

**MINISTÈRE DE L'ENVIRONNEMENT  
ET DE LA LUTTE CONTRE  
LES CHANGEMENTS CLIMATIQUES**

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

Réacteur biologique à garnissage en suspension  
(RBGS)

**Coordination et rédaction**

Cette publication a été réalisée par la Direction adjointe des eaux usées municipales du ministère de l'Environnement et de la Lutte contre les changements climatiques (MELCC), avec la collaboration de Michel Massé et Yves Comeau de Polytechnique Montréal, Héroïse Bastien, Daniel Gagnon, Bernard Lavallée et Bernard Patry du MELCC.

**Renseignements**

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

Télécopieur : 418 646-5974  
Formulaire : [www.environnement.gouv.qc.ca/formulaires/reenseignements.asp](http://www.environnement.gouv.qc.ca/formulaires/reenseignements.asp)  
Internet : [www.environnement.gouv.qc.ca](http://www.environnement.gouv.qc.ca)

**Pour obtenir un exemplaire du document :**

Visitez notre page Web :  
<http://www.environnement.gouv.qc.ca/eau/eaux-usees/domestique/index.htm>

Dépôt légal – 2021  
Bibliothèque et Archives nationales du Québec  
ISBN 978-2-550-88954-0 (PDF)

Tous droits réservés pour tous les pays.

© Gouvernement du Québec - 2021

# TABLE DES MATIÈRES

<b>Table des matières</b>	<b>iii</b>
<b>Liste des tableaux</b>	<b>iv</b>
<b>Liste des figures</b>	<b>v</b>
<b>Abréviations</b>	<b>vi</b>
<b>7A. Réacteur biologique à garnissage en suspension</b>	<b>1</b>
<b>1. Principe de fonctionnement</b>	<b>1</b>
1.1 Traitement par biofilm	1
1.2 Objectifs de traitement des RBGS	3
1.3 Bilan de masse	4
<b>2. Condition de conception</b>	<b>6</b>
2.1 Débit et charge (facteur de pointe)	6
2.2 Redondance	6
2.3 Température	6
2.4 Traitement préalable	7
2.5 Traitement subséquent	7
<b>3. Critères de conception</b>	<b>8</b>
3.1 Aménagements physiques	8
3.2 Taux d'enlèvement et taux de charge surfacique	15
3.3 Temps de rétention hydraulique	23
<b>4. Exploitation</b>	<b>24</b>
<b>Résumé</b>	<b>25</b>
<b>Références bibliographiques</b>	<b>27</b>

## LISTE DES TABLEAUX

Tableau 7A - 1 Valeur du coefficient de température ( $\theta$ ) selon le type d'application .....	7
Tableau 7A - 2 Caractéristiques de différents types de garnissage pour les RBGS .....	10
Tableau 7A - 3 Taux de charge surfacique (TCS) et taux d'enlèvement surfacique (TES) pour l'enlèvement de la DBO <sub>5</sub> totale.....	16
Tableau 7A - 4 Valeur du coefficient $k_{nf}$ selon le type de prétraitement (adapté de McQuarrie et Boltz, 2011 ; Ødegaard, 2018) .....	20
Tableau 7A - 5 Taux de charge surfacique (TCS) et taux d'enlèvement surfacique (TES) pour l'enlèvement de l'azote total selon la température.....	23

## LISTE DES FIGURES

Figure 7A - 1 Présentation d'un biofilm se développant sur un matériau de garnissage (adapté de Sørensen et Morgenroth, 2020).....	1
Figure 7A - 2 Représentation schématique de l'effet de la concentration de substrat sur le taux de réaction (adapté de Sørensen et Morgenroth, 2020).....	2
Figure 7A - 3 Activités bactériennes variées selon la profondeur du biofilm, du dessus du biofilm (à gauche) vers la partie profonde (à droite) (adapté de Morgenroth, 2008).....	2
Figure 7A - 4 Configurations typiques pour l'oxydation de la matière organique, la nitrification et la dénitrification par RBGS pour le traitement d'eaux usées domestiques (adapté d'Ødegaard, 2006, et WEF, 2011).....	9
Figure 7A - 5 Systèmes d'aération et de mélange des réacteurs (adapté d'Ødegaard, 2018).....	12
Figure 7A - 6 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).....	14
Figure 7A - 7 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 (adapté d'Ødegaard, 1999).....	17
Figure 7A - 8 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 6,2-6,4 mg O <sub>2</sub> /l avec un ratio de 1,6 g de DCO <sub>b</sub> /g de DBO <sub>5</sub> (adapté d'Ødegaard, 2006, et M&EA, 2014).....	18
Figure 7A - 9 Résultats québécois d'enlèvement de la DBO <sub>5</sub> soluble selon la charge appliquée à un TRH <1,5 h (A) ou >1,5 h (B) avec de faibles et moyennes charges en DBO <sub>5</sub> totale pour des températures entre 5 et 21 °C (T <sub>moy</sub> à 14 °C) sur cinq différents types de garnissages.....	18
Figure 7A - 10 Effet du TCS <sub>DBO5</sub> et de la concentration en OD sur le TES <sub>NH4-N</sub> à 15 °C lorsque la concentration d'azote ammoniacal dans le RBGS n'est pas limitante (≥2,5 mg de N/l) (Rusten et collab., 2006).....	19
Figure 7A - 11 Effet de la concentration de NH <sub>4</sub> -N sur le taux d'enlèvement surfacique (TES) du NH <sub>4</sub> -N dans le second RBGS en nitrification (k <sub>nif</sub> = 0,6) selon la concentration en oxygène dissous (OD) à une température de 15 °C (adapté de M&EA, 2014).....	21

## ABRÉVIATIONS

$A_{BF}$	surface totale de biofilm requise dans le réacteur ( $m^2$ )
$C_A$	charge à l'affluent (kg/d)
$DBO_5$	demande biochimique en oxygène totale après 5 jours (mg/l)
$DBO_7$	demande biochimique en oxygène totale après 7 jours (mg/l)
$DBO_{5S}$	demande biochimique en oxygène soluble après 5 jours (mg/l)
$DBO_{5C}$	demande biochimique en oxygène carbonée après 5 jours (mg/l)
$DCO$	demande chimique en oxygène (mg/l)
$DCOb$	demande chimique en oxygène biodégradable (mg/l)
$DCOf$ ou $DBOf$	demande chimique ou biochimique en oxygène filtrée (mg/l)
$H$	profondeur liquide du réacteur (m)
$IVB$	indice volumique de la boue
$k$	taux de réaction à la température $T$
$L$	longueur du réacteur (m)
$I$	largeur du réacteur (m)
$MES$	matières en suspension (mg/l)
$MVES$	matières volatiles en suspension (mg/l)
$MO$	matière organique
$n'$	ordre de réaction
$NH_4-N$	azote ammoniacal, inclut le $NH_4^+$ et le $NH_3$ (mg N/l)
$NO_x-N$	azote oxydé, inclut les nitrites ( $NO_2^-$ ) et les nitrates ( $NO_3^-$ ) (mg N/l)
$NTK$	azote total Kjeldahl (mg N/l)
$OD$	oxygène dissous (mg $O_2$ /l)
$P_{tot}$	phosphore total (mg P/l)
$Q$ et $Q_{max}$	débit moyen de conception ( $m^3/d$ ) et débit de pointe horaire ( $m^3/h$ )
$R$	rendement du réacteur (%)
$RBGS$	réacteur biologique à garnissage en suspension (anglais : <i>MBBR, moving bed biofilm reactor</i> )
$S_{grille}$	superficie de la grille de retenue du garnissage ( $m^2$ )
$S_o$	concentration de substrat à l'affluent (mg/l)
$S_e$	concentration de substrat à l'effluent (mg/l)
$SOTE$	taux spécifique de transfert d'oxygène en eau claire (%/m) (anglais : <i>standard oxygen transfer efficiency</i> )
$SPE$	substances polymériques extracellulaires (anglais : <i>EPS, extracellular polymeric substances</i> )
$SS_P$	surface spécifique protégée par unité volumique de garnissage ( $m^2/m^3$ )
$T$	température ( $^{\circ}C$ )
$TCHS$	taux de charge hydraulique superficielle (m/h)
$TCS$	taux de charge surfacique en substrat $i$ ( $g \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$ ) ;
$TCV$	taux de charge volumique en $DBO_5$ ou $NH_4-N$ ( $kg \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$ )
$TES$	taux d'enlèvement surfacique en $DBO_5$ ou $NH_4-N$ ( $g \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$ )
$TEV$	taux d'enlèvement volumique en $DBO_5$ ou $NH_4-N$ ( $kg \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$ )
$TRH$	temps de rétention hydraulique (h)

$v_a$	vitesse d'approche (m/h)
VAFe	valeur aiguë finale à l'effluent
$V_G$	volume de garnissage ( $m^3$ )
$V_R$	volume du réacteur ( $m^3$ )
%G	taux de remplissage par le garnissage (%)
$\theta$	coefficient de température (-)

## 7A. RÉACTEUR BIOLOGIQUE À GARNISSAGE EN SUSPENSION

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. La dénitrification pour l'enlèvement de l'azote total peut également s'y dérouler. Toutefois, elle ne sera décrite que brièvement dans le présent guide.

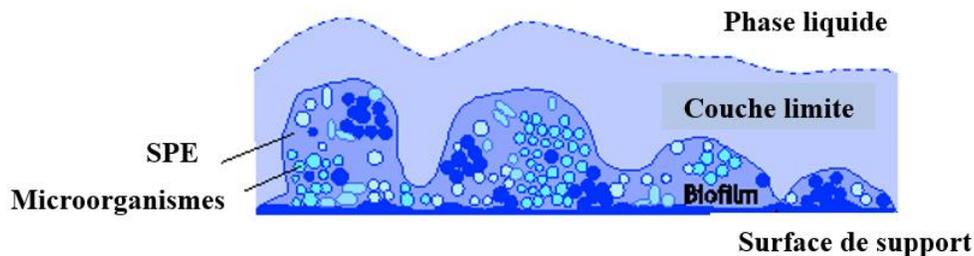
Un RBGS est un procédé de traitement à biofilm attaché sur un garnissage de plastique ajouré. Ce garnissage, qui est généralement constitué de pastilles alvéolées de petites dimensions (<50 mm), est maintenu en mouvement par aération ou brassage mécanique.

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 celles-ci, on compte plus de 1 200 systèmes traitant des apports équivalant à plus de 200 habitants et plus de 7 000 installations traitant moins de 200 équivalents-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.

### 1. Principe de fonctionnement

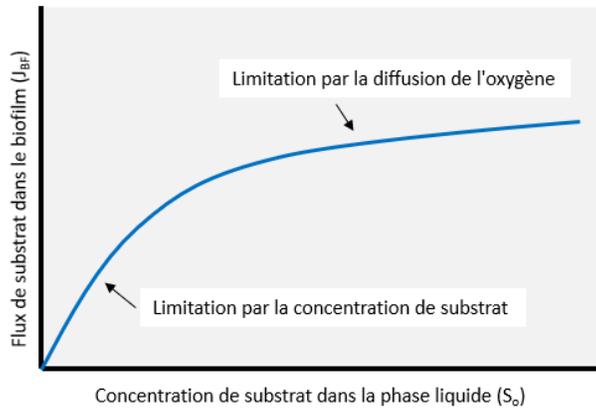
#### 1.1 Traitement par biofilm

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 composantes qui peuvent l'influencer, soit la couche limite et la phase liquide qui s'écoule autour du biofilm (Boltz et collab., 2017 ; Figure 7A - 1).



**Figure 7A - 1 Présentation d'un biofilm se développant sur un matériau de garnissage (adapté 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 7A - 2 montre qu'à faible concentration de substrat son taux d'enlèvement sera limité par sa concentration, alors qu'à une forte concentration il sera limité par la diffusion de l'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.

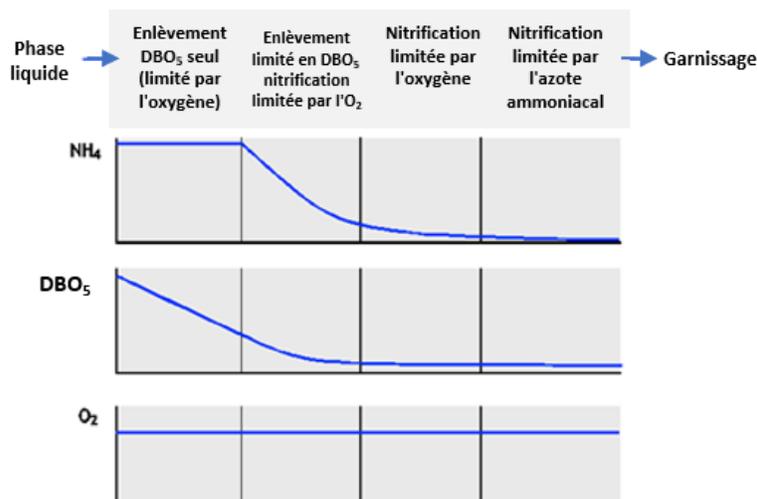


**Figure 7A - 2 Représentation schématique de l'effet de la concentration de substrat sur le taux de réaction (adapté de Sørensen et Morgenroth, 2020)**

Dans les différentes couches du biofilm, des activités bactériennes distinctes se produisent selon la disponibilité des réactifs. Dans l'exemple à la Figure 7A - 3, la concentration en oxygène dissous est élevée dans toute l'épaisseur du biofilm. À la surface du biofilm, près de la couche limite, la concentration en azote ammoniacal et en DBO<sub>5</sub> est la plus élevée et l'oxydation de la matière organique est favorisée par rapport à la nitrification. Par la suite, avec la réduction de la concentration en DBO<sub>5</sub>, la nitrification se produit simultanément avec l'oxydation de la matière organique. Plus profondément, la nitrification seule se produit. À la base du biofilm, le taux de nitrification est limité par la disponibilité de NH<sub>4</sub>. La compétition qui se produit entre les bactéries hétérotrophes et nitrifiantes est expliquée plus amplement à la section 3.2 Nitrification (simultanée ou tertiaire).

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 7A - 3.

En fonction de la réaction considérée, des produits comme de la biomasse (MVES), du CO<sub>2</sub>, du NO<sub>2</sub><sup>-</sup>, du NO<sub>3</sub><sup>-</sup> et du N<sub>2</sub> peuvent être générés. Ces produits doivent être transportés hors du biofilm (ex. : CO<sub>2</sub> et N<sub>2</sub>) ou ils peuvent être utilisés à nouveau comme substrats dans le biofilm (ex. : NO<sub>3</sub><sup>-</sup> pour la dénitrification).



**Figure 7A - 3 Activités bactériennes variées selon la profondeur du biofilm, du dessus du biofilm (à gauche) vers la partie profonde (à droite) (adapté de Morgenroth, 2008)**

Afin d'obtenir un procédé à biofilm performant et d'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 eau usée et les conditions hydrodynamiques. L'épaisseur du biofilm varie typiquement entre 50 et 500  $\mu\text{m}$  (Gieseke et collab., 2003 ; Hibiya et collab., 2004 ; Horn et Hempel, 1995 ; Schramm et collab., 1996). Des biofilms épais (500  $\mu\text{m}$ ) ont donné de meilleurs taux d'enlèvement de contaminants organiques traces difficilement biodégradables, alors que les biofilms minces (50  $\mu\text{m}$ ) permettent 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  $\mu\text{m}$  durant les mois d'été (juillet à octobre) à environ 100  $\mu\text{m}$  entre octobre et mai (McQuarrie et Boltz, 2011).

La formation de biofilm dans un RBGS suit les quatre stades suivants : attachement, accumulation, régénération et maturation (Zhu et collab., 2015). Avec la croissance du biofilm, il se produit un détachement continu de la biomasse causé par (Morgenroth et Wilderer, 2000) :

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

En raison de ce détachement, un RBGS 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).

## 1.2 Objectifs de traitement des RBGS

Les principaux avantages des RBGS par rapport à des procédés de boues activées sont (M&EA, 2014) :

1. la réduction du temps de rétention hydraulique et de l'espace requis ;
2. la simplicité d'exploitation liée à l'absence de purge de boues, de recirculation et de contrôle du temps de rétention des boues ;
3. la diminution du problème de décantation causé par le foisonnement des boues (bactéries filamenteuses) affectant la qualité de l'effluent ;
4. la capacité de maintenir la biomasse dans le réacteur malgré des surcharges hydrauliques importantes ;
5. la résistance supérieure aux chocs toxiques, aux variations de charge et aux températures froides ;
6. la modularité du système qui facilite leur ajout à des installations existantes (McQuarrie et Boltz, 2001).

Les principaux inconvénients des RBGS par rapport à des procédés de boues activées sont :

1. un accroissement de la demande en énergie pour le maintien d'une concentration élevée en oxygène dissous et du garnissage en mouvement ;
2. la nécessité d'enlever le garnissage pour avoir accès au fond du réacteur ;
3. la nécessité d'installer un meilleur prétraitement pour enlever les débris grossiers ;
4. l'augmentation de la perte de charge due au passage de l'effluent à travers les crépines retenant le garnissage ;
5. la production élevée de petites particules non floculées qui résulte en une mauvaise décantation des matières particulaires pour les RBGS à forte charge (*pin point flocs*).

Les procédés de type RBGS peuvent être utilisés en situation de forte, moyenne et faible charge organique (Tableau 7A - 3). Un RBGS à forte charge organique permet un enlèvement partiel de la DBO<sub>5</sub> pour accroître la capacité d'un procédé existant en aval et améliore les propriétés de décantation des boues activées (Ødegaard, 1999). Un RBGS à moyenne charge en DBO<sub>5</sub> permet d'atteindre les exigences d'un traitement secondaire, tandis qu'un RBGS à faible charge en DBO<sub>5</sub> 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 plus 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) avec ajout possible 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 préférentiellement 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 d'engendrer un manque de phosphore au biofilm ou une baisse excessive d'alcalinité dans les RBGS. Selon Helness et ses collaborateurs (2005), il n'y a pas vraiment d'avantages à doser le coagulant directement en amont du RBGS. Davantage d'information sur les points d'injection de coagulant pour la déphosphatation est fournie à la section 8.1.3.2.

L'enlèvement des contaminants organiques traces est mieux réalisé avec un système à biofilm qu'avec un système à culture en suspension. En effet, la présence d'un biofilm d'une certaine épaisseur favorise l'établissement et le maintien de bactéries spécialisées à la base du biofilm (temps de rétention des boues accru). De plus, la protection offerte par l'épaisseur du biofilm fournit une meilleure résistance aux chocs toxiques qu'un procédé à culture en suspension (Borghei et Hosseini, 2004).

### 1.3 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 étant la somme de cinq composantes principales :

1. la biomasse hétérotrophe produite à partir du substrat carboné biodégradable ;
2. les résidus produits par la respiration endogène ;
3. la biomasse nitrifiante produite à partir de l'azote ammoniacal nitrifié (une partie de l'azote organique peut préalablement s'hydrolyser en azote ammoniacal) ;
4. la matière organique non biodégradable de l'affluent ;
5. 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 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 en DBO<sub>5</sub> (Philips et collab., 2008). Une concentration volumique de MES entre 3800 et 8400 mg/l peut donc être attendue 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 l'ordre de 100 à 250 mg/l, ce qui est bien inférieur à la concentration en MES d'un procédé typique de boues activées (2500 à 3500 mg/l).

## 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, la valeur indiquée dans la littérature est d'approximativement 0,5 g de MES/g de DCO filtrée enlevée (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 DCOf/DBOf à l'affluent était en moyenne de 1,3 (Helness et collab., 2005).

Des essais en laboratoire réalisés par Soleimani Karizmeh (2012) avec des eaux usées synthétiques solubles montrent que la quantité de boues produites augmente avec une augmentation du taux de charge superficiel (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 ( $Y$ ) 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 sont relativement similaires à celles qui sont présentées dans le tableau 7.2 pour une boue activée. 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 peuvent être utilisés.

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 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 second 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 du tableau 7.2 (section 7.2 Boues activées) du chapitre sur les stations mécanisées (selon l'expérience des manufacturiers dans des installations similaires) semble donc 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 ( $Y$ ) typique d'un réacteur biologique de 0,12 g de MVES/g de NH<sub>4</sub>-N pour des eaux usées d'origine domestique (M&EA, 2014) semble conservatrice.

## 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 (Soleimani 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).

## 2. Condition de conception

### 2.1 Débit et charge (facteur de pointe)

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 en DBO<sub>5</sub>C, MES, NTK et 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 doit être conçu en fonction du débit de pointe horaire (Q<sub>max</sub>). Autrement, un bassin d'égalisation peut être prévu et le système devra être conçu selon le débit instantané (pour une alimentation par intermittence). Une vérification du temps de rétention hydraulique au débit moyen, au débit de pointe horaire et au débit instantané devrait aussi être effectuée pour minimiser les risques de court-circuitage.

### 2.2 Redondance

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

### 2.3 Température

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

L'effet de la température sur le dimensionnement des réacteurs est anticipé en effectuant une correction théorique des taux de charge (appliquée ou enlevée) sur la surface de biofilm avec la relation d'Arrhenius (Équation 7A - 1). La valeur du coefficient  $\theta$  à utiliser varie selon l'application visée (Tableau 7A - 1).

#### Équation 7A - 1

$$k_{T2} = k_{T1} \theta^{(T2 - T1)}$$

Avec :

k : taux de réaction à la température T1 et T2 (généralement TCS ou TES en g.m<sup>2</sup>.d<sup>-1</sup>) ;

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

T<sub>1</sub> : température de référence (°C) ;

T<sub>2</sub> : température de conception (°C).

Le coefficient du Tableau 7A - 1 pour l'enlèvement de la matière organique 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 5 °C. Lorsque de 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 MELCC.

**Tableau 7A - 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

## 2.4 Traitement préalable

Un prétraitement est requis en amont d'un RBGS pour éviter l'accumulation dans le réacteur de débris (ex. : chiffons, plastique, sable) qui seraient difficiles à retirer en présence de garnissage. Un dégrillage moyen (généralement 6 à 12 mm) est recommandé lorsqu'une décantation primaire ou un ouvrage équivalent (fosse septique avec préfiltre) est prévu. En absence d'une étape de décantation, un dégrillage fin (~3 mm) est demandé en amont de RBGS en traitement secondaire (M&EA, 2014 ; WEF et ASCE, 2018). Afin de minimiser le colmatage des grilles de retenue du garnissage, le dégrilleur doit 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'égout 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 à la section 8.1.3.2, il faut s'assurer qu'une concentration de phosphore suffisante est maintenue pour le traitement biologique subséquent. Ainsi, les dosages de coagulants en préprécipitation devraient être limités et l'ajout d'un point d'injection en aval est recommandé pour compléter l'enlèvement du phosphore (ex. : 30 %-70 %).

## 2.5 Traitement subséquent

Afin d'obtenir un effluent clarifié respectant minimalement les normes de rejet à l'environnement d'un traitement secondaire (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 (floc lesté), d'une filtration (McQuarrie et Boltz, 2011) ou 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 (section 3.2). Dans ces conditions, la WEF et ASCE (2010) recommandent une séparation solide-liquide à haute efficacité avec 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 7A - 4) 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 (ex. : post-filtration, décantation tertiaire) peut être requise si les normes de rejet sont contraignantes<sup>1</sup>.

---

1. Dans le cas d'un RBGS placé en aval d'étangs aérés, un polissage doit être prévu étant donné les concentrations variables en DBO<sub>5</sub>C, MES et NH<sub>4</sub>-N à la sortie des étangs (voir les fiches d'information technique du CTTEU).

### 3. Critères de conception

Les critères de conception typiques des RBGS pour le traitement des eaux usées d'origine domestique des domaines municipal, communautaire, commercial et institutionnel sont présentés dans les sections suivantes.

Des modèles de diffusion et des réactions ayant cours dans un biofilm ont été développés et implantés 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, la conception des RBGS est fréquemment réalisée à partir de relations empiriques. Ces relations déterminées expérimentalement sont basées 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 charges surfaciques ainsi que le temps de rétention hydraulique.

#### 3.1 Aménagements physiques

##### Configuration des réacteurs

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

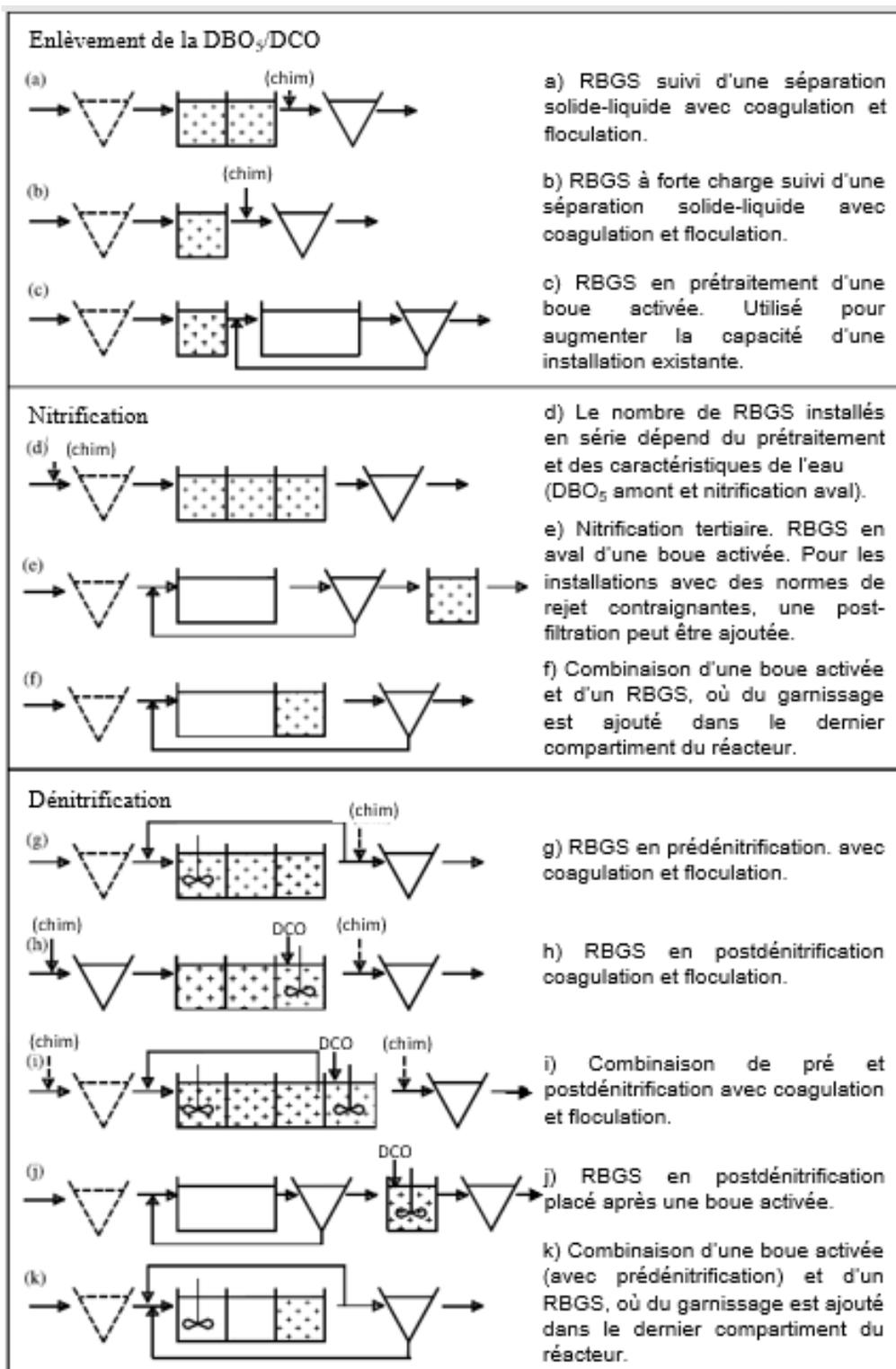
Des configurations types d'aménagement, utilisant des RBGS pour l'oxydation de la matière organique, la nitrification, l'enlèvement de l'azote total par dénitrification et la déphosphatation chimique, sont présentées à la Figure 7A - 4. D'autres configurations sont également possibles ; le nombre de 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, des équipements de dosage de coagulant et de polymère doivent être prévus 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 intégré IFAS (anglais : *integrated fixed film activated sludge*). L'intégration d'une culture fixe à une boue activée peut s'avérer 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 IFAS est plus complexe que celle d'un RBGS étant donné la recirculation des boues secondaires dans le réacteur. Ce type de procédé n'est pas détaillé ni visé dans ce document, mais le lecteur pourra consulter des références telles que M&EA (2014) et WEF et ASCE (2018) pour plus d'information.

##### Garnissage

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

- le type de plastique (ex. : polyéthylène haute densité [HDPE], polyéthylène, polypropylène) ;
- la forme (ex. : tubulaire, pastille) ;
- les dimensions et la taille des ouvertures ;
- la surface spécifique protégée (ex. : 400 à 1200 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>) ;
- le poids par unité de volume (ex. : 95-173 kg/m<sup>3</sup>) ;



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

**Figure 7A - 4 Configurations typiques pour l'oxydation de la matière organique, la nitrification et la dénitrification par RBGS pour le traitement d'eaux usées domestiques (adapté d'Ødegaard, 2006, et WEF, 2011)**

- la masse volumique (ex. : 0,94 à 0,98 g/ml) ;
- le volume de liquide déplacé (ex. : 0,10-0,15) ;
- la rugosité de surface ;
- la durabilité et la résistance mécanique.

Le Tableau 7A - 2 présente les caractéristiques de différents types de garnissage alvéolé offerts pour les RBGS de divers fabricants (MELCC, 2018 ; WEF et ASCE, 2018 ; McQuarrie et Boltz, 2011, Piculell, 2016). Si d'autres types de garnissages souhaitent être utilisés, leurs caractéristiques et performances à long terme doivent être documentées.

**Tableau 7A - 2 Caractéristiques de différents types de garnissage pour les RBGS**

Nom	Surface spécifique protégée (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> ) Poids (kg/m <sup>3</sup> ) Masse volumique (g/ml)	Dimension : épaisseur (mm) ; diamètre (mm) L x l x H (mm)	Photo
BioPorts <sup>MD</sup> 600-14	590 - 0,96	14 ; 18	
BioPorts <sup>MD</sup> 900-09	942 - 0,96	9 ; 17-20	
Peenox <sup>MD</sup>	400 - 0,95	17,5 ; 23	
Peenox <sup>MD</sup> Mini	750 - 0,95	10 ; 15	
AnoxKaldnes <sup>MD</sup> K1	500 145 0,96	7 ; 10	
AnoxKaldnes <sup>MD</sup> K3	500 95 0,96	9 ; 25	
AnoxKaldnes <sup>MD</sup> K5	800 - 0,96	4 ; 25	
AnoxKaldnes <sup>MD</sup> Biofilm Chip (M)	1 200 234 0,96-1,02	2 ; 45	
AnoxKaldnes <sup>MD</sup> Biofilm Chip (P)	900 173 0,96-1,02	3 ; 45	
AnoxKaldnes <sup>MD</sup> Z-MBBR (50, 200,300,400, 500 µm)	1270-2420 - -	1,5 x 1,5 2,3 x 2,3	

NutriCell <sup>MD</sup> DTi1 (ActiveCell <sup>MD</sup> 450)	402-450 132 0,94-0,96	16 ; 22	
NutriCell <sup>MD</sup> DTi2 (ActiveCell <sup>MD</sup> 515)	485-515 145 0,94-0,96	16 ; 22	
ActiveCell <sup>MD</sup> 920	680	15 x 15 x 10	
NutriCell <sup>MD</sup> DTi3	535-630 145 0,94-0,96	16 ; 22	
NutriCell <sup>MD</sup> DTi4	637-750 145 0,94-0,96	16 ; 22	
ABC4 <sup>MD</sup> (Spira 14) et ABC5 <sup>MD</sup> (Spira 12)	600 et 650-660 150 0,94-0,96	14 ; 14 et 12 ; 12	
CM-10D (BioSphere)	750	9 ; 13	
BWT15	830	12 x 15 x 5	
BWTX	640	15 x 15 x 10	

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 basé 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 influence 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. Le garnissage utilisé dans les réacteurs aérobies est de type alvéolé. Il a généralement une surface spécifique protégée autour de 500-700 ( $\pm 100$ )  $m^2$  de biofilm/ $m^3$  de garnissage (M&EA, 2014). 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 taux de remplissage du RBGS par le garnissage (%G) se calcule en faisant le rapport du volume de garnissage ( $V_G$ ) sur celui du réacteur ( $V_R$ ). Le pourcentage de remplissage par le garnissage 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.

## 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 doit favoriser un mouvement en spirale du garnissage et le nettoyage des crépines d'effluent (Figure 7A - 5). Afin de prévenir les zones mortes et le dépôt de solides, le système d'aération doit 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).

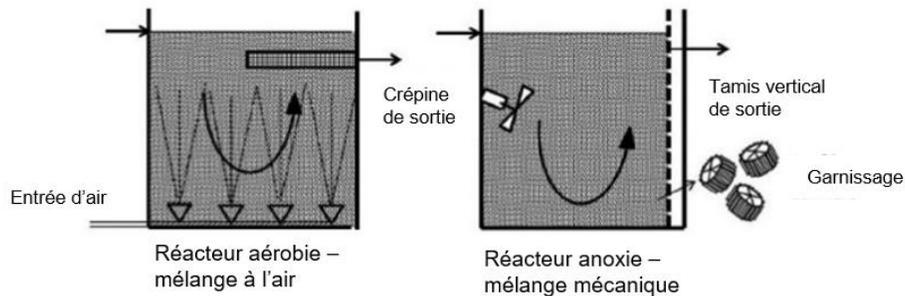


Figure 7A - 5 Systèmes d'aération et de mélange des réacteurs (adapté d'Ødegaard, 2018)

### A. Aération

L'aération est généralement réalisée avec des 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 sont plus à risque 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 lavage 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 perforés en acier inoxydable qui sont plus robustes. Grâce à leur plus large dimension et à l'écoulement turbulent de l'air à travers les orifices, ils nécessitent moins d'entretien et la distribution uniforme du garnissage avec un mouvement en spirale est plus facilement obtenue. 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 avec diffuseurs à grosses ou fines bulles a été testé dans différentes études (Sander et collab., 2017; Pham et collab., 2008 cité par WEF et ASCE, 2010, et Phillips et collab., 2010 cité 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 qu'il demeure généralement plus élevé.

Un taux spécifique de transfert d'oxygène en eau claire (SOTE) de 3 % à 3,5 % par mètre de profondeur est typiquement observé pour les RBGS avec des 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 de 0,95, respectivement (WEF et ASCE, 2010). Une méthodologie détaillée de conception du système d'aération pour des RBGS est présentée par Daigger et Boltz (2018).

## B. 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, les forces de cisaillement plus élevées sur le biofilm et les floccs en suspension risquent de causer le relâchement de particules colloïdales dans la solution, ce qui augmentera l'indice volumique de la boue (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 m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>.m<sup>2</sup> de plancher (McQuarrie et Boltz, 2011).

Dans le cas des RBGS de type anoxie pour la dénitrification, des mélangeurs mécaniques sont utilisés 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 minimiser 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).

### 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 7A - 6). 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 anoxies (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, un ratio longueur : largeur du réacteur (L : l en m/m) de l'ordre de 0,5 à 1,5 est recommandé. 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 nuirait à l'écoulement (WEF et ASCE, 2010). La vitesse d'approche est calculée avec l'Équation 7A - 2 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 7A - 2

$$v_a = Q_{\max} / (H l)$$

Avec :

$v_a$  : 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 superficielle (TCHS) à travers l'équipement d'évacuation est calculé selon l'Équation 7A - 3 en divisant le débit de pointe horaire par la superficie immergée des grilles de retenue du garnissage. Cette dernière doit 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 à 150 mm (McQuarrie et Boltz, 2011). Pour contrôler cette perte de charge, une vitesse

à travers les orifices inférieure à 0,5 m/s est généralement visée (M&EA, 2014). Si des taux de charges hydrauliques plus élevés sont appliqués (jusqu'à 85 m<sup>3</sup>.m<sup>2</sup>.h<sup>-1</sup>), la vitesse d'approche devra être réduite en conséquence (WEF et ASCE, 2010).

### Équation 7A - 3

$$\text{TCHS} = Q_{\text{max}} / S_{\text{grille}}$$

Avec :

TCHS : taux de charge hydraulique superficielle (m<sup>3</sup>.m<sup>2</sup>.h<sup>-1</sup>) ;

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

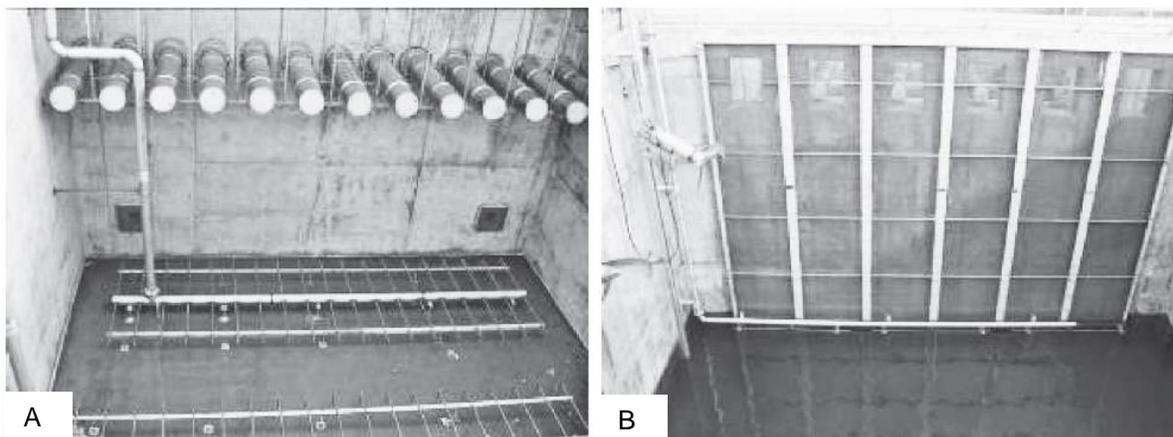
S<sub>grille</sub> : superficie totale de grille de retenue du garnissage (m<sup>2</sup>).

Les fabricants utilisent habituellement des critères empiriques (charte) qui tiennent compte de plusieurs critères, 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 superficie 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 doit 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 avec de plus grandes ouvertures, réduisant 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 7A - 6A). Pour les réacteurs anoxie, une seule conduite de diffusion d'air à grosses bulles peut être installée devant le tamis vertical (Figure 7A - 6B). 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. Des grilles doivent également être installées 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 de garnissage dans l'environnement.



**Figure 7A - 6 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)**

### 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 en substrat à oxyder et en 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 7A - 4) en fonction du débit moyen de conception (Q), de la concentration de substrat visée à la sortie du réacteur ( $S_e$ ) et de celle à l'affluent ( $S_o$ ).

$$\text{Équation 7A - 4} \quad A_{BF} = Q (S_o - S_e) / TES$$

Avec :

Q : 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 7A - 5) selon la charge à l'affluent ( $C_A$ ).

$$\text{Équation 7A - 5} \quad A_{BF} = C_A / TCS / 1000$$

Avec :

$A_{BF}$  : 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 7A - 6).

$$\text{Équation 7A - 6} \quad R = TES / TCS$$

Par la suite, le volume de garnissage requis ( $V_G$ , Équation 7A - 7) 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 7A - 8) est finalement déterminé en divisant cette valeur par le pourcentage de remplissage du RBGS par le garnissage (%G).

$$\text{Équation 7A - 7} \quad V_G = A_{BF} / SS_P$$

$$\text{Équation 7A - 8} \quad V_R = 100 V_G / \%G$$

Avec :

$V_G$  : 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 RBGS 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 7A - 9).

$$\text{Équation 7A - 9} \quad TCV \text{ ou TEV} = (TCS \text{ ou TES}) SS_P \%G / 100\ 000$$

Avec :

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 pour une série de quatre réacteurs réalisant l'enlèvement de la DBO<sub>5</sub> et la nitrification est présenté dans M&EA (2014, exemple 9-8). Les réacteurs 1 et 2 reçoivent une charge en DBO<sub>5</sub> 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 (2017) pour 1) un seul RBGS enlevant la DBO<sub>5</sub> à faible charge, 2) deux RBGS enlevant la DBO<sub>5</sub>, 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<sub>5</sub> 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.

### Enlèvement de la matière organique

Le carbone organique biodégradable soluble est rapidement consommé dans un RBGS. Une concentration en oxygène dissous de 2 à 3 mg d'O<sub>2</sub>/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<sub>5</sub> (Figure 7A - 4 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 7A - 3 présente les valeurs de TCS et TES liées à la DBO<sub>5</sub> 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<sub>5</sub> 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 (ex. : par biométhanisation) (Brousseau, 2015 ; Ødegaard, 2016).

Dans le cas d'un traitement secondaire typique, où un effluent avec des concentrations inférieures à 25 mg/l en DBO<sub>5</sub>C et MES est visé, un RBGS à taux de charge moyen divisé en deux étapes peut être installé.

Les faibles taux de charge sont généralement utilisés lorsqu'une nitrification est prévue dans le réacteur en aval afin de minimiser la concentration de DBO<sub>5</sub> soluble et de maximiser l'enlèvement du NH<sub>4</sub>-N. C'est le cas quand une norme de rejet en azote ammoniacal est fixée à l'effluent ou pour s'assurer de respecter la valeur aiguë finale à l'effluent (VAFe) lorsque le rejet d'une forte charge en azote ammoniacal est projeté à l'installation de traitement.

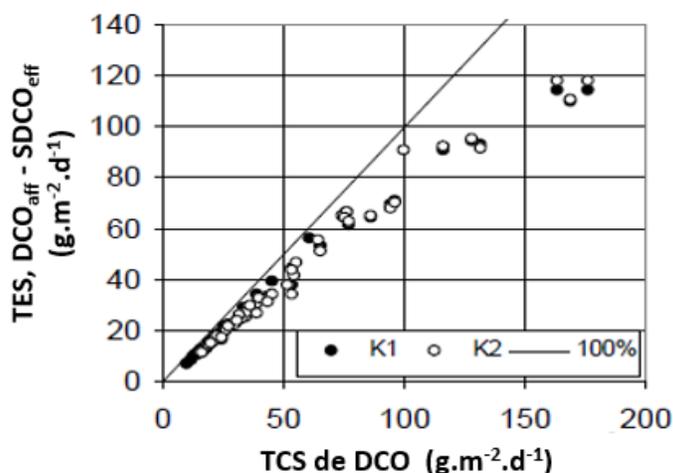
**Tableau 7A - 3 Taux de charge surfacique (TCS) et taux d'enlèvement surfacique (TES) pour l'enlèvement de la DBO<sub>5</sub> totale**

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 en DBO <sub>5</sub> Enlèvement partiel	21,5 (15 °C) <sup>(a)</sup>	-	Ødegaard, 1999
	-	15-20	M&EA, 2014
Moyenne charge en 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 en 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, des volumes de réacteurs et de garnissage moins élevés et des risques de court-circuitage diminués (M&EA, 2014). Une vérification auprès du fabricant peut être effectuée pour s'assurer que les taux de charge organique utilisés pour la conception sont cohérents avec leurs 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 en 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 7A - 7).



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

**Figure 7A - 7 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 (adapté d'Ødegaard, 1999)**

La Figure 7A - 8 présente le taux d'enlèvement de la matière organique (TES) en fonction du taux de charge appliqué (TCS) en unités de DBO<sub>5</sub> filtrée. Un ratio typique pour un affluent d'eaux usées d'origine domestique de 1,6 g de DCO<sub>b</sub>/g de DBO<sub>5</sub> a été utilisé 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 (<1,2 µm) 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 une concentration en oxygène dissous de 6,2-6,4 mg d'O<sub>2</sub>/l (McQuarrie et Boltz, 2011).

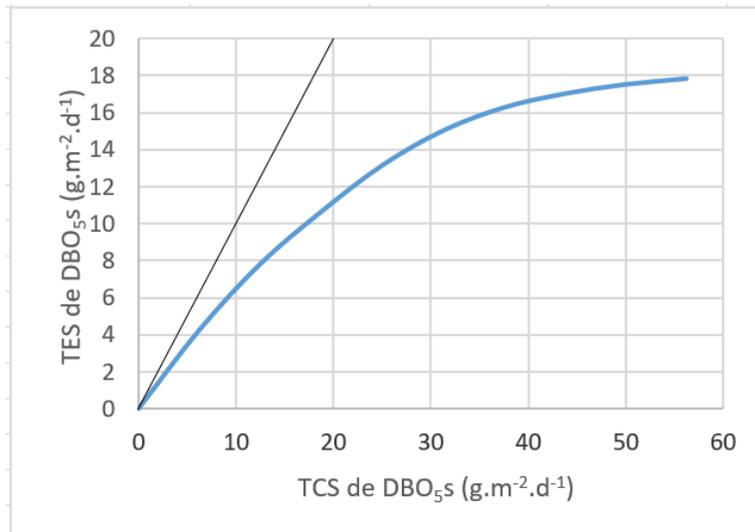
L'Équation 7A - 10 établie à partir de la Figure 7A - 8 peut servir à estimer le TES<sub>DBO5s</sub> en fonction du TCS<sub>DBO5s</sub>. Cette équation est valide jusqu'à un TCS de DBO<sub>5</sub> soluble de 50 g.m<sup>-2</sup>.d<sup>-1</sup>.

**Équation 7A - 10** 
$$\text{TES}_{\text{DBO5s}} = -0,0064 \text{TCS}_{\text{DBO5s}}^2 + 0,667 \text{TCS}_{\text{DBO5s}} + 0,311$$

Avec :

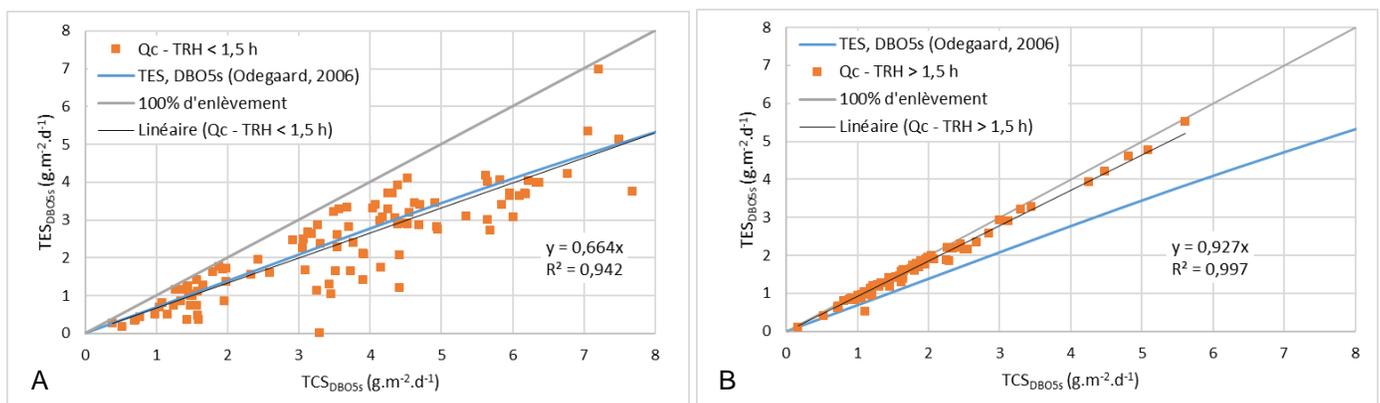
TES<sub>DBO5s</sub> : taux d'enlèvement surfacique de DBO<sub>5</sub> soluble (g.m<sup>-2</sup>.d<sup>-1</sup>) ;

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 7A - 8 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 6,2-6,4 mg O<sub>2</sub>/l avec un ratio de 1,6 g de DCO<sub>b</sub>/g de DBO<sub>5</sub> (adapté 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 7A - 9 pour des essais réalisés avec cinq différents types de garnissage. Les taux de charges 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 et 3,2 g de DBO<sub>5</sub>.m<sup>2</sup>.d<sup>-1</sup>. Les graphiques présentent les données selon la valeur du TRH qui était (A) inférieur ou (B) supérieur à 1,5 heure. Les températures variaient entre 5 et 21 °C, avec une moyenne autour de 14 °C. Les concentrations en OD étaient supérieures ou égales à 2 mg d'O<sub>2</sub>/l (maximum à 10,5 mg/l).



**Figure 7A - 9 Résultats québécois d'enlèvement de la DBO<sub>5</sub> soluble selon la charge appliquée à un TRH <1,5 h (A) ou >1,5 h (B) avec de faibles et moyennes charges en DBO<sub>5</sub> totale pour des températures entre 5 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 1,5 heure et des TCS<sub>DBO5s</sub> moyens inférieurs à 3,5 g.m<sup>2</sup>.d<sup>-1</sup>, l'enlèvement moyen de la DBO<sub>5</sub> soluble augmente à 93 %, ce qui est bien supérieur à la valeur de la courbe d'Ødegaard (2006). L'effet du TRH est abordé à la section 3.3. Le concepteur devra sélectionner le TCS et le TRH en fonction des objectifs de traitement.

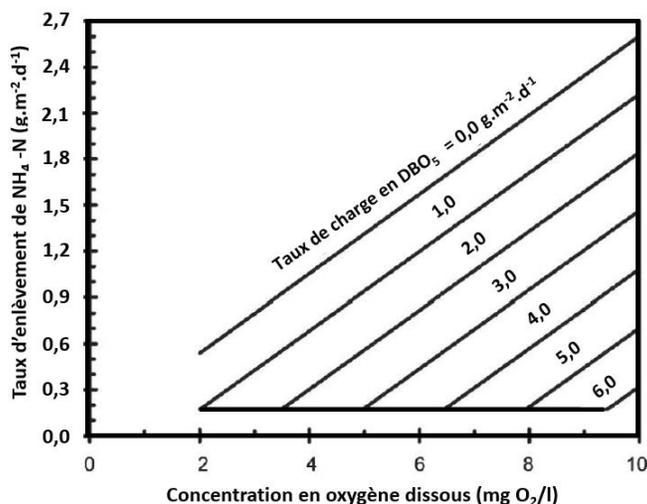
### Nitrification (simultanée ou tertiaire)

En plus d'éliminer la DBO<sub>5</sub>, un RBGS peut aussi réduire la contamination par l'azote ammoniacal (Figure 7A - 4 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<sub>5</sub>/NH<sub>4</sub>-N, le taux de charge organique superficiel, la concentration d'azote ammoniacal (NH<sub>4</sub>-N) 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 7A - 4 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<sub>5</sub> soluble est élevée et la concentration en OD est principalement contrôlée par l'activité des bactéries hétérotrophes qui oxydent la matière organique. L'activité des bactéries nitrifiantes qui présentent une affinité pour 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 second réacteur, la plus faible concentration de DBO<sub>5</sub> 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 en azote ammoniacal est relativement élevée ( $\geq 3$  mg de NH<sub>4</sub>-N/l) dans un RBGS qui effectue simultanément l'oxydation de la matière organique, le taux de nitrification dépend principalement de la concentration en oxygène dissous et du taux de charge surfacique en DBO<sub>5</sub> total (Ødegaard, 1999). L'effet du TCS<sub>DBO5</sub> et de la concentration en OD sur le taux d'enlèvement surfacique en NH<sub>4</sub>-N (TES<sub>NH4-N</sub>) dans un RBGS à 15 °C est illustré à la Figure 7A - 10 (Rusten et collab., 2006).



**Figure 7A - 10 Effet du TCS<sub>DBO5</sub> et de la concentration en OD sur le TES<sub>NH4-N</sub> à 15 °C lorsque la concentration d'azote ammoniacal dans le RBGS n'est pas limitante ( $\geq 2,5$  mg de N/l) (Rusten et collab., 2006)**

Selon cette figure, lorsque le TCS<sub>DBO5</sub> est supérieur à 2 g de DBO<sub>5</sub>.m<sup>-2</sup>.d<sup>-1</sup> et que la concentration en OD est inférieure à 3 mg d'O<sub>2</sub>/l, le taux de nitrification est considéré comme nul. Une augmentation de la concentration en OD entre 4 et 6 mg d'O<sub>2</sub>/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<sub>NH4-N</sub> varie linéairement avec la concentration d'oxygène dissous au moins jusqu'à 10 mg d'O<sub>2</sub>/l. L'Équation 7A - 11 a été déterminée à partir de la Figure 7A - 10.

**Équation 7A - 11**

$$TES_{NH_4-N} = 0,253 S_{O_2} - 0,381 TCS_{DBO_5} + 0,054$$

Avec :

TES<sub>NH<sub>4-N</sub></sub> : taux d'enlèvement surfacique de NH<sub>4-N</sub> (g.m<sup>-2</sup>.d<sup>-1</sup>) ;S<sub>O<sub>2</sub></sub> : concentration d'oxygène dissous (mg O<sub>2</sub>/l) ;TCS<sub>DBO<sub>5</sub></sub> : taux de charge surfacique appliqué en DBO<sub>5</sub> (g.m<sup>-2</sup>.d<sup>-1</sup>).

Si le premier réacteur d'une série est un RBGS à moyenne ou à faible charge en DBO<sub>5</sub> 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 de NH<sub>4-N</sub> à nitrifier dans le second 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 en NH<sub>4-N</sub> est limitante (<3 mg de NH<sub>4-N</sub>/l), le taux de nitrification dans le RBGS est estimé à l'aide de l'Équation 7A - 12. La constante pour le taux de réaction (k<sub>nf</sub>) 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 sont indiquées dans le Tableau 7A - 4 (WEF et ASCE, 2010).

**Équation 7A - 12**

$$TES_{NH_4-N} = k_{nf} (S_{NH_4-N})^{n'}$$

Avec :

TES<sub>NH<sub>4-N</sub></sub> : taux d'enlèvement surfacique de NH<sub>4-N</sub> (g.m<sup>-2</sup>.d<sup>-1</sup>) ;S<sub>NH<sub>4-N</sub></sub> : concentration d'azote ammoniacal (mg/l) ;

n' : constant de l'ordre de réaction (typiquement de 0,70 selon Rusten et collab., 1995) ;

k<sub>nf</sub> : constante du taux de réaction (voir Tableau 7A - 4).

**Tableau 7A - 4 Valeur du coefficient k<sub>nf</sub> selon le type de prétraitement (adapté de McQuarrie et Boltz, 2011 ; Ødegaard, 2018)**

Prétraitement	k <sub>nf</sub> (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 <sub>5</sub> soluble <12 mg/l (C/N : 1-0,5)	0,60-0,70	15
Décantation secondaire (C/N : <0,5) – Nit. tertiaire	0,75	

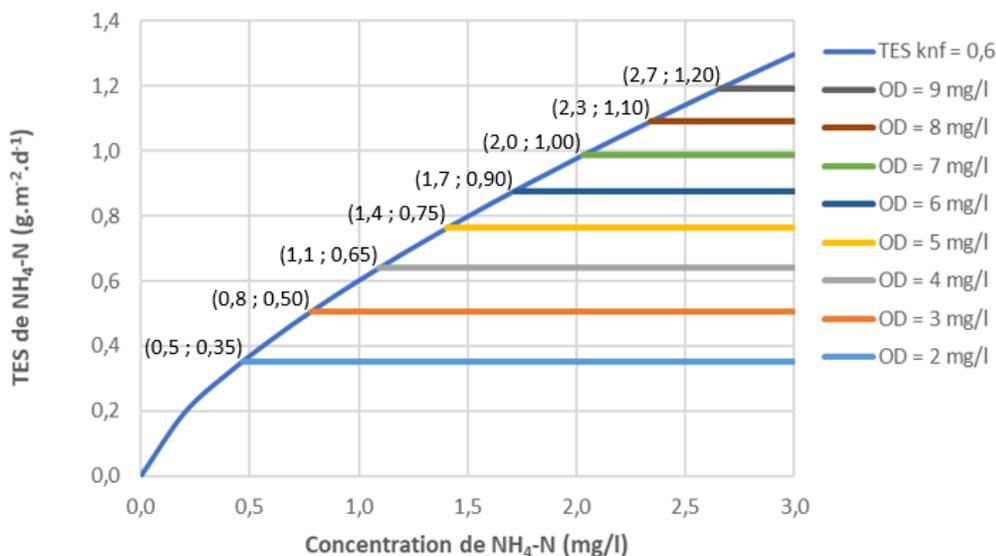
Lorsque l'Équation 7A - 12 est utilisée, il faut vérifier que la concentration en oxygène dissous ne limite pas le taux de nitrification. Les points de transition entre une nitrification limitée en NH<sub>4-N</sub> (ordre 1) ou limitée en OD (ordre 0) sont calculés à partir du rapport entre les concentrations en OD et en NH<sub>4-N</sub> dans la phase liquide (S<sub>OD</sub>/S<sub>NH<sub>4-N</sub></sub>). Ce ratio dépend de la diffusion du substrat, de la température et du coefficient stœchiométrique entre le donneur et l'accepteur d'électron (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<sub>DBO<sub>5</sub></sub> de 0,5 g.m<sup>-2</sup>.d<sup>-1</sup> réduit la concentration en OD disponible pour la nitrification de 0,5 mg d'O<sub>2</sub>/l (Équation 7A - 13), tandis qu'un TCS<sub>DBO<sub>5</sub></sub> 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 7A - 13**

$$S_{NH_4-N} = (S_{O_2} - 0,5 \text{ mg O}_2/\text{l}) / 3,2$$

Lorsqu'il y a plusieurs RBGS en série, la nitrification est limitée d'abord en OD, puis limitée en  $\text{NH}_4\text{-N}$  dans le réacteur aval. L'effet de la concentration en azote ammoniacal et de celle en oxygène dissous sur le taux d'enlèvement surfacique du  $\text{NH}_4\text{-N}$  ( $\text{TES}_{\text{NH}_4\text{-N}}$ ) à 15 °C dans le dernier RBGS en nitrification avec un  $k_{\text{nf}}$  de 0,6 est illustré à la Figure 7A - 11. La courbe supérieure représente le  $\text{TES}_{\text{NH}_4\text{-N}}$  lorsque l'oxygène dissous n'est pas limitant, alors que la concentration en  $\text{NH}_4\text{-N}$  l'est. L'effet limitant de la concentration en oxygène dissous sur la nitrification est illustré par les lignes horizontales.

La valeur de  $k_{\text{nf}}$  choisie doit être représentative des conditions spécifiques au site. Une vérification auprès du fabricant peut être effectuée pour s'assurer que les taux de nitrification utilisés pour la conception sont cohérents avec leurs recommandations.



Note : La valeur des points de transition est indiquée entre parenthèses (S<sub>NH4-N</sub> ; TES<sub>NH4-N</sub>).

**Figure 7A - 11 Effet de la concentration de  $\text{NH}_4\text{-N}$  sur le taux d'enlèvement surfacique (TES) du  $\text{NH}_4\text{-N}$  dans le second RBGS en nitrification ( $k_{\text{nf}} = 0,6$ ) selon la concentration en oxygène dissous (OD) à une température de 15 °C (adapté de M&EA, 2014)**

Cette figure montre qu'à une concentration de 3 mg d' $\text{O}_2$ /l le  $\text{TES}_{\text{NH}_4\text{-N}}$  augmente avec une augmentation de la concentration en  $\text{NH}_4\text{-N}$  selon une réaction s'apparentant à un 1<sup>er</sup> ordre. Dès que la concentration en azote ammoniacal est supérieure à 0,8 mg de N/l, l'oxygène dissous limite le taux de nitrification à 0,50 g de  $\text{NH}_4\text{-N}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{d}^{-1}$ . Le  $\text{TES}_{\text{NH}_4\text{-N}}$  peut augmenter jusqu'à 0,9  $\text{g}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{d}^{-1}$  lorsque la concentration en OD atteint 6 mg d' $\text{O}_2$ /l et que la concentration en  $\text{NH}_4\text{-N}$  excède 1,7 mg de N/l.

Comme il a été mentionné précédemment, l'alcalinité dans le RBGS doit 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 de  $\text{NH}_4\text{-N}$  nitrifié. Il faut s'assurer qu'une alcalinité résiduelle de 70-75 mg  $\text{CaCO}_3$ /l est maintenue dans le réacteur (M&EA, 2014 ; WEF et ASCE, 2010). Autrement, le dosage d'un produit basique peut s'avérer nécessaire (voir la section 8.1.5).

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).

## Dénitrification

La dénitrification pour l'enlèvement de l'azote total peut être réalisée en prédénitrification (Figure 7A - 4 g, i, k) et/ou postdénitrification (Figure 7A - 4 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 aérobie 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 ( $\text{NO}_x\text{-N}$  : nitrate et nitrite) pour l'oxydation de la matière organique provenant de l'affluent, ce qui permet de réduire les besoins en aération. Le second 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 en  $\text{DBO}_5$  soluble et en nitrate ( $\text{NO}_3\text{-N}$ ), mais il est également affecté par la concentration en oxygène dissous provenant de la recirculation. En effet, la  $\text{DBO}_5$  soluble sera prioritairement oxydée par la réaction aérobie, 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 doit 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 aussi 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 en  $\text{DBO}_5$  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 en 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'o- $\text{PO}_4\text{-P/g}$  de  $\text{NO}_3\text{-N}$ ), de l'acide phosphorique peut être ajouté 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 s'assurer de respecter une norme de rejet en  $\text{DBO}_5\text{C}$  contraignante à l'effluent. Le coefficient de synthèse ( $Y_{\text{obs}}$ ) 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 à 5 g de DCO/g de  $\text{NO}_3\text{-N}$  varie entre 0,2 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 doit normalement être 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 dénitrifications 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, minimisant 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 en azote total (azote total Kjeldahl et azote oxydé) de 10 mg de N/l, alors que la postdénitrification atteint des concentrations entre 3 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 dans le Tableau 7A - 5. Le ratio typique de  $\text{DBO}_5$  ajoutée sur l'azote oxydé est supérieur à 3,5 et 2,5 g de  $\text{DBO}_5\text{/g}$  de  $\text{NO}_x\text{-N}$  pour la pré- et la postdénitrification, respectivement (Ødegaard, 1999). Ødegaard (2018) précise les taux de dénitrification visés à 15 °C en fonction de la concentration de  $\text{NO}_3\text{-N}$  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 7A - 5 Taux de charge surfacique (TCS) et taux d'enlèvement surfacique (TES) pour l'enlèvement de l'azote total selon la température**

Application	R <sub>DN</sub> (%)	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>.

### 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 (0,5 à 1,5 heure) selon le taux de charge appliquée, la concentration des eaux usées et les objectifs de traitement. Un TRH supérieur à 30 minutes est recommandé, 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). Lorsqu'un enlèvement de type traitement secondaire est visé, le TRH<sub>min</sub> devrait être d'au moins 1,5 heure dans les réacteurs (Figure 7A - 9). Pour la nitrification et la dénitrification, les TRH<sub>min</sub> doivent être supérieurs à 1 heure. Au débit moyen de conception, le TRH atteint généralement quelques heures. Si le RBGS est alimenté par intermittence, le TRH<sub>min</sub> au débit instantané devrait être supérieur à 15 minutes de façon à limiter le taux de renouvellement dans le réacteur.

Le TRH minimal est obtenu avec l'Équation 7A - 14 en divisant le volume du réacteur par le débit de pointe horaire (Q<sub>max</sub>). Ce volume exclut la revanche et ne tient pas compte du volume occupé par le garnissage (volume de liquide déplacé).

#### Équation 7A - 14

$$TRH_{min} = V_R / Q_{max}$$

Avec :

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).

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 larges 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 en MES à l'effluent.

## 4. 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, l'utilisation d'un système d'aspersion de produits anti-moussants (compatible avec le garnissage) serait à considérer (M&EA, 2014).

En cours d'exploitation, l'opérateur de la station doit 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 en oxygène dissous et à s'assurer visuellement d'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 manufacturier. Ces opérations peuvent nécessiter le retrait du garnissage du réacteur.

Pour le bassin anoxie, une lubrification des roulements et des réducteurs des mélangeurs doit être effectuée périodiquement. Dans les RBGS en prédénitrification, des instruments de suivi de la concentration en OD et de contrôle du taux de recirculation (débit de pompage) sont, entre autres, recommandés pour optimiser les performances.

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

# RÉSUMÉ

RÉACTEUR BIOLOGIQUE À GARNISSAGE EN SUSPENSION	
<b>Condition de conception</b>	
Coefficient de température :	Tableau 7A - 1 et Équation 7A - 1
Traitement préalable :	Dégrillage moyen (6 à 12 mm) avec décanteur primaire, fosse septique avec préfiltre ou dégrillage fin ( $\leq 3$ mm) seul. Dessablage si réseau unitaire.
Traitement subséquent :	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 7.2 0,12 g de MVES/g de NH <sub>4</sub> -N enlevée
<b>Aménagement</b>	
Configuration :	Figure 7A - 4
Garnissage :	Tableau 7A - 2
Pourcentage de remplissage :	Entre 25 % et 67 % du volume de réacteur
<b>Aération et mélange</b>	
Distribution :	Uniforme et mouvement en spirale et sous l'équipement de retenue
Diffuseurs :	Moyennes/grosses bulles, préférablement
SOTE :	3 % à 3,5 %/m de profondeur
$\alpha$ et $\beta$ :	0,8 et 0,95
Débit d'air - aérobie :	5 et 10 m <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup> .m <sup>2</sup> de plancher
Débit d'air - anoxie :	170 Nm <sup>3</sup> /h aux 5 min/h
Mélangeurs :	Submersibles horizontaux à pales courbées
Inclinaison et profondeur :	-15 à -30° près de la surface
Vitesse et puissance :	105 rpm (60 Hz) et 25 W/m <sup>3</sup> de réacteur
<b>Évacuation effluent</b>	
Emplacement :	Crépine horizontale : 35 %-65 % de profondeur, typ. Tamis vertical : 0,15-0,30 m de mur de sortie
Ratio longueur : largeur :	0,5 à 1,5 m/m, typiquement
Vitesse d'approche :	Équation 7A - 2 ( $\leq 30$ -35 m/h, typiquement)
Taux de charge hydraulique :	Équation 7A - 3 ( $\leq 50$ -60 m <sup>3</sup> .m <sup>-2</sup> .h <sup>-1</sup> , typ.)
Perte de charge max. :	50-150 mm
Ouverture entre mailles :	< plus petite dimension du garnissage
<b>Taux de charge massique</b>	
Surface de biofilm :	Équation 7A - 4 et 5
Volume réacteur :	Équation 7A - 7 et 8
Taux de charge volumique :	Équation 7A - 9
<b>Enlèvement DBO<sub>5</sub></b>	
Concentration OD:	Tableau 7A - 3 ; Figure 7A - 8 et 9 ; Équation 7A - 10 2-3 mg d'O <sub>2</sub> /l

<b>Nitrification</b>	NH <sub>4</sub> -N ≥ 3 : Équation 7A - 11 et Figure 7A - 10 NH <sub>4</sub> -N < 3 : Équation 7A - 12 et Figure 7A - 11
Coefficient de réaction :	Tableau 7A - 4
Concentration OD:	4-6 mg d'O <sub>2</sub> /l
Alcalinité :	≥70-75 mg CaCO <sub>3</sub> /l
Orthophosphates :	≥0,15 mg de o-PO <sub>4</sub> -P/l
<b>Dénitrification</b>	Tableau 7A - 5
Taux de recirculation :	1,5 à 4 Q (pré.) et 0,25 à 0,50 Q (pré. et post.)
Coefficient de synthèse :	0,2 à 0,3 g de MES/g de DCO transformée
Ratio DBO <sub>5</sub> /NO <sub>x</sub> -N :	>3,5 (pré.) et >2,5 (post.)
<b>Temps de rétention hydraulique</b>	Équation 7A - 14, ≥30-90 min à Q <sub>max</sub>

## RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- Bengtson, H. 2017. [\*Biological Wastewater Treatment Processes II MBBR Processes\*](#). CE-084. CED engineering, 45 p.
- Bengtson, H. 2017. *Spreadsheets for MBBR Process Design Calculations*. 2<sup>e</sup> éd., Middletown, Engineering Excel Spreadsheets.
- 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.
- 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*, 75(8): 1753-1760.
- Borghai, S.M., et S.H. Hosseini. 2004. The treatment of phenolic wastewater using a moving bed biofilm reactor. *Process Biochemistry*, 39: 1177-1181.
- 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.
- 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*, 90(7): 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*, 45 (4): 427-436.
- Gieseke, A., L. Bjerrum, M. Wagner et R. Amann. 2003. Structure and activity of multiple nitrifying bacterial populations co-existing in a biofilm. *Environmental Microbiology*, 55 : 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., 1076 p., ISBN 0-8247-8919-9.
- Helness, H., E. Melin, Y. Ulgenes, P. Jarvinen, V. Rasmussen et H. Odegaard. 2005. High-rate wastewater treatment combining a moving bed biofilm reactor and enhanced particle separation. *Water Science & Technology*, 52(10-11), 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*, 191 : 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 C. *Water Research*, 49, 215-224.
- Horn, H., et D.C. Hempel. 1995. Mass transfer coefficients for an autotrophic and a heterotrophic biofilm system. *Water Science & Technology*, 32(8) : 199-204.
- 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*, 76(1): 27-58.
- McQuarrie, J.P., et J.P. Boltz. 2011. Moving Bed Biofilm Reactor Technology: Process Applications, Design, and Performance. *Water Environment Research*, 83(6): 560-575.

- MELCC, 2018. *Données québécoises d'essais pilotes avec des RBGS*. Ministère de l'Environnement et de la Lutte contre les changements climatiques. Québec.
- 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 (ed.). *Chemical Water and Wastewater Treatment VIII*. London, IWA Publishing, 39-48.
- Metcalf & Eddy/AECOM (M&EA). 2014. *Wastewater Engineering: Treatment and Resource Recovery*. 5<sup>e</sup> éd., New York, McGraw-Hill.
- Morgenroth, E. 2008. Modelling biofilms, chap. 17, dans M. Henze, M.C.M. van Loosdrecht, G. Ekama et D. Brdjanovic (ed.). *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*, 34(2): 417-426.
- Ødegaard, H. 2018. MBBR and IFAS systems, chap. 3, dans G. Mannina, G. Ekama, H. Ødegaard et G. Olsson (ed.). *Advances in Wastewater Treatment*. IWA Publishing, 55 p.
- 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*, 10(4): 1-17.
- Ødegaard, H. 2006. Innovations in wastewater treatment: The moving bed biofilm process. *Water Science & Technology*, 53(9): 17-33.
- Ødegaard, H. 2000. Advanced compact wastewater treatment based on coagulation and moving bed biofilm processes. *Water Science and Technology*, 42(12), 33-48.
- Ødegaard, H. 1999. The moving bed biofilm reactor, dans T. Igarashi, Y. Watanabe, T. Asano et N. Tambo. *Water Environmental Engineering and Reuse of Water*. Hokkaido Press, p. 250-305.
- Ødegaard, H., B. Gisvold, H. Helness, F. Sjøvold et L. Zuliang. 2000. High rate biological/chemical treatment based on the moving bed biofilm process combined with coagulation (DOI : 10.1007/978-3-642-59791-6\_23).
- Ødegaard, H., B. Rusten et T. Westrum. 1994. A new moving-bed biofilm reactor: Applications and results. *Water Science and Technology*, 29(10-11), 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 WEF 81<sup>st</sup> ACE, Chicago, IL.
- Piculell, M. 2016. New dimensions of moving bed biofilm carriers: Influence of biofilm thickness and control possibilities. Thèse (Ph. D.), Lund University, 99 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*, 186: 1097-1102.
- Rusten, B., B. Eikebrokk, Y. Ulgenes et E. Lygren. 2006. Design and operations of the Kaldnes moving bed biofilm reactors. *Aquacultural Engineering*, 34: 322-331.

- Rusten, B., L.J. Hem et H. Ødegaard. 1995. Nitrification of municipal wastewater in moving-bed biofilm reactors. *Water Environment Research*, 67(1): 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*, 75: 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*, 62(12): 4641-4647.
- Soleimani Karizmeh M. 2012. Investigation of biologically produced solids in moving bed bioreactor (MBBR) treatment systems. Thèse (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 (ed.). *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*, 80(7), 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*, 50: 9279-9288.
- Water Environment Federation (WEF). 2011. *Biofilm Reactors*. Water Environment Federation. Manual of Practice n° 35. Alexandria, VA.
- Water Environment Federation et American Society of Civil Engineers (WEF et ASCE). 2018. *Design of Municipal Wastewater Treatment Plants*. Water Environment Federation Manual of Practice n° 8, American Society of Civil Engineers Manuals and Reports on Engineering Practice n° 76, 6<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*. Water Environment Federation Manual of Practice n° 8, American Society of Civil Engineers Manuals and Reports on Engineering Practice n° 76, 5<sup>e</sup> éd., New York, McGraw-Hill.
- Young, B., R. Delatolla, K. Kennedy, E. Laflamme et A. Stintzi. 2017. Low temperature MBBR nitrification: Microbiome analysis. *Water Research*, 111, 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. *Bioresour. Technol.*, 180: 345-351.



**Environnement  
et Lutte contre  
les changements  
climatiques**

**Québec** 