flottation à air dissous, décantation avec floculation lestée) peut être plus appropriée. Si un décanteur secondaire est installé, on devrait suivre les critères de conception présentés à la section 13.3 pour une sédimentation discrète. Si certains critères ne sont pas satisfaits (taux de charge hydraulique, profondeur, racleur ou fond conique, coagulant/polymère, déflecteurs, extraction d'écumes, etc.), la décantation devrait être suivie d'une postfiltration (granulaire, microtamisage, etc.).

### **11.5.3 Critères de conception**

Bien qu'il soit simple en apparence, le procédé de traitement par réacteurs biologiques rotatifs fait appel à des processus complexes. L'enlèvement du substrat par la biomasse présente sur les disques est limité par :

- la diffusion du substrat à travers le biofilm ;
- le transfert d'oxygène ;
- les réactions biochimiques.

De plus, les caractéristiques physiques du procédé ont une incidence directe sur :

- les conditions de contact entre le substrat et les microorganismes ;
- l'apport d'oxygène ;
- le maintien d'un biofilm d'une épaisseur plus ou moins optimale.

#### **11.5.3.1 Surface du milieu de support**

La surface du milieu de support (aussi appelé garnissage) est le facteur clé intervenant dans la conception des RBR.

Plusieurs modèles sont basés sur la  $DBO_5$  soluble, car cette forme est en principe celle utilisée par la biomasse. Cependant, des auteurs considèrent que la charge organique particulaire devrait également être prise en considération parce qu'une partie importante de cette charge sera hydrolysée et servira de substrat (WEF et ASCE, 1998; Benjes, 1989).

Les experts ont élaboré divers modèles empiriques. Ces modèles ne peuvent toutefois pas refléter tous les phénomènes réels en cause. Il est donc important de tenir compte de leurs limites et de restreindre leur application aux gammes de conditions d'exploitation et de caractéristiques d'eaux usées pour lesquelles ils ont été élaborés ou vérifiés. La WEF (2010) a démontré que le modèle empirique de Benjes (1977), élaboré initialement pour les lits bactériens, était celui qui prédisait le mieux les performances des RBR. C'est pourquoi ce modèle est celui considéré dans le présent chapitre. Des courbes d'enlèvement de la DBO<sub>5</sub> établies à l'aide de données d'installations existantes peuvent servir à vérifier la conception.

### Modèle de Benjes (1977) repris par la WEF (2010)

La concentration de substrat (DBO<sub>5</sub>, incluant les fractions solubles et particulaires) à l'effluent peut être calculée à l'aide de la formule suivante :

$$\text{Équation 11.25 : } S_{\text{DBO}_5,e} = S_{\text{DBO}_5,0} e^{-k(V_G/Q_{\text{moy}})^{0,5}}$$

où :

$S_{\text{DBO}_5,e}$  : concentration de DBO<sub>5</sub> dans l'effluent (mg/l) ;

$S_{\text{DBO}_5,0}$  : concentration de DBO<sub>5</sub> dans l'affluent (mg/l) ;

$k$  : constante de réaction ;

$V_G$  : volume de garnissage (m<sup>3</sup>) ;

$Q_{\text{moy}}$  : débit moyen d'affluent (m<sup>3</sup>/d).

Pour une température supérieure à 13 °C, la valeur de  $k$  donnant la meilleure estimation de la performance moyenne des RBR est de 0,30 selon Benjes. Pour une température de 7 °C ou 5 °C, la valeur à utiliser est respectivement de 0,20 et 0,15 (Benjes, 1977, cité par WEF, 2010). Toutefois, pour s'assurer d'une conception conservatrice, on devrait prévoir une marge de sécurité. La WEF (2010) recommande donc d'appliquer un facteur de sécurité de 25 % sur le volume de garnissage.

Le volume de garnissage peut être calculé en fonction des caractéristiques du milieu de support et du nombre d'arbres (voir section 11.5.4.1) :

$$\text{Équation 11.26 : } V_G = n_{\text{arbre}} V_{G,a} = n_{\text{arbre}} \frac{A_{\text{BF},a}}{SS_P}$$

où :

$V_G$  : volume de garnissage (m<sup>3</sup>) ;

$n_{\text{arbre}}$  : nombre d'arbres (adimensionnel) ;

$V_{G,a}$  : volume de garnissage sur un arbre (m<sup>3</sup>) ;

$SS_P$  : surface spécifique protégée par unité de volume de garnissage (m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>) ;

$A_{\text{BF},a}$  : surface totale de biofilm sur un arbre (m<sup>2</sup>).

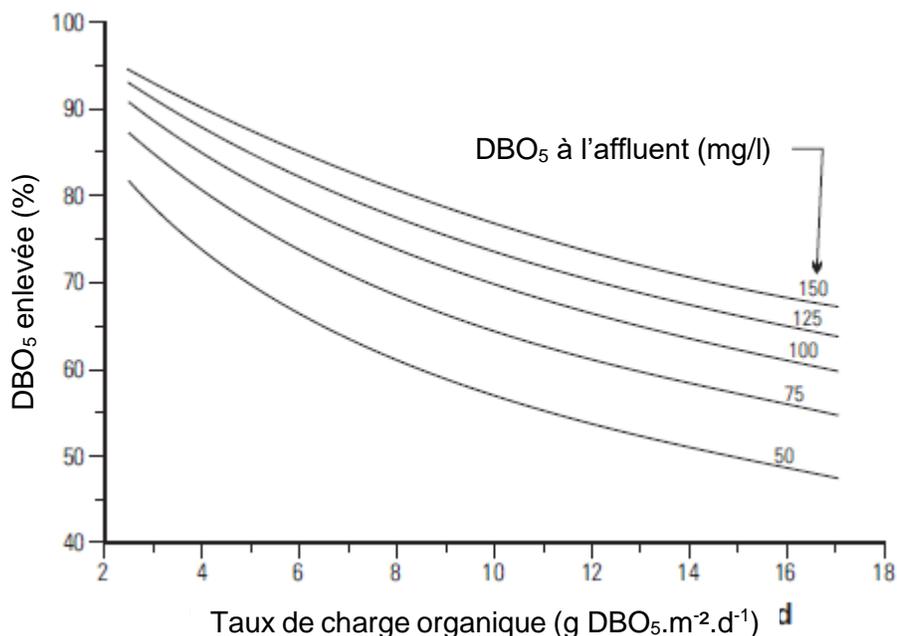
Ensuite, le nombre d'unités en parallèle requis devrait être déterminé de façon à respecter les taux de charge typiques présentés au Tableau 11.5.3-1.

### Courbes dérivées du modèle de Benjes :

Des courbes indiquant le pourcentage de DBO<sub>5</sub> enlevée en fonction du taux de charge surfacique (TCS), et ce, pour différentes concentrations à l'affluent des RBR, ont été établies à partir des travaux de Benjes (WEF et ASCE, 1998). Ces courbes sont plus conservatrices que celles qui proviennent du manuel de conception d'Autotrol de 1978 (Brenner et collab., 1984; Metcalf & Eddy Inc., 1991). Les courbes WEF et ASCE (1998) ont été validées à partir de données provenant de 27 installations existantes aux États-Unis, représentatives de climats tempéré ou doux. Elles se sont révélées une bonne estimation des rendements réels moyens.

Les données de suivi des installations réalisées au Québec dans le cadre du programme d'assainissement des eaux pour la période 1990-1998 ont donné lieu à une analyse sommaire des rendements moyens annuels. En supposant que 30 % de la charge de DBO<sub>5</sub> est enlevée par la décantation primaire, les rendements obtenus sont équivalents ou légèrement meilleurs que ceux prédits selon les courbes WEF et ASCE (1998).

Les courbes adaptées de WEF et ASCE (1998) présentées à la Figure 11.5.3-1 peuvent donc être retenues comme base de conception d'un système de traitement par RBR standard. Si un manufacturier souhaite utiliser des courbes moins conservatrices, il devrait suivre la procédure d'évaluation des nouvelles technologies de traitement des eaux usées d'origine domestique.



Limites d'application :

- (1) DBO<sub>5</sub> (inclut les fractions soluble et particulaire) ;
- (2) Taux de charge organique appliqué à la surface du garnissage dédié à l'enlèvement de la DBO<sub>5</sub> ;
- (3) Température de plus de 13 °C ;
- (4) Milieu de support de faible densité.

**Figure 11.5.3-1 – Courbes typiques de rendement en DBO<sub>5</sub> des réacteurs biologiques rotatifs selon le modèle de Benjes**

**Adaptée de WEF et ASCE (1998)**

Selon les courbes WEF et ASCE (1998), les TCS requis pour atteindre un effluent de 15 à 20 mg/l de DBO<sub>5</sub> sont d'environ 4 à 6 g DBO<sub>5</sub>/d par m<sup>2</sup> de garnissage pour un affluent d'environ 125 ou 150 mg DBO<sub>5</sub>/l. Plusieurs références anglaises (comme BSI, 1983; Griffin et Findlay, 2000) indiquent des valeurs similaires pour des applications où il n'y a pas de norme contraignante concernant l'azote. En revanche, la littérature technique nord-américaine (dont Qasim et Zhu, 2018 et Metcalf & Eddy Inc., 2003) propose des gammes de taux de charge organique généralement plus élevés. Il faut noter que les courbes de WEF et ASCE (1998) ont été élaborées pour des milieux de support à faible densité. Il est toutefois possible d'utiliser du garnissage à moyenne ou forte densité dès la deuxième étape. La littérature ne précise pas, ou alors rarement, les limites d'application des gammes de valeurs suggérées.

Il n'y a actuellement pas de consensus dans la littérature sur le critère du taux de charge organique surfacique pour des RBR visant l'enlèvement de l'azote ammoniacal. De plus, les limites d'application varient pour chaque modèle. Après leur revue de littérature sur cette technologie en 1992, Bernier recommandait :

- Pour les petites installations desservant moins de 1 000 personnes dont les caractéristiques précises des eaux usées ne sont pas connues (p. ex. en raison du peu de données de suivi disponibles), il est préférable de limiter le taux de charge à  $5 \text{ g DBO}_5 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}^{-1}$  sur l'ensemble du garnissage pour assurer une qualité d'effluent de  $15 \text{ mg/l}$  en  $\text{DBO}_5$  et MES en hiver (approche sécuritaire).
- Pour les autres installations, il ne faut pas dépasser les taux de charge présentés dans la littérature et repris au Tableau 11.5.3-1 ou ceux recommandés par le fabricant (selon le plus contraignant). Par ailleurs, la première étape de traitement devrait comporter moins de 50 % du volume de garnissage requis pour l'enlèvement de la  $\text{DBO}_5$ .

À noter que la plupart des installations municipales québécoises de RBR ont été conçues en fonction d'un taux de charge entre  $4 \text{ g}$  et  $9 \text{ g DBO}_5 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}^{-1}$  sans nitrification (Les Consultants BPR, 1992).

### 11.5.3.2 Taux de charge organique maximal sur la première étape

Un TCS organique excessif à la première étape provoque un épaissement du biofilm, des capacités de transfert d'oxygène insuffisantes et la septicité du milieu. Cette dernière favorise la croissance de microorganismes indésirables de type *Beggiatoa*, formant une biomasse filamenteuse blanchâtre. S'ensuivent des problèmes de pontage entre les disques, une détérioration des rendements, une surcharge structurale (le biofilm ne desquame plus ou peu) et des risques de bris d'équipement. Pour prévenir de tels problèmes, le taux de charge organique appliqué à la surface occupée par le biofilm ( $A_{BF}$ ) à la première étape ne devrait pas dépasser  $30 \text{ g DBO}_5 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}^{-1}$  ou  $12 \text{ g DBO}_5 \text{ soluble} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}^{-1}$ . Il peut être souhaitable d'ajouter de la flexibilité à l'installation en prévoyant une chicane amovible entre les deux premières étapes ou bien en permettant une alimentation étagée de celles-ci au moyen de tuyauterie en cas de surcharge.

### 11.5.3.3 Effet de la température

Les courbes servant à déterminer la surface de milieu de support requise sont reconnues comme valides pour des températures de  $13 \text{ }^\circ\text{C}$  ou plus. Lorsque la température des eaux usées est inférieure à cette valeur (ce qui est généralement le cas en conditions froides au Québec), un facteur de correction devrait être appliqué à la surface calculée. La courbe présentée à la Figure 11.5.3-2, adaptée de Metcalf & Eddy Inc. (1991), indique le facteur de correction à utiliser en fonction de la température des eaux usées.

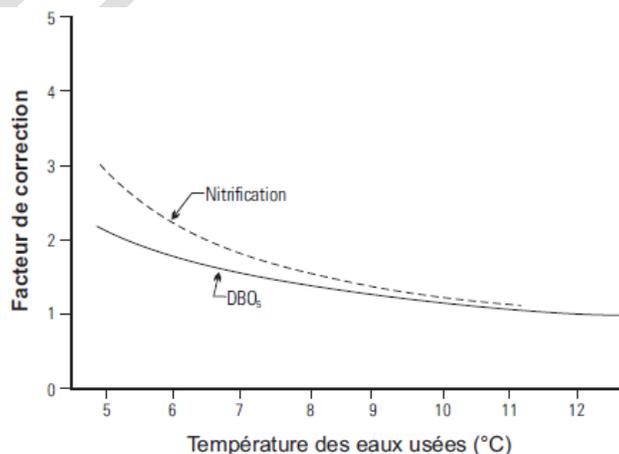


Figure 11.5.3-2 – Facteurs de correction selon la température des eaux usées

Adaptée de M&E (1991)

#### 11.5.3.4 Nitrification

Les RBR installés au Québec jusqu'à maintenant n'ont généralement pas été conçus en fonction de l'enlèvement de l'azote ammoniacal. Il est cependant reconnu dans la littérature qu'un bon pourcentage de nitrification peut être atteint avec des RBR pourvu que le système soit aménagé en plusieurs étapes et que la surface du milieu de support soit suffisante. Pour qu'il y ait nitrification, il faut d'abord que la charge organique ait été abaissée à une concentration inférieure à 15 mg/l de DBO<sub>5</sub> soluble (30 mg/l de DBO<sub>5</sub> totale) (WEF, 2010). La nitrification ne peut donc se faire qu'à partir de la deuxième étape ou plus en aval, selon la concentration des eaux usées, leur température et le taux de charge organique appliqué.

Le taux de nitrification maximal est de 1,5 g N.m<sup>2</sup>.d<sup>-1</sup> à 13 °C ou plus (WEF et ASCE, 1998 ; WEF, 2010). On devrait appliquer un facteur de sécurité pour demeurer conservateur (WEF, 2010). Pour des températures inférieures à 13 °C, on devrait aussi appliquer un facteur de correction (voir Figure 11.5.3-2).

Lors du calcul de la charge d'azote appliquée, il faut tenir compte de l'azote total Kjeldahl (NTK) à l'affluent, d'une fraction réfractaire (environ 1 mg N/l dans un affluent d'origine domestique) et des besoins de la biomasse pour la synthèse cellulaire (ratio N : DBO<sub>5</sub> d'environ 0,055 : 1). La concentration de NTK disponible pour la nitrification peut être calculée à l'aide de la formule suivante (WEF, 2010) :

**Équation 11.27 :** 
$$N_{\text{NTK},0,\text{nit}} = N_{\text{NTK},0} - 1 - 0,055 \text{ DBO}_{5 \text{ conso}}$$

où :

$N_{\text{NTK},0,\text{nit}}$  : concentration de NTK disponible pour la nitrification (mg N/l) ;

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

$\text{DBO}_{5 \text{ conso}}$  : concentration de DBO<sub>5</sub> consommée par la biomasse hétérotrophe (mg/l).

#### 11.5.3.5 Temps de rétention hydraulique et volume du réacteur

Le temps de rétention hydraulique dans les RBR n'est généralement pas utilisé comme critère de conception. Toutefois, il est limité par les autres paramètres de conception comme le taux de charge par unité de surface, la concentration des eaux usées, la surface spécifique du milieu de support et le pourcentage d'immersion du milieu de support dans le bassin.

Le ratio entre le volume du réacteur et la surface de milieu de support ( $A_{\text{BF}}$ ) a en revanche une incidence sur plusieurs paramètres dont la concentration d'oxygène dissous dans le RBR (Les Consultants BPR, 1992). Sa valeur optimale est typiquement de 0,0049 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> de garnissage (WEF, 2010).

#### 11.5.3.6 Concentration d'oxygène dissous

La concentration d'oxygène dissous devrait être maintenue au-dessus de 2 mg O<sub>2</sub>/l pour éviter la croissance de biomasse indésirable (Von Sperling, 2007). Aux étapes de nitrification, pour prévenir la croissance de protozoaires prédateurs des bactéries nitrifiantes, il est recommandé de ne pas dépasser, dans la mesure du possible, une concentration d'oxygène dissous de 3,5 mg O<sub>2</sub>/l lorsque la concentration de DBO<sub>5</sub> soluble est de 6-8 mg/l (Von Sperling, 2007).

On peut augmenter par plusieurs moyens la concentration d'oxygène dissous dans les bassins, lorsque requis, et ce, directement ou indirectement, par la diminution des besoins en oxygène. Les dispositifs d'aération supplémentaire, la recirculation d'effluent, les cascades, l'alimentation étagée ou l'utilisation de chicanes amovibles entre les premières étapes en sont quelques-uns détaillés à la section 11.5.4.

#### 11.5.3.7 Production de boues

Von Sperling (2007) relève une production de boues d'environ 0,75 à 1,0 g MES/g DBO<sub>5</sub> enlevée avec un ratio MVES/MES entre 0,75 et 0,85. Qasim et Zhu (2018) étendent la gamme de production de boues de 0,6 à 1,1 g MES/g DBO<sub>5</sub> enlevée.

### 11.5.3.8 Résumé des critères de conception

Le Tableau 11.5.3-1 résume les critères de conception types s'appliquant aux RBR.

**Tableau 11.5.3-1 – Critères de conception types s'appliquant aux RBR**

Adapté de Qasim et Zhu (2018)

Critère	Unité	Enlèvement de DBO <sub>5</sub>	Objectif	
			Enlèvement de la DBO <sub>5</sub> et nitrification	Nitrification
Nombre d'étapes en série	-	1-4	4	2-4
TCH	m <sup>3</sup> .m <sup>2</sup> .d <sup>-1</sup>	0,08-0,16	0,03-0,08	0,04-0,1
TCS organique <sup>A,B</sup>	Total	g DBO <sub>5</sub> .m <sup>2</sup> .d <sup>-1</sup>	5-20 <sup>C</sup>	5-16 <sup>C</sup>
	Max 1 <sup>re</sup> étape <sup>D</sup>	g DBO <sub>5</sub> .m <sup>2</sup> .d <sup>-1</sup>	24-30	24-30
TCS azotée <sup>A</sup>	g N.m <sup>2</sup> .d <sup>-1</sup>	-	0,75-1,5	-
TRH	h	0,75-1,5	1,5-4	1,2-3
Qualité d'effluent	DBO <sub>5</sub>	mg/l	15-30	7-15
	AAT	mg N/l	-	< 2

<sup>A</sup> Appliqué à la surface disponible pour le biofilm (A<sub>BF</sub>)

<sup>B</sup> Le TCS organique est exprimé en DBO<sub>5</sub> « totale » (inclut les fractions soluble et particulaire). Si la DBO<sub>5</sub> soluble est utilisée, la valeur du TCS devrait être ajustée en fonction du ratio DBO<sub>5</sub> soluble/DBO<sub>5</sub> « totale » de l'affluent (généralement 0,5).

<sup>C</sup> Pour les petites installations desservant moins de 1 000 personnes, il est recommandé de limiter le taux de charge à 5 g DBO<sub>5</sub> m<sup>2</sup>.d<sup>-1</sup> sur l'ensemble du garnissage pour assurer une qualité d'effluent de 15 mg/l en DBO<sub>5</sub> et MES en hiver (Bernier, 1992).

<sup>D</sup> La première étape ne devrait pas contenir plus de 50 % du garnissage requis pour l'enlèvement de la DBO<sub>5</sub> (Les consultants BPR, 1992).

Note : Toutes les valeurs présentées dans ce tableau s'appliquent à des eaux usées dont la température est supérieure ou égale à 13 °C.

## 11.5.4 Aménagements et composantes

### 11.5.4.1 Milieu de support

Le milieu de support de la biomasse, le garnissage ou les disques proprement dits sont généralement fabriqués en PVC ou en polyéthylène de haute densité (PEHD). Le milieu de support et l'espacement entre les disques devraient permettre le passage des eaux usées et de l'air sans causer de problèmes de pontage ou de colmatage par la biomasse. Les disques devraient être suffisamment rigides pour supporter la biomasse et éviter qu'il y ait colmatage à la suite d'une déformation du milieu. Leur diamètre typique est de 3,65 m.

L'arbre supporte les disques qui constituent le milieu de support de la biomasse. Sa longueur standard est de 8,2 m dont 7,6 m occupés par des disques. Des arbres plus petits sont également disponibles (M&E, 2003) et sont préférables. En effet, les longs arbres peuvent se briser par fatigue après un certain nombre d'années.

Le milieu de support peut être de faible, moyenne ou haute densité en fonction de sa surface spécifique. Le Tableau 11.5.4-1 présente les caractéristiques typiques des milieux de support en fonction de leur densité.

**Tableau 11.5.4-1 – Caractéristiques typiques des différents milieux de support des RBR**

Caractéristique	Symbole	Unité	Type de milieu de support	
			Faible densité	Moyenne ou haute densité
Surface spécifique protégée	SS <sub>p</sub>	m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	115	135-200
Surface totale de biofilm sur un arbre de longueur standard	A <sub>BF,a</sub>	m <sup>2</sup> /arbre	9 300	11 000-16 700

Sources : WEF (2010); M&E (2003); Von Sperling (2007).

Seul un milieu de faible densité peut être utilisé comme première étape de traitement, car la charge appliquée est plus grande, ce qui entraîne une épaisseur de biofilm accrue. Les milieux de moyenne à haute densité peuvent être utilisés aux dernières étapes, surtout lorsque de grandes surfaces sont prévues pour permettre la nitrification (WEF, 2010).

#### 11.5.4.2 Aspects structuraux et mécaniques

Le mouvement de rotation des RBR est le plus souvent engendré par un système mécanique, mais certains types de disques sont entraînés à l'air. La vitesse de rotation typique d'un arbre entraîné mécaniquement est de 1,6 tour/min pour une unité de 3,7 m de diamètre, ce qui donne une vitesse tangentielle de 18 m/min en périphérie. Les arbres entraînés à l'air ont une vitesse de rotation un peu moindre, soit 1,0 à 1,4 tour/min. Les systèmes à entraînement mécanique présentent une vitesse relativement constante, et leur couple varie en fonction du poids de la biomasse sur le milieu de support. Au contraire, les systèmes à entraînement à air présentent un couple relativement constant à un débit d'air donné et à une vitesse variable (WEF, 2010).

La puissance installée pour un arbre typique est généralement de 3,7 kW ou de 5,6 kW. Le moteur devrait résister à un environnement humide et corrosif. Dans le cas d'un système entraîné à l'air, le débit d'air minimum requis pour un arbre typique est de 5,3 m<sup>3</sup>/min pour un milieu de faible densité et de 7,6 m<sup>3</sup>/min pour un milieu de moyenne ou haute densité (M&E, 2003). Il est toutefois difficile de prédire le débit d'air requis, car il dépend des caractéristiques des eaux usées et peut varier au cours du temps (WEF, 2010). Le débit d'air devrait donc être ajustable. L'aération est fournie par des diffuseurs à grosses bulles (WEF, 2010).

La conception de l'arbre devrait tenir compte du type de milieu de support ainsi que de la biomasse pouvant s'accumuler sur une épaisseur d'environ 5 mm. L'arbre devrait résister au phénomène de fatigue des matériaux lié au déséquilibre de la charge engendré par le mouvement de rotation pour une durée de vie d'au moins 20 ans. Il faut aussi prendre en considération la résistance à la corrosion, la déflexion de l'arbre et l'impact sur les paliers, ainsi que tout autre facteur susceptible d'affecter la résistance structurale. Il en est de même pour la structure reliant le milieu de support à l'arbre qui est également soumise au phénomène de fatigue en milieu très corrosif. Les matériaux devraient être choisis de façon à prévenir la corrosion galvanique. Les coussinets supportant l'essieu devraient être conçus de manière à limiter les bris et permettre une lubrification adéquate. Une analyse détaillée de ces divers aspects est présentée dans la littérature (Brenner et collab., 1984; Mba et collab., 1999; Griffin et Findlay, 2000).

À noter que les RBR à entraînement mécanique présentent un pourcentage d'immersion typique de 40 % avec une hauteur d'eau typique en périphérie de 1,5 m (M&E, 2003) alors que ceux entraînés par l'air sont plutôt immergés à 90 %.

On recommande un espace de 100 à 230 mm entre le bas des disques et le fond du réacteur pour maintenir une vitesse d'écoulement suffisante et éviter les dépôts (Les Consultants BPR, 1992).

#### **11.5.4.3 Aération supplémentaire**

L'ajout d'un système d'injection d'air dans le bassin contenant les disques est optionnel pour les systèmes à entraînement mécanique. Il s'agit d'une flexibilité supplémentaire qui peut se révéler particulièrement intéressante lorsque les charges à l'affluent sont élevées et qu'il n'y a pas de bassin d'égalisation aéré en amont. L'apport d'air aux eaux usées aide à limiter l'épaisseur du biofilm en décrochant la biomasse excédentaire, élimine la septicité et assure des conditions aérobies.

La documentation technique n'indique pas de méthode pour calculer la quantité d'air à injecter, mais le débit d'air recommandé est de l'ordre de 2,8 m<sup>3</sup>/min avec une capacité installée allant jusqu'à 4,2 m<sup>3</sup>/min pour un arbre standard (Le Groupe Teknika, 1988; Consultants BPR, 1992).

#### **11.5.4.4 Alimentation en affluent**

En général, dans les petites installations, les arbres sont orientés parallèlement au flux d'eaux usées entrant dans le bassin alors que dans les grandes installations, ils sont orientés perpendiculairement (M&E, 2003).

Comme mentionné à la section 11.5.3.2, pour mieux gérer la charge organique appliquée aux premières étapes, il est possible de pratiquer une alimentation étagée (M&E, 2003; WEF, 2010).

#### **11.5.4.5 Recirculation**

La recirculation d'une partie de l'effluent en tête des RBR favorise un meilleur étalement de la charge sur le milieu de support, surtout lorsque le débit est faible et la concentration de DBO<sub>5</sub> est élevée. Elle permet aussi un apport d'oxygène dissous à la première étape. Bien qu'il soit optionnel, on recommande un système de recirculation lorsqu'on prévoit des périodes de très faible débit par rapport au débit de conception. Le taux de recirculation suggéré est d'environ 25 % du débit moyen de conception (Le Groupe Teknika, 1988).

#### **11.5.4.6 Résumé**

Le Tableau 11.5.4-2 résume les caractéristiques des équipements commercialisés.

**Tableau 11.5.4-2 – Caractéristiques et paramètres d'exploitation typiques des RBR**  
(Adapté de Qasim et Zhu, 2018)

Paramètre	Unité	Gamme	Typique
Disques			
Diamètre	m	2-3,65	3,65
Épaisseur	cm	1-3	
Espacement entre les disques	cm	3,4	
Longueur de l'arbre			
Standard	m	8,2	
Courte	m	1,5-7,6	
Vitesse de rotation			
Entraînement mécanique	tour/min	1,2-1,6	1,6
Entraînement à l'air	tour/min	1,0-1,4	
Vitesse tangentielle en périphérique	m/min	6-18	18
Immersion			
Entraînement mécanique	%	35-40	40
Entraînement à l'air	%	70-90	90
Besoin énergétique ou d'aération pour la rotation <sup>[A]</sup>			
Entraînement mécanique – Puissance requise	kW	3,7-5,6	
Entraînement à l'air (grosses bulles) – Débit d'air requis	m <sup>3</sup> /min	5,3-11,3 <sup>[B]</sup>	

<sup>[A]</sup> Arbres et disques de dimensions standard.

<sup>[B]</sup> Dépend de la densité du milieu de support. Sources additionnelles : WEF (2010) et M&E (2003).

### 11.5.5 Performances épuratoires

Le rendement épuratoire en DBO<sub>5</sub> d'une filière de traitement par RBR peut être établi sur la base des courbes de la Figure 11.5.3-1 en fonction du taux de charge organique appliqué sur le milieu de support et de la concentration de DBO<sub>5</sub> à l'effluent du traitement primaire. Ces courbes ont été vérifiées avec des données provenant d'installations réelles aux États-Unis (WEF et ASCE, 1998; Roy F. Weston Inc., 1985). Le rendement en MES permet d'atteindre une concentration à l'effluent de l'ordre de 15-30 mg/l.

Les performances obtenues des installations municipales de traitement de type RBR au Québec de 2017 à 2019 montrent que les valeurs indiquées ci-dessus sont atteintes puisque la concentration moyenne à l'effluent est de 13,5 mg/l de DBO<sub>5</sub> et de 19,5 mg/l de MES, avec un enlèvement de plus de 80 % (MELCC, 2020). Des résultats publiés par Griffin et Findlay (2000) au sujet d'installations en Angleterre indiquent qu'une concentration moyenne inférieure à 15 mg/l de DBO<sub>5</sub> et de MES à l'effluent peut être atteinte avec des taux de charge conservateurs.

### 11.5.6 Installation

Dans les conditions climatiques du Québec, les RBR devraient être minimalement protégés par un abri muni d'un système de chauffage et d'une ventilation adéquate. Il devrait être conçu de façon que le milieu de support et les équipements demeurent accessibles et que chaque unité puisse être remplacée au complet en cas de bris. En plus de prévenir les problèmes de gel à basse température, l'abri protège le milieu de support des rayons UV et aide à prévenir la prolifération d'algues.

Dans les stations de petite taille, le décanteur secondaire est généralement situé à l'intérieur de l'abri.

### 11.5.7 Exploitation

Tous les équipements mécanisés nécessitent un bon programme d'inspection et d'entretien préventif. C'est d'autant plus vrai dans le cas des RBR où des bris majeurs nécessitant le remplacement de l'arbre et du milieu de support peuvent entraîner des coûts élevés et de longues périodes d'arrêt du traitement si l'exploitant n'intervient pas à temps. Les divers éléments mécaniques (moteur, réducteur de vitesse, système d'entraînement, coussinets et autres) devraient être inspectés régulièrement et faire l'objet d'un calendrier d'entretien préventif. Les éléments structuraux du procédé (arbre, raccords, etc.) et le milieu de support lui-même (déformation, affaissement) devraient être inspectés fréquemment. Toute anomalie des éléments mécaniques ou structuraux relevée devrait faire l'objet d'une analyse par des experts, qui conseilleront d'intervenir s'il y a lieu, avant que surviennent une détérioration plus importante ou des bris majeurs.

On devrait aussi observer quotidiennement le fonctionnement du procédé comme tel pour prévenir les problèmes de colmatage du milieu, de pertes de rendement, d'usure prématurée et même de bris d'équipement. Il est important de vérifier régulièrement la présence d'une surcharge sur l'arbre et d'intervenir rapidement en cas d'épaississement excessif du biofilm (p. ex. au-delà de 3,0 mm). Le développement de la biomasse devrait être uniforme sur toute la surface du milieu de support pour éviter un déséquilibre pouvant créer un stress mécanique à l'arbre et une baisse de performance (WEF, 2010).

On peut considérer diverses options pour détecter les problèmes de surcharge et de déséquilibre de la biomasse sur le support, dont une sonde de mesure d'oxygène dissous et un capteur indiquant la masse totale appliquée à l'arbre. Des facteurs qualitatifs comme la formation d'une biomasse de couleur blanchâtre et la présence d'odeurs de sulfure d'hydrogène peuvent aussi indiquer des problèmes de surcharge. La charge appliquée devrait être vérifiée à partir du suivi du débit et de la concentration des eaux usées.

Il faut aussi vérifier la vitesse de rotation de l'arbre. Pour les RBR à entraînement mécanique, on recommande un système d'entraînement à vitesse variable et la possibilité d'inverser le sens de rotation pour permettre un décrochage de la biomasse en excès. S'il s'agit d'un système entraîné à l'air, le débit d'air devrait être ajusté au besoin pour maintenir une vitesse de rotation adéquate.

Une attention particulière devrait être portée au redémarrage à la suite d'un bris mécanique, d'une panne de courant de longue durée ou autre. Un arrêt prolongé (6 heures ou plus) peut créer un déséquilibre de la charge sur le milieu de support et nécessiter une intervention sur la biomasse. Cette problématique peut par ailleurs être accentuée dans le cas de systèmes entraînés à l'air. Pour prévenir de telles situations, il est recommandé de tourner manuellement les RBR à intervalles réguliers de façon à immerger une partie différente de ceux-ci. Si le déséquilibre est trop important, il peut devenir nécessaire, dans les cas extrêmes, de laver les disques pour détacher complètement le biofilm, ce qui implique de redémarrer le traitement à partir de zéro. Le lavage devrait être fait avec précaution pour éviter le perçage des disques. Avant de réaliser une telle procédure, le MELCCFP devrait être avisé.

Il faut vérifier le bon fonctionnement de l'étape de séparation solide-liquide en aval des RBR.

La plupart des installations de traitement par RBR sont de petites stations munies seulement d'un bassin de stockage des boues avec retour cyclique de surnageant. Il faut veiller à ne pas perturber le

fonctionnement du procédé par des surcharges hydrauliques et organiques liées à une gestion inadéquate du bassin de boues.

### 11.5.8 Résumé

RÉSUMÉ – RÉACTEURS BIOLOGIQUES ROTATIFS	
Traitement préalable	Dégrillage ou préfiltres Décanteur primaire ou fosse septique Bassin d'égalisation aéré (si FP > 2,5) Dessableur (si réseau unitaire)
Critère de conception	
Nombre d'étapes, TCH, TCS, TRH	Tableau 11.5.3-1
Surface de milieu de support	Figure 11.5.3-1
Facteur de correction selon la température	Figure 11.5.3-2
Ratio volume du bassin/ surface du milieu de support	0,0049 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup>
Concentration d'oxygène dissous	2,0-3,5 mg O <sub>2</sub> /l
Production de boues	0,6 g à 1,1 g MES/g DBO <sub>5</sub> enlevée
Ratio MVES/MES	0,75 à 0,85
Aménagement	
Caractéristiques du milieu de support	Tableau 11.5.4-1
Caractéristiques des composantes	Tableau 11.5.4-2
Débit d'air supplémentaire (optionnel)	2,8-4,2 m <sup>3</sup> /min
Taux de recirculation (optionnel)	25 %
Traitement subséquent	Décantation secondaire à sédimentation discrète Décantation secondaire suivie d'une postfiltration Flottation à air dissous (FAD) Clarification à haut rendement

## 11.6 Biofiltration

La biofiltration est un procédé qui combine le traitement biologique par biofilm et l'enlèvement des solides par filtration. Cette technologie a été développée dans les années 1970, et des centaines d'installations de biofiltration ont vu le jour depuis le milieu des années 1980, principalement en Europe (M&EA, 2014). Le Québec compte huit installations municipales de ce type en exploitation (MELCC, 2020).

### 11.6.1 Principe de fonctionnement

Le biofiltre comporte un garnissage qui joue le rôle de support de fixation pour la biomasse et de matériau de filtration. Les biofiltres se distinguent en deux groupes selon la direction du flux d'eaux usées, qui est soit descendant, soit ascendant.

Le garnissage peut être de type « noyé » (*sunken*) ou « flottant ». Ce dernier type est uniquement possible pour les biofiltres à flux ascendant. Des lavages sont requis pour enlever les solides retenus par le filtre ainsi que la biomasse en excès. La Figure 11.6.1-1 schématise les procédés de biofiltration.

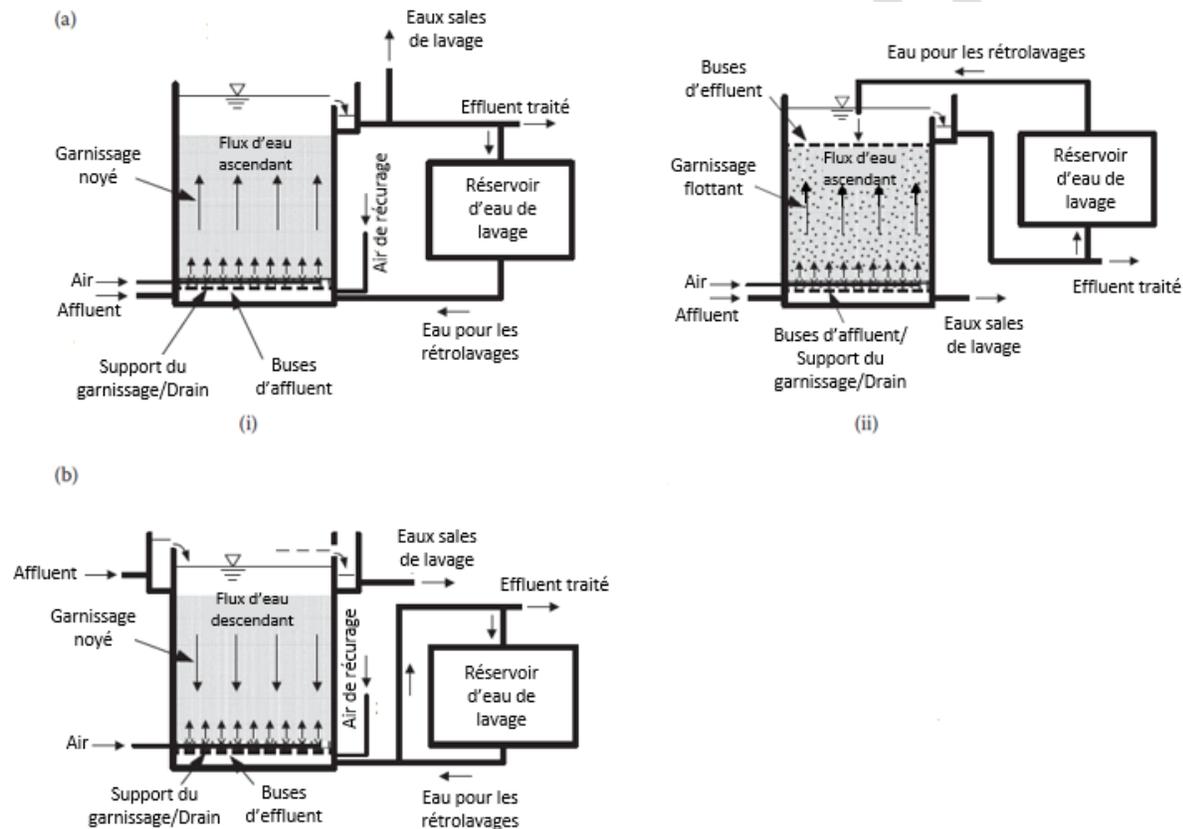


Figure 11.6.1-1 – Procédés de biofiltration a) à flux d'eau ascendant avec i) un garnissage noyé ou ii) un garnissage flottant, b) à flux d'eau descendant

Traduite de Qasim et Zhu (2018)

Le Tableau 11.6.1-1 présente les avantages et inconvénients des biofiltres.

**Tableau 11.6.1-1 – Avantages et inconvénients des biofiltres**

Avantages	Inconvénients
Compact	Fonctionnement discontinu d'une cellule en raison des lavages
Modulable	Nécessite généralement un traitement primaire à haute performance
Absence de décanteur secondaire	Nécessite généralement une forte concentration d'oxygène dissous pour la nitrification
Capacité à pouvoir traiter des eaux diluées	Sensible aux pointes de charge en MES

Sources : Rother et Cornel (2004), M&EA (2014)

## 11.6.2 Conditions de conception

### 11.6.2.1 Traitement préalable

Les différents traitements préalables aux biofiltres sont le dégrillage (optionnel selon le type de biofiltre) et le traitement primaire (décantation ou flottation). Le dessablage est optionnel et dépend du type de réseau d'égouts raccordé à la station d'épuration.

Le dégrillage permet d'éviter le colmatage des buses d'affluent ou d'effluent des biofiltres par des solides grossiers ou des matières fibreuses (M&EA, 2014). Les biofiltres à flux d'eau descendant ne requièrent pas nécessairement de dégrillage en amont. En revanche, pour les biofiltres à flux d'eau ascendant, il est recommandé d'effectuer un dégrillage moyen de 10 mm ou moins si le garnissage est flottant (à valider avec le fabricant) ou un dégrillage fin de 2,5 mm si le garnissage est noyé (M&EA, 2014). Lorsqu'une partie de l'affluent n'est pas dégrillée (p. ex. réception de boues externes) ou si les canaux en amont ne sont pas couverts, on recommande un dégrillage fin supplémentaire à l'amont du biofiltre (WEF, 2010). Il peut s'agir de l'installation d'une simple grille de protection.

Le traitement primaire permet de diminuer les charges de MES acheminées au biofiltre. Plus cette charge est élevée, plus la fréquence des lavages, la quantité d'eau à recirculer et la surface de traitement nécessaire augmentent (M&EA, 2014). Ainsi on privilégie souvent des traitements primaires à haute performance comme une décantation primaire assistée chimiquement, une décantation lamellaire ou une décantation lestée (WEF, 2010).

### 11.6.2.2 Débits et charges

Le dimensionnement du biofiltre devrait être basé sur le débit mensuel maximal auquel est appliqué un facteur de pointe journalier (WEF, 2010). Il faut tenir compte des retours en tête de traitement dans le débit d'affluent des biofiltres. On devrait déterminer le nombre de cellules en tenant compte de leur indisponibilité lors des lavages (WEF, 2010). En effet, le lavage d'une cellule nécessite son arrêt; celle-ci ne reçoit donc plus d'affluent. Le concepteur devrait évaluer le temps total requis pour les lavages de toutes les cellules et déterminer comment organiser ceux-ci dans la journée. Pour les petites installations qui comptent peu de cellules, les lavages peuvent être programmés durant la nuit (faible débit d'affluent). Pour les grandes installations qui comptent de nombreuses cellules, le temps de lavage total est plus long et s'étend sur toute la journée. Conséquemment, le débit à utiliser est celui acheminé à N-x cellules en raison de l'arrêt d'une cellule (ou plus) pour lavage.

Les biofiltres supportent mal les surcharges ponctuelles; le traitement primaire est donc essentiel à leur bon fonctionnement. Lors d'une pointe de charge massique, on doit parfois faire plusieurs lavages pour évacuer le surplus de MES. Le retour aux conditions initiales peut prendre quelques jours.

On devrait vérifier le dimensionnement des biofiltres pour diverses conditions saisonnières et pointes de charge massique. On devrait vérifier la capacité hydraulique des cellules du biofiltre en considérant une cellule hors service, sans oublier celle(s) en lavage (WEF, 2010). Quant au profil hydraulique, on devrait le vérifier pour la condition de perte de charge des filtres encrassés au débit de pointe horaire.

### 11.6.2.3 Redondance

Les biofiltres devraient être constitués de plusieurs cellules en parallèle pour assurer une redondance et tenir compte des périodes de lavage.

### 11.6.2.4 Traitement subséquent

Aucun décanteur secondaire n'est requis après la biofiltration, ce qui constitue l'un des avantages de ce procédé. En revanche, les eaux de lavage peuvent nécessiter un traitement subséquent en fonction de l'endroit où elles sont retournées (WEF, 2010) :

- En tête de traitement : aucun traitement additionnel n'est requis, les solides sont enlevés dans le décanteur primaire.
- En tête du biofiltre : il faut réaliser préalablement une séparation solide-liquide comme une décantation lestée ou une flottation à air dissous.

La seconde option est souvent retenue pour les grandes stations d'épuration traitant plus de 100 000 m<sup>3</sup>/d (WEF, 2010).

## 11.6.3 Critères de conception

Les biofiltres peuvent être utilisés pour l'enlèvement de la matière organique (DBO<sub>5</sub>), la nitrification, la dénitrification ainsi que pour l'enlèvement du phosphore (WEF, 2010). Les informations énumérées ci-après ont pour but de permettre un dimensionnement préliminaire des biofiltres. Le dimensionnement final devrait être obtenu par un processus itératif entre le concepteur et les manufacturiers (WEF, 2010).

### 11.6.3.1 Volume de garnissage

Le volume de garnissage requis est déterminé à l'aide de la charge de substrat (DBO<sub>5</sub> ou N) et du taux de charge massique exprimé par rapport au volume de garnissage (TCMV) (WEF, 2010) :

Équation 11.28 : 
$$V_G = \frac{S_0 Q_{\max,m}}{1000 \text{ TCMV}}$$

où :

$V_G$  : volume de garnissage (m<sup>3</sup>) ;

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

$Q_{\max,m}$  : débit maximal mensuel (m<sup>3</sup>/d) ;

TCMV : taux de charge massique volumique de substrat (kg.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>).

Les TCMV de substrat typiques des procédés de biofiltration sont présentés au Tableau 11.6.3-1.

### 11.6.3.2 Surface de filtration

La surface nécessaire à la filtration est le principal critère de conception des biofiltres. Elle dépend :

- du volume de garnissage établi à partir du TCMV de substrat :

Équation 11.29 : 
$$S = \frac{V_G}{H_G}$$

où :

S : surface du biofiltre (m<sup>2</sup>) ;  
 V<sub>G</sub> : volume de garnissage (m<sup>3</sup>) ;  
 H<sub>G</sub> : hauteur de garnissage (m<sup>3</sup>).

- du taux de charge hydraulique (TCH) qui correspond à la vitesse de filtration :

**Équation 11.30 :** 
$$S = \frac{Q_{\max,m} FP_h}{24 TCH_{\max}} = \frac{Q_{\max,m} FP_h}{24 v_{\max}}$$

où :

S : surface du biofiltre (m<sup>2</sup>) ;  
 Q<sub>max,m</sub> : débit maximal mensuel (m<sup>3</sup>/d) ;  
 FP<sub>h</sub> : facteur de pointe horaire (adimensionnel) ;  
 TCH<sub>max</sub> : taux de charge hydraulique de pointe (m<sup>3</sup>.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup>).  
 v<sub>max</sub> : vitesse de filtration de pointe (m/h)

Les biofiltres effectuant un traitement secondaire ont souvent pour facteur limitant le TCMV (WEF, 2010).

La vitesse de filtration moyenne dans les biofiltres est typiquement comprise entre 4 et 7 m/h et la vitesse de pointe se situe généralement entre 10 et 20 m/h (WEF, 2010), mais peut monter jusqu'à 30 m/h, notamment dans les cellules de dénitrification (Droste et Gehr, 2019). La vitesse de filtration influe, entre autres, sur la perte de charge du procédé, le taux de capture des solides, la distribution de l'eau et de l'air au travers du garnissage, la diffusion dans le biofilm et le temps de rétention hydraulique (WEF, 2010). À noter que les biofiltres à garnissage flottant sont plus sensibles aux fortes vitesses que ceux à garnissage noyé, car les premiers fonctionnent en compression alors que les seconds sont en expansion. Le Tableau 11.6.3-1 présente les vitesses de filtration typiques de différents biofiltres pour diverses applications.

### 11.6.3.3 Nitrification

La nitrification peut s'effectuer dans le biofiltre qui enlève la matière organique ou bien dans un biofiltre indépendant. Le taux de nitrification diminue lorsque le TCMV de DCO<sub>b</sub> s'approche des 4 kg.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> (WEF, 2010). L'augmentation de la vitesse de filtration et du débit d'air au travers du biofiltre améliore, quant à elle, le taux de nitrification (WEF, 2010).

Les basses températures (<10 °C) ont pour effet de limiter la nitrification. Le taux de nitrification du biofiltre peut être ajusté en fonction de la température à l'aide de la formule suivante (WEF, 2010) :

**Équation 11.31 :** 
$$r_{N,T} = r_{N,10} \theta^{(T-10)}$$

où :

r<sub>N,T</sub> : taux de nitrification à la température T (g AAT-N.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>) ;  
 r<sub>N,10</sub> : taux de nitrification à 10 °C (g AAT-N.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>) ;  
 θ : coefficient de température (valeur typique : 1,04).

Dans les biofiltres secondaires combinant l'enlèvement de la matière organique et la nitrification, un taux d'enlèvement du NTK de 0,4 kg N.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> peut être atteint dans des conditions de basse température si le TCMV de matière organique est inférieur à 2,5 kg DBO<sub>5</sub>.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> (WEF, 2010).

L'inventaire de biomasse nitrifiante s'amenuise à la suite d'une longue période de sous-charge d'azote ammoniacal. Cela peut être un enjeu pour les biofiltres consacrés à la nitrification, car, durant la saison estivale, l'enlèvement de l'azote ammoniacal peut se produire plus en amont, lors du traitement secondaire. Ainsi, lorsque la nitrification se redéplacera vers l'aval avec la diminution de la température, il faudra s'assurer que la biomasse nitrifiante soit présente en quantité suffisante dans le biofiltre destiné à traiter la

charge de conception en azote (WEF, 2010). À cet effet, on peut mettre en place un mode de gestion par permutation circulaire des biofiltres.

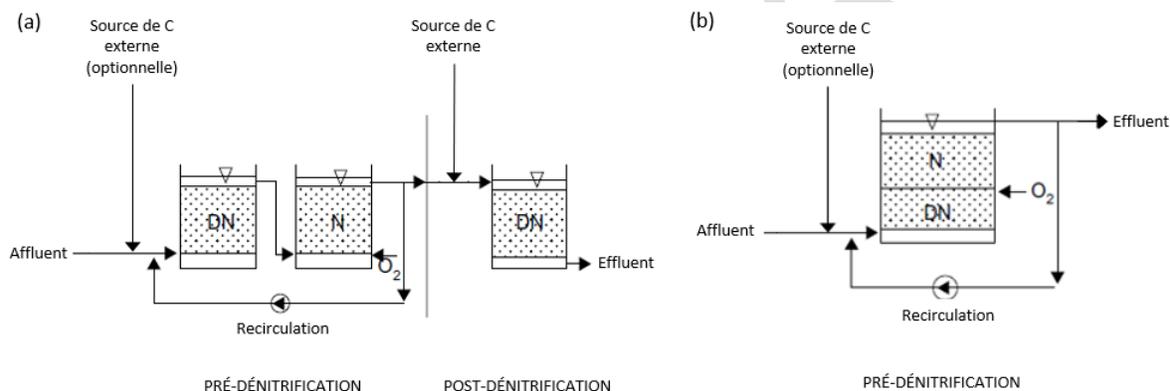
#### 11.6.3.4 Dénitrification

Il est possible d'inclure une étape de postdénitrification ou de prédénitrification dans un procédé de biofiltration. La postdénitrification a lieu après l'étape de nitrification et requiert l'ajout d'une source de carbone. La prédénitrification est réalisée dans un réacteur anoxie, en amont des étapes de biofiltration aérobie, où l'effluent nitrifié est recirculé (similairement au procédé LEM pour les boues activées).

Il est également possible de réaliser la prédénitrification et la nitrification au sein du même biofiltre, toujours avec une recirculation de l'effluent nitrifié. Cette configuration présente l'avantage de réduire l'empreinte au sol. En revanche, elle s'accompagne des contraintes d'exploitation suivantes (Rother et collab., 2002) :

- L'hydraulique des zones anoxie et aérobie ne peut plus être optimisée séparément.
- L'accumulation de solides dans la zone anoxie en amont de la zone aérobie dicte la fréquence de lavage qui influe sur la biomasse nitrifiante puisqu'elle croît plus lentement.

La Figure 11.6.3-1 présente les différentes options de dénitrification. Les biofiltres peuvent également être utilisés pour réaliser une dénitrification tertiaire après un procédé de boues activées (WEF, 2010).



**Figure 11.6.3-1 – Configurations de dénitrification dans un procédé de biofiltration**  
**a) prédénitrification et nitrification séparées suivies d'une postdénitrification optionnelle,**  
**b) prédénitrification et nitrification dans le même réacteur**

**Adaptée de WEF (2010)**

Dans le cas des biofiltres, on recommande un ratio de recirculation interne (RRI) de 100 % à 150 % (Rother et Cornel, 2004). Ce ratio est inférieur à celui recommandé pour le procédé LEM, car un trop grand apport d'oxygène dissous par l'effluent en recirculation aurait pour effet de favoriser la dégradation aérobie de la matière organique, limitant ainsi la dénitrification. La  $DBO_5C_{soluble}$  peut être insuffisante, et l'hydrolyse des colloïdes dans le procédé de biofiltration est moins importante que dans un procédé de boues activées puisque le TRB est généralement de 24 heures ou moins. Pour assurer un enlèvement de 70 % des nitrates en prédénitrification dans un procédé de biofiltration, il faut un RRI de 250 % à 400 %, et l'ajout d'une source de carbone externe. Il est donc préférable de fonctionner avec un RRI entre 100 % et 150 % de sorte que la concentration d'oxygène dissous dans la zone anoxie ne dépasse pas 0,3 mg  $O_2/l$  (Rother et collab. 2002) et d'ajouter une étape de postdénitrification lorsqu'une faible concentration d'azote total est visée à l'effluent (Rother et Cornel, 2004). Un ratio plus faible que 100 % limite l'apport en nitrate dans la zone anoxie, ce qui diminue la prédénitrification et augmente les besoins de carbone externe pour la postdénitrification, le cas échéant.

Dans le but d'optimiser la prédénitrification, il est possible d'utiliser un garnissage de plus grande taille dans la zone anoxie pour réduire la fréquence de lavage et ainsi y favoriser l'hydrolyse (Rother et Cornel, 2007).

### 11.6.3.5 Temps de rétention hydraulique

Le temps de rétention hydraulique (TRH) dans les biofiltres est très court. Il s'exprime en fonction du volume de réacteur vide, c'est-à-dire sans garnissage. Les valeurs typiques relatives aux différents biofiltres sont présentées au Tableau 11.6.3-1.

### 11.6.3.6 Besoin en oxygène

La demande en oxygène devrait être vérifiée pour diverses conditions (minimales, moyennes, de pointe).

Différentes formules sont proposées dans la littérature pour calculer les besoins en oxygène dans un biofiltre aérobic. Grady et collab. (2011) proposent la méthode de calcul suivante pour la demande carbonée :

**Équation 11.32 :** 
$$AOR_C = Y_{O_2} Q S_{C,0}$$

où :

$AOR_C$  : demande carbonée en oxygène (g  $O_2$ /d) ;

$Y_{O_2}$  : taux de consommation d'oxygène par les bactéries hétérotrophes pour la dégradation de la matière organique (g  $O_2$ /g substrat carboné appliqué) ;

$Q$  : débit d'affluent ( $m^3/d$ ) ;

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

Grady et collab. (2011) indiquent un taux de consommation d'oxygène ( $Y_{O_2}$ ) :

- de 0,5 g  $O_2$ /g DCO consommé pour un biofiltre réalisant seulement l'enlèvement de la matière organique ;
- de 0,7 g  $O_2$ /g DCO consommée pour un biofiltre réalisant l'enlèvement de la matière organique et la nitrification. Cette valeur est plus élevée que le cas précédent en raison d'une hydrolyse plus importante attribuable aux plus faibles TCMV.

Pour calculer la demande azotée en oxygène d'un biofiltre qui effectue la nitrification, l'équation suivante peut être utilisée (Grady et collab., 2011), en supposant une concentration nulle d'azote ammoniacal à l'effluent :

**Équation 11.33 :** 
$$AOR_N = 4,57 Q N_{0,mit}$$

où :

$AOR_N$  : demande azotée en oxygène (g  $O_2$ /d) ;

$Q$  : débit d'affluent ( $m^3/d$ ) ;

$N_{0,mit}$  : concentration d'AAT disponible pour la nitrification (mg N/l).

La concentration d'AAT disponible correspond à celle restante après la fixation d'une fraction de l'azote par les bactéries hétérotrophes. Cette fraction est de 0,12 g N/g MVES ou de 0,10 g N/g MES (biomasse hétérotrophe produite) (Grady et collab., 2011).

Vu que la concentration d'oxygène dissous est généralement un paramètre limitant pour la nitrification dans les biofiltres, il est recommandé de la maintenir à environ 3 ou 4 mg  $O_2$ /l lorsque la nitrification est recherchée (M&EA, 2014).

### 11.6.3.7 Production de boues

La production de boues dans les biofiltres est attribuable à la croissance de la biomasse et à la capture des MES. En fonction du temps de rétention des boues dans le biofiltre (fréquence des lavages), une partie

des matières volatiles en suspension de l'affluent ( $FD_{MVES}$ ) peut être hydrolysée par la biomasse. La fraction dégradée est très variable; une vérification auprès du manufacturier est conseillée. À titre informatif, il est rapporté dans la littérature :

- qu'une dégradation de 20 % des MVES peut se produire dans un biofiltre à flux descendant lavé une fois par jour et recevant un TCMV de  $3,5 \text{ kg DBO}_5\text{C.m}^{-3}\text{.d}^{-1}$  (M&EA, 2014) ;
- qu'une proportion de 40-46 % des solides de l'affluent subissent une hydrolyse dans un biofiltre à flux ascendant avec garnissage noyé lavé une fois par jour et conçu pour l'enlèvement de la matière organique (Phipps et Love, 2001, cités par WEF et ASCE/EWRI, 2018).

### **Enlèvement de la matière organique avec ou sans nitrification**

La production de boues liée à l'enlèvement de la matière organique (en négligeant la concentration à l'effluent) et à la dégradation partielle des MVES dans un biofiltre peut être calculée à l'aide des formules suivantes (M&EA, 2014 ; Qasim et Zhu, 2018) :

$$\text{Équation 11.34 : } P_{X,MVES} = \left[ Y_H S_{DBO5s,0} + (1 - FD_{MVES}) X_{MVES,0} \right] \frac{Q}{1000}$$

$$\text{Équation 11.35 : } P_{X,MES} = \left[ Y_H S_{DBO5s,0} + X_{MES,0} (1 - FD_{MVES} R_{MVES/MES,0}) \right] \frac{Q}{1000}$$

où :

$P_{X,MVES}$  et  $P_{X,MES}$  : quantité de MES ou de MVES produites (kg MVES/d ou kg MES/d) ;  
 $Y_H$  : coefficient de synthèse de la biomasse hétérotrophe (typiquement 0,6 g MES/g  $DBO_5$ ) ;  
 $S_{DBO5s,0}$  : concentration de  $DBO_5$  soluble dans l'affluent (mg/l) ;  
 $FD_{MVES}$  : fraction des MVES de l'affluent dégradée dans le biofiltre (adimensionnel) ;  
 $X_{MVES,0}$  ou  $X_{MES,0}$  : concentration de MVES ou MES dans l'affluent (mg MVES/l ou mg MES/l) ;  
 $Q$  : débit d'affluent ( $\text{m}^3/\text{d}$ ) ;  
 $R_{MVES/MES,0}$  : ratio de MVES sur MES dans l'affluent (g MVES/g MES).

Plus simplement, la WEF (2010) estime que la production de boues dans un biofiltre effectuant un traitement secondaire est généralement comprise entre 0,7 et 1,0 g MES/g  $DBO_5$  consommée (WEF, 2010 ; Von Sperling, 2007). Les boues extraites des biofiltres contiennent une fraction élevée de MVES (ratio MVES/MES > 80 %) (Von Sperling, 2007).

La production de biomasse nitrifiante peut être négligée, car elle est très faible, de l'ordre de 0,05 g MES/g AAT-N enlevé (WEF, 2010).

### **Nitrification tertiaire**

Dans le cas d'un biofiltre faisant de la nitrification tertiaire, la production de boues est principalement due à la filtration des particules solides dont une partie est hydrolysée. Ainsi, on peut considérer une production nette de 0,5 à 0,8 g MES/g MES filtrées (WEF et ASCE/EWRI, 2018).

### **Postdénitrification**

La production de boues dans un biofiltre où se réalise une postdénitrification est liée aux matières filtrées et à la production de biomasse hétérotrophe. Elle peut être calculée à l'aide des formules suivantes (M&EA, 2014) :

$$\text{Équation 11.36 : } P_{X,MES} = X_{MES,0} - X_{MES,e} + \frac{P_{XH}}{f_v}$$

**Équation 11.37 :** 
$$P_{X_H} = Y_D \frac{RC_{O,NO_3-N}}{1,6-1,42 Y_D} \frac{(N_{NO_3-N,0} - N_{NO_3-N,e}) Q}{1000}$$

où :

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

$X_{MES,0}$  : concentration de MES dans l'affluent (mg MES/l) ;

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

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

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

$Y_D$  : coefficient de synthèse de la biomasse dénitrifiante (typiquement : 0,25 g MVES/g DCO) ;

$RC_{O,NO_3-N}$  : ratio de consommation théorique d'équivalent oxygène (2,86 g O<sub>2</sub>/g NO<sub>3</sub>-N complètement réduit) ;

$N_{NO_3-N,0}$  : concentration de nitrate dans l'affluent (mg N/l) ;

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

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

### 11.6.3.8 Résumé des critères de conception

Le Tableau 11.6.3-1 ci-dessous présente les critères types de conception de la biofiltration d'après la littérature.

PRÉLIMINAIRE

**Tableau 11.6.3-1 – Critères de conception typiques pour la biofiltration**

Paramètre		Unité	Biofiltre à flux d'eau ascendant avec garnissage noyé	Biofiltre à flux d'eau ascendant avec garnissage flottant	Biofiltre à flux d'eau descendant	
Enlèvement de la DBO <sub>5</sub>	TCMV	kg DBO <sub>5</sub> .m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup>	5-6	4-6	3,5-5	
		kg MES.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup>	0,8-3,5	0,8-3,5	2,5-4,0	
	TCH	moy	m <sup>3</sup> .m <sup>-2</sup> .h <sup>-1</sup>	4-7	4-7	2,4-4,8
		pointe	m <sup>3</sup> .m <sup>-2</sup> .h <sup>-1</sup>	10-20	10-20	
Enlèvement de la DBO <sub>5</sub> et nitrification	TCMV	kg DBO <sub>5</sub> .m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup>	2,5-3,0	2,0-4,0	1,8-2,5	
		kg MES.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup>	1,0-1,6	1,0-3,0		
		kg AAT-N.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup>	0,4-0,6 à 10 °C 1,0-1,6 à 20 °C	0,4-0,75 à 10 °C 1,0-1,6 à 20 °C		
	TCH	m <sup>3</sup> .m <sup>-2</sup> .h <sup>-1</sup>	3-12	3-12		
Nitrification	TCMV	kg DBO <sub>5</sub> .m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup>	1-2	1-2		
		kg MES.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup>	1,0-1,6	1,0-2,0		
		kg AAT-N.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup>	0,5-1,5 à 10 °C 1,0-1,6 à 20 °C	0,5-1,5 à 10 °C 1,0-1,8 à 20 °C		
	TCH	m <sup>3</sup> .m <sup>-2</sup> .h <sup>-1</sup>	3-20	3-20		
Prédénitrification	TCMV	kg NO <sub>3</sub> -N.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup>	1,0-1,2 <sup>[A]</sup>	1,0-1,2 <sup>[B]</sup>		
	TCH	m <sup>3</sup> .m <sup>-2</sup> .h <sup>-1</sup>	10-30	12-22		
Postdénitrification	TCMV	kg NO <sub>3</sub> -N.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup>	0,8-5,0	1,5-2,0	0,3-3,2	
	TCH	m <sup>3</sup> .m <sup>-2</sup> .h <sup>-1</sup>	10-35	10-35	4,8-8,4 (moy.) 12-18 (pointe)	
TRH si réacteur vide		min	20-60	15-60 (minimum 10 min pour la postdénitrification)	20-60	

**Tableau 11.6.3-1 – Critères de conception typiques pour la biofiltration (suite)**

Paramètre	Unité	Biofiltre à flux d'eau ascendant avec garnissage noyé	Biofiltre à flux d'eau ascendant avec garnissage flottant	Biofiltre à flux d'eau descendant	
Garnissage	Matériau	-	argile expansée ou anthracite	billes de plastique	argile expansée ou anthracite
	Diamètre	mm	3,5-4,5	2-6	2-5
	Densité relative	-	1,6	0,5-0,95 <sup>[C]</sup> (polyéthylène) 0,04-0,05 (polystyrène)	1,6
	Profondeur	m	2-4 2 (postdénitrification)	3,0-5,5 <sup>[D]</sup> 2,0-5,5 (postdénitrification)	1,6-2 1,2-1,8 (postdénitrification)
Lavage	Air	m <sup>3</sup> .m <sup>-2</sup> .h <sup>-1</sup>	100	10	90
	Eau	m <sup>3</sup> .m <sup>-2</sup> .h <sup>-1</sup>	10-30	50	15
		% débit d'affluent	3,5	10-15	4,5-5
	Durée	min	50	15	20-25

<sup>[A]</sup> La prédénitrification et la nitrification ont lieu dans des réacteurs séparés.

<sup>[B]</sup> La prédénitrification et la nitrification ont lieu dans un même réacteur présentant une zone anoxie et une zone aérée.

<sup>[C]</sup> Ce type de garnissage peut se couler lorsqu'il est recouvert de biomasse et que sa densité relative est près de 1,0.

<sup>[D]</sup> Dont environ 1,5 m sans garnissage.

Sources : Qasim et Zhu (2018); WEF (2010); Droste et Gehr (2019); WEF et ASCE/EWRI (2018); M&EA (2014) et informations obtenues de Veolia Water Technologies.

## 11.6.4 Aménagements et composantes

### 11.6.4.1 Garnissage

Les matériaux filtrants généralement utilisés dans les biofiltres à flux ascendant avec garnissage noyé et ceux à flux descendant sont l'argile expansée ou l'anthracite qui ont une densité relative de 1,6. Pour les biofiltres à flux ascendant avec garnissage flottant, il s'agit typiquement de billes de plastique. Celles en polystyrène ont une faible densité relative (0,04-0,05) et ont tendance à se compacter davantage dans le haut du réacteur, ce qui augmente le taux d'enlèvement de MES, mais aussi les pertes de charge (WEF, 2010). Les billes en polyéthylène ont une densité relative qui varie entre 0,5 et 0,95. Une attention particulière devrait être portée à celles ayant une densité relative près de 1,0, car le garnissage peut couler lorsqu'il est recouvert de biomasse, cela peut créer des court-circuitages dans le réacteur et mener à une perte de garnissage (WEF, 2010).

Le diamètre des billes et la profondeur de garnissage typiques sont présentés au Tableau 11.6.3-1.

Une perte de garnissage ou une attrition de celui-ci est susceptible de survenir au cours du temps, plus particulièrement lors des lavages. Par exemple, la diminution du volume de garnissage a été estimée à environ 15 % en 10 ans dans les différents biofiltres (tous types et fournisseurs confondus) des stations d'épuration parisiennes (Azimi et collab., 2011). Il est recommandé qu'un système de récupération automatique du garnissage perdu soit mis en place pour le replacer dans le biofiltre le cas échéant.

#### 11.6.4.2 Lavages

Un lavage consiste en l'insufflation d'air et l'envoi d'eau de lavage, en alternance ou combinés, sur le garnissage. Le passage de l'eau ou de l'air peut se faire à contre-courant ou en co-courant selon la direction du flux d'eaux usées dans le biofiltre (voir Figure 11.6.1-1). La cellule à laver devrait être isolée des autres.

Les objectifs recherchés sont successivement (Von Sperling, 2007) :

- le décompactage du garnissage avec de l'air,
- la desquamation du biofilm en excès avec de l'air et de l'eau (en simultané ou non) ;
- l'évacuation des eaux de lavage.

Le système de lavage comprend les éléments suivants (WEF, 2010) :

- Un bassin de stockage d'eau de lavage (effluent des biofiltres).
- Des surpresseurs d'air.
- Des pompes d'eaux de lavage et d'eaux sales.
- Un bassin d'égalisation pour les eaux sales.
- Des équipements de contrôle (vannes automatiques).
- Des instruments de suivi (débitmètres d'eau et d'air).

Bien que les cellules puissent être identiques dans leurs dimensions, leur comportement peut varier d'une à l'autre. Par exemple, une cellule peut recevoir plus de débit et de charge à la suite d'un lavage ou se laver moins bien qu'une autre. Il est donc important que chacune ait ses propres instruments de suivi et équipements de contrôle pour établir une procédure de séquençage des lavages et leur démarrage automatique. Par exemple, pour les lavages à courant descendant gravitaire, le suivi de la vitesse d'eau de lavage à l'aide d'un débitmètre permet de suivre l'évolution de l'encrassement du garnissage et/ou des buses. Plus la vitesse de lavage est faible, plus l'encrassement de la cellule est important, et moins le nettoyage est efficace.

Un exemple d'une séquence de lavage est présenté au Tableau 11.6.4-1. Il est préférable de prévoir les lavages lorsque la station ne fonctionne pas au maximum de sa capacité, notamment pendant la période creuse de la nuit (Von Sperling, 2007).

**Tableau 11.6.4-1 – Exemple d'un cycle de lavage d'une cellule de biofiltration**

(Tiré de Von Sperling, 2007)

Étape	Durée (min)	Objectif	Action requise
1	2	Interruption de l'alimentation en eaux usées de la cellule	Fermeture des vannes d'alimentation en eaux usées et d'aération
2	2	Alimentation intense en eau de lavage (> 20 m <sup>3</sup> .m <sup>2</sup> .h <sup>-1</sup> )	Ouverture de la vanne d'eau de lavage
3	0,5	Arrêt de l'alimentation en eau de lavage	Fermeture de la vanne d'eau de lavage
4	2	Aération intense (> 50 m <sup>3</sup> .m <sup>2</sup> .h <sup>-1</sup> )	Ouverture de la vanne d'aération de lavage
5	0,5	Arrêt de l'aération	Fermeture de la vanne d'aération de lavage
6	15	Répétition des étapes 2 à 5 trois fois	Mêmes qu'aux étapes 2 à 5
7	1	Redémarrage de l'alimentation en eaux usées de la cellule	Ouverture des vannes d'alimentation en eaux usées et d'aération

La fréquence des lavages dépend de la capacité de stockage de solides du biofiltre, de la charge en matière organique et en MES, du degré d'hydrolyse au sein du garnissage et des taux de croissance de la biomasse (WEF, 2010). Pour un biofiltre réalisant un traitement secondaire, les lavages devraient être effectués sur une base quotidienne. Plus ils sont fréquents, moins la DBO<sub>5</sub> particulaire se fait hydrolyser dans le garnissage, ce qui se traduit par une réduction des besoins en oxygène et une augmentation de la quantité de solides dans les eaux de lavage (WEF, 2010).

La capacité de stockage des biofiltres est généralement comprise entre 2,5 et 4,0 kg MES/m<sup>3</sup> de garnissage (WEF, 2010; Qasim et Zhu, 2018). La quantité d'eau de lavage requise est de l'ordre de 5 % à 15 % du débit d'affluent (Qasim et Zhu, 2018). La concentration de MES dans les eaux de lavage des biofiltres secondaires varie typiquement entre 500 et 1500 mg/l selon la fréquence des lavages et la quantité d'eau utilisée, notamment (WEF, 2010).

Le Tableau 11.6.3-1 présente des valeurs types de débit d'air et d'eau requis sur la surface de filtration ainsi que de durée des lavages. Si la filière de traitement comprend des cellules de biofiltration de différentes tailles, les équipements du système de lavage devraient être dimensionnés sur la base de la plus grande cellule (WEF, 2010).

### 11.6.5 Performances épuratoires

Les performances des biofiltres dépendent des taux de charge appliqués, mais également des performances de la décantation primaire. Selon la littérature, les biofiltres peuvent produire des effluents affichant des concentrations de DBO<sub>5</sub> et de MES inférieures à 10 mg/l. La combinaison d'une prédénitrification avec une postdénitrification permet de produire un effluent présentant une concentration d'azote total inférieure à 5 mg N/l (Rother et collab., 2002).

Les performances d'enlèvement de la biofiltration sont présentées au Tableau 11.6.5-1.

**Tableau 11.6.5-1 – Rendement des biofiltres**

	Enlèvement de la DBO <sub>5</sub> (%)	Enlèvement de la DBO <sub>5</sub> et nitrification (%)	Nitrification (%)	Prédénitrification (%)	Postdénitrification (%)
DBO <sub>5</sub> C	65-90	70-90	40-75	s. o.	s. o.
MES	65-90	65-85	40-75	s. o.	s. o.
AAT	s. o.	65-75	75-95	s. o.	s. o.
NO <sub>3</sub> -N	s. o.	s. o.	s. o.	70-85	75-95

Sources : WEF et ASCE/EWRI (2018).

Entre 2017 et 2019, les huit stations d'épuration municipales québécoises de type biofiltration ont présenté une concentration moyenne de DBO<sub>5</sub>C et de MES à l'effluent de 15,7 et 16,0 mg/l respectivement, de même qu'un rendement moyen de 88 % et 93 % respectivement (MELCC, 2020).

### 11.6.6 Installation

Les biofiltres peuvent être installés à l'intérieur ou à l'extérieur d'un bâtiment. Dans le cas où ils sont abrités, le bâtiment doit être équipé de tous les systèmes requis de ventilation, chauffage, etc. Lorsque les biofiltres sont installés à l'extérieur, on devrait prévoir un filet ou autre toile perméable au-dessus des unités pour limiter la croissance des algues en surface et empêcher l'accès aux oiseaux.

### 11.6.7 Exploitation

#### 11.6.7.1 Aération

Étant donné que les cellules de biofiltration présentent une forte activité biologique, l'aération est un paramètre important pour leur bon fonctionnement. Les manques d'air, même faibles, peuvent :

- changer la dynamique de la cellule en favorisant l'apparition de bactéries filamenteuses et actinomycètes, ou la production d'exopolymère en excès ;
- limiter l'efficacité des lavages.

Pour limiter les déséquilibres d'air, il est recommandé de suivre régulièrement l'aération dans chaque cellule et de moduler les débits ainsi que la répartition de l'air entre les cellules dès que nécessaire à l'aide des instruments de contrôle.

#### 11.6.7.2 Perte de charge

Il est important de suivre la perte de charge dans chaque cellule de biofiltration. On devrait effectuer un lavage automatiquement si la perte de charge devient trop importante entre deux lavages préprogrammés.

## 11.6.8 Résumé

RÉSUMÉ – BIOFILTRATION	
Traitement préalable	Dégrillage Traitement primaire Dessablage (si réseau unitaire)
Critère de conception Volume de garnissage Surface de filtration Besoins en oxygène dissous Production de boues	Tableau 11.6.3-1 Équation 11.28 Équations 11.29 et 11.30 Équations 11.32 et 11.33 0,7 et 1,0 g MES/g DBO <sub>5</sub> consommée et équations 11.34 et 11.35 (enlèvement de la matière organique avec ou sans nitrification) 0,5 à 0,8 g MES/g MES filtrées (nitrification tertiaire) Équations 11.36 et 11.37 (postdénitrification)
Aménagement Caractéristique du garnissage Taux de recirculation (prédénitrification)	Tableau 11.6.3-1 100-150 %
Traitement subséquent	Pas de décanteur secondaire requis

## **11.7 Exploitation**

Le lecteur est invité à consulter la section 10.6 du chapitre 10 pour voir les recommandations générales d'exploitation des stations mécanisées dont font partie les procédés biologiques à cultures fixées et les procédés hybrides. Les informations spécifiques à l'exploitation de chaque procédé ont été données dans leur section respective.

## 11.8 Références bibliographiques

AZIMI, S., P. FERREIRA, V. ROCHER, C. PAFFONI et A. GONCALVES (2011). « Vieillissement des unités de biofiltration des eaux usées : bilan après 10 années de fonctionnement », *L'eau, l'industrie, les nuisances*, n° 399, p. 58-66.

BENGTSON, H. (2017a). *Biological Wastewater Treatment Processes II: MBBR Processes*, CE-084, CED engineering.

BENGTSON, H. (2017b). *Spreadsheets for MBBR Process Design Calculations*, 2<sup>e</sup> éd., Middletown, Engineering Excel Spreadsheets.

BENJES, H. H. Jr. (1977). *Small community wastewater treatment facilities – Biological treatment systems*, préparé pour : EPA Technology transfer national seminar on small wastewater treatment systems.

BENJES, H. H. Jr. (1989). *Capital and O&M Cost Estimates for Attached Growth Biological Wastewater Treatment Processes*, EPA/600/2-89/003, Cincinnati, Water and Hazardous Waste Treatment Research Division, Risk Reduction Engineering Laboratory.

BENKARAACHE, A. (2017). *Étude d'une filière technologique d'épuration des eaux usées domestiques pour les collectivités en milieu nordique (cas du village de Salluit)*, mémoire (M. Sc. en science de l'eau), Institut national de la recherche scientifique – Centre eau terre environnement, 101 p.

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.

BOLTZ, J. P., B. F. SMETS, B. E. RITTMANN, M. C. M. VAN LOOSDRECHT, E. MORGENROTH et G. T. DAIGGER (2017). « From biofilm ecology to reactors: A focused review », *Water Science & Technology*, vol. 75, n° 8, p. 1753-1760.

BORGHEI, S. M. et S. H. HOSSEINI. (2004). « The treatment of phenolic wastewater using a moving bed biofilm reactor », *Process Biochemistry*, vol. 39, n° 10, p. 1177-1181.

BRENNER, R. C., J. A. HEIDMAN, E. J. OPATKEN et A. C. Jr PETRASEK (1984). *Design Information on Rotating Biological Contactors*, EPA-600/2-84-106, Cincinnati, Wastewater Research Division, Municipal Environmental Research Laboratory.

BRITISH STANDARDS INSTITUTION (BSI) (1983). *British Standard Code of Practice for Design and Installation of Small Sewage Treatment Works and Cesspools*, BS 6297: 1983.

BROSSEAU, C. (2015). *Récupération de la matière organique biodégradable présente dans l'effluent d'un MBBR à forte charge*, mémoire (M. Sc. A.), Polytechnique Montréal, 185 p.

CONSULTANTS BPR (1992). *Disques biologiques*, Société québécoise d'assainissement des eaux (SQAE), Ministère de l'Environnement (MENV), Québec.

DAIGGER, G. T., et J. P. BOLTZ (2018). « Oxygen transfer in moving bed biofilm reactor and integrated fixed film activated sludge processes », *Water Environment Research*, vol. 90, n° 7, p. 615-622.

DELATOLLA, R., N. TUFENKJI, Y. COMEAU, A. GADBOIS, D. LAMARRE et D. BERK (2010). « Investigation of laboratory-scale and pilot-scale attached growth ammonia removal kinetics at cold temperatures and low influent carbon », *Water Quality Research Journal*, vol. 45, n° 4, p. 427-436.

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

GIESEKE, A., L. BIERRUM, M. WAGNER et R. AMANN (2003). « Structure and activity of multiple nitrifying bacterial populations co-existing in a biofilm », *Environmental Microbiology*, vol. 5, n° 5, p. 355-369.

GRADY, C. P. L., G. T. DAIGGER et H. C. LIM (1999). *Biological wastewater treatment*, 2<sup>e</sup> éd., New York, Marcel Dekker Inc., 1 076 p., ISBN 0-8247-8919-9.

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.

GRIFFIN, P., et G. E. FINDLAY (2000). « Process and Engineering Improvements to Rotating Biological Contractor Design », *Water Science and Technology*, vol. 41, n° 1, p. 137-144.

HEIDMAN, J. A., R. C. BRENNER et W. G. GILBERT (1984). *Summary of Design Information on Rotating Biological Contactors*, EPA-430/9-84-008, Office of Water Program Operations, Office of Water.

HELNESS, H., E. MELIN, Y. ULGENES, P. JARVINEN, V. RASMUSSEN et H. ØDEGAARD (2005). « High-rate wastewater treatment combining a moving bed biofilm reactor and enhanced particle separation », *Water Science & Technology*, vol. 52, n° 10-11, p. 117-127.

HIBIYA, K., J. NAGAI, S. TSUNEDA et A. HIRATA (2004). « Simple prediction of oxygen penetration depth in biofilms for wastewater treatment », *Biochemical Engineering Journal*, vol. 19, n° 1, p. 61-68.

HOANG, V., R. DELATOLLA, T. ABUJAMEL, W. MOTTAWEA, A. GADBOIS, E. LAFLAMME et A. STINTZI (2014). « Nitrifying moving bed biofilm reactor (MBBR) biofilm and biomass response to long-term exposure to 1 degree », *Water Research*, vol. 49, p. 215-224.

HORN, H., et D. C. HEMPEL (1995). « Mass transfer coefficients for an autotrophic and a heterotrophic biofilm system », *Water Science & Technology*, vol. 32, n° 8, p. 199-204.

JOHNSON, T. L., J. P. MCQUARRIE et A. R. SHAW (2004). « Integrated fixed-film activated sludge (IFAS): the new choice for nitrogen removal upgrades in the United States », actes publiés dans : *WEFTEC*, Nouvelle-Orléans, 2-6 octobre.

JONES, R. M., D. SEN et R. LAMBERT (1998). « Full scale evaluation of nitrification performance in an integrated fixed film activated sludge process », *Water Science & Technology*, vol. 38, n° 1, p. 71-78.

LAVALLÉE, B. (2008). *Vitesse de décantation des effluents secondaires – Revue de littérature et revue de performance de stations de traitement*, note interne, Comité d'évaluation des nouvelles technologies de traitement des eaux usées d'origine domestique, MELCC, 5 p.

LE GROUPE TEKNIKA (1988). *Les disques biologiques pour le traitement des eaux usées des petites et moyennes municipalités*, rapport final, Projet de développement technologique n° DT87.001.

MADAN, S., MADAN, R., et HUSSAIN, A. (2022). « Advancement in biological wastewater treatment using hybrid moving bed biofilm reactor (MBBR): a review ». *Applied Water Science*, vol. 12, n° 6, p. 141.

MASIC, A., et H. J. EBERL (2014). « A modeling and simulation study of the role of suspended microbial populations in nitrification in a biofilm reactor », *Bulletin of Mathematical Biology*, vol. 76, n° 1, p. 27-58.

MBA, D., R. H. BANNISTER et G. E. FINDLAY (1999). « Mechanical Redesign of the Rotating Biological Contactor », *Water Research*, vol. 33, n° 18, p. 3 679-3 688.

MCQUARRIE, J. P., et J. P. BOLTZ (2011). « Moving Bed Biofilm Reactor Technology: Process Applications, Design, and Performance », *Water Environment Research*, vol. 83, n° 6, p. 560-575.

MINISTÈRE DE L'ENVIRONNEMENT ET DE LA LUTTE CONTRE LES CHANGEMENTS CLIMATIQUES (MELCC) (2018). *Données québécoises d'essais pilotes avec des RBGS*, Ministère de l'Environnement et de la Lutte contre les changements climatiques, Québec.

MINISTÈRE DE L'ENVIRONNEMENT ET DE LA LUTTE CONTRE LES CHANGEMENTS CLIMATIQUES (MELCC) (2020). *Bilan de performance des ouvrages municipaux d'assainissement des eaux usées pour l'année 2017*, [En ligne], 74 p.

MELIN, E., H. HELNESS, T. KENAKKATA et H. ØDEGAARD (2004). High-rate wastewater treatment based on moving bed biofilm reactor, polymer coagulation and flotation, dans H. H. HAHN, E. HOFFMANN et H. ØDEGAARD (dir.), *Chemical Water and Wastewater Treatment VIII*, London, IWA Publishing, p. 39-48.

METCALF & EDDY INC. (1991). *Wastewater Engineering Treatment and Reuse*, 3<sup>e</sup> éd., New York, McGraw-Hill Education.

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

METCALF & EDDY–AECOM (M&EA) (2014). *Wastewater Engineering Treatment and Resource Recovery*, 5<sup>e</sup> éd., New York, États-Unis, McGraw-Hill Education, 2018 p.

MORGENROTH, E. (2008). Modelling biofilms, chap. 17, dans M. HENZE, M. C. M. VAN LOOSDRECHT, G. EKAMA et BRDJANOVIC (éd.), *Biological Wastewater Treatment – Principles, Modeling, Design*, Londres, IWA Publishing.

MORGENROTH, E., et P. WILDERER (2000). « Influence of detachment mechanisms on competition in biofilms », *Water Research*, vol. 34, n° 2, p. 417-426.

MURPHY, K. L., et R. W. WILSON (1980). *Pilot Plant Studies of Rotating Biological Contactors Treating Municipal Wastewater*, Environnement Canada, rapport SCAT-2.

ØDEGAARD, H. (1999). The moving bed biofilm reactor, dans T. IGARASHI, Y. WATANABE, T. ASANO et N. TAMBO (dir.), *Water Environmental Engineering and Reuse of Water*, Hokkaido Press, p. 250-305.

ØDEGAARD, H. (2000). « Advanced compact wastewater treatment based on coagulation and moving bed biofilm processes », *Water Science and Technology*, vol. 42, n° 12, p. 33-48.

ØDEGAARD, H. (2006). « Innovations in wastewater treatment: The moving bed biofilm process », *Water Science & Technology*, vol. 53, n° 9, p. 17-33.

ØDEGAARD, H. (2016). « A road-map for energy-neutral wastewater treatment plants of the future based on compact technologies (including MBBR) », *Frontiers of Environmental Science & Engineering*, vol. 10, n° 4, p. 1-17.

ØDEGAARD, H. (2018). MBBR and IFAS systems, chap. 3, dans G. MANNIMA, G. EKAMA, H. ØDEGAARD et G. OLSSON (dir.), *Advances in Wastewater Treatment*, IWA Publishing.

ØDEGAARD, H., B. GISVOLD, H. HELNESS, F. SJOVOLD et L. ZULIANG (2000). High rate biological/chemical treatment based on the moving bed biofilm process combined with coagulation, dans H. H. HAHN, E. HOFFMANN, H. ØDEGAARD (dir.), *Chemical Water and Wastewater Treatment VI*, Springer, Berlin, Heidelberg.

ØDEGAARD, H., B. RUSTEN et T. WESTRUM (1994). « A new moving-bed biofilm reactor: Applications and results », *Water Science and Technology*, vol. 29, n° 10-11, p. 157-165.

PHILLIPS, H. M., M. MAXWELL, T. JOHNSON, J. L. BARNARD, K. RUTT, J. SEDA, B. CORNING, J. M. GREBENC, N. LOVE et S. ELLIS (2008). *Optimizing IFAS and MBBR designs using full-scale data*, Proceedings of the 81<sup>st</sup> Annual Water Environment Federation Technical Exhibition and Conference, p. 18-22.

PICULELL, M. (2016). *New dimensions of moving bed biofilm carriers: Influence of biofilm thickness and control possibilities*, thèse (Ph. D.), Lund University, 99 p.

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

RAHIMI, Y., A. TORABIAN, N. MEHRDADI, M. HABIBI-REZAIE, H. PEZESHK et G.-R. NABI-BIDHENDI (2011). « Optimizing aeration rates for minimizing membrane fouling and its effect on sludge characteristics in a moving bed membrane bioreactor », *Journal of Hazardous Materials*, vol. 186, n° 2-3, p. 1 097-1 102.

ROTHER, E., P. CORNEL, A. ANTE, P. KLEINERT et R. BRAMBACH (2002). « Comparison of combined and separated biological aerated filter (BAF) performance for pre-denitrification/nitrification of municipal wastewater », *Water Science and Technology*, vol. 46, n° 4-6, p. 149-158.

ROTHER, E., et P. CORNEL (2004). « Optimising design, operation and energy consumption of biological aerated filters (BAF) for nitrogen removal of municipal wastewater », *Water Science & Technology*, IWA Publishing, vol. 50, n° 6, p. 131-139.

ROTHER, E., et P. CORNEL (2007). « Potentials and limits of a pre-denitrification/nitrification biofilter configuration for advanced municipal wastewater treatment », *Water Science & Technology*, vol. 55, n° 8-9, p. 115-123.

ROY, F. WESTON INC. (1985). *Review of Current RBC Performance and Design Procedures*, EPA-600/2-85/033, Cincinnati, Water Engineering Research Laboratory, Office of Research and Development.

RUSTEN, B., B. EIKEBROKK, Y. ULGENES et E. LYGREN (2006). « Design and operations of the Kaldnes moving bed biofilm reactors », *Aquacultural Engineering*, vol. 34, n° 3, p. 322-331.

RUSTEN, B., L. J. HEM et H. ØDEGAARD (1995). « Nitrification of municipal wastewater in moving-bed biofilm reactors », *Water Environment Research*, vol. 67, n° 1, p. 75-86.

SANDER, S., J. BEHNISCH et M. WAGNER (2017). « Energy, cost and design aspects of coarse- and fine-bubble aeration systems in the MBBR IFAS process », *Water Science & Technology*, vol. 75, n° 4, p. 890-897.

SCHRAMM, A., L. H. LARSEN, N. P. REVSBECH, N. B. RAMSING, R. AMANN et T. UNIVERSITA (1996). « Structure and function of a nitrifying biofilm as determined by in situ hybridization and the use of microelectrodes », *Applied and Environmental Microbiology*, vol. 62, n° 12, p. 4 641-4 647.

SEN, D., et C. W. RANDALL (2008a). « Improved Computational Model (AQUIFAS) for Activated Sludge, Integrated Fixed-Film Activated Sludge, and Moving-Bed Biofilm Reactor Systems, Part I: Semi-Empirical Model Development », *Water Environment Research*, vol. 80, n° 5, p. 439-453.

SEN, D., et C. W. RANDALL (2008b). « Improved Computational Model (AQUIFAS) for Activated Sludge, Integrated Fixed-Film Activated Sludge, and Moving-Bed Biofilm Reactor Systems, Part II: Multilayer Biofilm Diffusional Model », *Water Environment Research*, vol. 80, n° 7, p. 624-632.

KARIZMEH, M. S. (2012). *Investigation of biologically produced solids in moving bed bioreactor (MBBR) treatment systems*, mémoire (M. Sc. A.), Université d'Ottawa, 155 p.

SØRENSEN, K. H. et E. MORGENROTH (2020). Modelling biofilms, chap. 17, dans G. CHEN, M. C. M. VAN LOOSDRECHT, G. EKAMA et D. BRDJANOVIC (dir.), *Biological Wastewater Treatment – Principles, Modeling, Design*. 2<sup>e</sup> éd., Londres, IWA Publishing.

STENSTROM, M. K., D. ROSSO, H. MELCER, R. APPLETON, V. OCCIANO, A. LANGWORTHY et P. WONG (2008). « Oxygen transfer in a full-depth biological aerated filter », *Water Environment Research*, vol. 80, n° 7, p. 663-671.

TORRESI, E., S. J. FOWLER, F. POLESEL, K. BESTER, H. R. ANDERSEN, B. F. SMETS, B. G. PLOSZ et M. CHRISTENSSON (2016). « Biofilm Thickness Influences Biodiversity in Nitrifying MBBRs: Implications on Micropollutant Removal », *Environmental Science & Technology*, vol. 50, n° 17, p. 9 279-9 288.

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

WATER ENVIRONMENT FEDERATION (WEF) (2010). *Biofilm Reactors*. Water Environment Federation. Manual of Practice n° 35. Alexandria, VA, 565 p.

WATER ENVIRONMENT FEDERATION et AMERICAN SOCIETY OF CIVIL ENGINEERS (WEF et ASCE) (1998). *Design of Municipal Wastewater Treatment Plants*, Manual of Practice n° 8 – ASCE Manual and Report on Engineering Practice n° 76, 4<sup>e</sup> éd., New York, McGraw-Hill.

WATER ENVIRONMENT FEDERATION et AMERICAN SOCIETY OF CIVIL ENGINEERS (WEF et ASCE) (2010). *Design of Municipal Wastewater Treatment Plants*, Manual of Practice n° 8 – ASCE Manual and Report on Engineering Practice n° 76, 5<sup>e</sup> éd., New York, McGraw-Hill.

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.

XU, S., K. NZE, A. MOHAMMED et Y. LIU (2018). « Redworm elimination in an integrated fixed film activated sludge reactor », *Journal of Environmental Engineering and Science*, vol. 4, n° 1, p. 1-33.

YOUNG, B., R. DELATOLLA, K. KENNEDY, E. LAFLAMME et A. STINZI (2017). « Low temperature MBBR nitrification: Microbiome analysis », *Water Research*, vol. 111, p. 224-233.

ZHU, Y., Y. ZHANG, H. Q. REN, J.-J. GENG, K. XU, H. HUANG et L.-L. DING (2015). « Physicochemical characteristics and microbial community evolution of biofilms during the start-up period in a moving bed biofilm reactor », *Bioresource Technology*, vol. 180, p. 345-351.



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

**Québec** 