

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

## 13. Séparation solide-liquide – Préliminaire

### **Coordination et rédaction**

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

### **Renseignements**

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

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

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

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

Dépôt légal – 2023  
Bibliothèque et Archives nationales du Québec

Tous droits réservés pour tous les pays.

© Gouvernement du Québec – 2023

# Table des matières

<b>Liste des tableaux</b>	<b>13-v</b>
<b>Liste des figures</b>	<b>13-vii</b>
<b>Remerciements</b>	<b>13-ix</b>
<b>13. Séparation solide-liquide</b>	<b>13-1</b>
<b>13.1 Décantation primaire</b>	<b>13-4</b>
13.1.1 Conditions de conception	13-4
13.1.2 Décantation primaire mécanisée	13-5
13.1.3 Décantation primaire assistée chimiquement	13-15
13.1.4 Décantation primaire lamellaire	13-17
13.1.5 Performances épuratoires	13-20
<b>13.2 Décantation secondaire à sédimentation floculée</b>	<b>13-22</b>
13.2.1 Conditions de conception	13-22
13.2.2 Critères de conception	13-22
13.2.3 Aménagements et composantes	13-28
13.2.4 Exploitation	13-29
<b>13.3 Décantation secondaire à sédimentation discrète</b>	<b>13-30</b>
<b>13.4 Flottation à air dissous secondaire</b>	<b>13-32</b>
13.4.1 Principe de fonctionnement	13-32
13.4.2 Conditions de conception	13-34
13.4.3 Critères de conception	13-34
13.4.4 Aménagements et composantes	13-41
13.4.5 Performances épuratoires	13-42
13.4.6 Installation	13-42
13.4.7 Exploitation	13-42
<b>13.5 Filtration membranaire secondaire</b>	<b>13-44</b>

<b>13.6 Séparation solide-liquide tertiaire (polissage)</b>	<b>13-44</b>
13.6.1 Postfiltration granulaire	13-44
13.6.2 Microtamisage (filtration sur toile)	13-60
13.6.3 Postfiltration membranaire	13-77
<b>13.7 Décantation avec floculation lestée</b>	<b>13-87</b>
13.7.1 Principe de fonctionnement	13-88
13.7.2 Conditions de conception	13-92
13.7.3 Critères de conception	13-93
13.7.4 Aménagements et composants	13-104
13.7.5 Performances épuratoires	13-105
13.7.6 Exploitation	13-107
13.7.7 Résumé	13-110
<b>13.8 Références bibliographiques</b>	<b>13-112</b>

PRÉLIMINAIRE

## Liste des tableaux

Tableau 13.1.2-1 – Critères de conception d’un décanteur primaire mécanisé .....	13-8
Tableau 13.1.2-2 – Avantages et inconvénients des décanteurs circulaires et rectangulaires	13-9
Tableau 13.1.2-3 – Caractéristiques d’un décanteur primaire circulaire.....	13-11
Tableau 13.1.2-4 – Caractéristiques d’un décanteur primaire rectangulaire.....	13-13
Tableau 13.1.3-1 – Avantages et inconvénients de la décantation primaire assistée chimiquement .....	13-15
Tableau 13.1.4-1 – Avantages et inconvénients de la décantation primaire lamellaire .....	13-17
Tableau 13.1.4-2 – Critères de conception types des décanteurs lamellaires .....	13-20
Tableau 13.1.5-1 – Valeurs des constantes empiriques a et b pour l’enlèvement des MES et de la DBO <sub>5</sub> .....	13-21
Tableau 13.1.5-2 – Pourcentages d’enlèvement des différents types de décantation primaire..	13-21
Tableau 13.2.2-1 – Critères de conception des décanteurs secondaires à sédimentation floculée .....	13-27
Tableau 13.2.2-2 – Profondeur en périphérie pour les décanteurs circulaires .....	13-27
Tableau 13.2.4-1 – Avantages et inconvénients de la flottation à air dissous.....	13-32
Tableau 13.4.3-1 – Valeurs de taux de charge hydraulique au miroir d’un FAD .....	13-37
Tableau 13.4.3-2 – Solubilité de l’air (C <sub>s</sub> ) dans l’eau en fonction de la température de l’effluent à pression atmosphérique.....	13-38
Tableau 13.4.3-3 – Ratio A/S pour un FAD selon le type d’affluent.....	13-39
Tableau 13.4.3-4 – Valeurs typiques de conception pour les équipements de pressurisation-saturation de l’effluent recirculé d’un FAD .....	13-41
Tableau 13.4.7-1 – Tâches requises pour l’exploitation d’un FAD .....	13-43
Tableau 13.4.7-2 – Interventions requises pour l’entretien d’un FAD .....	13-43
Tableau 13.6.1-1 – Caractéristiques des principaux filtres granulaires.....	13-47
Tableau 13.6.1-2 – Caractéristiques physiques des matériaux utilisés dans les filtres granulaires .....	13-51
Tableau 13.6.1-3 – Critères de conception typiques des filtres granulaires .....	13-57
Tableau 13.6.1-4 – Critères de conception typiques des filtres à utilisation continue, lit profond et flux ascendant pour la dénitrification.....	13-58

<b>Tableau 13.6.1-5 – Qualité typique d’un effluent de postfiltration granulaire après un traitement par boues activées .....</b>	<b>13-59</b>
<b>Tableau 13.6.2-1 – Avantages et inconvénients du microtamisage .....</b>	<b>13-62</b>
<b>Tableau 13.6.2-2 – Avantages et inconvénients des microtamis « IE » et « EI » .....</b>	<b>13-65</b>
<b>Tableau 13.6.2-3 – Ajout de coagulant et de polymère et réalisation d’essais-pilotes selon le constituant, le traitement en amont et la taille des pores .....</b>	<b>13-71</b>
<b>Tableau 13.6.2-4 – Activités d’entretien préventif et fréquence .....</b>	<b>13-74</b>
<b>Tableau 13.6.2-5 – Répartition des coûts de fonctionnement (Kängsepp et collab., 2016) ....</b>	<b>13-75</b>
<b>Tableau 13.6.3-1 – Valeurs recommandées des indices de colmatage.....</b>	<b>13-78</b>
<b>Tableau 13.6.3-2 – Signification de l’indice de stabilité de Ryznar .....</b>	<b>13-79</b>
<b>Tableau 13.6.3-3 – Caractéristiques et applicabilités des procédés de filtration membranaire pour le traitement tertiaire des eaux usées .....</b>	<b>13-84</b>
<b>Tableau 13.6.3-4 – Performances de la postfiltration membranaire .....</b>	<b>13-85</b>
<b>Tableau 13.6.3-1 – Avantages et inconvénients de la DFL.....</b>	<b>13-88</b>
<b>Tableau 13.7.3-1 – Exemples de dosages de coagulant et de floculant (polymère) pour différentes applications de DFL.....</b>	<b>13-96</b>
<b>Tableau 13.7.3-2 – Gradient de vitesse recommandé pour la DFL avec ajout d’agent lestant externe.....</b>	<b>13-100</b>
<b>Tableau 13.7.3-3 – TRH recommandés pour la DFL avec microsable .....</b>	<b>13-101</b>
<b>Tableau 13.7.3-4 – TRH recommandés pour la DFL avec recirculation de boues densifiées</b>	<b>13-102</b>
<b>Tableau 13.7.3-5 – Temps de démarrage nécessaires pour diverses conditions d’arrêt d’un système de DFL avec recirculation de boues densifiées .....</b>	<b>13-103</b>
<b>Tableau 13.7.5-1 – Efficacités d’enlèvement typiques pour la DFL avec agent lestant externe ..13-106</b>	
<b>Tableau 13.7.5-2 – Efficacités d’enlèvement typiques pour la DFL avec recirculation de boues densifiées.....</b>	<b>13-106</b>

## Liste des figures

Figure 13.1.1-1 – Application de différents procédés de séparation solide-liquide en fonction de la concentration des matières en suspension à l’affluent et de la taille de ces matières _____	13-1
Figure 13.1.1-2 – Application de différents procédés de séparation solide-liquide en fonction de la concentration de MES à l’affluent et du taux de charge hydraulique _____	13-2
Figure 13.1.2-1 – Exemple de décanteur circulaire vu du dessus (A) et en coupe (B) _____	13-10
Figure 13.1.2-2 – Exemple de décanteur rectangulaire vu du dessus (A) et en coupe (B) _____	13-12
Figure 13.1.4-1 – Agencement de décanteurs lamellaires circulaire (i) et rectangulaire (ii) _____	13-17
Figure 13.1.4-2 – Décanteur lamellaire à flux à contre-courant _____	13-18
Figure 13.2.2-1 – Schéma d’un décanteur pour l’analyse des flux _____	13-23
Figure 13.2.2-2 – Flux solides en fonction de la concentration de solides _____	13-24
Figure 13.4.1-1 – Schéma d’un FAD avec pressurisation d’une portion de l’effluent clarifié _____	13-33
Figure 13.4.3-1 – Performances d’un FAD selon des fractions de la DCO <sub>p</sub> _____	13-35
Figure 13.4.3-2 – MES vs ratio A/S _____	13-39
Figure 13.4.3-3 – MES vs Ratio A/S x Dosage polymère/TCS <sub>DCO<sub>p</sub></sub> du RBGS en amont _____	13-40
Figure 13.4.7-1 – Principe d’enlèvement des MES par a) filtration granulaire, b) filtration sur toile, c) filtration membranaire _____	13-44
Figure 13.6.1-1 – Schéma d’un filtre granulaire gravitaire bicouches à utilisation intermittente _____	13-47
Figure 13.6.1-2 – Filtre granulaire gravitaire monocouche à utilisation intermittente en mode de filtration (a) et en mode de rétrolavage (b) _____	13-48
Figure 13.6.1-3 – Schéma d’un filtre pressurisé en phase de filtration _____	13-48
Figure 13.6.1-4 – Filtre à utilisation continue, lit profond et flux ascendant _____	13-49
Figure 13.6.1-5 – Schéma d’un filtre à utilisation continue avec pont roulant _____	13-50
Figure 13.6.2-1 – Efficacité de séparation en fonction de la taille des particules _____	13-61
Figure 13.6.2-2 – Schéma a) Filtre à tambour (adapté de Perret et Canler, 2013) et schéma b) Filtre prismatique _____	13-64
Figure 13.6.2-3 – Fibres a) tissées et b) entremêlées _____	13-65
Figure 13.6.2-4 – Schéma de filtre à disques de types a) « IE » adapté de Veolia Water Technologies (2016) et b) « EI » (SUEZ, s. d.-a) _____	13-66

Figure 13.6.3-1 – Schéma d’un procédé membranaire pressurisé _____	13-80
Figure 13.6.3-2 – Schémas de systèmes membranaires pressurisés a) à alimentation tangentielle et b) à alimentation frontale, en période de filtration (i) et en période de rétrolavage (ii) _____	13-81
Figure 13.7.1-1 – DFL avec agent lestant externe : technologie Actiflo® (exemple avec microsable et hydrocyclone) _____	13-89
Figure 13.7.1-2 – DFL avec agent lestant externe : technologie CoMag® (exemple avec magnétite et tambour magnétique) _____	13-90
Figure 13.7.1-3 – Boues activées avec floculation lestée : technologie BioMag® _____	13-91
Figure 13.7.1-4 – DFL avec recirculation de boues densifiées : technologie DensaDeg® _____	13-92
Figure 13.7.3-1 – Pourcentages typiques de débit recirculé et vidangé pour la DFL avec microsable _____	13-98
Figure 13.7.3-2 – Pourcentages typiques de débit recirculé et vidangé pour la DFL avec magnétite _____	13-99

PRÉLIMINAIRE

## Remerciements

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

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

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

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

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

### **Équipe de révision du MELCCFP**

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

Bernard Lavallée, ing., Ph. D. – DEUM

Bernard Patry, ing., Ph. D. – DPEU

Julie Doucet, CPI, M. Sc. – DEUM

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

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

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

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

Paul Lessard, ing., Ph. D. – Université Laval (section 13.7)

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

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

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

## 13. Séparation solide-liquide

La séparation solide-liquide intervient à plusieurs étapes d'une filière de traitement des eaux usées. Elle peut reposer sur les principes de décantation, de flottation ou de filtration.

Ce sont respectivement les MES de l'affluent et les floccs biologiques qui sont visés par les étapes de séparation solide-liquide primaire et secondaire. À ceux-ci s'ajoutent les floccs chimiques si un coagulant est ajouté en amont du décanteur.

Les procédés de décantation et de flottation sont utilisés pour clarifier des eaux contenant des concentrations de MES se situant entre 20 et 5 000 mg/l (Figure 13.1.1-1). Le procédé de flottation à air dissous (FAD) permet de traiter des particules de plus petite taille ( $> 10 \mu\text{m}$ ) que celles enlevées par décantation ( $> 100 \mu\text{m}$ ). La filtration vise de plus faibles concentrations de MES ( $< 50 \text{ mg/l}$ ) et des particules de taille plus grande que  $2 \mu\text{m}$  selon la porosité du milieu filtrant.

Les Figure 13.1.1-1 et Figure 13.1.1-2 visent à illustrer la gamme de valeurs possibles des différents procédés de séparation « solide-liquide », mais elles ne devraient pas être utilisées pour la conception (Viitasaari et collab., 1995).

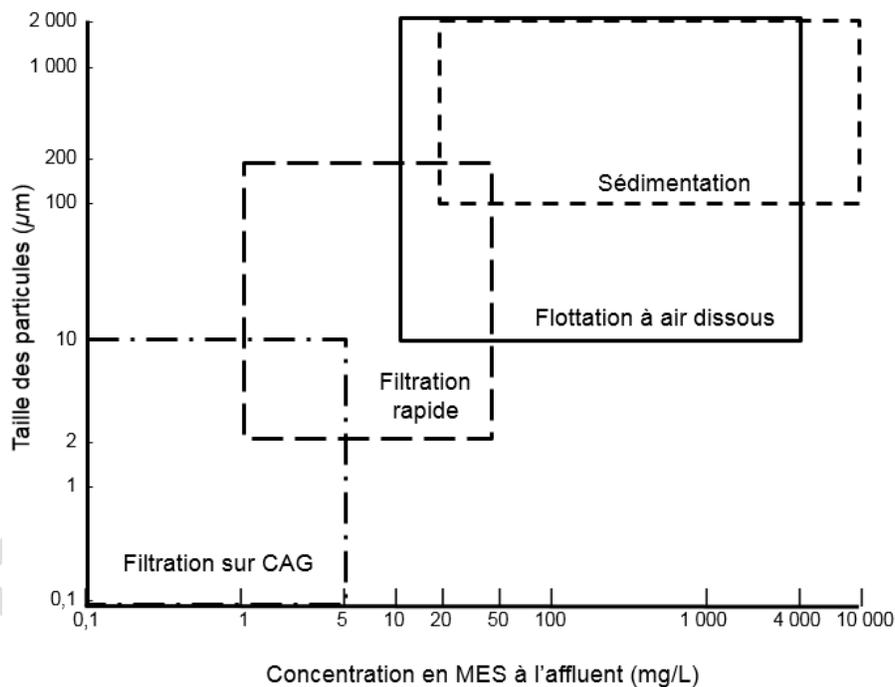
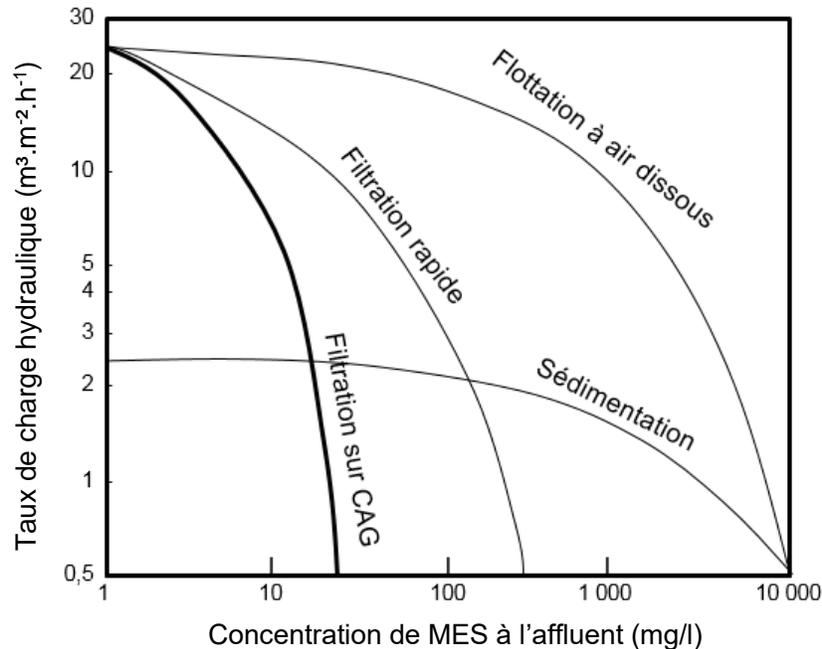


Figure 13.1.1-1 – Application de différents procédés de séparation solide-liquide en fonction de la concentration des matières en suspension à l'affluent et de la taille de ces matières

Adaptée de Kiuru (1990)



**Figure 13.1.1-2 – Application de différents procédés de séparation solide-liquide en fonction de la concentration de MES à l’affluent et du taux de charge hydraulique**

**Adaptée de Kiuru (1990)**

### Décantation

La décantation des eaux usées constitue une étape de séparation solide-liquide par gravité qui peut intervenir à plusieurs points de la filière liquide :

- en prétraitement (cas des dessableurs) ;
- en traitement primaire (cas des fosses septiques et des décanteurs primaires) ;
- en traitement secondaire (cas des décanteurs secondaires) ;
- en traitement tertiaire (polissage).

Le lecteur est invité à se référer aux sections 5.2 et 5.6 (chapitre 5) en ce qui concerne les fosses septiques et le dessablage.

Le but premier de la décantation primaire ou secondaire est de produire un effluent clarifié. Il est toutefois important de s’assurer que les boues produites présentent une siccité suffisante qui permet de les gérer et de les traiter adéquatement dans la filière solide.

En fonction de la concentration des particules en suspension dans l’effluent du décanteur et de leur tendance à interagir, on distingue quatre types de décantation gravitaire :

- La sédimentation discrète.  
Les particules sont présentes en faible concentration, et leur interaction est négligeable, ce qui se traduit par une décantation individuelle.

- La sédimentation floculée.  
Les particules floculent entre elles pendant la décantation, ce qui augmente leur masse et accélère leur vitesse de décantation. C'est le type de décantation observé dans un décanteur primaire et dans la partie supérieure d'un décanteur secondaire.
- La sédimentation freinée.  
Dans une eau à concentration intermédiaire de particules en suspension, leur chute est entravée par les forces interparticulaires. Les particules restent à une position fixe les unes par rapport aux autres, et le voile de boues décante en une seule entité. Ce type de décantation survient dans la partie inférieure d'un décanteur secondaire et gouverne sa conception.
- La compression.  
La concentration élevée de solides empêche toute décantation supplémentaire. C'est le poids des particules qui continuent de s'accumuler au-dessus de la couche qui provoque sa compression. Le mélange délicat dans la zone de compression par un racleur de fond favorise la compaction des boues en déplaçant les floccs, ce qui permet à l'eau de s'échapper (M&EA, 2014).

### **Flottation**

La flottation constitue une étape de séparation solide-liquide qui a pour objectif de concentrer en surface les particules. Pour améliorer le phénomène de flottation des solides, on insuffle des bulles d'air dans le fond d'un bassin, ce qui entraîne avec elles, à leur surface et dans leur sillage, la remontée des particules flocuées. Ce procédé est plus connu sous le nom de flottation à air dissous (FAD). Il peut être utilisé à plusieurs points de la filière liquide pour la clarification en traitement primaire, secondaire ou tertiaire. Il peut également intervenir dans l'épaississement des boues et le traitement des débordements d'eau d'orage (Wang et collab., 2010) ainsi que pour la séparation des huiles et graisses, des minerais, des solvants et d'autres produits chimiques (Féris et Rubio, 1999). Le présent chapitre porte uniquement sur l'application en clarification secondaire.

La FAD peut fonctionner à des taux de charge hydraulique plus élevés que ceux utilisés pour la décantation (Figure 13.1.1-2), ce qui rend ce procédé plus compact. Elle est aussi efficace pour récupérer les particules de faible densité, difficilement décantables, ainsi que les floccs fragiles et de faible densité (Meudre, 2011). C'est notamment le cas des floccs issus des traitements biologiques à culture fixée (biofilm), particulièrement des RBGS à forte charge.

### **Filtration**

La filtration est une technique de séparation solide-liquide qui permet le passage du liquide au travers d'un milieu granulaire ou bien d'un matériau perméable ou semi-perméable retenant les particules de taille supérieure à ses pores. Une fraction des particules plus fines que les pores peut également être enlevée grâce à la formation d'un gâteau constitué des particules accumulées. Un système de rétrolavage est généralement requis pour nettoyer le filtre lorsque la perte de charge due à l'accumulation de particules devient trop importante.

Certains procédés biologiques intègrent la filtration. Néanmoins, l'application dont il est question dans ce chapitre est principalement en traitement tertiaire pour le polissage de l'effluent.

## 13.1 Décantation primaire

La présente section porte sur les types de décantation primaire suivants :

- Décantation primaire mécanisée.
- Décantation primaire assistée chimiquement.
- Décantation lamellaire.

L'objectif principal de la décantation primaire est d'enlever les MES décantables des eaux usées (WEF, 2005).

Dans les très petites installations de traitement (< 500 m<sup>3</sup>/d) ou les projets d'assainissement décentralisé, la décantation primaire peut être effectuée à l'aide d'une fosse septique conforme aux prescriptions du chapitre 5 (section 5.2) si les débits d'eaux parasites ne sont pas significatifs. En effet, il faut éviter les augmentations importantes de débit pouvant entraîner les boues décantées vers les équipements situés en aval et causer divers problèmes de fonctionnement. La fosse septique a comme avantage d'être un équipement passif sans pièce mécanique qui requiert moins d'entretien qu'un décanteur.

### 13.1.1 Conditions de conception

#### 13.1.1.1 Débits et charges

La conception du décanteur primaire est basée sur le débit moyen de conception et la concentration moyenne de solides. Elle devrait être vérifiée pour le débit de pointe horaire.

Un bilan de masse sur tout le système de traitement incluant la filière solide est nécessaire pour déterminer les concentrations et le débit de l'affluent du décanteur primaire. Les apports des retours en tête de traitement devraient être pris en compte.

#### 13.1.1.2 Température et autres facteurs climatiques

Les conditions climatiques peuvent avoir un impact sur la performance des décanteurs primaires.

Dans le cas de décanteurs extérieurs, le vent peut créer des vagues poussant l'eau et les écumes dans une direction, ce qui peut déséquilibrer le taux de débordement entre les différents déversoirs. De plus, le balayage des décanteurs primaires par le vent dégage et transporte les odeurs. Lorsque requis pour les grandes installations, le concepteur devrait prendre des mesures afin d'atténuer l'impact du vent, par exemple en réduisant la surface des décanteurs, en prévoyant une plus grande revanche, en installant des brise-vents, etc. (Qasim et Zhu, 2018a).

Les périodes de froid et de gel peuvent causer des problèmes d'exploitation. Le gel des conduites, des déversoirs, des équipements de collecte des écumes et des gicleurs de surface est courant (Qasim et Zhu, 2018a). L'isolation des conduites, leur enfouissement plus en profondeur dans le sol et la couverture des décanteurs peuvent être des solutions pour limiter voire éviter le gel des installations (Qasim et Zhu, 2018a).

Comme la température de l'eau a un effet sur sa viscosité et sur la décantabilité des particules, on doit vérifier le dimensionnement (TRH) aux températures hivernales. Par ailleurs, une différence de température de 1 °C entre l'affluent et l'eau du décanteur créera des courants de densité (M&EA, 2014). Ce phénomène peut être plus prononcé pour la décantation secondaire, car les boues sont moins denses (M&EA, 2014).

#### 13.1.1.3 Redondance

Il est préférable d'avoir au moins deux (2) décanteurs pour assurer une flexibilité d'exploitation et faciliter la maintenance des équipements (Qasim et Zhu, 2018a).

Les décanteurs devraient être en mesure de traiter les débits et charges moyens malgré l'arrêt d'une unité. Hydrauliquement, il faut que le débit de pointe puisse être admis dans les décanteurs avec une unité hors service.

#### 13.1.1.4 Filière solide

Les boues primaires sont hautement valorisables du point de vue énergétique. Celles-ci peuvent être dirigées vers un digesteur anaérobie pour produire du biogaz qui peut être utilisé sur place ou encore purifié en gaz naturel (biométhane) d'origine non fossile. Dans les installations dotées de tels digesteurs, il peut être efficace de maximiser la production de boues primaires (p. ex. à l'aide d'une décantation assistée chimiquement) pour réduire la quantité de matières organiques à oxyder par le traitement secondaire et favoriser la production de biogaz.

### 13.1.2 Décantation primaire mécanisée

#### 13.1.2.1 Critères de conception

Les critères de conception présentés dans cette section s'appliquent au décanteur primaire mécanisé. Les critères qui diffèrent de ceux-ci pour les autres types de décanteurs primaires sont abordés dans leur section respective.

La conception des décanteurs primaires mécanisés se fait selon le taux de charge hydraulique, le temps de rétention hydraulique, la vitesse horizontale et le taux de débordement qui ont été établis empiriquement.

##### 13.1.2.1.1 Taux de charge hydraulique

Le taux de charge hydraulique appliqué sur la surface du décanteur (*surface overflow rate*) (TCH), qui équivaut aussi à la vitesse terminale, se calcule à l'aide de la formule suivante :

$$\text{Équation 13.01 : } \quad TCH = \frac{Q}{S}$$

où :

TCH : taux de charge hydraulique ( $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}^{-1}$ ) ;

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

S : surface du décanteur ( $\text{m}^2$ ).

Un décanteur présentant une surface plus grande aura donc un TCH moindre pour le même débit, ce qui permet l'enlèvement de particules plus petites. Il faut toutefois limiter la surface des décanteurs circulaires à 50 m de diamètre (WEF, 2005) pour éviter la création de vagues par le vent (Qasim et Zhu, 2018a).

Le TCH devrait être suffisamment faible pour assurer de bonnes performances d'enlèvement pendant les périodes de pointe de débit (Qasim et Zhu, 2018a).

##### 13.1.2.1.2 Temps de rétention hydraulique

Le temps de rétention hydraulique (TRH) doit être suffisant pour permettre aux particules plus fines de flocculer et de décanter (WEF et ASCE, 2018).

Le TRH est en général déterminé en fonction de la surface requise et de la profondeur sélectionnée, selon la formule suivante :

$$\text{Équation 13.02 : } \quad \tau = \frac{24 V_D}{Q} = \frac{24 S p}{Q} = \frac{24 p}{TCH}$$

où :

$\tau$  : temps de rétention hydraulique (h) ;  
 $V_D$  : volume du décanteur ( $m^3$ ) ;  
 $Q$  : débit d'affluent ( $m^3/d$ ) ;  
 $S$  : surface du décanteur ( $m^2$ ) ;  
 $p$  : profondeur à la périphérie du décanteur (m) ;  
TCH : taux de charge hydraulique ( $m^3.m^{-2}.d^{-1}$ ) ;  
24 : facteur de conversion des heures en jours.

Le volume du décanteur dépend de sa surface et de sa profondeur à la périphérie (*side water depth*). Cette dernière est typiquement comprise entre 3,7 et 4,5 m pour un décanteur primaire mécanisé (Qasim et Zhu, 2018a).

Comme la viscosité de l'eau augmente avec la baisse de sa température, réduisant les performances de décantation, il est nécessaire d'ajuster le TRH en fonction de celle-ci. Le facteur de correction selon la température (F) est obtenu avec la formule suivante :

**Équation 13.03 :**  $F = 1,82 e^{-0,03 T}$

où :

F : facteur de correction selon la température (adimensionnel) ;  
T : température de l'eau ( $^{\circ}C$ ).

Le TRH équivalent requis à la température T pour atteindre les mêmes performances qu'à  $20^{\circ}C$  se calcule à l'aide de la formule suivante :

**Équation 13.04 :**  $\tau_T = F \tau_{20}$

où :

$\tau_T$  : temps de rétention hydraulique équivalent pour la température T (h) ;  
 $\tau_{20}$  : temps de rétention hydraulique à  $20^{\circ}C$  (h) ;  
F : facteur de correction selon la température (adimensionnel).

### 13.1.2.1.3 Vitesse horizontale

En ce qui concerne les décanteurs rectangulaires, la vitesse horizontale, également appelée débit linéaire ou vitesse de frottement, est obtenue en utilisant la formule suivante (Qasim et Zhu, 2018a) :

**Équation 13.05 :**  $v_h = \frac{Q}{86\,400 p \ell}$

où :

$v_h$  : vitesse horizontale (m/s) ;  
Q : débit d'affluent ( $m^3/d$ ) ;  
p : profondeur à la périphérie du décanteur (m) ;  
 $\ell$  : largeur du décanteur (m) ;  
86 400 : facteur de conversion des secondes en jours.

La vitesse horizontale devrait être inférieure à la vitesse de frottement critique pour éviter la remise en suspension des particules décantées (Qasim et Zhu, 2018a). La vitesse de frottement critique peut se calculer en utilisant la formule suivante :

**Équation 13.06 :** 
$$v_c = \sqrt{\frac{8 k (\rho_p - 1) g D_P}{f}}$$

où :

$v_c$  : vitesse de frottement critique (m/s) ;

$k$  : constante de cohésion dépendante du type de particules (adimensionnel)

(valeur typique pour un matériau unigranulaire : 0,04 et pour un matériau collant : 0,06) ;

$\rho_p$  : densité relative des particules (adimensionnel) (valeur typique entre 1,1 et 1,7) ;

$g$  : accélération gravitationnelle (9,81 m/s<sup>2</sup>) ;

$D_P$  : diamètre moyen des particules (m) (valeur typique entre 0,08.10<sup>-3</sup> et 0,15.10<sup>-3</sup> m) ;

$f$  : facteur de friction de Darcy-Weisbach (adimensionnel) (valeur typique entre 0,02 et 0,03).

#### 13.1.2.1.4 Taux de débordement

Le taux de débordement représente le débit d'eau passant par mètre linéaire de déversoir (plaque déversante). Dans un décanteur circulaire, généralement un seul déversoir est présent sur toute sa périphérie (voir Figure 13.1.2-1). La longueur du déversoir équivaut au périmètre du cercle formé par celui-ci. Un décanteur rectangulaire comporte généralement plusieurs canaux d'effluent qui sont constitués de deux déversoirs (voir Figure 13.1.2-2). Le taux de débordement peut être calculé à l'aide des formules suivantes :

**Équation 13.07 :** 
$$TD = \frac{Q}{L_{tot,D}}$$

**Équation 13.08 :** 
$$L_{tot,D} = \pi D_D = \pi (D - 2 d) \quad (\text{pour un décanteur circulaire})$$

**Équation 13.09 :** 
$$L_{tot,D} = n_D L_D \quad (\text{pour un décanteur rectangulaire})$$

où :

$TD$  : taux de débordement (m<sup>3</sup>.m<sup>-1</sup>.d<sup>-1</sup>) ;

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

$L_{tot,D}$  : longueur totale du déversoir (m) ;

$D_D$  : diamètre du déversoir (m) ;

$D$  : diamètre du décanteur circulaire (m) ;

$d$  : distance entre le déversoir et le mur du décanteur circulaire (m) ;

$n_D$  : nombre de déversoirs ;

$L_D$  : longueur d'un déversoir (m).

Le nombre d'encoches peut être déterminé en fonction de la perte de charge au travers de chacune d'elles de façon à respecter le profil hydraulique (voir section 13.1.2.2.4). Ce nombre ainsi que le type d'encoches n'influencent pas le calcul du taux de débordement.

Plus le décanteur primaire est profond (> 3,7 m), moins les taux de débordement élevés ont d'incidence sur ses performances d'enlèvement (Droste et Gehr, 2019 ; Qasim et Zhu, 2018a).

Le WCGLUMR (2014) recommande les taux de débordement suivants au débit de pointe horaire :

- 250 m<sup>3</sup>.m<sup>-1</sup>.d<sup>-1</sup> si le débit moyen de conception est inférieur à 44 L/s (3 785 m<sup>3</sup>/d) ;
- 375 m<sup>3</sup>.m<sup>-1</sup>.d<sup>-1</sup> si le débit moyen de conception est supérieur à 44 L/s (3 785 m<sup>3</sup>/d).

#### 13.1.2.1.5 Résumé

Les critères de conception du décanteur primaire mécanisé sont résumés au Tableau 13.1.2-1.

**Tableau 13.1.2-1 – Critères de conception d'un décanteur primaire mécanisé**

Critères		Unité	Gamme	Valeur typique
<b>Décanteur primaire suivi d'un traitement secondaire</b>				
Temps de rétention hydraulique (TRH) à 20 °C et Q moyen		h	1,5 - 2,5	2
Taux de charge hydraulique (TCH)	Q moyen	m <sup>3</sup> .m <sup>-2</sup> .d <sup>-1</sup>	30 - 50	40
	Q pointe horaire	m <sup>3</sup> .m <sup>-2</sup> .d <sup>-1</sup>	60 - 120	100
Taux de débordement (TD) à Q pointe horaire		m <sup>3</sup> .m <sup>-1</sup> .d <sup>-1</sup>	125 - 375	- 250 si Q <sub>moy</sub> < 44 L/s - 375 si Q <sub>moy</sub> ≥ 44 L/s
<b>Décanteur primaire avec retour des boues d'un procédé de boues activées (WAS)</b>				
Temps de rétention hydraulique (TRH) à 20 °C et Q moyen		h	1,5 - 2,5	2
Taux de charge hydraulique (TCH)	Q moyen	m <sup>3</sup> .m <sup>-2</sup> .d <sup>-1</sup>	24 - 32	28
	Q pointe horaire	m <sup>3</sup> .m <sup>-2</sup> .d <sup>-1</sup>	48 - 70	60
Taux de débordement (TD) à Q pointe horaire		m <sup>3</sup> .m <sup>-1</sup> .d <sup>-1</sup>	125 - 375	250

Sources : M&EA (2014), Qasim et Zhu (2018a), WCGLUMR (2014)

Dans le passé, une pratique courante dans les petites installations consistait à retourner les boues secondaires extraites en excès du procédé de boues activées (WAS) dans le décanteur primaire. Soulevés par la WEF (2005), des problèmes de perturbation du procédé ont été constatés dans plusieurs installations lorsque des boues secondaires contenant de la biomasse active et des nitrates étaient mélangées aux boues primaires. Il est donc nettement préférable d'aménager un bassin d'emmagasinement des boues secondaires séparé et de ne retourner que le surnageant en tête du traitement. Sinon, la purge des boues devrait être effectuée le plus rapidement possible après l'arrivée des boues secondaires dans le décanteur primaire, et l'épaississement des boues mixtes devrait être fait dans un épaississeur et non dans le décanteur primaire (WEF, 2005). Le niveau du voile de boues devrait être surveillé de près. Dans le cas d'une installation existante pratiquant le retour des WAS dans les décanteurs primaires, on devrait vérifier la capacité à l'aide des valeurs recommandées pour cet usage.

Par ailleurs, on ne devrait pas retourner les écumes extraites du décanteur secondaire en tête de traitement dans le décanteur primaire afin d'éviter l'inoculation de microorganismes causant des écumes, dont les bactéries filamenteuses (WEF, 2005, M&EA, 2014).

### 13.1.2.2 Aménagements et composantes

Les décanteurs primaires peuvent être circulaires ou rectangulaires. Le Tableau 13.1.2-2 présente leurs avantages et inconvénients respectifs.

Bien que leurs composantes soient similaires, l'aménagement des décanteurs circulaires et rectangulaires est différent (voir sections 13.1.2.2.1 et 13.1.2.2.2). Les principaux composants comme les structures d'entrée et de sortie ainsi que les systèmes de collecte des écumes et d'extraction des boues sont détaillés dans la présente section. Le lecteur est invité à consulter le manuel n° FD-8 de la WEF (chapitres 8 et 9 principalement) pour de plus amples détails de conception.

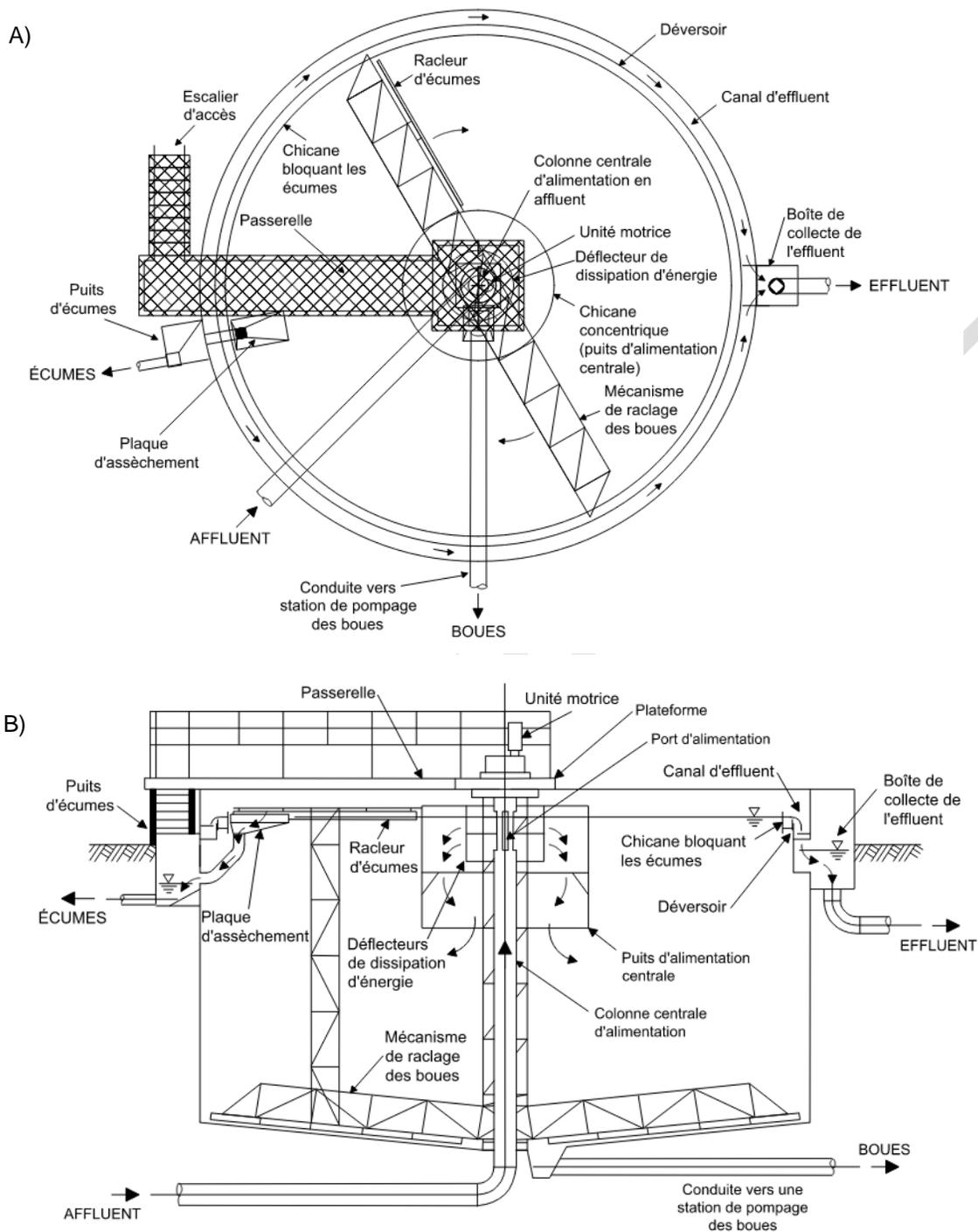
**Tableau 13.1.2-2 – Avantages et inconvénients des décanteurs circulaires et rectangulaires**

Type de décanteur	Avantages	Inconvénients
Circulaire	<ul style="list-style-type: none"> <li>Faible coût d'entretien ;</li> <li>Simple de conception et de construction.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Risque de court-circuitage ;</li> <li>Faible efficacité de rétention hydraulique ;</li> <li>Perte de boues à l'effluent ;</li> <li>Manque de contrôle des écumes ;</li> <li>Encombrement plus grand.</li> </ul>
Rectangulaire	<ul style="list-style-type: none"> <li>Moins de surface au sol requise pour les unités multiples en raison des murs communs ;</li> <li>Facile à couvrir pour le contrôle d'odeurs ;</li> <li>Longue distance à parcourir pour la sédimentation ;</li> <li>Peu de risques de court-circuitage ;</li> <li>Peu de pertes de charge à l'entrée et à la sortie.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Possibles zones mortes ;</li> <li>Sensible aux pointes de débit ;</li> <li>Largeur limitée par les équipements de collecte de boues ;</li> <li>Besoin de nombreux déversoirs pour atteindre un faible taux de débordement ;</li> <li>Usure et coût de maintenance élevés des mécanismes de collecte.</li> </ul>

#### 13.1.2.2.1 Aménagement des décanteurs circulaires

Lors de l'aménagement du décanteur primaire circulaire, on devrait porter une attention particulière à la méthode d'alimentation en eau, à la dissipation de l'énergie et à l'enlèvement des boues (M&EA, 2014).

Un décanteur primaire circulaire typique avec puits d'alimentation central est présenté à la Figure 13.1.2-1.



**Figure 13.1.2-1 – Exemple de décanteur circulaire vu du dessus (A) et en coupe (B)**

**Adaptée de Qasim et Zhu (2018a)**

Les décanteurs circulaires sont souvent regroupés par deux (2) ou quatre (4) unités. Chaque groupe dispose d'une boîte de répartition centrale et d'une station de pompage des boues (Qasim et Zhu, 2018a).

L'alimentation en affluent des décanteurs circulaires primaires se fait généralement par leur centre (Qasim et Zhu, 2018a). Une chicane concentrique permet la répartition égale du débit. L'écoulement de l'eau dans un décanteur circulaire est de type radial.

L'évacuation de l'effluent se fait généralement par des déversoirs situés en périphérie du décanteur et placés à une distance d'au moins 0,3 m du mur extérieur (WCGLUMR, 2014). Le canal d'effluent se situe entre le mur extérieur et celui portant les déversoirs. Il est possible d'installer des déflecteurs horizontaux sur le mur pour rediriger les courants de densité et éviter l'évacuation de solides remis en suspension (M&EA, 2014). Cette pratique est toutefois beaucoup plus courante sur les décanteurs secondaires que primaires.

Le Tableau 13.1.2-3 présente les caractéristiques générales d'un décanteur primaire circulaire. La profondeur de l'eau se mesure normalement sur la périphérie du décanteur circulaire (M&EA, 2014).

**Tableau 13.1.2-3 – Caractéristiques d'un décanteur primaire circulaire**

Paramètre		Unité	Gamme	Valeur typique
Diamètre		m	3 - 60	12 - 45
Profondeur à la périphérie		m	3 - 5	4,3
Pente de fond		m/m	1/16 - 1/6	1/12
Puits d'alimentation central	Diamètre	% du diamètre du décanteur	15 - 25	18
	Profondeur	% de la profondeur à la périphérie	25 - 50	35 - 40
	Positionnement du fond par rapport aux ports d'alimentation	m	1 m sous les ports d'alimentation jusqu'à atteindre la moitié de la profondeur du décanteur	1,7
	Vitesse max. aux ports d'alimentation	m/s	≤ 0,75	
	Vitesse moy. aux ports d'alimentation	m/s	0,3 - 0,45	
Revanche		m	0,5 - 0,7	

Sources : M&EA (2014), Qasim et Zhu (2018a), WEF (2005).

#### 13.1.2.2.2 Aménagement des décanteurs rectangulaires

Lors de l'aménagement du décanteur primaire rectangulaire, on devrait porter une attention particulière à la bonne répartition du débit, au soutirage des boues et à l'enlèvement des écumes (M&EA, 2014).

Un décanteur primaire rectangulaire typique est présenté à la Figure 13.1.2-2.

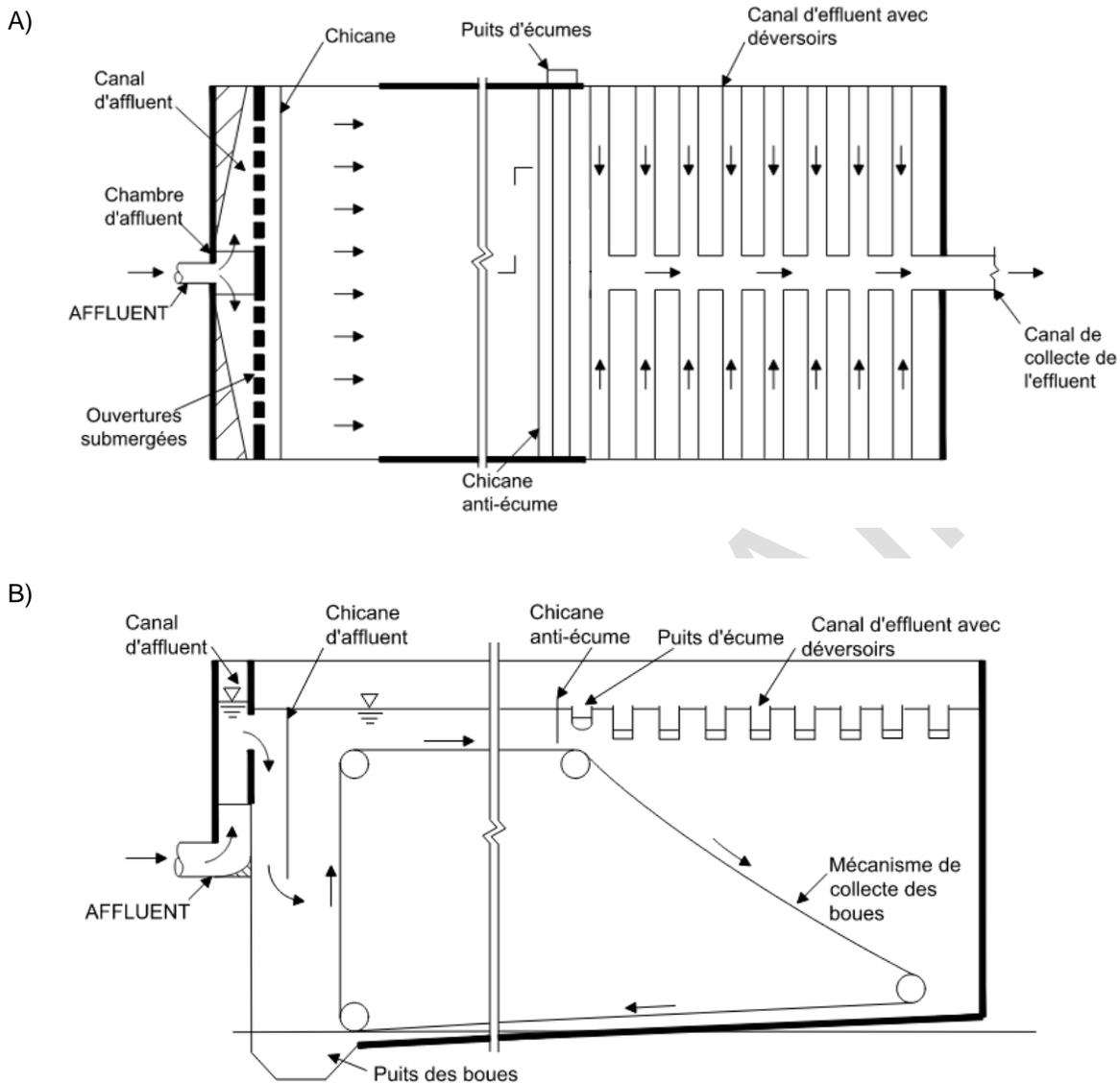


Figure 13.1.2-2 – Exemple de décanteur rectangulaire vu du dessus (A) et en coupe (B)

Adaptée de Qasim et Zhu (2018a)

On propose les deux modes d'alimentation suivants dans le but d'assurer une bonne répartition du débit d'affluent :

1. Par un canal d'affluent faisant toute la largeur du décanteur.  
 Le canal présente des ouvertures submergées multiples. La vitesse dans le canal d'affluent devrait être au minimum de 0,3 m/s en considérant un débit égal à 50 % du débit moyen pour y éviter le dépôt de solides. La vitesse dans les ports d'entrée (ouvertures submergées) est typiquement comprise entre 75 et 150 mm/s au débit moyen. Les ports d'entrée sont espacés les uns des autres de 1 à 2 m en général et de 3 m au maximum. Une chicane est située à 300 m en aval des ouvertures submergées et s'étend sur toute la largeur du décanteur (Qasim et Zhu, 2018a).
2. Par des déversoirs situés sur toute la largeur du décanteur.  
 Cette option assure une bonne répartition du débit, mais crée des pertes de charge, et la vitesse verticale peut remettre en suspension les solides (M&EA, 2014).

Pour l'évacuation de l'effluent, les décanteurs rectangulaires présentent des déversoirs transversaux, longitudinaux ou les deux (M&EA, 2014).

Les dimensions des décanteurs rectangulaires sont souvent ajustées de façon à accommoder l'installation des équipements dont la taille est standardisée (incrémentation typique de 61 cm, soit 2 pi) (Qasim et Zhu, 2018a). Si la largeur du décanteur dépasse 6 m, on devrait installer plusieurs mécanismes de collecte des boues.

La profondeur de l'eau dans un décanteur rectangulaire (comparable à la profondeur en périphérie des décanteurs circulaires) se mesure normalement à l'extrémité de sortie de l'effluent (M&EA, 2014).

Le puits de boues est généralement situé à l'extrémité d'entrée de l'affluent dans le cas des décanteurs primaires (WEF, 2005).

Le Tableau 13.1.2-4 présente les caractéristiques générales d'un décanteur primaire rectangulaire.

**Tableau 13.1.2-4 – Caractéristiques d'un décanteur primaire rectangulaire**

(Adapté de Qasim et Zhu, 2018a)

Paramètre	Unité	Gamme	Valeur typique
Longueur	m	15 - 90	30 - 60
Largeur	m	6 - 24	6 - 9
Profondeur	m	3 - 5	3,7 - 4
Ratio longueur : largeur	-	1,5 : 1 - 15 : 1	4 : 1 - 5 : 1
Ratio longueur : profondeur	-	5 : 1 - 25 : 1	10 : 1 - 18 : 1
Pente de fond (vers le puits de collecte des boues) *	%	s. o.	1
Pente du puits de collecte des boues	%	6 - 15	8

\* Source : WEF, 2005

### 13.1.2.2.3 Structures d'affluent

Les structures d'entrée du décanteur devraient être aménagées de façon à permettre ce qui suit (Qasim et Zhu, 2018a) :

- Dissiper l'énergie du débit entrant à l'aide de chicanes/défecteurs.
- Répartir également le débit sur toute la largeur ou périphérie du décanteur.
- Éviter les court-circuitages en empêchant les stratifications de température et de densité.
- Promouvoir la floculation des particules entre elles.
- Limiter la perte de charge dans le décanteur.

### 13.1.2.2.4 Structures d'effluent

La distance minimale entre les dispositifs d'entrée et de sortie d'un décanteur primaire devrait être d'au moins 3 m sauf si des installations particulières sont présentes pour éviter les court-circuitages (Qasim et Zhu, 2018a).

Les structures d'effluent, aussi bien dans les décanteurs primaires circulaires que rectangulaires, sont en général constituées de déversoirs avec encoches triangulaires à 90° (Qasim et Zhu, 2018a) espacés de façon égale sur toute la longueur/circonférence (M&EA, 2014). Moins de débris risquent toutefois de

s'accumuler sur les déversoirs si leurs encoches sont rectangulaires (WEF, 2005). L'espacement entre deux encoches est typiquement de 150 à 300 mm centre à centre (Droste et Gehr, 2019). Une chicane est située en amont de ceux-ci et empêche les écumes d'être évacuées avec l'effluent. La structure d'effluent comporte également un canal et une boîte de collecte. Le nombre d'encoches requis et le débit passant au travers de chacune d'elles peuvent être calculés à l'aide des formules 13.10 et 13.11. Le concepteur devrait valider la cohérence des résultats avec le profil hydraulique (calcul des pertes de charge au niveau de chaque encoche et au total notamment, voir chapitre 4).

**Équation 13.10 :** 
$$n_{ET} = \frac{L_{tot,D}}{d_{ET}}$$

**Équation 13.11 :** 
$$q_{ET} = \frac{Q}{n_{ET}}$$

où :

$n_{ET}$  : nombre d'encoches (adimensionnel) ;

$L_{tot,D}$  : longueur totale du déversoir (m) ;

$d_{ET}$  : distance entre le centre de deux encoches ou entre le centre de la première encoche et le mur du décanteur (m) ;

$q_{ET}$  : débit passant au travers d'une encoche (m<sup>3</sup>/d) ;

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

#### 13.1.2.2.5 Collecte des écumes

Dans un décanteur primaire, le racleur d'écumes est connecté à l'équipement de collecte des boues et se déplace en même temps que ce dernier (WEF, 2005). Les écumes sont poussées vers une plaque d'assèchement inclinée et chutent dans un puits adjacent au décanteur d'où elles sont pompées. Le pompage et le devenir des écumes dans la filière solide sont abordés au chapitre 16, *Gestion des boues* (à venir).

#### 13.1.2.2.6 Extraction des boues

L'extraction des boues et des écumes devrait être automatisée. Il est nécessaire de soutirer fréquemment les MES décantables s'accumulant au fond du bassin pour les raisons suivantes :

- Limiter la hauteur du voile de boues.  
Un voile de boues élevé réduit le volume d'eau dans lequel la dissipation de l'énergie peut s'effectuer, ce qui peut causer des courants dans le décanteur (WEF, 2005).
- Éviter l'activité biologique anaérobie.  
En plus d'émettre des gaz malodorants, elle engendre des conditions septiques qui causent la remise en suspension des solides décantés (WEF, 2005).

Les décanteurs primaires non raclés et à fond conique se révèlent souvent problématiques pour le pompage des boues. En effet, les boues primaires sont difficiles à pomper par de petits systèmes, ce qui produit des blocages fréquents. Par ailleurs, les systèmes de pompage surdimensionnés favorisent la formation de renards (trou de succion dans la masse de boues) et dirigent une grande quantité d'eau clarifiée vers le système de gestion des boues. Cela entraîne souvent une surcharge du système de gestion des boues et des retours de MES dans la filière liquide. Il est préférable de mettre en place une fosse septique ou un décanteur raclé. Si on installe tout de même un décanteur non raclé, on devrait veiller à ce que le fond conique ait une pente de 60° au minimum.

Lorsque le décanteur est raclé, la vitesse de déplacement du mécanisme de raclage varie entre 0,02 et 0,06 rpm (valeur typique de 0,03 rpm) (Qasim et Zhu, 2018a et M&EA, 2014).

### 13.1.3 Décantation primaire assistée chimiquement

Dans le but d'augmenter les capacités des décanteurs primaires mécanisés, on peut recourir à l'injection de produits chimiques (coagulants et floculants) dans l'affluent du décanteur. L'assistance chimique peut être utilisée en continu ou bien ponctuellement lors des pointes hydrauliques (WEF, 2005).

Le Tableau 13.1.3-1 présente les avantages et inconvénients de la décantation primaire assistée chimiquement par rapport à la décantation primaire mécanisée.

**Tableau 13.1.3-1 – Avantages et inconvénients de la décantation primaire assistée chimiquement**

Avantages	Inconvénients
Performances d'enlèvement plus élevées et plus constantes (voir section 0)	Augmentation de la production de boues (cela peut toutefois être un avantage si la filière solide présente une biométhanisation)
Taux de récupération des matières organiques à valeur énergétique élevée plus élevé	Augmentation des coûts d'entretien et d'exploitation
Avec l'utilisation de sels ferriques, diminution des problématiques d'odeurs occasionnelles observées en présence d'affluents chargés	

#### 13.1.3.1 Principe de fonctionnement

La coagulation consiste en l'ajout de coagulant qui déstabilise les charges électrostatiques et ioniques des colloïdes présents dans les eaux usées. Les particules colloïdales s'agglomèrent alors autour du coagulant dans des conditions de mélange rapide. La floculation qui s'effectue par la suite dans des conditions de mélange délicat permet le grossissement des floccs produits par coagulation. Plus le flocc est gros, mieux il décante. L'ajout de polymères comme aide-coagulant (optionnel) se fait généralement à cette étape, le cas échéant.

Les décanteurs utilisés pour la décantation chimique assistée chimiquement sont des décanteurs primaires mécanisés comme ceux décrits à la section 13.1.2.

#### 13.1.3.2 Critères de conception

##### 13.1.3.2.1 Dosage de produits chimiques

Dans le cadre d'une décantation primaire assistée chimiquement d'eaux usées municipales, la pratique la plus commune est d'utiliser entre 15 et 60 mg/l de sel métallique comme coagulant et entre 0,1 et 2 mg/l de polymère (généralement anionique) comme floculant (M&EA, 2014; Droste et Gehr, 2019; WEF, 2005; Davis, 2010).

Il est également possible de réaliser la coagulation-floculation en utilisant ce qui suit :

- Seulement du polymère en forte concentration.  
La WEF (2005) cite les essais d'Averill et collab. (1999) lors desquels elle était d'environ 8 mg/l. Ødegaard (1998) rapporte qu'un enlèvement maximum de 80 % des MES est atteint à l'aide de doses de polymère cationique supérieures à 4 mg/l.
- Une faible dose de sel métallique combinée à une dose relativement faible de polymère.  
Avec une dose de 5,5 mg Fe/l et de 2 - 3 mg/l de polymère cationique, Ødegaard (1998) a atteint des enlèvements de MES supérieurs à 80 %.

À noter que ces techniques ne permettent pas la précipitation du phosphore (Davis, 2010 ; Ødegaard, 1998) et produisent moins de boues (Ødegaard, 1998). Ces techniques peuvent donc être pertinentes lorsque c'est l'enlèvement des particules qui est recherché et non la déphosphatation (Ødegaard, 1998).

Il est recommandé de procéder à des essais de floculation en laboratoire (*jar tests*) pour sélectionner les produits chimiques à utiliser ainsi que pour déterminer le dosage requis.

Le lecteur est invité à se référer au chapitre 17, « Dosage de produits chimiques », pour les détails de dosage et d'entreposage ainsi que pour les avantages et inconvénients de l'utilisation des différents coagulants ou floculants.

### 13.1.3.2.2 Conditions de mélange

Les coagulants devraient être injectés dans une zone de mélange rapide assurant une dispersion adéquate. Le gradient de vitesse ( $G$ ) est typiquement de  $300 \text{ s}^{-1}$  (voir chapitre 4 pour le calcul de  $G$ ). Le TRH est de l'ordre de 0,5 à 2 minutes. Pour les installations existantes, ce mélange peut se faire dans la boîte de répartition des décanteurs où un mélangeur est installé (Qasim et Zhu, 2018a). Pour éviter de perturber la répartition de l'eau entre les décanteurs en induisant un flux préférentiel unidirectionnel, une attention particulière devrait être portée au type d'agitateur sélectionné (p. ex. agitateur mécanique rotatif).

La floculation s'effectue au moyen d'une agitation plus douce qui se caractérise par un gradient de vitesse ( $G$ ) de l'ordre de  $50$  à  $80 \text{ s}^{-1}$ . Le TRH typique est de 20 à 30 minutes. La zone centrale de répartition de l'affluent d'un décanteur circulaire peut servir pour la floculation.

### 13.1.3.2.3 Taux de charge hydraulique

La décantation primaire assistée chimiquement se réalise dans des décanteurs mécanisés typiquement conçus selon les TCH présentés à la section 13.1.2.1.1 et au Tableau 13.1.2-1. La littérature rapporte toutefois de bons fonctionnements à des TCH plus élevés, soit jusqu'à  $170 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}^{-1}$  lors des pointes hydrauliques (WEF, 2005) ou jusqu'à deux (2) fois la capacité hydraulique des décanteurs primaires mécanisés non assistés chimiquement (Bourke, 2000, cité par Maktabifard et collab., 2018).

### 13.1.3.3 Impact sur les extrants

Outre la réaction avec les colloïdes, l'ajout de coagulant consomme de l'alcalinité et peut entraîner une diminution du pH de l'effluent (voir chapitre 17). La concentration de phosphore dans l'effluent du décanteur diminue également puisque le phosphore précipite avec les coagulants. Bien que ce soit l'objectif de la pré-déphosphatation (voir chapitre 14), il y a lieu de s'assurer qu'aucune carence en phosphore n'est provoquée pour le traitement biologique subséquent, le cas échéant.

Davantage de boues sont produites par décantation assistée chimiquement en raison de l'enlèvement plus important des MES et de la  $\text{DBO}_5\text{C}$  particulaire ainsi que de la production d'hydroxydes de métal et de précipités de phosphore. La production de boues peut être calculée à l'aide de l'équation 13.12 (Ødegaard, 1998). Une méthode de calcul plus détaillée est présentée au chapitre 17. Par ailleurs, l'ajout de sels métalliques comme coagulant augmente le volume de boues primaires à extraire, car leur teneur en solides (% massique) est potentiellement moindre que dans le cadre d'une décantation non assistée chimiquement (Qasim et Zhu, 2018a).

**Équation 13.12 :** 
$$P_{\text{boues}} = \text{MES}_{\text{aff}} - \text{MES}_{\text{eff}} + k_{\text{préc}} D_{\text{coag}}$$

où :

$P_{\text{boues}}$  : production de boues (mg/l) ;

$\text{MES}_{\text{aff}}$  : concentration de MES dans l'affluent du décanteur primaire (mg/l) ;

$\text{MES}_{\text{eff}}$  : concentration de MES dans l'effluent du décanteur primaire (mg/l) ;

$k_{\text{préc}}$  : coefficient de production de boues (g MES/g métal) (typiquement 4-5 pour Fe et 6-7 pour Al) ;

$D_{\text{coag}}$  : dose de coagulant (mg métal/l).

À noter également que la décantation primaire assistée chimiquement augmente l'enlèvement des métaux lourds dissous qui se retrouvent alors dans les boues extraites du décanteur (Shewa et Dagnew, 2020).

Selon la méthode de disposition finale des boues (voir chapitre 16 [à venir]), il peut s'agir d'un enjeu à considérer.

Le lecteur est invité à se référer au chapitre 17, « Dosage de produits chimiques », pour tous les aspects liés à la production de boues chimiques et la consommation d'alcalinité notamment.

### 13.1.4 Décantation primaire lamellaire

La décantation lamellaire permet d'accroître la surface effective du décanteur. Elle peut se faire conjointement avec l'ajout de coagulant et de flocculant. Le Tableau 13.1.4-1 présente les avantages et inconvénients de la décantation primaire lamellaire par rapport à la décantation primaire mécanisée.

**Tableau 13.1.4-1 – Avantages et inconvénients de la décantation primaire lamellaire**

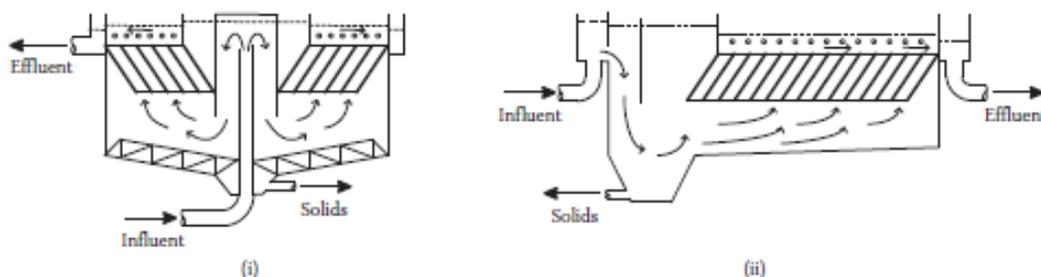
Avantages	Inconvénients
Augmentation de la capacité d'un décanteur existant	Création de conditions septiques si les boues stagnent longtemps sur les murs intérieurs
Réduction de l'empreinte au sol	Possibilité de colmatage des lamelles/tubes
Réduction du TRH	Court-circuitage possible si l'affluent est plus chaud que l'eau dans le décanteur
Flux laminaire avec peu de court-circuitages	
Peu ou pas sensible aux effets du vent	

Source : Qasim et Zhu (2018a)

La Figure 13.1.4-1 présente l'agencement des décanteurs lamellaires circulaires et rectangulaires.

#### 13.1.4.1 Principe de fonctionnement

Le principe de fonctionnement de la décantation lamellaire repose sur la théorie que la sédimentation dépend davantage de la surface disponible que du temps de rétention hydraulique dans le décanteur (M&EA, 2014). L'ajout de plateaux inclinés permet d'augmenter la surface de sédimentation.



**Figure 13.1.4-1 – Agencement de décanteurs lamellaires circulaire (i) et rectangulaire (ii)**

Tirée de Qasim et Zhu (2018a)

### 13.1.4.2 Conditions et critères de conception

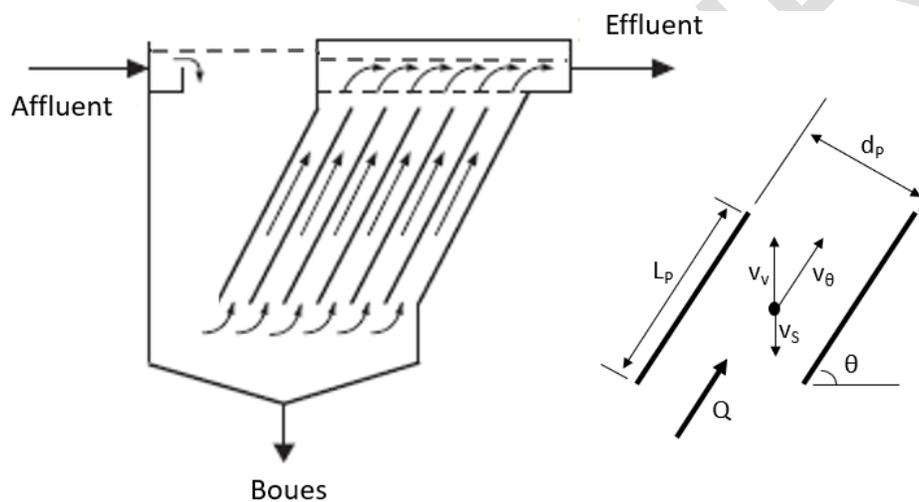
#### 13.1.4.2.1 Traitement préalable

Un dégrillage fin est recommandé pour éviter le colmatage des lamelles ou des tubes (M&EA, 2014 ; WEF, 2005).

#### 13.1.4.2.2 Plateaux inclinés

Les plateaux peuvent être de deux types : à lamelles ou à tubes.

Le flux au niveau des plateaux peut être à contre-courant, à co-courant ou à courant perpendiculaire (*cross-flow*). Ce dernier est uniquement possible avec des lamelles. Dans le cadre du traitement des eaux usées d'origine domestique, le flux à contre-courant est le plus commun. Seul ce type est abordé dans le présent chapitre. Les autres types de flux peuvent présenter diverses difficultés d'exploitation (Qasim et Zhu, 2018a). La Figure 13.1.4-2 représente un décanteur lamellaire avec un flux à contre-courant.



**Figure 13.1.4-2 – Décanteur lamellaire à flux à contre-courant**  
Adaptée de Qasim et Zhu (2018a)

L'espacement, la longueur et l'angle d'inclinaison des lamelles ainsi que l'approche et la reprise hydraulique près de celles-ci sont des éléments dont il faut se préoccuper lors de la conception.

La surface de décantation effective d'un décanteur lamellaire correspond à la somme de la surface projetée à l'horizontale de chaque plateau (lamelle ou tube) et peut être calculée à l'aide de l'équation suivante (WEF et ASCE, 2018) :

**Équation 13.13 :** 
$$S_{tp} = n_c L_p d_p \cos \theta$$

où :

$S_{tp}$  : surface totale projetée ( $m^2$ ) ;

$n_c$  : nombre de canaux formés par les lamelles ou tubes (adimensionnel) ;

$L_p$  : longueur d'un plateau (m) ;

$d_p$  : distance entre deux plateaux parallèles (m) ;

$\theta$  : angle d'inclinaison des plateaux par rapport à l'horizontale ( $^\circ$ ).

La surface de décantation effective peut être jusqu'à 10 fois plus grande que celle d'un décanteur primaire mécanisé. Avec l'installation de plateaux inclinés, les décanteurs existants peuvent voir leur capacité augmentée jusqu'à 75 % (Qasim et Zhu, 2018a).

Les équations présentées ci-après sont utilisées pour la conception d'une décantation lamellaire avec un flux à contre-courant. Le taux de charge hydraulique appliqué à la fraction du décanteur couverte par les plateaux (TCH<sub>p</sub>) se calcule à l'aide de l'équation 13.14. La vitesse du flux entre deux plateaux parallèles (v<sub>θ</sub>) est ensuite obtenue au moyen des équations 13.15 et 13.16. La vitesse terminale (v<sub>t</sub>) permet d'appréhender la performance de la décantation et se calcule à l'aide de l'équation 13.17. Toutes les particules qui présentent une vitesse de sédimentation (v<sub>s</sub>) supérieure à la vitesse terminale sont enlevées en totalité (voir Figure 13.1.4-2). Le temps de sédimentation requis pour que les particules décantent sur la distance verticale entre les plateaux et leur longueur nécessaire peuvent être vérifiés respectivement en utilisant les équations 13.18 et 13.19.

**Équation 13.14 :** 
$$TCH_p = \frac{TCH}{24 f_s}$$

**Équation 13.15 :** 
$$v_v = \frac{TCH_p}{60 f_E}$$

**Équation 13.16 :** 
$$v_\theta = \frac{v_v}{\sin \theta}$$

**Équation 13.17 :** 
$$v_{s,p} \geq v_t = \frac{v_\theta d_p}{100 L_p \cos \theta + d_p \sin \theta}$$

**Équation 13.18 :** 
$$t_s = \frac{d_p}{100 v_{s,p} \cos \theta}$$

**Équation 13.19 :** 
$$L_p = \frac{d_p (v_\theta - v_{s,p} \sin \theta)}{100 v_s \cos \theta}$$

où :

TCH<sub>p</sub> : taux de charge hydraulique sur la fraction du décanteur couverte par les plateaux (m<sup>3</sup>.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup>) ;

TCH : taux de charge hydraulique sur le décanteur (m<sup>3</sup>.m<sup>-2</sup>.d<sup>-1</sup>) (voir équation 13.01) ;

24 : facteur de conversion des heures en jours ;

f<sub>s</sub> : fraction de la surface du décanteur couverte par les plateaux (adimensionnel) ;

v<sub>v</sub> : vecteur vertical de la vitesse entre deux plateaux parallèles (m/min) ;

f<sub>E</sub> : facteur d'efficacité (fraction de la surface couverte par les plateaux après considération des pertes dues à leur épaisseur, aux encadrements, à l'angle d'inclinaison, etc.) (adimensionnel) (valeur typique entre 0,7 et 1,0) ;

60 : facteur de conversion des minutes en heures ;

v<sub>θ</sub> : vitesse du flux entre deux plateaux parallèle (m/min) ;

θ : angle d'inclinaison des plateaux par rapport à l'horizontale (°) ;

v<sub>s,p</sub> : vitesse de sédimentation d'une particule (m/min) ;

v<sub>t</sub> : vitesse terminale (m/min) ;

d<sub>p</sub> : distance entre deux plateaux parallèles (perpendiculaire à leur surface) (cm) ;

L<sub>p</sub> : longueur d'un plateau (m) ;

100 : facteur de conversion des centimètres en mètres ;

t<sub>s</sub> : temps de sédimentation entre deux plateaux (min) ;

La répartition du débit devrait être égale entre les plateaux (Qasim et Zhu, 2018a). On devrait procéder à un nettoyage périodique des espaces entre les plateaux pour éviter les dépôts de boues et les odeurs (M&EA, 2014). Il faut éviter que l'enlèvement des solides provoque leur remise en suspension (Qasim et Zhu, 2018a). La mise hors service du décanteur et l'abaissement du niveau d'eau sont nécessaires pour le nettoyage des plateaux au jet pressurisé.

Le Tableau 13.1.4-2 présente les valeurs types des critères de conception des décanteurs lamellaires.

**Tableau 13.1.4-2 – Critères de conception types des décanteurs lamellaires**

Critère	Symbole	Unité	Valeur
Taux de charge hydraulique sur le décanteur à Q pointe horaire (voir équation 13.01) sans assistance chimique avec assistance chimique	TCH	$m^3.m^{-2}.d^{-1}$ $m^3.m^{-2}.d^{-1}$	240 - 360 720 - 960
Temps de rétention hydraulique à Q moyen (voir équation 13.02) sans assistance chimique avec assistance chimique	$\tau$	min min	10 - 30 5 - 8
Temps de sédimentation entre les plateaux sans assistance chimique avec assistance chimique	$t_s$	min min	3 - 8 1 - 3
Vitesse du flux entre les plateaux sans assistance chimique avec assistance chimique	$v_\theta$	m/min m/min	0,25 - 0,5 0,75 - 1,25
Inclinaison des plateaux par rapport à l'horizontale	$\theta$	-	55° - 60°
Distance entre les plateaux	$d_p$	cm	5 - 10
Longueur des plateaux	$L_p$	m	1 - 2
Fraction du décanteur couvert par les plateaux décanteur circulaire décanteur rectangulaire	$f_s$	- -	75 - 100 % < 75 %
Profondeur à la périphérie du décanteur	$p$	m	3 - 4
Taux de débordement (voir équation 13.07)	TD	$m^3.m^{-1}.d^{-1}$	100 - 360
Dosage si assisté chimiquement coagulant polymère		mg/l mg/l	60 1,5

Source : adapté de Qasim et Zhu (2018a).

### 13.1.5 Performances épuratoires

La décantation primaire a pour objectif d'enlever les solides rapidement décantables et les flottants, ce qui diminue le contenu en MES des eaux usées à traiter en aval (M&EA, 2014). Souvent, le ratio MVES/MES est légèrement plus grand à l'effluent du décanteur primaire qu'à l'affluent (M&EA, 2014). Il reste toutefois dans le même intervalle de valeurs, soit entre 0,75 et 0,85, typiquement 0,8 (valeurs proposées par les logiciels BioWin et GPS-X).

Les pourcentages d'enlèvement des MES et de la DBO<sub>5</sub> par un décanteur primaire mécanisé peuvent être calculés à l'aide des équations suivantes (M&EA, 2014 ; Qasim et Zhu, 2018a) :

**Équation 13.20 :** 
$$E_{MES} = \frac{\tau}{a_1 + b_1 \tau}$$

**Équation 13.21 :** 
$$E_{DBO5} = \frac{\tau}{a_2 + b_2 \tau}$$

où :

$E_{MES}$  : enlèvement attendu des MES (adimensionnel) ;

$\tau$  : temps de rétention hydraulique (h) ;

$a_1$  et  $b_1$  : constantes empiriques pour les MES (voir Tableau 13.1.5-1) ;  
 $E_{DBO_5}$  : enlèvement attendu de la  $DBO_5$  (adimensionnel) ;  
 $a_2$  et  $b_2$  : constantes empiriques pour la  $DBO_5$  (voir Tableau 13.1.5-1).

**Tableau 13.1.5-1 – Valeurs des constantes empiriques a et b pour l'enlèvement des MES et de la  $DBO_5$**

Contaminant enlevé	Paramètre	Gamme typique	Valeur typique à 20 °C
MES	$a_1$	0,005 - 0,015	0,0075
	$b_1$	0,010 – 0,020	0,014
$DBO_5$	$a_2$	0,015 – 0,020	0,018
	$b_2$	0,015 – 0,025	0,020

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

Le Tableau 13.1.5-2 présente les rendements atteignables par une décantation primaire assistée chimiquement ou non.

**Tableau 13.1.5-2 – Pourcentages d'enlèvement des différents types de décantation primaire**

Paramètre	Décantation primaire mécanisée <sup>[A]</sup>	Décantation primaire assistée chimiquement <sup>[B]</sup>	
	Gamme	Gamme	Valeur typique
MES	50 - 70 %	50 - 80 %	70 %
$DBO_5$	25 - 40 %	40 - 70 %	55 %
DCO	25 - 40 %	30 - 60 %	50 %
N organique	20 - 30 %	70 - 95 %	80 %
$P_{tot}$	5 - 10 %	70 - 90 %	85 %

<sup>[A]</sup> Sources : WEF et ASCE (2018), M&EA (2014), Qasim et Zhu (2018a).

<sup>[B]</sup> Source : Qasim et Zhu (2018a).

Un système de décantation primaire mécanisé avec raclage en continu des boues, bien conçu et bien utilisé, peut donc enlever jusqu'à 70 % des MES et 40 % de la  $DBO_5$  (voir Tableau 13.1.5-2). Toutefois, le rendement décroît avec une diminution du TRH. De plus, ces estimations sont basées sur des sources de données très variables; elles doivent donc être considérées avec prudence.

Les performances de la décantation primaire assistée chimiquement dépendent du dosage de coagulant et de polymère. De plus, l'ajout de coagulant peut être fait dans le but d'améliorer la décantation primaire sans pour autant viser les performances présentées au Tableau 13.1.5-2.

Il est considéré que la décantation lamellaire atteint les mêmes performances qu'une décantation primaire mécanisée ou assistée chimiquement (s'il y a ajout de produits chimiques) si elle est exploitée avec les mêmes TCH calculés par rapport à la surface projetée des plateaux (WEF, 2005).

## 13.2 Décantation secondaire à sédimentation floculée

Dans les procédés biologiques mécanisés, la biomasse produite dans le réacteur biologique est généralement séparée de l'effluent au moyen d'un décanteur gravitaire, bien que, dans certains cas, cela puisse se faire par flottation à air dissous ou encore par filtration membranaire. Les principaux critères de conception d'un décanteur secondaire sont les suivants :

- Le taux de charge hydraulique (TCH), ou vitesse ascensionnelle, au débit moyen et au débit de pointe.
- Le taux de charge massique (*solids loading rate*) (TCM).
- La profondeur minimale.
- Le taux de débordement (TD).

Au Québec, deux types de décanteurs secondaires sont présents :

- Les décanteurs à sédimentation floculée, utilisés dans les procédés de boues activées.
- Les décanteurs à sédimentation discrète, utilisés dans certains procédés à cultures fixées (sans recirculation de boues) de petite taille (voir section 13.3).

Les données relevées dans la littérature au sujet de la conception des décanteurs secondaires à sédimentation floculée sont basées principalement sur des études traitant de systèmes de boues activées. Dans ce type de décanteurs, la concentration de biomasse est élevée, ce qui entraîne une floculation naturelle des boues et le déplacement de petites particules dans le voile de boues vers le fond du décanteur.

### 13.2.1 Conditions de conception

#### 13.2.1.1 Traitement préalable

La performance d'un décanteur secondaire est liée aux caractéristiques de la liqueur mixte qu'il reçoit. Celles-ci dépendent des conditions d'exploitation dans le bassin d'aération (ratio F/M, aération, etc.) (WEF, 2005).

#### 13.2.1.2 Débits

Le décanteur devrait être dimensionné de façon à accepter des charges hydrauliques variables et des concentrations en MSLM élevées (WEF et ASCE, 2018). La conception du décanteur secondaire est effectuée selon le débit moyen journalier et devrait être vérifiée pour le débit de pointe horaire.

### 13.2.2 Critères de conception

#### 13.2.2.1 Méthode d'analyse des flux solides

La conception d'un décanteur secondaire est généralement basée sur la méthode d'analyse des flux solides. Un flux solide se définit comme une masse de solide qui traverse la surface perpendiculaire à la direction du débit par unité de temps. Il y a le flux solide gravitaire ( $FS_g$ ), le flux solide soutiré ( $FS_s$ ), le flux solide total ( $FS_t$ ) et le flux solide limite ( $FS_L$ ).

La méthode d'analyse des flux solides s'applique à un état stationnaire qui se schématise comme montré à la Figure 13.2.2-1.

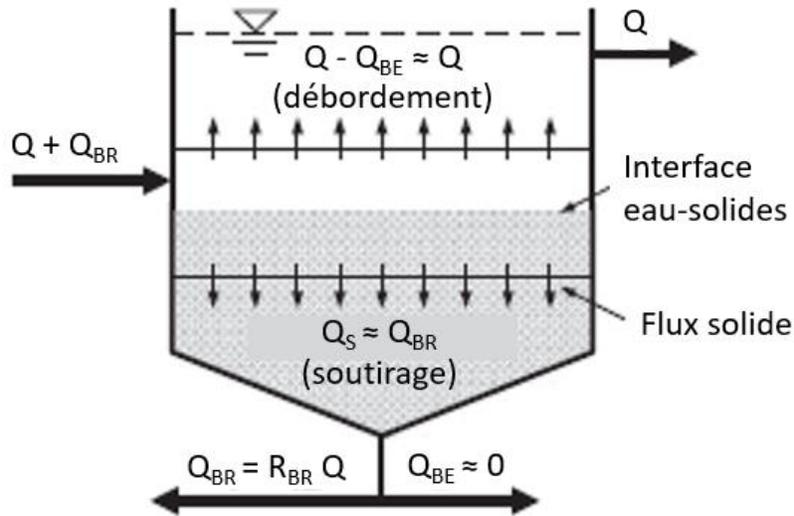


Figure 13.2.2-1 – Schéma d'un décanteur pour l'analyse des flux  
Tirée de Qasim et Zhu (2018a)

### Calculs des flux solides

Le flux solide gravitaire dépend de la concentration de solides et de leur vitesse de sédimentation à cette concentration, comme le présente l'équation suivante :

**Équation 13.22 :**  $FS_g = C_i v_i$

où :

$FS_g$  : flux solide gravitaire ( $kg \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$ ) ;

$C_i$  : concentration de solides au point étudié ( $kg/m^3$ ) ;

$v_i$  : vitesse de sédimentation des solides à la concentration  $C_i$  (m/h).

Les valeurs de  $C_i$  et  $v_i$  sont déterminées par des essais en colonne tels que décrits dans Qasim et Zhu (2018a). La conception ne requiert toutefois pas ces données lorsque le TCH et le TCM sont fixés en premier en fonction des valeurs typiques reconnues pour les décanteurs secondaires (voir Tableau 13.2.2-1). Pour des installations existantes, la vitesse de sédimentation ( $v_i$ ) peut être calculée en fonction de l'IVB des boues, à l'aide des formules suivantes (M&EA, 2014) :

**Équation 13.23 :**  $\ln(v_i) = 1,871 - (0,165 + 0,00159 IVB)MSLM$

**Équation 13.24 :**  $\ln(v_i) = 2,082 - (0,103 + 0,00256 IVB_d)MSLM$

où :

$v_i$  : vitesse de sédimentation (m/s) ;

IVB : indice volumique des boues (ml/g) ;

MSLM : concentration de MES dans la liqueur mixte (g/l) ;

IVB<sub>d</sub> : indice volumique des boues diluées (ml/g).

Le flux solide attribuable au soutirage des boues s'exprime à l'aide de l'équation suivante :

**Équation 13.25 :**  $FS_s = C_i v_s = C_i \frac{Q_s}{S}$

où :

$FS_s$  : flux solide soutiré ( $\text{kg.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ ) ;

$C_i$  : concentration de solides au point étudié ( $\text{kg/m}^3$ ) ;

$v_s$  : vitesse de sédimentation causée par le soutirage des boues (m/h) ;

$Q_s$  : débit de soutirage des boues ( $\text{m}^3/\text{h}$ ) ;

$S$  : surface du décanteur ( $\text{m}^2$ ).

Le flux solide total est obtenu en additionnant les flux solides gravitaire et soutiré calculés précédemment comme l'indique l'équation suivante :

**Équation 13.26 :** 
$$FS_t = FS_g + FS_s$$

où :

$FS_t$  : flux solide total ( $\text{kg.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ ) ;

$FS_g$  : flux solide gravitaire ( $\text{kg.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ ) ;

$FS_s$  : flux solide soutiré ( $\text{kg.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ ).

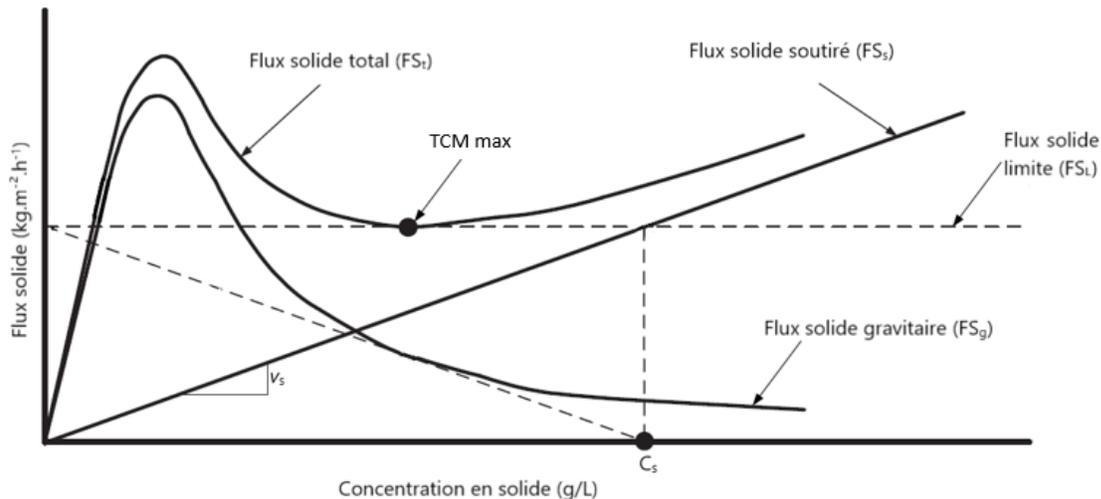
Le flux solide total atteint une valeur minimale avant de réaugmenter sous l'effet de l'épaississement des boues, comme il est montré à la Figure 13.2.2-2. Cette valeur minimale est définie comme le flux solide limite ( $FS_L$ ) et correspond au flux solide maximal qui peut être transporté au fond du décanteur (voir équation 13.27, M&EA, 2014). Le TCM appliqué au décanteur ne devrait pas dépasser le  $FS_L$ , sinon les solides vont s'accumuler dans le décanteur, ce qui augmentera la hauteur du voile de boues et risquera de causer leur perte avec l'effluent (M&EA, 2014).

**Équation 13.27** 
$$FS_L = TCM_{\text{max}}$$

où :

$FS_L$  : flux solide limite ( $\text{kg.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ ) ;

$TCM_{\text{max}}$  : taux de charge massique maximal ( $\text{kg.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ ).



**Figure 13.2.2-2 – Flux solides en fonction de la concentration de solides**

**Adaptée de Qasim et Zhu (2018a)**

### Calcul des taux de charge hydraulique et massique

Le taux de charge hydraulique (TCH) est le paramètre de conception qui traduit la capacité du décanteur secondaire à clarifier les eaux usées alors que le taux de charge massique (TCM) traduit sa capacité d'épaississement des boues (M&EA, 2014). Ces paramètres se calculent à l'aide des équations suivantes :

**Équation 13.28 :** 
$$TCH = \frac{Q}{S}$$

**Équation 13.29 :** 
$$TCM = \frac{(Q + Q_{BR}) MSLM}{S} = \frac{(1 + RR_B) Q MSLM}{S} = (1 + RR_B) TCH MSLM$$

où :

TCH : taux de charge hydraulique ( $m^3.m^{-2}.d^{-1}$ ) ;  
Q : débit d'affluent (ne tient pas compte de  $Q_{BR}$ ) ( $m^3/d$ ) ;  
S : surface du décanteur ( $m^2$ ) ;  
TCM : taux de charge massique ( $kg.m^{-2}.h^{-1}$ ) ;  
 $Q_{BR}$  : débit de boues recirculées ( $m^3/d$ ) ;  
MSLM : concentration de MES dans la liqueur mixte ( $kg/m^3$ ) ;  
 $RR_B$  : ratio de recirculation des boues (%).

Si les propriétés d'épaississement des boues se dégradent (p. ex. augmentation de l'IVB), on devrait ajuster le TCM et les MSLM à la baisse (M&EA, 2014).

La surface requise pour le décanteur peut être calculée à partir du TCH (équation 13.28) ou du TCM (équation 13.29). Il faut retenir la surface la plus élevée des deux pour la conception.

### Calcul de la concentration de MES dans les boues soutirées et recirculées

La concentration de MES dans les boues soutirées peut être calculée à l'aide de l'équation suivante :

**Équation 13.30 :** 
$$C_{BE} = \frac{TCM}{RR_B TCH} \frac{1}{24}$$

où :

$C_{BE}$  : concentration de MES dans les boues soutirées ( $kg/m^3$ ) ;  
TCM : taux de charge massique ( $kg.m^{-2}.h^{-1}$ ) ;  
 $RR_B$  : ratio de recirculation des boues (%);  
TCH : taux de charge hydraulique ( $m^3.m^{-2}.d^{-1}$ ).

Le ratio de recirculation des boues est déterminé à l'aide de l'équation suivante :

**Équation 13.31 :** 
$$RR_B = \frac{Q_{BR}}{Q}$$

où :

$RR_B$  : ratio de recirculation des boues (%);  
 $Q_{BR}$  : débit de boues recirculées ( $m^3/d$ ) ;  
Q : débit d'affluent ( $m^3/d$ ).

Le  $RR_B$  peut atteindre jusqu'à 150 % du débit moyen journalier de la station d'épuration (WEF, 2005).

Il est difficile d'atteindre une siccité de boues recirculées supérieure à 1,0 % ou 1,5 % dans le décanteur secondaire. De plus, des problèmes d'exploitation peuvent survenir lorsque les boues sont plus épaisses (WEF, 2005).

La concentration de MES dans les boues recirculées dépend de la concentration de liqueur mixte dans le bassin d'aération et du ratio de recirculation comme l'indique l'équation suivante :

**Équation 13.32 :** 
$$C_{BR} = MSLM \frac{1 + RR_B}{RR_B}$$

où :

$C_{BR}$  : concentration de MES dans les boues recirculées (kg/m<sup>3</sup>) ;

MSLM : concentration de MES dans la liqueur mixte (kg/m<sup>3</sup>) ;

RR<sub>B</sub> : ratio de recirculation des boues (%).

Les détails des essais de sédimentation en colonne et des analyses graphiques qui sous-tendent la méthode d'analyse de flux solides sont disponibles dans les ouvrages de référence, tels que ceux de Qasim et Zhu (2018a), Metcalf & Eddy – AECOM (2014) et Davis (2010).

Les caractéristiques des boues et les critères de conception retenus devraient être validés en fonction des conditions réelles : concentration de liqueur mixte, vitesse de sédimentation, indice de volume des boues et ratio de recirculation.

### 13.2.2.2 Taux de charge hydraulique et massique

Le Tableau 13.2.2-1 présente les valeurs typiques de TCH et TCM utilisées pour la conception des décanteurs secondaires en aval d'un procédé de boues activées. Le TCH est un paramètre de conception important, car il a une grande influence sur le niveau du voile de boues et donc sur les performances du décanteur (Davis, 2010).

### 13.2.2.3 Profondeur à la périphérie

La profondeur de l'eau à la périphérie du décanteur influe sur la capacité d'enlèvement des solides ainsi que sur l'épaississement des boues recirculées. Les décanteurs plus profonds offrent une plus grande souplesse d'exploitation et une marge de sécurité supérieure en cas de changement des caractéristiques des boues (M&EA, 2014). La profondeur d'eau peut aller jusqu'à 6 m (M&EA, 2014), mais, en pratique, les profondeurs supérieures à 4,5 m sont rares en raison des coûts d'excavation élevés ainsi que de la longue distance à parcourir pour décanter les boues.

La profondeur en périphérie généralement recommandée dans la littérature concernant les décanteurs secondaires est d'au moins 3,6 m. En ce qui concerne les décanteurs circulaires, la profondeur devrait être ajustée en fonction de leur diamètre comme l'indique le Tableau 13.2.2-2. La WEF (2005) indique, par ailleurs, que les décanteurs rectangulaires sont généralement conçus avec une profondeur de 4 à 5 m. Toutefois, les décanteurs rectangulaires de 3 m peuvent offrir d'aussi bonnes performances que ceux plus profonds pourvu que le niveau du voile de boues reste bas (WEF, 2005). Cela signifie que la capacité de stockage et d'épaississement des boues dans les décanteurs de 3 m est limitée. Lorsque les déversoirs sont situés dans la zone d'inversion de courant de densité au niveau du mur d'extrémité aval, il est recommandé de prévoir une profondeur d'au moins 4 m sous ceux-ci (WEF, 2005).

**Tableau 13.2.2-1 – Critères de conception des décanteurs secondaires à sédimentation floculée**

Type de traitement	Taux de charge hydraulique (TCH) <sup>[A]</sup>		Taux de charge massique (TCM) <sup>[B]</sup>	
	(m <sup>3</sup> .m <sup>-2</sup> .d <sup>-1</sup> )		(kg.m <sup>-2</sup> .h <sup>-1</sup> )	
	Q <sub>moy</sub>	Q <sub>pointe</sub>	Q <sub>moy</sub>	Q <sub>pointe</sub> <sup>[C]</sup>
Boues activées (BA)	16 - 28	36 - 56 <sup>[D]</sup>	4 - 6	8 - 10
BA avec déphosphatation chimique <sup>[E]</sup>	12 - 20	37	4 - 6	8 - 10
BA à aération prolongée	8 - 16	24 - 32	1 - 5	7 - 8
BA avec sélecteur ou procédé BNR <sup>[F]</sup>	24 - 32	40 - 64	5 - 8	9 - 10

<sup>[A]</sup> Exclut le débit apporté par la recirculation des boues.

<sup>[B]</sup> Inclut l'apport de la recirculation des boues.

<sup>[C]</sup> Se calcule en considérant le débit journalier maximal, le ratio de recirculation des boues maximal et la concentration de MSLM de conception

<sup>[D]</sup> Pour une station d'épuration devant respecter une norme de rejet de 20 mg MES/l, il est recommandé de limiter le TCH de pointe à 41 m<sup>3</sup>.m<sup>-2</sup>.d<sup>-1</sup>.

<sup>[E]</sup> Concentration de phosphore recherchée < 1,0 mg P/l.

<sup>[F]</sup> Procédé BNR : procédé d'enlèvement biologique des nutriments (azote et/ou phosphore).

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

**Tableau 13.2.2-2 – Profondeur en périphérie pour les décanteurs circulaires**

(Tiré de WEF, 2005)

Diamètre du décanteur (m)	Profondeur en périphérie (m)	
	Minimale	Recommandée
< 12	3,0	3,7
12 - 21	3,3	3,7
21 - 30	3,7	4,0
30 - 43	4,0	4,3
> 43	4,3	4,6

### 13.2.2.4 Taux de débordement

Le taux de débordement (TD) n'est pas un paramètre de conception critique (WEF, 2005) comme il est expliqué à la section 13.1.2.1.4. Les TD maximaux recommandés au débit de pointe horaire sont de 250 à 375 m<sup>3</sup>/d par mètre linéaire de déversoir. Les valeurs les plus faibles s'appliquent aux plus petits décanteurs ou aux décanteurs rectangulaires dont les déversoirs sont situés dans une zone d'inversion de courant de densité au niveau du mur d'extrémité aval<sup>1</sup> (M&EA, 2014 ; WEF, 2005). Par ailleurs, dans le cas de petits décanteurs (capacité de la station inférieure à 4 000 m<sup>3</sup>/d), il est recommandé que le taux de débordement soit inférieur à 125 m<sup>3</sup>.m<sup>-1</sup>.d<sup>-1</sup> au débit moyen de conception (M&EA, 2014).

<sup>1</sup> Le lecteur est invité à se référer à l'ouvrage de la WEF, *Clarifier Design* (2005), pour plus de détails sur les effets du mur d'extrémité aval.

### **13.2.3 Aménagements et composantes**

Les décanteurs secondaires peuvent être rectangulaires ou circulaires. La plupart des aménagements et composantes présentées à la section 13.1.2.2 au sujet des décanteurs primaires s'appliquent également aux décanteurs secondaires. La présente section fournit des informations supplémentaires.

#### **13.2.3.1 Géométrie**

Dans le cas des décanteurs secondaires circulaires, le ratio rayon/profondeur en périphérie ne devrait pas dépasser 5 à 6 : 1 (M&EA, 2014; Qasim et Zhu, 2018a). Dans le cas des décanteurs secondaires rectangulaires, le ratio longueur/profondeur en périphérie maximal est de 10 : 1 (Qasim et Zhu, 2018a; M&EA, 2014).

#### **13.2.3.2 Alimentation en affluent**

Il est recommandé d'assurer un écoulement gravitaire entre les bassins d'aération et les décanteurs secondaires et d'éviter un grand saut hydraulique (WEF, 2005). Si l'écoulement gravitaire est impossible, on devrait procéder au pompage de la liqueur mixte avec un minimum de gradient d'énergie pour limiter le bris des floccs en amont du décanteur. On devrait aussi prévoir un système de refloculation entre la pompe et le décanteur; il peut s'agir d'un canal d'alimentation délicatement aéré ou d'un puits d'alimentation et de floculation (WEF, 2005).

Le dispositif d'entrée devrait être conçu pour dissiper l'énergie, assurer une bonne distribution du débit, prévenir les courants de densité, éviter de perturber le voile de boues et favoriser la floculation.

Dans un décanteur circulaire, la vitesse d'entrée ne devrait pas dépasser 0,6 m/s au débit de pointe horaire en considérant un débit de boues recirculées maximal et une unité de décantation hors service (WEF, 2005). Le puits d'alimentation central devrait avoir un diamètre équivalent à 20-25 % du diamètre du décanteur (WEF, 2005). Parmi les différentes options permettant de favoriser la floculation des particules dans le décanteur, la plus commune consiste à surdimensionner le puits d'alimentation central. Il est alors question d'un puits de floculation. La conception du puits de floculation est basée sur un temps de rétention hydraulique de 20 minutes au débit moyen journalier par temps sec, auquel est ajoutée une provision de 50 % pour tenir compte du débit de boues recirculées. Plus simplement, le diamètre du puits de floculation mesure entre 30 % et 35 % du diamètre du décanteur (WEF, 2005; M&EA, 2014).

#### **13.2.3.3 Extraction des boues**

Les décanteurs secondaires devraient être conçus de façon à obtenir une bonne reprise des boues et à empêcher que celles-ci séjournent trop longtemps dans le décanteur. Les mécanismes de collecte devraient avoir une capacité suffisante pour permettre un ratio de recirculation des boues élevé au besoin. Les racleurs devraient être assez robustes pour mouvoir les boues denses qui peuvent s'accumuler à la suite d'une période d'arrêt mécanique (M&EA, 2014).

Les décanteurs secondaires circulaires sont généralement munis de racleurs et d'un puits de succion au centre, ou bien ils peuvent être munis de conduites de succion réparties sur les bras racleurs. Pour les décanteurs secondaires rectangulaires, le puits de boues est généralement situé à l'extrémité de sortie de l'effluent ou bien au milieu de sa longueur (WEF, 2005).

#### 13.2.3.4 Captage des écumes

On devrait prévoir des équipements pour enlever les écumes à la surface du décanteur, car :

- des solides flottants peuvent être présents dans l'effluent du bioréacteur, notamment s'il n'y a pas eu de traitement primaire en amont (WEF et ASCE, 2018) ;
- une dénitrification partielle peut survenir et causer une remontée des boues (WEF et ASCE, 2018).

Les écumes retirées des décanteurs secondaires ne devraient pas être retournées en tête de traitement puisqu'elles peuvent contenir ou favoriser la croissance des bactéries filamenteuses ou d'autres microorganismes indésirables (M&EA, 2014).

Si le système de captage des matières flottantes et des écumes est un dispositif à entraînement mécanique, il devrait pouvoir être mis hors service si nécessaire en hiver.

#### 13.2.4 Exploitation

On devrait réaliser un suivi régulier des décanteurs secondaires incluant des mesures de l'IVB des boues et de la profondeur du voile de boues (M&EA, 2014).

Les vérifications à effectuer pour la décantation secondaire comprennent :

- le fonctionnement adéquat des équipements mécaniques tels que les racleurs de fond et d'écumes ;
- les problèmes hydrauliques et de reprise des boues ;
- la présence anormale de matières flottantes, d'un voile de boues élevé ou d'une défloculation ;
- l'ajustement des déversoirs et leur nettoyage lorsque cela est nécessaire.

Dans le cas des installations où l'on a injecté du coagulant ou du floculant, on devrait vérifier la dose périodiquement à l'aide de *jar tests*.

### 13.3 Décantation secondaire à sédimentation discrète

Certains procédés biologiques mécanisés, comme ceux à culture fixée, engendrent peu de MES à décanter étant donné l'absence d'une recirculation des boues. La faible concentration de MES à l'effluent des bioréacteurs limite le processus de floculation, qui assure une bonne décantation. Ainsi, une flottation à air dissous (ou une autre technologie validée) est davantage recommandée qu'une décantation mécanisée. Cependant, dans de très petites stations d'épuration, un FAD (ou autre) peut se révéler difficilement implantable. Un décanteur pourrait alors être proposé. Cet ouvrage ne se comportera cependant pas comme un décanteur secondaire classique de boues activées ; les particules ne floculent pas entre elles, et la sédimentation discrète régit l'enlèvement gravitaire des solides. Les études réalisées sur ceux-ci ne sont donc pas applicables.

Les décanteurs installés en aval de procédés biologiques à faible concentration de MES (p. ex. à culture fixée) sont traités différemment et appelés « décanteurs secondaires à sédimentation discrète » dans le présent chapitre.

Selon les observations effectuées au Québec, les décanteurs à sédimentation discrète de petites installations présentent des concentrations de MES à l'effluent très variables. Celles-ci peuvent fréquemment dépasser 60 mg/l. Il semble difficile d'obtenir des valeurs inférieures à 20 mg/l de MES sur une base régulière. La performance de la décantation semble dépendre d'autres critères que le TCH lorsqu'il est inférieur à  $8 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}^{-1}$  (données internes du MELCC, 2008).

Divers facteurs peuvent influencer sur le rendement des décanteurs secondaires à sédimentation discrète, dont les processus de dénitrification (surtout lorsque le TRB dans le décanteur augmente) et les divers problèmes de court-circuitage. Dans ce contexte, il est impératif de prévoir :

- une extraction automatisée des boues à intervalles rapprochés ;
- des déflecteurs pour dissiper l'énergie à l'entrée du décanteur ;
- des déflecteurs de sortie ;
- des systèmes de récupération des écumes ;
- des équipements de dosage de sels métalliques et de polymères pour assister la décantation.

Les résultats obtenus dans le système de suivi des OMAEU ou lors d'essais portant sur diverses nouvelles technologies indiquent qu'il demeure possible d'obtenir une concentration de MES à l'effluent inférieure à 25 mg/l sur une moyenne périodique<sup>2</sup> si le décanteur est muni des équipements énumérés précédemment.

Les taux de charge hydraulique recommandés pour les décanteurs secondaires à sédimentation discrète sont de  $5$  à  $8 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}^{-1}$  au débit moyen et de  $20$  à  $30 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}^{-1}$  au débit de pointe horaire.

La profondeur de décanteur secondaire généralement recommandée est de 3,6 m (voir section 13.2.2.3). Lorsque le décanteur est plus petit, on recommande une profondeur un peu plus faible, soit de l'ordre de 2,5 à 3,0 m. Bien que celle-ci puisse être acceptable, le risque de concentration élevée de MES à l'effluent est accru.

Dans le cas des décanteurs d'une capacité de moins de  $20 \text{ m}^3/\text{d}$  qui ne sont munis d'aucun dispositif mécanique de raclage des boues, on doit assurer une inclinaison d'au moins  $60^\circ$  des parois et du fond du décanteur pour prévenir les accumulations de boues.

Dans les petites stations d'épuration comportant un traitement biologique à culture fixée (RBGS ou RBR), la décantation secondaire à sédimentation discrète en aval est le point critique du traitement. Si les

---

<sup>2</sup> Mesures effectuées sur des échantillons composites d'au moins trois journées d'échantillonnage.

équipements et les critères mentionnés précédemment ne sont pas respectés (profondeur, produits chimiques, raclage ou fond conique, etc.) ou si la norme de rejet de MES à respecter est inférieure à 25 mg/l, le concepteur devrait envisager un polissage (voir section 13.6) de l'effluent dans le but d'éviter des dépassements de normes de rejet à l'effluent.

PRÉLIMINAIRE

## 13.4 Flottation à air dissous secondaire

La flottation à air dissous (FAD) est efficace pour récupérer les floccs de faible taille et de faible densité (Crittenden et collab., 2012), ce qui en fait un procédé de séparation solide-liquide à privilégier en aval des procédés biologiques à culture fixée<sup>3</sup>.

La FAD permet d'enlever quatre types de particules :

- Les particules initialement présentes dans l'eau à traiter.
- Les particules produites par coagulation en amont.
- Les particules produites par l'oxydation d'éléments déjà présents.
- Les particules ajoutées, s'il y en a.

Selon les caractéristiques des eaux à traiter, la conception et l'exploitation peuvent différer d'un procédé de FAD à l'autre.

Les principaux avantages et inconvénients de la FAD sont présentés au Tableau 13.2.4-1.

**Tableau 13.2.4-1 – Avantages et inconvénients de la flottation à air dissous**

Avantages	Inconvénients
Procédé compact	Coût d'immobilisation élevé
Efficace pour récupérer les particules difficilement décantables	Consommation énergétique élevée des systèmes de pressurisation et des pompes de recirculation de l'effluent
Possibilité d'être couverte pour capter et traiter les odeurs	Consommation de produits chimiques
Concentration relativement élevée des boues épaissies (35 à 40 g/l)	Système sensible aux variations brusques de conditions hydrauliques
	Nécessité de suivi d'exploitation et d'entretien du procédé et des équipements électromécaniques

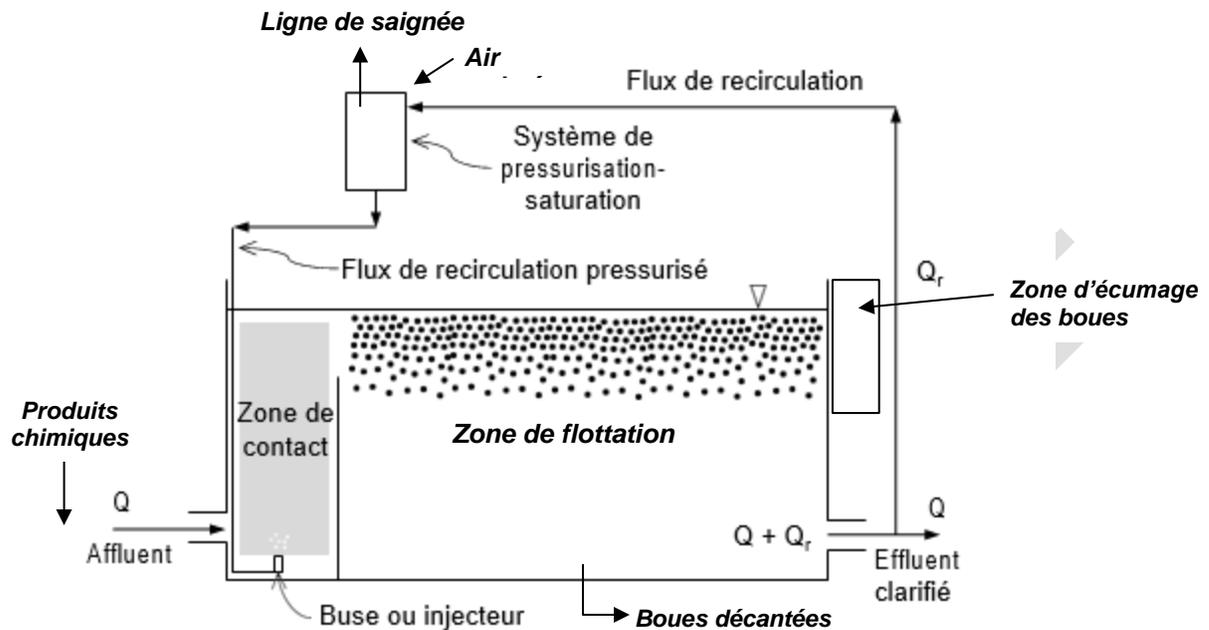
### 13.4.1 Principe de fonctionnement

La FAD a pour but de concentrer des particules à la surface d'un bassin en utilisant de l'air. Après avoir été mis en solution sous pression, l'air injecté dans le fond d'un bassin se libère en microbulles sous l'effet de la décompression. Les microbulles donnent alors une apparence laiteuse à l'eau, d'où l'appellation « eau blanche ». Dans leur mouvement ascendant, les microbulles entraînent les particules en formant des agglomérats microbulles-particules.

Le flottateur à air dissous (FAD) est un ouvrage de forme rectangulaire ou circulaire muni de divers équipements électromécaniques et de contrôle. Le FAD est subdivisé en deux zones. La première est la zone de contact entre l'affluent et le retour d'une portion d'effluent pressurisé. La seconde est la zone de

<sup>3</sup> La concentration de MES et la taille des particules plus faibles à la sortie d'un réacteur biologique à garnissage en suspension (RBGS) font en sorte que la FAD est un procédé couramment utilisé pour la récupération des matières particulaires à son effluent (Ivanovic et Leiknes, 2012).

flottation qui permet la séparation solide-liquide. La zone de contact peut être en amont de la zone de flottation ou en dessous de celle-ci. La Figure 13.4.1-1 schématise les composantes d'un FAD.



**Figure 13.4.1-1 – Schéma d'un FAD avec pressurisation d'une portion de l'effluent clarifié**

**Adaptée d'Edzward (2010)**

Avant l'entrée dans le FAD, des produits chimiques (coagulant et polymère) sont généralement ajoutés à l'affluent dans une zone à mélange rapide et dans une zone de floculation. L'affluent conditionné pénètre ensuite dans la zone de contact, où il est mélangé avec le retour d'une portion d'effluent clarifié.

Préalablement à son injection dans la zone de contact, la fraction d'effluent clarifié qui est recirculée subit une pressurisation et une saturation en air dans un réservoir hydropneumatique. L'air peut être introduit sous pression directement dans le système de pressurisation ou indirectement par la suction de la pompe de recirculation de l'effluent. La pression élevée dans le réservoir entraîne une plus grande dissolution de l'air dans l'eau conformément à la loi de Henry. L'effluent pressurisé est introduit dans la zone de contact par un système d'injection et subit une décompression.

Le système de pressurisation-saturation-détente comprend les équipements suivants :

- Système de pompage pour la recirculation d'une portion de l'effluent clarifié ( $Q_r$ ).
- Système d'air comprimé (incluant en général un système d'assèchement d'air, un filtre et un dispositif de déshuilage) qui alimente le réservoir de pressurisation-saturation.
- Réservoir de pressurisation-saturation d'air (réservoir hydropneumatique) où l'air se dissout dans l'eau pressurisée avec évacuation en continu ou intermittente de l'excès d'air (ligne de saignée).
- Système d'injection de l'effluent dans la zone de contact du FAD à l'aide de buses ou d'injecteurs qui forment des microbulles.
- Équipements de contrôle et de sécurité.

L'eau blanche (mélange d'eau et de microbulles d'air en suspension) est formée dans la zone de contact sous l'effet de la décompression. La pression dans la zone de contact est égale à la pression atmosphérique additionnée à la pression hydrostatique. Les microbulles qui en résultent s'agglomèrent aux particules contenues dans l'affluent. Les gradients de vitesse élevés dans la zone de contact facilitent les

collisions et, par conséquent, la formation d'agglomérat microbulles-particules. Ces gradients de vitesse sont obtenus grâce au débit entrant, au mouvement ascendant des microbulles d'air et au mouvement des particules.

Dans la zone de flottation, les agglomérats microbulles-particules montent à la surface et s'y accumulent. La séparation des particules par flottation suit les mêmes lois que la sédimentation, mais elle se fait dans la direction opposée. Après un certain temps, la couche épaissie de particules à la surface est écumée vers le système d'extraction des boues. L'effluent clarifié est retiré au bas de la zone de flottation, d'où une portion est recirculée vers le système de pressurisation-saturation. Les particules et les floccs plus lourds décantent au fond du FAD et sont évacués régulièrement par raclage ou par purge à l'aide d'un fond en pente (p. ex. trémie) et d'un jeu de vannes.

## **13.4.2 Conditions de conception**

### **13.4.2.1 Débits et charges**

Bien que les FAD soient moins sensibles aux variations hydrauliques que les décanteurs (Viitasaari et collab., 1995), il est recommandé d'éviter le plus possible les surcharges hydrauliques et massiques durant l'exploitation. En effet, à la suite d'un redémarrage ou d'une variation importante des débits et charges, les performances du FAD sont altérées transitoirement (Perret et Canler, 2014). Les systèmes fonctionnant par intermittence ne sont pas conseillés. Conséquemment, il est recommandé que les concepteurs prévoient des ouvrages en amont de la filière de traitement qui permettront de régulariser le débit de façon que le système fonctionne en continu, notamment par l'utilisation de pompes à vitesse variable avec bassin (volume) tampon pour les petites installations.

Le dosage de produits chimiques devrait être fait proportionnellement au débit mesuré en amont du réservoir de coagulation. De plus, la pompe de recirculation du FAD devrait toujours être maintenue en fonction pour maintenir le lit de boues à la surface du FAD.

Comme pour les décanteurs primaires, la conception du FAD est basée sur le débit moyen journalier et la concentration moyenne de solides. Elle devrait être vérifiée pour le débit de pointe horaire ou instantané.

### **13.4.2.2 Redondance**

Pour éviter l'arrêt prolongé de la clarification par un FAD lors d'un bris ou d'un entretien, il est recommandé d'installer le système de flottation avec une redondance. Lorsque deux flottateurs sont prévus, chacun devrait être en mesure de traiter tout le débit moyen, tandis que deux flottateurs en parallèle devraient être en mesure de traiter le débit de pointe sur un horizon de 10 ans. Pour les très petites installations ( $Q_c \leq 500 \text{ m}^3/\text{d}$ ), si un seul flottateur est installé, il est recommandé de prévoir une redondance pour les systèmes de compression d'air et de pompage.

## **13.4.3 Critères de conception**

Plusieurs facteurs peuvent influencer sur les performances des FAD, compte tenu des conditions d'exploitation variables et des équipements mécaniques en jeu. Des essais sur site permettent de valider les dosages de produits chimiques, de revoir les paramètres du système de pressurisation-saturation et d'optimiser le procédé dans sa globalité pour assurer le bon fonctionnement sur l'ensemble des conditions d'exploitation.

Les trois principaux critères qui influent sur la conception d'un FAD sont le taux de charge hydraulique (TCH), le temps de rétention hydraulique (TRH) et le taux de charge massique (TCM).

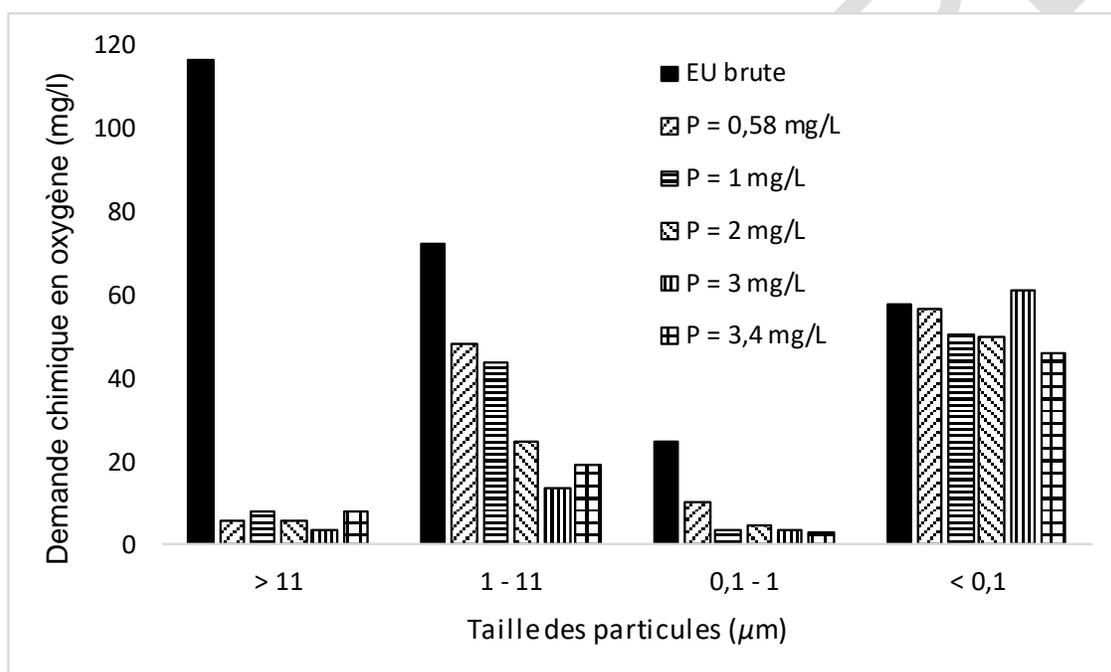
### **13.4.3.1 Ajout de produits chimiques**

Pour assurer un meilleur enlèvement des MES et du phosphore et favoriser le respect constant des normes de rejet, on recommande l'ajout de produits chimiques en amont d'un procédé de FAD (Meudre, 2011). Cet

ajout peut se faire dans un réservoir de mélange ou en conduite à l'amont du FAD. Certains manufacturiers et fournisseurs d'équipements proposent également des systèmes intégrés où se conjuguent, dans le même ouvrage, les procédés de coagulation, de floculation et de flottation.

Il est nécessaire d'ajouter du coagulant pour diminuer la fraction colloïdale et atteindre de faibles concentrations de MES à l'effluent. On devrait toutefois contrôler le dosage du coagulant pour limiter le coût d'achat et la quantité de boues chimiques produites. De plus, une augmentation du dosage de coagulant ne donne pas nécessairement de meilleurs rendements, contrairement à une augmentation du dosage de polymère (Melin et collab., 2002).

La Figure 13.4.3-1 illustre l'effet de l'ajout de coagulant avec des concentrations variables de polymère sur la performance d'un FAD en regard de différentes fractions de la demande chimique en oxygène particulaire (DCOp) d'une eau usée brute (Melin et collab., 2002). La concentration de DCO totale à l'affluent était d'environ 275 mg/l.



**Figure 13.4.3-1 – Performances d'un FAD selon des fractions de la DCOp**  
**Polymère (P) : poly-DADMAC (chlorure de polydiallyldiméthylammonium)**

**Coagulant : 0,2 mmol Fe/l**

**Adaptée de Melin et collab. (2002)**

On peut tirer certaines observations de la Figure 13.4.3-1 :

- Pour les particules contenues dans l'affluent dont le diamètre est supérieur à 11 µm (taille moyenne à grossière), la flottation avec un coagulant à 0,2 mmol Fe/l est très efficace (environ 95 % de réduction), mais l'accroissement du dosage de polymère a peu d'effet, car le résiduel se maintient aux alentours de 5 mg/l en DCOp.
- Pour les particules dont le diamètre se situe entre 1 et 11 µm (taille fine à moyenne), l'efficacité de la flottation est d'environ 70 % avec le dosage de coagulant. De plus, le résiduel en DCOp est d'environ 15 à 25 mg/l pour un dosage de polymère supérieur ou égal à 2 mg/l. L'accroissement de la dose de polymère influe positivement sur les performances.

- L'accroissement du dosage de polymère a aussi un effet positif sur les particules entre 0,1 et 1 µm, mais cet effet plafonne dès 1 mg/l de polymère.
- Le polymère et le coagulant n'ont pas d'effet notable sur la partie soluble (< 0,1 µm).

Selon la littérature, pour assurer les performances d'un FAD, le dosage type d'un polymère cationique à haut poids moléculaire recommandé varie de 2 à 5 g de polymère sec/kg de matières sèches des MES de l'affluent (WEF et ASCE/EWRI, 2010). On recommande un dosage menant à des concentrations de polymère supérieures ou égales à 2,5 mg/l (Ødegaard et collab., 2010; Perret et Canler, 2014).

Les chapitres 4 et 17 du présent guide présentent les lignes directrices concernant la conception des équipements de coagulation (mélange rapide) et de floculation.

La conception et l'exploitation d'un procédé de floculation varient en fonction du procédé de séparation solide-liquide qui se trouve en aval de celui-ci. Lorsque l'étape de floculation précède un procédé de FAD, il est recommandé qu'elle soit conçue et exploitée avec une intensité de mélange plus élevée que celle requise pour un système de floculation/décantation, de façon à favoriser la formation de petits floes (Ødegaard, 1995). Ainsi, on devrait prévoir un gradient de vitesse (G) de l'ordre de 60 à 80 s<sup>-1</sup> (Ødegaard, 2001). Les temps de rétention pour le procédé de floculation demeurent sensiblement les mêmes (5-20 minutes).

#### 13.4.3.2 Taux de charge hydraulique

Le taux de charge hydraulique (TCH) est calculé en considérant la somme des débits d'affluent et d'effluent clarifié recirculé, le tout divisé par la surface effective de la zone de flottation du FAD.

**Équation 13.33 :** 
$$TCH = \frac{(Q+Q_r)}{A}$$

où :

TCH : taux de charge hydraulique (m<sup>3</sup>.m<sup>-2</sup>.d<sup>-1</sup>);

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

Q<sub>r</sub> : débit d'effluent clarifié recirculé (m<sup>3</sup>/d);

A : surface effective de la zone de flottation (m<sup>2</sup>).

Pour les flottateurs sans lamelles, la surface effective de flottation (A) est définie par la surface au miroir de la zone de flottation (sans la zone de contact). Pour ce type de flottateur, il est recommandé que le TCH n'excède pas 5 m<sup>3</sup>.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup> au débit moyen et 10 m<sup>3</sup>.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup> au débit de pointe horaire (Ødegaard et collab., 2010).

Le TCH nominal, moins fréquemment utilisé, est calculé en considérant le débit d'affluent sans recirculation divisé par la surface totale des zones de contact et de flottation du FAD. Les utilisateurs devraient rester vigilants pour bien comprendre de quel type de TCH il s'agit.

Certains manufacturiers et fournisseurs d'équipements proposent l'ajout de lamelles parallèles (disposées horizontalement ou verticalement) pour améliorer la distribution hydraulique et augmenter la surface effective de flottation dans le FAD.

Dans une configuration avec un bloc lamellaire horizontal installé dans le bas de la zone de flottation, les lamelles créent en-dessous d'elles des conditions hydrauliques favorables à l'interception d'agrégats bulles-particules de petite taille. Une fois les agrégats captés, leur taille peut augmenter par coalescence, ce qui leur permet ultimement de quitter les lamelles et de gagner la surface par flottation (Hedberg et collab., 1998). Il est rapporté que l'ajout de lamelles permet un dimensionnement avec des TCH au miroir supérieurs à ceux utilisés typiquement pour les flottateurs conventionnels sans lamelle (Hedberg et collab., 1998).

Des valeurs de TCH au miroir pour différentes installations sont présentées au Tableau 13.4.3-1.

**Tableau 13.4.3-1 – Valeurs de taux de charge hydraulique au miroir d'un FAD**

Type de traitement	Présence de lamelles	Taux de charge hydraulique au miroir (TCH) ( $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ )		Référence
		$Q_{\text{moy}}$	$Q_{\text{pointe}}$	
Primaire ou secondaire	non spécifié	s. o.	13,5	Wang et collab., 2010
RBGS	non	5	10	Ødegaard et collab., 2010
	non	7,5	10	
	oui	10	12	Perret et Canler, 2014
Boues activées	non	s. o.	7,5	Qasim, 1999
Biofiltres	non	s. o.	10,5	

### 13.4.3.3 Taux de charge massique

Étant donné les concentrations de MES attendues à l'effluent d'un traitement biologique à culture fixée (< 500 mg/l), le taux de charge massique (TCM) n'est typiquement pas le facteur limitant des FAD sans lamelle. En revanche, le TCM au miroir peut être un critère de dimensionnement pour les FAD lamellaires (Meudre, 2011).

Pour l'épaississement des boues secondaires (boues activées), le TCM admissible peut aller jusqu'à  $10 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  (Metcalf & Eddy-AECOM, 2014; WEF et ASCE, 2018). Cette valeur ne devrait pas être excédée pour les FAD en clarification secondaire. Le calcul du TCM devrait inclure les MES produites par l'ajout de coagulants et de polymères.

Dans les conditions exposées au Tableau 13.4.3-1, les résultats obtenus par Perret et Canler (2014) indiquent qu'une augmentation du TCM est associée à une augmentation de la variabilité des concentrations à l'effluent des flottateurs. Toutefois, dans le cas des flottateurs avec lamelles disposées horizontalement, leurs résultats montrent que cette variabilité est limitée et qu'on peut espérer de bonnes performances (< 25 mg/l de MES à l'effluent) à des TCM inférieurs à  $1,25 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ . Pour le flottateur sans lamelle étudié, la variabilité était faible et de bonnes performances (< 25 mg/l de MES à l'effluent) ont été observées sur toute la gamme de TCM (jusqu'à environ  $2 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ ).

### 13.4.3.4 Temps de rétention hydraulique

En plus du TCH, le temps de rétention hydraulique (TRH) minimal est un facteur à considérer pour la conception des flottateurs. Un TRH minimal est requis, à la fois pour permettre une floculation efficace si elle est réalisée à même le bassin de flottation, et pour laisser le temps à l'eau blanche de dégazer et de se clarifier, puis aux microbulles d'entraîner les MES à la surface.

Le temps de rétention hydraulique dans la zone de flottation est, pour un TCH donné, directement lié à la hauteur de cette zone. Si l'on considère la limite de  $10 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  au débit de pointe dont il est question à la section 13.4.3.2, on obtient, pour la limite basse de la gamme de hauteurs typiques (1,5 m) (Wang et collab., 2010), un TRH minimal de neuf minutes à respecter. Pour des flottateurs en aval de RBGS, Ødegaard et collab. (2010) indiquent des TRH typiques de 24 et 12 minutes au débit moyen et au débit de pointe horaire, respectivement, pour une hauteur de 2 m.

Pour la zone de contact, le TRH minimal devrait être suffisamment long pour produire le plus d'agrégats bulles-particules possible, sans toutefois l'être trop au point de favoriser un court-circuitage dans la zone.

Le temps de rétention de la zone de contact est typiquement de l'ordre de 1 à 4 minutes (Crittenden et collab. 2012).

### 13.4.3.5 Ratio air/solides

Le ratio du volume d'air exprimé sur les matières solides à l'affluent (A/S) est l'un des paramètres importants pour la conception d'un FAD. Il influe notamment sur la vitesse d'ascension des agglomérats microbulles-particules. La quantité d'air libéré par détente est contrôlée principalement par la pression absolue appliquée et le débit de recirculation. Dans le cas d'un FAD avec pressurisation d'une portion de l'effluent clarifié, le ratio A/S se calcule comme suit :

$$\text{Équation 13.34 : } \frac{A}{S} = \frac{1,3 Q_r C_s}{Q X_a} (f_a P - 1)$$

où :

A/S : ratio d'air sur les MES à l'affluent (ml/mg);

$Q_r$  : débit d'effluent clarifié recirculé ( $m^3/d$ );

$Q$  : débit d'affluent ( $m^3/d$ );

$X_a$  : concentration de MES à l'affluent, sans tenir compte de la recirculation (mg/l);

$P$  : pression absolue de saturation dans le système de pressurisation-saturation (atm);

$C_s$  : solubilité de l'air dans l'eau à la température de l'effluent et à la pression atmosphérique (ml/l) (voir Tableau 13.4.3-2);

$f_a$  : fraction d'air dissous à la pression absolue de saturation de l'eau (adimensionnel):

- 0,5 (Metcalf & Eddy-AECOM, 2014; Edzwald, 2010);
- 0,5 à 0,8 (Qasim, 1999).

La fraction d'air qui est solubilisé dépend de l'intensité du mélange et du temps de rétention hydraulique dans la zone de pressurisation. L'ajout de garnissages pour accroître l'efficacité du saturateur n'est pas recommandé avec les eaux usées à cause de leur sensibilité au colmatage (Crossley et Valade, 2006).

**Tableau 13.4.3-2 – Solubilité de l'air ( $C_s$ ) dans l'eau en fonction de la température de l'effluent à pression atmosphérique**

Température (T) (°C)	Solubilité ( $C_s$ ) (ml/l)
0	29,2
10	22,8
20	18,7
30	15,7

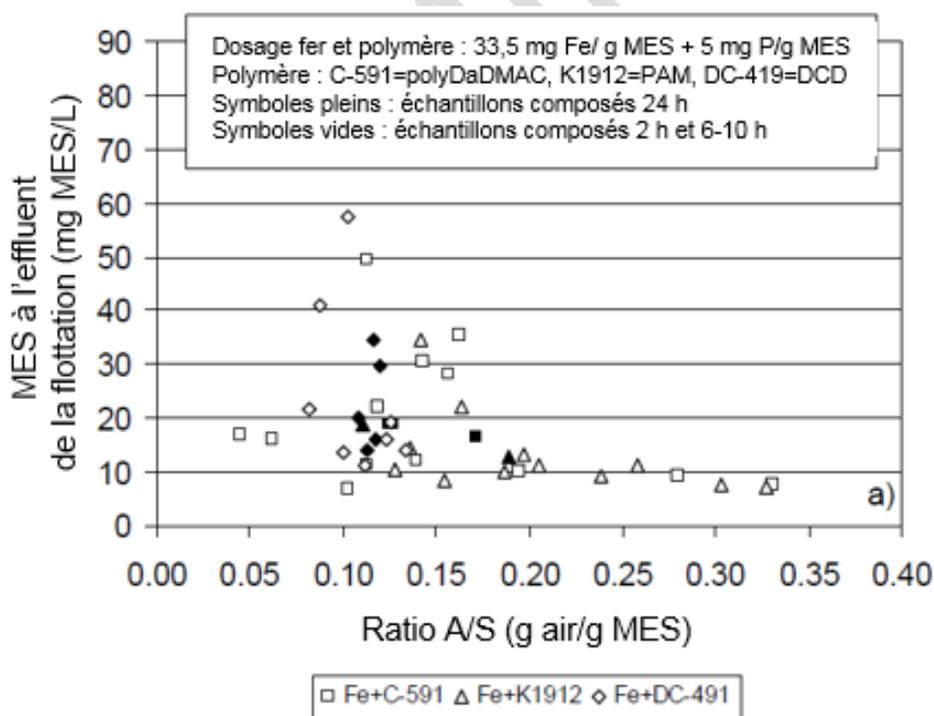
Des valeurs de ratio A/S sont présentées au Tableau 13.4.3-3. Il est observé qu'à plus faible concentration des solides à l'affluent, le ratio A/S augmente.

**Tableau 13.4.3-3 – Ratio A/S pour un FAD selon le type d’affluent**

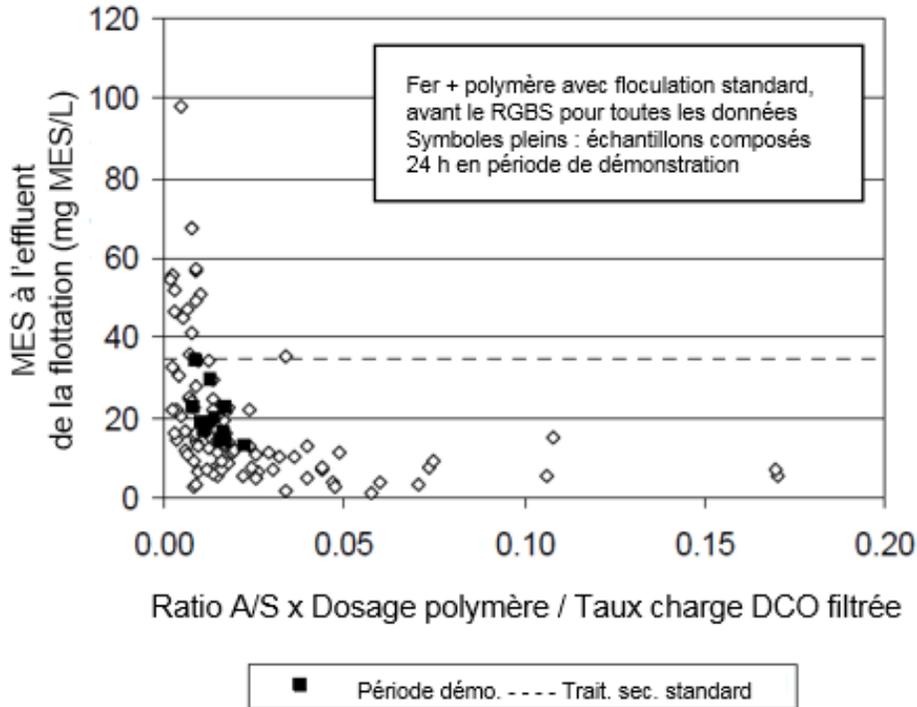
Type d’affluent ou fonction	Unités	Ratio air/solides		Référence
		Minimum	Maximum	
Primaire ou secondaire	(mg/mg)	0,01	0,20	Wang et collab., 2010
Boues activées	(ml/mg)	0,03	0,05	Qasim, 1999
Épaississement	(ml/mg)	0,005	0,06	M&EA, 2014

L’augmentation de ce ratio conduit normalement à l’augmentation de la vitesse ascensionnelle et du degré d’épaississement des boues. Toutefois, l’augmentation du ratio A/S introduit une turbulence supplémentaire qui, à son tour, peut provoquer une réduction de l’efficacité de flottation et un gaspillage d’énergie. Selon Ødegaard et collab. (2010) qui ont étudié la flottation en aval de RBGS, l’effet du ratio A/S sur l’enlèvement des MES est difficile à établir, car il dépend également du dosage de polymère et du taux de charge surfacique de DCO filtrée ( $TCS_{DCO}$ ) appliqué sur le RBGS amont. La Figure 13.4.3-2 et la Figure 13.4.3-3 montrent l’effet de ces différents paramètres sur les concentrations de MES à l’effluent.

Selon Ødegaard et collab. (2010), un ratio A/S inférieur à 0,10 g air/g MES et un dosage de polymère cationique de 2,5 mg/l ou plus permet d’obtenir de bons résultats à l’effluent d’un RBGS (Figure 13.4.3-2). On obtient également un bon enlèvement de MES lorsque le ratio A/S est supérieur à 0,20. Entre 0,10 et 0,20 g air/g MES, les auteurs mentionnent que les concentrations supérieures à 30 mg MES/l à l’effluent sont occasionnées principalement par le plus faible dosage de polymère (< 1,5 mg/l) et le TCS plus élevé en DCO filtrée du RBGS en amont.



**Figure 13.4.3-2 – MES vs ratio A/S**  
Adaptée d’Ødegaard et collab. (2010)



**Figure 13.4.3-3 – MES vs Ratio A/S x Dosage polymère/TCS<sub>DCof</sub> du RBGS en amont**  
Adaptée d'Ødegaard et collab. (2010)

À la Figure 13.4.3-3, on observe une réduction des MES à l'effluent du flottateur avec l'augmentation du ratio A/S x dosage polymère sur le TCS de DCO filtrée appliqué sur le RBGS en amont. En effet, la réduction des MES observée a été obtenue par un dosage proportionnel de l'air injecté et du polymère en fonction du TCS<sub>DCof</sub> du RBGS en amont. Ainsi, pour obtenir la qualité d'effluent désirée tout en réduisant les coûts de fonctionnement, une optimisation en fonction du dosage du polymère, du ratio air/solide et des paramètres d'exploitation du bioréacteur (p. ex. TCS<sub>DBO5s</sub>) est de mise.

#### 13.4.3.6 Pression de saturation, ratio de recirculation et temps de rétention hydraulique du saturateur

Le fonctionnement optimal d'un FAD repose sur le mode d'exploitation du système de pressurisation-saturation de l'effluent recirculé qui produit l'eau blanche. La composition de cette dernière varie en fonction de plusieurs facteurs, dont le ratio de recirculation, la pression de saturation et l'efficacité du saturateur. Cette efficacité dépend de l'intensité du mélange et du temps de rétention hydraulique dans la zone de pressurisation.

Le ratio de recirculation d'effluent est habituellement calculé selon l'équation suivante en fonction du débit de pointe horaire et dépend, entre autres, de la concentration de MES. Il a été démontré que lorsque le ratio de recirculation est inférieur à 10 %, les performances diminuent rapidement.

**Équation 13.35 :** 
$$RR_{ee} = \frac{Q_r}{Q} \times 100 \%$$

où :

RR<sub>e</sub> : ratio de recirculation d'effluent (%);  
Q<sub>r</sub> : débit d'effluent clarifié recirculé (m<sup>3</sup>/d);  
Q : débit d'affluent (m<sup>3</sup>/d).

Le Tableau 13.4.3-4 fournit des valeurs typiques aux fins de conception des équipements du système de pressurisation-saturation.

**Tableau 13.4.3-4 – Valeurs typiques de conception pour les équipements de pressurisation-saturation de l'effluent recirculé d'un FAD**

Type d'affluent	Pression de saturation (P) (kPa)	Ratio de recirculation d'effluent (RR <sub>e</sub> ) (%)	TRH dans le réservoir de saturation d'air (s)	Référence
Primaire ou secondaire	175 à 485	5 à 120	30 à 180	Wang et collab., 2010
RBGS	400 à 600	10 à 25	–	Ødegaard et collab., 2010

Le TRH dans le réservoir de saturation varie généralement entre 30 et 180 secondes (Wang et collab., 2010). La concentration d'air dissous à l'équilibre varie entre 110 et 200 mg/l pour des températures entre 5 °C et 20 °C et des pressions entre 400 kPa et 600 kPa (Edzwald, 2010). Le ratio de recirculation d'effluent se situe généralement entre 10 % et 25 % (Ødegaard et collab., 2010).

Il faut ajouter un réservoir de pressurisation pour atteindre une pression de saturation suffisante. Il est recommandé que la capacité minimale de l'équipement de saturation-pressurisation soit équivalente à 10 % du débit de pointe horaire à une pression de 600 kPa (Ødegaard et collab., 2010). Le débit d'air compressé injecté dans le système représente environ 10 % du débit de recirculation (Meudre, 2011).

La taille des microbulles varie généralement entre 10 et 100 µm. Dans la zone de contact, leur taille est de 40 à 80 µm, tandis que dans la zone de flottation, elle se situe entre 50 et 150 µm. Une augmentation de la pression de saturation produit de plus petites bulles (Edzwald, 2010). Étant donné que la création d'agglomérats microbulles-particules est un phénomène de surface, il est important que les bulles produites soient suffisamment petites pour que la surface disponible pour l'adhérence soit grande (Crittenden et collab., 2012). Il est reconnu que l'efficacité de la flottation augmente avec la diminution de la taille des microbulles (Edzwald, 2010).

### 13.4.4 Aménagements et composantes

Les FAD peuvent être construits en différents matériaux (p. ex. béton ou acier). La profondeur de ceux-ci varie généralement entre 1,5 et 3,25 m (Ødegaard et collab., 2010; Wang et collab., 2010), mais peut être supérieure dans des configurations particulières comme avec des lamelles disposées verticalement.

Lorsque des lamelles sont présentes, la distance perpendiculaire entre celles-ci varie généralement entre 50 et 100 mm. Pour favoriser leur autonettoyage, l'inclinaison des lamelles ( $\theta$ ) est d'environ 50-60° à partir du plan horizontal. Celles-ci peuvent être fabriquées en fibre de verre, en plastique ou en acier inoxydable.

#### 13.4.4.1 Extraction des boues

Deux types de boues sont à extraire et auraient avantage à être dirigées au bassin de stockage des boues.

Le premier type est lié aux flottants dont la siccité varie autour de 2,6 % à 5 % (WEF et ASCE, 2018). L'évacuation des flottants peut se faire à l'aide d'un racleur mécanique avec déversoir incliné ou par débordement avec déversoir et contrôle du niveau de liquide (hauteur d'eau). L'enlèvement par débordement est plus simple, mais produit généralement une siccité moindre liée au surplus d'eau entraîné avec les boues flottées. L'extraction des boues flottées devrait donc être optimisée pour obtenir un faible volume purgé tout en respectant les performances désirées à l'effluent. En effet, l'accroissement de la siccité des boues peut s'accompagner d'une baisse de la qualité de l'effluent. Étant donné que les boues

flottées contiennent beaucoup d'air, leur pompage peut engendrer certaines problématiques (Viitasaari et collab., 1995).

Le second type de boues à vidanger est celui s'accumulant au fond du FAD par sédimentation. Leur récupération peut être faite avec un racleur sur fond plat ou par points de soutirage placés au centre de trémies. La présence d'un système de récupération des boues décantées est recommandée. Les purges sont réalisées à intervalle variable (allant de quelques heures à quelques mois) selon le mode de déclenchement des purges (manuel ou automatique), la qualité de l'eau à traiter, la conception du FAD et la qualité d'effluent visée. Une purge trop fréquente et de longue durée accroît le volume évacué de boues décantées (siccity réduite), tandis qu'une purge peu fréquente et de courte durée réduit le volume évacué (siccity augmentée), mais hausse le voile de boue. Un voile de boue élevé peut engendrer une détérioration de la qualité de l'effluent, notamment lorsque l'épaisseur d'eau clarifiée est restreinte en présence de lamelles.

#### **13.4.5 Performances épuratoires**

Selon les performances rapportées dans la littérature, on peut s'attendre à un rendement moyen d'environ 95 % pour un FAD recevant une concentration de MES inférieure ou égale à 350 mg/l (moyenne de 182 mg/l) en aval d'un RBGS (WEF et ASCE, 2018). Avec un dosage de produits chimiques adéquat, on peut obtenir des concentrations de MES à l'effluent inférieures à 15 mg/l (Melin et collab., 2004; WEF et ASCE, 2018; Ødegaard et collab., 2010). Ces performances correspondent à des valeurs moyennes obtenues dans les conditions spécifiques des sites étudiés. En conditions de pointe, l'efficacité de la FAD peut diminuer et l'on pourrait observer des concentrations supérieures à 25 mg/l (Perret et Canler, 2014).

En ce qui concerne le phosphore, il est rapporté que l'on peut obtenir des concentrations moyennes inférieures ou égales à 0,3 mg P/l lorsque le coagulant et le polymère sont dosés adéquatement en amont du FAD à des TCH entre 4 et 8 m<sup>3</sup>.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup> au débit moyen de conception (Ødegaard et collab., 2010).

#### **13.4.6 Installation**

Les FAD devraient être installés à l'intérieur d'un bâtiment chauffé et ventilé.

#### **13.4.7 Exploitation**

Avant la mise en service du système, étant donné que plusieurs paramètres influent sur l'efficacité du FAD, on recommande la réalisation d'essais sur site pour déterminer le type et le dosage de produits chimiques à utiliser (*jar tests*), revoir les paramètres du système de pressurisation-saturation et optimiser le procédé pour l'ensemble des conditions de fonctionnement.

En cours d'exploitation, on devrait faire certaines vérifications pour s'assurer du bon fonctionnement du FAD. Celles-ci sont présentées au Tableau 13.4.7-1 de façon non exhaustive, en complément de la section 10.6 du chapitre 10 portant sur l'exploitation d'une station mécanisée. De façon générale, le suivi d'exploitation consiste en la vérification des dosages de coagulant et de polymère, des pressions du système de pressurisation, de l'apport continu d'air des compresseurs ainsi que de la fréquence de raclage et de purge des boues flottées et décantées (Meudre, 2011). Le manuel du fabricant indique diverses tâches à réaliser en complément de celles-ci.

Les principaux coûts d'exploitation sont liés au pompage, à l'utilisation de produits chimiques, au système de saturation et pressurisation, à la gestion des boues, au chauffage et à la ventilation du bâtiment, au fonctionnement des équipements et à leur entretien (Viitasaari et collab., 1995).

**Tableau 13.4.7-1 – Tâches requises pour l'exploitation d'un FAD**

Système	Équipement	Vérification en cours d'exploitation
Coagulation et floculation	Banc de <i>jar tests</i>	Optimiser la taille du floc (visuellement).
		Optimiser le dosage de produits chimiques par des <i>jar tests</i> en laboratoire.
Pressurisation et saturation de l'effluent	Pompe de recirculation	Vérifier le fonctionnement du moteur avec une pompe en fonction. Vérifier le manomètre et comparer la lecture à la valeur de consigne.
	Compresseur d'air	Vérifier régulièrement les cycles des compresseurs aux pressions désirées.
	Réservoir de saturation	Vérifier le manomètre ; une augmentation de la pression est un indicateur de colmatage des buses et injecteurs.
	Système d'injection d'air	Vérifier que le système ne crée pas de turbulence dans le lit de boues.
Zone de flottation	Système d'extraction des boues	Vérifier l'efficacité du système et optimiser le pourcentage des solides.

Les interventions d'entretien préventif des équipements du FAD à réaliser régulièrement par le personnel sont présentées au Tableau 13.4.7-2.

**Tableau 13.4.7-2 – Interventions requises pour l'entretien d'un FAD**

Système	Équipement	Intervention d'entretien selon les recommandations du manufacturier
Coagulation et floculation	Mélangeur	Lubrification des roulements et des réducteurs
Pressurisation et saturation de l'effluent	Pompe de recirculation	Inspection et vérification de l'état des conduites d'admission et de refoulement, vérification du colmatage du préfiltre, lubrification
	Compresseur d'air	Inspection et vérification de l'état du compresseur d'air ; Nettoyage des filtres à air et changement d'huile
	Réservoir de saturation d'air	Vérification de l'état des équipements (interrupteur de niveau, électrovanne d'alimentation d'air, etc.)
	Système d'injection d'air	Inspection et nettoyage des buses ou des injecteurs
Zones de contact et de séparation	Bassins	Vidange annuelle et nettoyage
	Lamelles	Vidange périodique (tous les 3 à 6 mois) et nettoyage
	Système d'extraction des boues	Inspection du racleur et des déversoirs

## 13.5 Filtration membranaire secondaire

La filtration membranaire secondaire est décrite au chapitre 10 – section 10.4.5.

## 13.6 Séparation solide-liquide tertiaire (polissage)

Le polissage de l'effluent permet de réduire la concentration de matières particulaires en fin de traitement lorsque les normes de rejet sont contraignantes. Rendus à l'étape de traitement tertiaire, les solides présents dans les eaux usées sont des MES n'ayant pas été enlevées lors du traitement secondaire ou des floccs formés par déphosphatation chimique en postprécipitation. On note aussi des performances d'enlèvement des microorganismes pathogènes avec l'utilisation de certains procédés de polissage. Le polissage, qui consiste en une séparation solide-liquide supplémentaire, peut se faire par décantation, flottation ou filtration. La présente section couvre uniquement les technologies de séparation solide-liquide tertiaire reconnues comme « conventionnelles ». Ce sont toutes des technologies de filtration. Pour les autres technologies, il existe des équipements de polissage propriétaires reconnus par le Comité sur les technologies de traitement de l'eau (CTTE).

La filtration après une décantation secondaire, une flottation à air dissous ou des étangs aérés est parfois désignée comme une filtration tertiaire ou une « postfiltration ». Les trois types de filtration tertiaire détaillés dans les sections suivantes sont :

- la filtration granulaire (filtration en profondeur) ;
- le microtamisage ou la filtration sur toile (filtration de surface) ;
- la filtration membranaire.

La Figure 13.4.7-1 schématise le principe d'enlèvement des particules dans ces trois types de filtration.

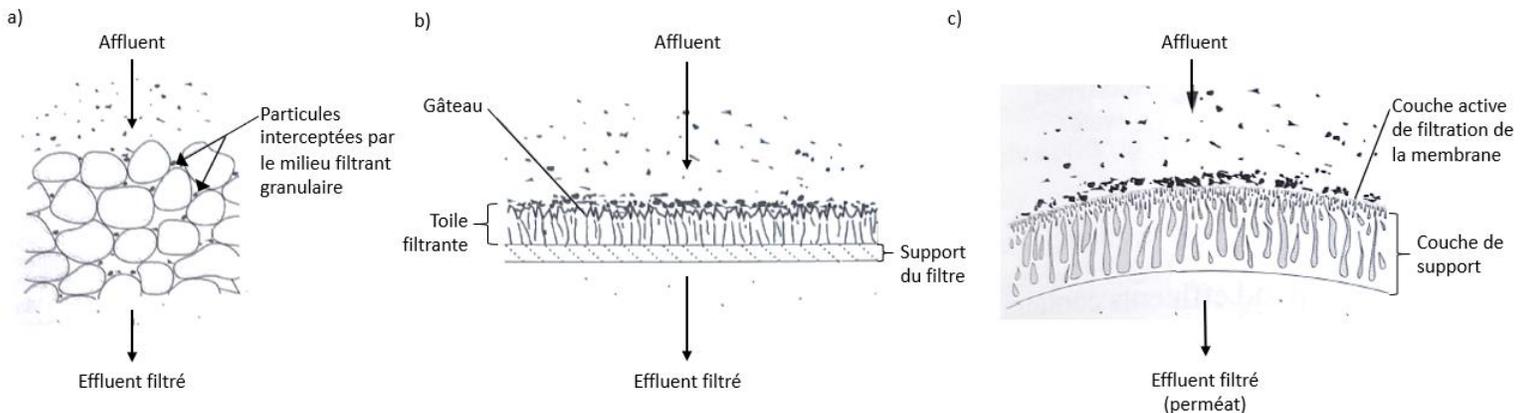


Figure 13.4.7-1 – Principe d'enlèvement des MES par a) filtration granulaire, b) filtration sur toile, c) filtration membranaire

Adaptée de M&EA (2007)

### 13.6.1 Postfiltration granulaire

La filtration granulaire consiste en une filtration au sein d'un milieu composé de sable, d'anthracite ou de grenat. Les mécanismes de filtration s'exercent à la surface ainsi que dans les couches profondes du milieu filtrant (d'où la dénomination *depth filtration* en anglais). Elle est typiquement réalisée dans un milieu filtrant granulaire simple (monocouche) ou multicouche, en une ou deux étapes. Les particules sont retenues plus

ou moins profondément dans le milieu filtrant et en sont retirées lors de l'entretien (p. ex. lavage automatique fréquent, scarification manuelle occasionnelle).

La filtration granulaire est une technologie utilisée depuis très longtemps. Développée pour la potabilisation de l'eau, elle a ensuite été adaptée au traitement des eaux usées. Elle peut avoir différents objectifs :

- servir de filet de sécurité après une filière de traitement dont l'enlèvement des MES est peu constant ou insuffisant ;
- respecter des normes de rejet de MES contraignantes ;
- permettre une meilleure désinfection subséquente ;
- servir de prétraitement à des étapes de traitement plus avancées ;
- assurer l'enlèvement des précipités de phosphore lors d'une étape de postprécipitation.

### **13.6.1.1 Conditions de conception**

#### **13.6.1.1.1 Traitement préalable**

Similairement aux procédés de filtration utilisés pour rendre l'eau potable, un conditionnement des eaux à l'aide d'un coagulant et d'un polymère est généralement requis préalablement à la filtration dans le but de mieux contrôler et d'allonger la durée des cycles avant les rétrolavages (Kazza, 2015 ; M&EA, 2007). Par ailleurs, lorsque la turbidité de l'affluent de la postfiltration granulaire est supérieure à 5 ou 7 UTN (soit environ 10 à 17 mg MES/l d'après l'équation 13.43), on doit faire l'ajout de produits chimiques pour atteindre une turbidité de 2 UTN ou moins à l'effluent (M&EA, 2007). De plus, sans conditionnement chimique, les performances de la post-filtration sont moins stables ; la qualité de l'effluent dépend alors directement de celle de l'affluent (M&EA, 2007) et de la qualité de la biofloculation dans le traitement secondaire (WEF et ASCE, 2018). Par exemple, la qualité des floccs d'un procédé de boues activées est meilleure lorsqu'une nitrification est réalisée en raison de l'augmentation du TRB qui améliore leur résistance (WEF et ASCE, 2018). Lors de la filtration d'un effluent d'étangs, la WEF et ASCE (2018) recommande fortement l'ajout de coagulant. Pour ces diverses raisons, il est nécessaire de prévoir l'injection de produits chimiques en amont des filtres ainsi que de tous les équipements et aménagements qui y sont associés (voir chapitre 17).

Lorsqu'il faut respecter des normes de rejet de 0,3 mg P/l et moins, la fraction colloïdale du  $P_{\text{tot}}$  à éliminer est significative. Une postfiltration précédée d'une coagulation et d'une floculation adéquate est généralement requise.

#### **13.6.1.1.2 Débits et charges**

Idéalement, la concentration moyenne journalière à l'affluent d'un filtre granulaire devrait être inférieure à 25 mg MES/l. Lorsque la concentration de MES dépasse 40 mg/l, il faut bonifier le traitement en amont de la filtration (WEF & ASCE, 1998).

Les filtres granulaires devraient être en mesure de traiter 100 % du débit maximal horaire attendu lorsqu'au moins une unité est en rétrolavage. Pour les filtres installés à l'effluent d'étangs aérés, le débit de conception lorsque toutes les unités sont en fonction devrait correspondre au 95<sup>e</sup> percentile déterminé par une analyse statistique des débits journaliers à l'effluent sur une période de cinq (5) ans.

### 13.6.1.1.3 Redondance

Typiquement, on doit installer plusieurs unités de filtration pour assurer une redondance et un traitement continu malgré la réalisation de rétrolavages ou d'opérations de maintenance. Le nombre d'unités devrait être établi de sorte que le taux de filtration demeure dans la gamme de fonctionnement malgré l'arrêt d'un filtre en condition de pointe (M&EA, 2014). En cas d'absence de redondance, celle-ci devrait être justifiée par une analyse de fiabilité (voir chapitre 2).

### 13.6.1.1.4 Température

La température de l'effluent en hiver devrait être prise en considération (à plus forte raison si la postfiltration est en aval d'étangs aérés), car l'eau froide est plus visqueuse, ce qui réduit la vitesse de filtration. Il faut aussi éviter le gel des conduites et des équipements.

## 13.6.1.2 Types de filtres

### 13.6.1.2.1 Généralités

Les différents filtres granulaires se distinguent par (M&EA, 2007) :

1. leur type d'utilisation : intermittente ou continue ;  
Un filtre à utilisation intermittente est mis hors service lors d'un rétrolavage par cuvée alors que, dans le cas d'un filtre à utilisation continue, le rétrolavage s'effectue en même temps que la filtration ;
2. leurs caractéristiques physiques :
  - l'épaisseur de lit : faible, classique (moyenne) ou profond ;
  - le type de milieu filtrant : mono-, bi- ou multicouche ;
  - la stratification ou non du milieu filtrant ;
3. leurs caractéristiques d'utilisation :
  - la force motrice : gravitaire ou sous pression ;
  - le sens d'écoulement : flux descendant ou ascendant ;
  - la méthode de gestion des solides : stockage interne ou de surface ;
4. leur provenance : équipements « classiques » (sans propriété intellectuelle) ou propriétaires (brevetés, de marque enregistrée). La plupart des filtres sont des équipements fournis par un fabricant. Les détails généraux de conception et de fonctionnement sont toutefois présentés dans ce chapitre.

Les filtres pressurisés sont fréquemment utilisés dans les installations de petite et très petite taille (capacité < 1 000 m<sup>3</sup>/d). Pour les installations de plus grande taille, les filtres les plus communément employés sont, en ordre d'importance (M&EA, 2007) :

5. les filtres à utilisation intermittente, lit classique et flux descendant (mono-, bi- ou multicouche) ;
6. les filtres à utilisation intermittente, lit profond et flux descendant ;
7. les filtres à utilisation continue, lit profond et flux ascendant.

Autrefois, certaines stations d'épuration plus rustiques avaient recours à la filtration lente (1 à 5 L.m<sup>-2</sup>.min<sup>-1</sup>). Simple à construire, ce type de filtre est cependant sensible à la température et est sujet au colmatage. De plus, il requiert de grands espaces ainsi qu'un entretien manuel. Pour ces raisons, la filtration lente est de moins en moins utilisée (WEF & ASCE, 2018) et elle n'est pas traitée dans le présent chapitre. On n'y traite que de la filtration rapide.

Le Tableau 13.6.1-1 présente les principaux types de filtres granulaires.

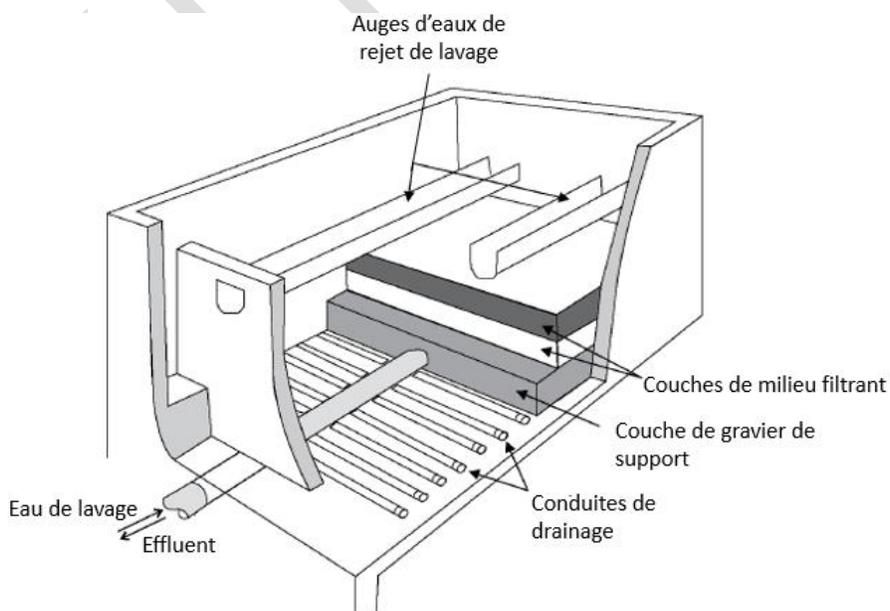
**Tableau 13.6.1-1 – Caractéristiques des principaux filtres granulaires**  
(Adapté de M&EA, 2007)

Désignation	Lit classique			Lit profond		Pont roulant		Pressurisé
Type d'utilisation	Intermittente			Intermittente	Continue	Continue		Intermittente
Couche	Mono-couche	Bicouche	Multi-couche	Monocouche		Mono-couche	Bicouche	Mono ou bicouche
Épaisseur de lit	Moyenne	Profonde		Profonde		Faible		Faible ou moyenne
Milieu filtrant	Sable ou anthracite	Sable et anthracite	Sable, anthracite et grenat	Sable ou anthracite	Sable	Sable	Sable et anthracite	Sable et/ou anthracite
Flux de filtration	Descendant			Descendant	Ascendant	Descendant		Descendant
Lavage	Par cuvée			Par cuvée	Par cuvée	Continu	Semi-continu	Par cuvée

### 13.6.1.2.2 Filtres gravitaires à utilisation intermittente

Les filtres gravitaires à utilisation intermittente sont souvent qualifiés de « classiques », et leur sens d'écoulement lors de la filtration est généralement descendant. Les milieux filtrants de type bicouches ou multicouches constituent la majorité des systèmes de filtration utilisés dans les stations de traitement d'eaux usées municipales aux États-Unis selon la Water Pollution Control Federation (WPCF, 1989, cité par WEF & ASCE, 1998).

La Figure 13.6.1-1 présente la structure d'un filtre granulaire gravitaire à utilisation intermittente et flux descendant. La Figure 13.6.1-2 montre, quant à elle, les deux modes d'exploitation, soit les phases de filtration et de rétrolavage. La séquence des rétrolavages est commandée par un automate.



**Figure 13.6.1-1 – Schéma d'un filtre granulaire gravitaire bicouches à utilisation intermittente**

Tirée de Droste et Gehr (2019)

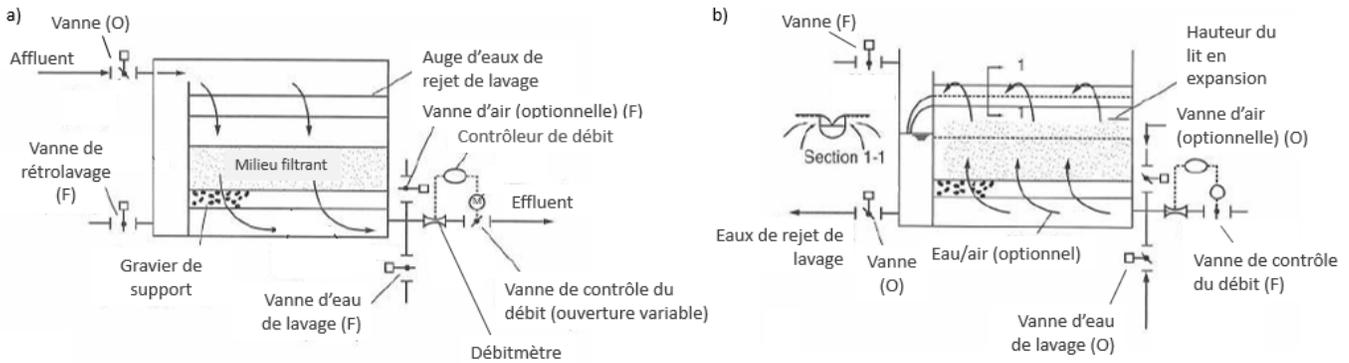


Figure 13.6.1-2 – Filtre granulaire gravitaire monocouche à utilisation intermittente en mode de filtration (a) et en mode de rétrolavage (b)

Tirée de Metcalf & Eddy – AECOM (2014)

### 13.6.1.2.3 Filtres pressurisés

Les filtres pressurisés fonctionnent comme les filtres gravitaires à utilisation intermittente. Les principales différences sont que :

- le filtre est contenu dans un caisson pressurisé ;
- l'affluent arrive au filtre par pompage ;
- la perte de charge maximale admissible est plus élevée, ce qui allonge les cycles de filtration (M&EA, 2007).

La Figure 13.6.1-3 schématise un filtre pressurisé.

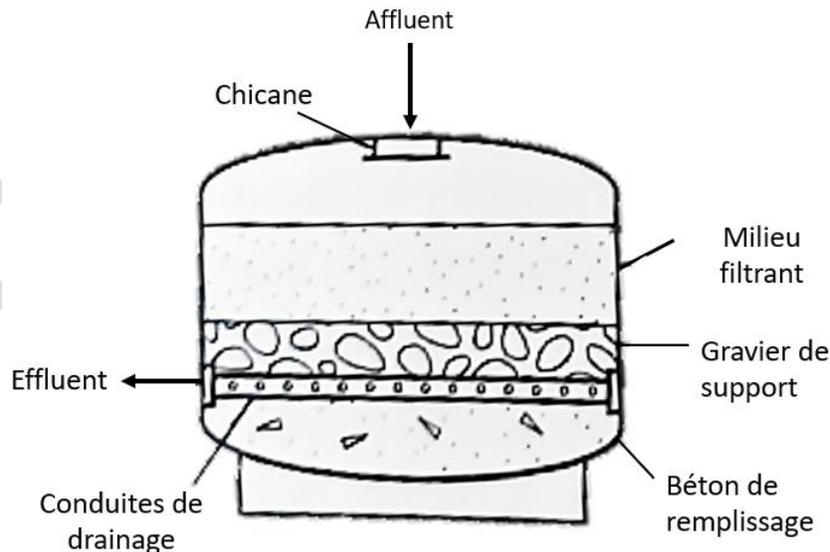


Figure 13.6.1-3 – Schéma d'un filtre pressurisé en phase de filtration

Tirée de M&EA (2007)

La perte maximale admissible peut atteindre 9 m (WEF et ASCE, 2018) voire plus (jusqu'à 20 m selon Degrémont, 1979, cité par Droste et Gehr, 2019). La profondeur du lit peut varier entre 450 mm et 750 mm (M&EA, 2007).

Les filtres pressurisés sont généralement exploités à des taux de charge hydraulique de 80 à 240 L.m<sup>-2</sup>.min<sup>-1</sup> (M&EA, 2014), mais ils peuvent aussi fonctionner à de plus hauts TCH, de l'ordre de 410 L.m<sup>-2</sup>.min<sup>-1</sup> (WEF et ASCE, 2018).

#### 13.6.1.2.4 Filtres à utilisation continue

Il y a deux principaux types de filtres à utilisation continue selon le sens d'écoulement de l'eau.

- **Filtres à utilisation continue, lit profond et flux ascendant**

Le fonctionnement du filtre à sable à mouvement ascendant peut se résumer comme suit. L'eau à traiter est introduite au fond du filtre par des buses distribuées uniformément. Ensuite, elle traverse le lit de sable jusqu'au déversoir situé en haut du filtre. Lors du lavage, une pompe à émulsion d'air (*air lift*), centrée au bas du filtre, entraîne dans une conduite le sable et les particules captées ce qui engendre la descente graduelle du lit filtrant. Le sable et les particules sont soulevés par l'émulsion, à une vitesse d'environ 8 m/min (WEF et ASCE, 2018), jusqu'au système de nettoyage (laveur de sable) qui effectue leur séparation. Les particules (plus légères) sont alors dirigées vers la sortie avec les eaux de lavage, tandis que le sable lavé (plus lourd) se dépose sur le dessus du lit filtrant et recommence le processus.

Ce type de filtres peut être conçu pour un lavage continu ou intermittent en fonction de la configuration. Le lavage intermittent permet de limiter la production d'eaux de lavage et d'augmenter l'efficacité de filtration grâce à la formation d'un gâteau dans le lit filtrant. Le lavage en continu, quant à lui, ne requiert pas de bassin d'égalisation des eaux de lavage.

La Figure 13.6.1-4 représente un filtre à utilisation continue, lit profond, flux ascendant et lavage continu.

Les filtres à mouvement ascendant ont l'avantage de n'avoir aucune pièce mobile autre que le compresseur d'air. Ils requièrent aussi moins d'énergie et d'entretien que les filtres à rétrolavages traditionnels.

Le taux de charge hydraulique sur ces filtres est généralement de 160 à 240 L.m<sup>-2</sup>.min<sup>-1</sup> (M&EA, 2014).

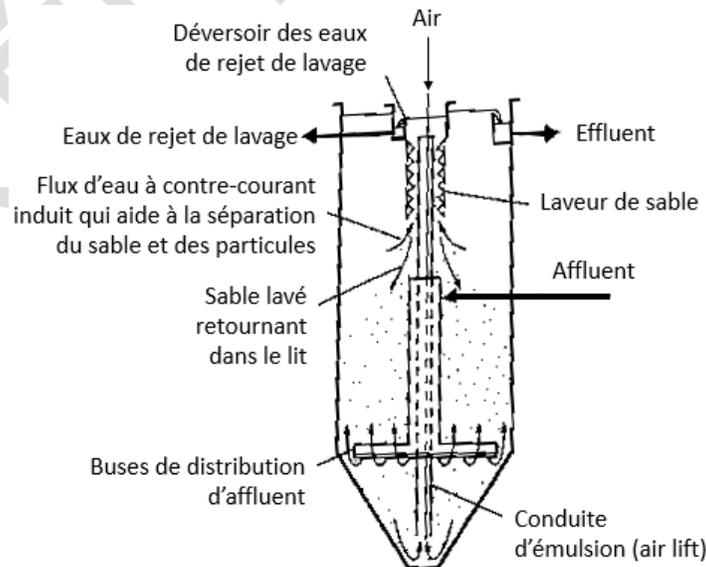


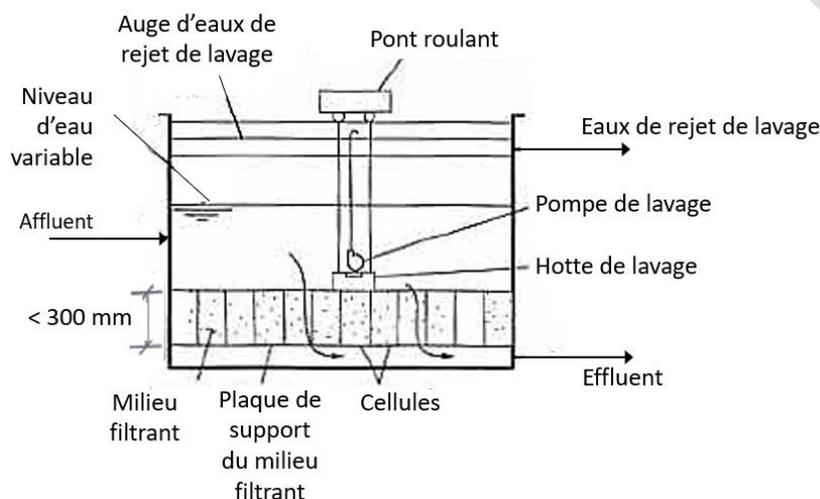
Figure 13.6.1-4 – Filtre à utilisation continue, lit profond et flux ascendant

Tirée de M&EA (2007)

Par ailleurs, les filtres à utilisation continue, le lit profond et le flux ascendant peuvent être utilisés pour la dénitrification.

- **Filtres à utilisation continue avec pont roulant**

Les filtres à pont roulant sont des filtres à utilisation continue avec un flux de filtration descendant. Le lit filtrant a une faible profondeur (< 300 mm) et est composé d'une seule couche de sable ou de deux couches (une de sable et une d'antracite) (Qasim et Zhu, 2018b). En pratique, les filtres à pont roulant ont une largeur d'environ 4,9 m (WEF et ASCE, 2018) et sont divisés en cellules de 0,2 à 0,3 m de long (Qasim et Zhu, 2018b). Le lavage est réalisé en continu par le pont roulant qui se déplace au-dessus du filtre et nettoie une cellule à la fois au moyen d'une pompe munie d'une hotte. La Figure 13.6.1-5 schématise un filtre à pont roulant.



**Figure 13.6.1-5 – Schéma d'un filtre à utilisation continue avec pont roulant**

**Tirée de M&EA (2014)**

Ce type de filtre permet de maintenir la majorité de la capacité de filtration tout en permettant la régénération du filtre. Par ailleurs, aucun bassin de stockage de l'eau de lavage n'est requis.

La perte de charge au travers du filtre à pont roulant est faible comparativement aux autres filtres granulaires. Typiquement, la perte de charge entre le canal d'affluent et le canal d'effluent est inférieure à 1,5 m (WEF et ASCE, 2018).

Généralement, le TCH appliqué à ces filtres est de 80 à 200 L.m<sup>2</sup>.min<sup>-1</sup> (Qasim et Zhu, 2018b).

### **13.6.1.2.5 Filtres à vortex**

Certains filtres à vortex ont été développés pour le traitement des eaux usées. Une filtration tangentielle, créée par un effet de vortex à l'entrée du filtre, maintient en mouvement les particules des eaux usées en les projetant sur les parois circulaires dans le haut du filtre. Le lit de sable au fond du filtre retient les particules qui se déposent près des parois et achève l'enlèvement des solides au passage de l'eau jusqu'au drain de collecte central. Le mouvement de la couche superficielle de microsable engendré par l'effet de vortex limite la pénétration profonde des particules dans le milieu filtrant et réduit la quantité d'eau utilisée lors des rétrolavages.

Étant donné le peu d'information disponible dans la littérature sur leur application en traitement des eaux usées, les filtres à vortex ne sont pas considérés comme « conventionnels ». On doit documenter leur performance conformément à la procédure d'évaluation des nouvelles technologies de traitement des eaux usées d'origine domestique du MELCCFP.

### 13.6.1.3 Critères de conception

#### 13.6.1.3.1 Caractéristiques du milieu filtrant

Il n'y a pas de relation entre les pourcentages d'enlèvement des MES et les diamètres des matériaux granulaires ou des profondeurs de lit (WEF & ASCE, 2018). Toutefois, si leur diamètre est trop grand, une quantité importante de petites particules présentes dans l'affluent ne seront pas retenues dans le milieu filtrant (M&EA, 2007). Ainsi, lorsqu'une concentration de MES inférieure ou égale à 10 mg/l est recherchée à l'effluent, les filtres ont rarement un lit constitué de matériaux granulaires supérieurs à 2 mm de diamètre (WEF & ASCE, 2018) (voir Tableau 13.6.1-3). L'usage de grains de 2 mm et moins élimine généralement l'écoulement préférentiel engendré par l'effet de percée (*breakthrough*) et permet d'obtenir un filtrat dont la concentration de MES est d'environ 5 mg/l, spécialement si un dosage de produits chimiques est réalisé en amont (WEF & ASCE, 2018).

Le diamètre des matériaux granulaires est le principal paramètre qui influe sur la perte de charge dans un filtre propre et son augmentation progressive au cours du cycle de filtration (M&EA, 2007). Plus le diamètre est petit, plus la résistance à la friction du lit est élevée, ce qui se traduit par une perte de charge plus importante.

La forme du matériau granulaire agit également sur la filtration et le rétrolavage. Il faut privilégier des particules avec une sphéricité élevée, car, lors du rétrolavage, les grains ronds se séparent facilement les uns des autres, fluidisent rapidement et ont tendance à tourner sur eux-mêmes. Cela permet le récurage des grains adjacents et la libération de particules ayant adhéré à leur surface lors de la filtration. En revanche, les grains angulaires peuvent s'imbriquer entre eux et nécessiter une plus forte pression de lavage. Les grains à forme plane peuvent se coller les uns aux autres, résister à la rotation et flotter par suite d'un lavage à l'air (WEF et ASCE, 2018).

L'indice de dureté des matériaux indique leur résistance à l'abrasion. Le sable, le grenat et l'ilménite sont suffisamment durs pour résister à l'abrasion dans le filtre. En revanche, l'anhracite est plus friable, et l'on recommande généralement dans ce cas l'utilisation de grains présentant un indice de dureté de Mohs minimal de 2,7 (Davis, 2010).

Le Tableau 13.6.1-2 présente les caractéristiques physiques des matériaux typiquement utilisés dans les filtres granulaires comme milieu filtrant.

**Tableau 13.6.1-2 – Caractéristiques physiques des matériaux utilisés dans les filtres granulaires**

Matériau	Densité relative <sup>[A]</sup>		Porosité	Sphéricité <sup>[B]</sup>	Indice de dureté de Mohs
	Gamme	Typique			
Anthracite	1,40 – 1,75	1,60	0,56 – 0,60	0,40 – 0,70	2,7 – 3
Sable	2,55 – 2,65	2,65	0,40 – 0,47	0,75 – 0,90	7
Grenat	3,8 – 4,3	4,2	0,42 – 0,55	0,60 – 0,80	6,5 – 7,5
Ilménite	4,2 – 5,0	4,5	0,40 – 0,55	s. o.	5 – 6

<sup>[A]</sup> Par rapport à la densité de l'eau.

<sup>[B]</sup> Ratio entre la surface qu'aurait une sphère de même volume que le matériau filtrant et la surface du dit matériau.

Sources : M&EA (2007); WEF et ASCE (2018); Qasim et Zhu (2018b); Davis (2010).

### 13.6.1.3.2 Homogénéité et nombre de couches filtrantes

L'homogénéité d'une couche filtrante se vérifie en fonction du diamètre effectif ( $D_{10}$ ) et du coefficient d'uniformité ( $C_u$ )<sup>4</sup>. En pratique, on obtient les valeurs de  $D_{10}$  et  $D_{60}$  à l'aide d'une courbe granulométrique tracée à partir de la masse de particules récupérées dans plusieurs tamis. Un lit granulaire où le  $D_{10}$  et le  $D_{60}$  sont semblables donne un  $C_u$  près de 1,0. En général, un  $C_u$  inférieur ou égal à 1,7 est préférable pour tous les filtres. Par ailleurs, on recommande un  $C_u$  inférieur à 1,3 pour les filtres monocouches profonds, tout particulièrement ceux nettoyés avec de l'air (WEF & ASCE, 2018). Dans un lit non uniforme, des canaux auront tendance à se former lors des rétrolavages (WEF et ASCE, 2018).

Lorsqu'un filtre monocouche est fluidisé durant un lavage, une ségrégation physique des particules se produit et une stratification du lit survient (WEF & ASCE, 2018) ; les particules fines se regroupent sur le dessus du lit filtrant. Ce phénomène accélère le colmatage de surface en mode filtration descendante et accroît la fréquence des lavages. L'approche multicouche et l'écoulement à flux ascendant ont été développés pour contrer ce phénomène (WEF et ASCE, 2018).

À noter que le gravier de support, lorsque présent, n'est pas comptabilisé comme une couche filtrante.

L'intérêt des multicouches est de maintenir en surface (première couche) des particules de plus grande taille et de plus faible densité pour présenter les plus grands vides au début de la filtration. Les grandes ouvertures permettent une meilleure utilisation de la profondeur du filtre, ce qui retarde un éventuel colmatage de surface. Lors des lavages par fluidisation, la faible densité de ces plus grosses particules leur permet de rester à la surface. Les multicouches sont usuellement constitués de sable avec soit de l'ilménite, soit du grenat et/ou de l'antracite (Metcalf & Eddy, 2003).

Dans les filtres bi- et multicouches, il se crée une zone de transition entre les deux couches de milieux filtrants différents. Pour limiter l'épaisseur de cette zone de transition, il est important que les matériaux choisis présentent une vitesse de sédimentation semblable. Pour cela, il faut qu'ils permettent de vérifier la règle donnée par la formule suivante (Kawamura, 2000, cité par M&EA, 2007) :

**Équation 13.36** 
$$\frac{D_{10,1}}{D_{10,2}} = \left( \frac{\rho_2 - \rho_{eau}}{\rho_1 - \rho_{eau}} \right)^{2/3}$$

où :

$D_{10,1}$  et  $D_{10,2}$  : diamètre effectif des matériaux de la première et de la deuxième couches (mm) ;  
 $\rho_1$ , et  $\rho_2$  : densité relative des matériaux de la première et de la deuxième couches (adimensionnel) ;  
 $\rho_{eau}$  : densité relative de l'eau (adimensionnel).

### 13.6.1.3.3 Profondeur du lit

La profondeur du lit influe sur la perte de charge du filtre propre et sur la durée des cycles de filtration (M&EA, 2007). Plus le lit est profond, plus il peut stocker de particules, ce qui réduit la fréquence des rétrolavages. Ainsi, dans le but d'emmagasiner plus de particules, les lits profonds présentent un matériau filtrant de diamètre effectif plus grand que les autres lits (M&EA, 2007). Leur TCH moyen est également supérieur, comme le montre le Tableau 13.6.1-3.

Les caractéristiques des couches typiquement présentes dans les différents filtres granulaires sont présentées au Tableau 13.6.1-3.

---

<sup>4</sup>  $D_{10}$  : diamètre du tamis laissant passer 10 % de la masse de particules ;  
 $D_{60}$  : diamètre du tamis laissant passer 60 % de la masse de particules ( $D_{60} > D_{10}$ ) ;  
 $C_u$  : résultat du  $D_{60}$  divisé par le  $D_{10}$ .

#### 13.6.1.3.4 Taux de charge hydraulique et surface du lit filtrant

Le taux de charge hydraulique (TCH) correspond à la vitesse de filtration et détermine la surface de lit filtrant requise. Pour une application donnée, le TCH applicable au filtre dépend de la résistance des floccs contenus dans l'affluent et de la taille du matériau filtrant (M&EA, 2007). Si les floccs ont une faible résistance, des TCH élevés auront tendance à les briser, ce qui entraînera une moins bonne performance du filtre.

Le TCH appliqué aux filtres au débit maximum devrait être compris dans la gamme de valeurs présentées au Tableau 13.6.1-3. Généralement, les TCH compris entre 80 et 320 L.m<sup>-2</sup>.min<sup>-1</sup> n'ont pas d'incidence sur la qualité de l'effluent du filtre lorsque l'affluent provient d'un procédé de boues activées (M&EA, 2007).

Typiquement, les filtres granulaires non-proprétaires présentent un ratio longueur-largeur entre 1 : 1 et 4 : 1 en raison des limites imposées par les équipements accessoires disponibles sur le marché tels que les conduites de drainage ou les auges d'eaux de rejet de lavage (M&EA, 2007). Souvent, la surface du lit filtrant est limitée à 100 m<sup>2</sup>, mais des filtres avec de plus grandes surfaces ont déjà été construits (M&EA, 2014). En ce qui concerne les filtres propriétaires, leurs dimensions peuvent varier puisque l'ensemble du filtre est livré comme un seul équipement. Le concepteur devrait consulter le fabricant pour établir la surface du lit.

#### 13.6.1.3.5 Hydraulique

L'alimentation des filtres granulaires se fait généralement de façon gravitaire. Si une floculation est réalisée, il est recommandé d'éviter les chutes et les cascades pour empêcher le bris des floccs. Comme mentionné précédemment, les filtres mono-, bi- ou multicouches à utilisation intermittente peuvent cependant être alimentés par pompage dans le cas des petites stations utilisant des filtres pressurisés (WEF & ASCE, 2018; M&EA, 2014).

Le profil hydraulique de la filière de traitement devrait être revu lors de l'ajout d'une étape de filtration granulaire. La perte de charge au travers du lit propre, la perte de charge maximale admissible avant le déclenchement d'un rétrolavage et la perte de charge au travers du lit en expansion lors d'un rétrolavage devraient être prises en compte (Davis, 2010). Lorsque le lit filtrant n'est pas uniforme (p. ex. plusieurs couches de milieux filtrants différents ou C<sub>u</sub> élevé), il faut calculer les pertes de charge pour chaque taille ou type de milieu filtrant et sommer l'ensemble. Il faut également calculer les pertes de charge dans la couche de gravier (se calcule de la même façon que celle du milieu filtrant) ainsi que dans les conduites d'affluent et de drainage (Qasim et Zhu, 2018b).

- **Perte de charge au travers du lit propre**

On utilise plusieurs formules pour calculer la perte de charge au travers du lit propre; certaines d'entre elles sont présentées ci-dessous. La formule de Carmen-Kozeny n'est applicable que si le nombre de Reynolds est inférieur à 6 alors que la formule de Rose peut être appliquée aussi bien en régime laminaire, transitoire ou turbulent (M&EA, 2014). Le nombre de Reynolds peut dépasser 6 dans le cas de grands filtres exploités à des TCH élevés (Davis, 2010).

**Équation 13.37 :** 
$$h_L = \frac{f(1-\varepsilon) p_{mf} TCH^2}{\varphi \varepsilon^3 d_{mf} g} \quad (\text{Carmen-Kozeny, } Re < 6)$$

où : 
$$f = 150 \frac{1-\varepsilon}{Re} + 1,75$$

et : 
$$Re = \varphi d TCH \frac{\rho_{eau}}{\mu_{eau}}$$

**Équation 13.38 :** 
$$h_L = \frac{1,067 C_D p_{mf} TCH^2}{\varphi \varepsilon^4 d_{mf} g} \quad (\text{Rose})$$

où : 
$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{\sqrt{Re}} + 0,34$$

où :

$h_L$  : perte de charge dans le lit propre (m) ;  
 $f$  : facteur de friction (adimensionnel) ;  
 $\varepsilon$  : porosité du milieu filtrant (adimensionnel) ;  
 $p_{mf}$  : profondeur de la couche filtrante (m) ;  
 $TCH$  : taux de charge hydraulique ( $m^3.m^{-2}.s^{-1}$ ) ;  
 $\varphi$  : sphéricité du milieu filtrant (adimensionnel) ;  
 $d_{mf}$  : diamètre du milieu filtrant (m) ;  
 $g$  : accélération gravitationnelle ( $9,81 m/s^2$ ) ;  
 $Re$  : nombre de Reynolds (adimensionnel) ;  
 $\rho_{eau}$  : densité de l'eau ( $kg/m^3$ ) ;  
 $\mu_{eau}$  : viscosité de l'eau (Pa.s) ;  
 $C_D$  : coefficient de traînée (adimensionnel).

À noter que la viscosité de l'eau varie en fonction de sa température. Les pertes de charges dans le lit propre sont généralement comprises entre 0,3 et 0,75 m d'après les résultats de Kawamura (2000) cités par Davis (2010).

- **Perte de charge maximale admissible**

En pratique, la perte de charge maximale admissible dans le filtre est établie en fonction du profil hydraulique de la station (Davis, 2010). Sa valeur est souvent comprise entre 1,5 et 3,0 m (Droste et Gehr, 2019 ; Davis, 2010).

- **Perte de charge au travers du lit en expansion**

La perte de charge au travers du lit en expansion lors d'un rétrolavage peut être calculée à l'aide de la formule suivante :

**Équation 13.39 :** 
$$h_{L,e} = \frac{\rho_g - \rho_{eau}}{\rho_{eau}} (1 - \varepsilon) p_{mf,r}$$

où :

$h_{L,e}$  : perte de charge dans le lit en expansion (m) ;  
 $\rho_g$  : densité du milieu filtrant ( $kg/m^3$ ) ;  
 $\rho_{eau}$  : densité de l'eau ( $kg/m^3$ ) ;  
 $\varepsilon$  : porosité du milieu filtrant au repos (adimensionnel) ;  
 $p_{mf,r}$  : profondeur de la couche filtrante au repos (m).

On trouvera des exemples d'utilisation de ces formules dans les ouvrages de référence tels que ceux de Davis (2010), M&EA (2014), Qasim et Zhu (2018b) ou Droste et Gehr (2019).

### 13.6.1.3.6 Rétrolavages

Le rétrolavage a pour but de retirer les particules retenues par le milieu filtrant lors de la phase de filtration pour revenir à des conditions de lit propre. Pour cela, de l'effluent filtré (eau de lavage) traverse le filtre à contre-courant du flux de filtration. Le lit entre en expansion voire en fluidisation. On peut utiliser une méthode de nettoyage supplémentaire, par récurage à l'air ou par agitation de surface (Davis, 2010 ; Qasim et Zhu, 2018b ; Suez, s. d.-c). L'agitation en surface est réalisée par des laveurs tournants ou fixes qui distribuent des jets d'eau sous pression à un gradient de vitesse ( $G$ ) de 110 à 1300  $s^{-1}$ . Le rétrolavage simultanément à l'eau et à l'air permet de réduire les besoins en eau de lavage et ne met pas le lit en expansion (Suez, s. d.-c).

- **Expansion du lit (lavage à l'eau seulement)**

La vitesse de rétrolavage devrait être supérieure à la vitesse de sédimentation des particules retenues par le lit, mais inférieure à la vitesse de sédimentation du matériau filtrant pour éviter son emportement avec les eaux de rejet (Qasim et Zhu, 2018b). Comme la vitesse de sédimentation des floccs biologiques est comprise typiquement entre 25 et 250 mm/min, la vitesse minimale de rétrolavage est généralement maintenue autour de 300 mm/min (Qasim et Zhu, 2018b). En pratique, la vitesse de rétrolavage la plus efficace correspond à environ 10 % de la vitesse de sédimentation du matériau filtrant (Qasim et Zhu, 2018b). Cette dernière peut être calculée à l'aide de la formule suivante :

**Équation 13.40 :** 
$$v_{s,mf} = \sqrt{\frac{4g(\rho_g - \rho_{eau})d_{mf}}{3C_D\rho_{eau}}}$$

où :

$v_{s,mf}$  : vitesse de sédimentation du matériau filtrant (m/s) ;  
 $g$  : accélération gravitationnelle (9,81 m/s<sup>2</sup>) ;  
 $\rho_g$  : densité du matériau filtrant (kg/m<sup>3</sup>) ;  
 $\rho_{eau}$  : densité de l'eau (kg/m<sup>3</sup>) ;  
 $d_{mf}$  : diamètre du matériau filtrant (m) ;  
 $C_D$  : coefficient de traînée (adimensionnel).

Pour information, il faut fournir une vitesse de rétrolavage minimale d'environ 2 m/min pour fluidiser un sable avec un  $D_{10}$  égal à 2 mm (Qasim et Zhu, 2018b). Davis (2010) rapporte des vitesses de rétrolavage typiquement appliquées entre 0,5 et 1 m/min.

La profondeur (ou hauteur) du lit en expansion lors d'un rétrolavage peut être calculée à l'aide des équations 13.41 et 13.42. En règle générale, elle correspond environ à 120-155 % de sa profondeur au repos alors que la porosité du lit en expansion correspond environ à 65-70 % de sa porosité au repos (Qasim et Zhu, 2018b).

**Équation 13.41 :** 
$$p_e = p_r \frac{1 - \epsilon}{1 - \epsilon_e}$$

**Équation 13.42 :** 
$$\epsilon_e = \left( \frac{v_{rl}}{v_{s,mf}} \right)^{0,22}$$

où :

$p_e$  : profondeur du lit en expansion (m) ;  
 $p_r$  : profondeur du lit au repos (m) ;  
 $\epsilon$  : porosité du milieu filtrant au repos (adimensionnel) ;  
 $\epsilon_e$  : porosité du milieu filtrant en expansion (adimensionnel) ;  
 $v_{rl}$  : vitesse de rétrolavage (m/s) ;  
 $v_{s,mf}$  : vitesse de sédimentation du matériau filtrant (m/s).

Lorsque le lit filtrant n'est pas uniforme (p. ex. plusieurs couches de milieux filtrants différents ou  $C_u$  élevé), il faut faire le calcul pour chaque taille ou type de milieu filtrant et sommer l'ensemble. Des exemples d'utilisation de ces formules sont présentés dans des ouvrages de référence tels que M&EA (2014), Qasim et Zhu (2018b) ou Droste et Gehr (2019).

- **Eau de lavage**

La quantité journalière d'eau de lavage (effluent filtré) est variable selon le type de filtre (surface et degré d'expansion du lit, diamètre du matériau filtrant) et les spécificités de l'installation, dont la température de l'eau (M&EA, 2014). Elle peut se situer entre 1 % et 8 % de l'eau traitée (Droste et Gehr, 2019 ; Qasim et Zhu, 2018b) ou entre 4 et 10 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> de filtre (WEF et ASCE, 2018 ; Davis, 2010). La pompe d'eau de lavage

devrait être sélectionnée en tenant compte de la température de l'eau la plus élevée anticipée (WEF et ASCE, 2018) car plus l'eau est chaude, plus il faut de vitesse pour fluidiser le lit (Davis, 2010).

Il est important de connaître la quantité d'eau requise, le débit, la fréquence et la durée des rétrolavages puisque ces paramètres peuvent affecter la capacité de la filière de traitement en amont ainsi que les coûts d'exploitation. De plus, ils servent à définir le volume de stockage d'eau de lavage qui devrait être suffisant pour laver chaque filtre toutes les 24 heures (Qasim et Zhu, 2018b). Le temps de rétrolavage nécessaire dépend de la géométrie du filtre, du type de matériau filtrant employé et de l'utilisation conjointe d'un récurage à l'air et d'une agitation de surface. En général, un cycle de rétrolavage dure entre 5 et 20 minutes (Qasim et Zhu, 2018b).

L'eau de lavage peut être acheminée gravitairement au filtre, si le réservoir de stockage est situé à une élévation supérieure ou alors par pompage (M&EA, 2007).

- **Eaux de rejet**

Les eaux de lavage des filtres sales sont retournées en tête de traitement. Au besoin, un bassin de rétention peut les recevoir pour les rediriger en tête de la station d'épuration à débit constant ou en fonction du débit arrivant à la station.

#### **13.6.1.3.7 Résumé**

Les caractéristiques des couches typiquement présentes dans les différents filtres granulaires sont présentées au Tableau 13.6.1-3.

PRÉLIMINAIRE

**Tableau 13.6.1-3 – Critères de conception typiques des filtres granulaires**

Type de couche	Milieu filtrant	TCH (L.m <sup>2</sup> .min <sup>-1</sup> )	Profondeur (mm)	Diamètre effectif (D <sub>10</sub> ) (mm)	Coefficient d'uniformité (C <sub>u</sub> ) (-)
Monocouche – faible profondeur <sup>a</sup>	Anthracite	80 - 240 (120)	300 - 500 (400)	0,8 - 1,5 (1,3)	1,3 - 1,8 (≤ 1,5)
	Sable	80 - 240 (120)	300 - 360 (330)	0,45 - 0,65 (0,45)	1,2 - 1,6 (≤ 1,5)
Monocouche – lit classique <sup>a,c</sup>	Anthracite	80 - 400 (160)	600 - 900 (750)	0,8 - 2,0 (1,3)	1,3 - 1,8 (≤ 1,5)
	Sable	80 - 240 (120)	500 - 750 (600)	0,4 - 0,8 (0,65)	1,2 - 1,6 (≤ 1,5)
Monocouche – lit profond <sup>a</sup>	Anthracite	80 - 400 (200)	900 - 2 100 (1 500)	2 - 4 (2,7)	1,3 - 1,8 (≤ 1,5)
	Sable	80 - 400 (200)	900 - 1 800 (1 200)	2 - 3 (2,5)	1,2 - 1,6 (≤ 1,5)
Bicouche	Anthracite	80 - 400 (200)	360 - 900 (720) <sup>a</sup> 300 - 600 (450) <sup>b</sup>	0,8 - 2,0 (1,3) <sup>a</sup> 0,8 - 2,0 (1,2) <sup>b</sup>	1,3 - 1,6 (≤ 1,5) <sup>a</sup> 1,3 - 1,8 (1,6) <sup>b</sup>
	Sable		180 - 360 (360) <sup>a</sup> 150 - 300 (300) <sup>b</sup>	0,4 - 0,8 (0,65) <sup>a</sup> 0,4 - 0,8 (0,65) <sup>b</sup>	1,2 - 1,6 (≤ 1,5) <sup>a</sup> 1,2 - 1,6 (1,5) <sup>b</sup>
Multicouche	Anthracite 1 <sup>re</sup> de 4 couches	80 à 400 (200)	240 - 600 (480) <sup>a</sup> 200 - 400 (200) <sup>b</sup>	1,3 - 2,0 (1,6)	1,3 - 1,6 (≤ 1,5) <sup>a</sup> 1,5 - 1,8 (1,6) <sup>b</sup>
	Anthracite 2 <sup>e</sup> de 4 couches		120 - 480 (240) <sup>a</sup> 100 - 400 (200) <sup>b</sup>	1,0 - 1,6 (1,1) <sup>a</sup> 1,0 - 1,6 (1,2) <sup>b</sup>	1,5 - 1,8 (≤ 1,5) <sup>a</sup> 1,5 - 1,8 (1,6) <sup>b</sup>
	Anthracite 1 <sup>re</sup> de 3 couches		240 - 600 (480) <sup>a</sup> 200 - 500 (400) <sup>b</sup>	1,0 - 2,0 (1,4)	1,4 - 1,8 (≤ 1,5) <sup>a</sup> 1,4 - 1,8 (1,6) <sup>b</sup>
	Sable		240 - 480 (300) <sup>a</sup> 200 - 400 (250) <sup>b</sup>	0,4 - 0,8 (0,5)	1,3 - 1,8 (≤ 1,5) <sup>a</sup> 1,3 - 1,8 (1,6) <sup>b</sup>
	Grenat		50 - 150 (100)	0,2 - 0,6 (0,35) <sup>a</sup> 0,2 - 0,6 (0,3) <sup>b</sup>	1,5 - 1,8 (≤ 1,5) <sup>a</sup> 1,5 - 1,8 (1,6) <sup>b</sup>

<sup>a</sup> Source : Metcalf & Eddy (2003).

<sup>b</sup> Source : WEF & ASCE (2018)

En absence des notes « a » et « b », les deux références présentent les mêmes valeurs.

<sup>c</sup> Les lits classiques, appelés *conventional beds* dans la littérature, ont une épaisseur moyenne de milieu filtrant.

Notes : 1) Les valeurs sont les gammes généralement admises avec, entre parenthèses, les valeurs typiques.  
2) Certains types de filtres peuvent présenter des différences avec les valeurs typiques fournies dans le présent tableau. Se référer aux descriptions des filtres (section 13.6.1.2), le cas échéant.

Le Tableau 13.6.1-4 résume les critères de conception typiques des filtres à utilisation continue, lit profond et flux ascendant réalisant la postdénitrification. Les valeurs de TCH et de profondeur du lit diffèrent de celles d'un lit profond fournies au Tableau 13.6.1-3. Un procédé de postdénitrification exige généralement l'ajout d'une source de carbone externe.

**Tableau 13.6.1-4 – Critères de conception typiques des filtres à utilisation continue, lit profond et flux ascendant pour la dénitrification**

Paramètre		Unité	Valeur typique ou gamme
Taux de charge volumique en nitrates		kg NO <sub>3</sub> -N.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup>	0,3 – 2,0
TCH		L.m <sup>-2</sup> .min <sup>-1</sup>	40 – 133 233 (pointe)
TRH si réacteur vide *		min	15
Profondeur du lit		m	3 – 4
Rétrolavage	Air	-	Émulsion à l'air
	Eau	L.m <sup>-2</sup> .min <sup>-1</sup>	6,7
		% débit d'affluent	10
	Durée	-	En continu

\* Comme pour les biofiltres (voir chapitre 11 – section 11.6.3.5)  
Sources : Qasim et Zhu (2018a); WEF et ASCE (2018).

#### 13.6.1.4 Performances épuratoires

La filtration granulaire permet typiquement d'obtenir un effluent dont la concentration de MES est inférieure à 10 mg/l ou présentant une turbidité inférieure à 2 UTN (prérequis courant pour les applications de réutilisation des eaux usées) (WEF & ASCE, 2018). La qualité de l'effluent après une postfiltration granulaire est relativement stable. L'écart-type<sup>5</sup> attendu se situe entre 1,2 et 1,5 mg/l pour les MES et entre 1,2 et 1,5 UTN pour la turbidité d'après M&EA (2007). Le Tableau 13.6.1-5 présente plus en détail la qualité typique d'un effluent de filtration granulaire en fonction du type de traitement biologique installé en amont comparativement à la qualité de l'effluent d'un procédé de boues activées. Les performances de la postfiltration granulaire pour la déphosphatation sont présentées au chapitre 14.

<sup>5</sup> Écart-type géométrique standard =  $P_{84,1}/P_{50}$  (avec P = percentile).

**Tableau 13.6.1-5 – Qualité typique d'un effluent de postfiltration granulaire après un traitement par boues activées**

(Tiré de M&EA, 2007)

Paramètre	Unité	Procédé de boues activées <sup>[A]</sup>	Effluent Filtration granulaire après un procédé de boues activées <sup>[A]</sup>	Filtration granulaire après un procédé de boues activées avec BNR <sup>[B]</sup>
MES	mg/l	5 - 25	2 - 8	1 - 4
Turbidité	UTN	2 - 15	0,5 - 4	0,3 - 2
Colloïdes	mg/l	5 - 25	5 - 20	1 - 5
DBO <sub>5</sub> C	mg/l	5 - 25	< 5 - 20	1 - 5
DCO	mg/l	40 - 80	30 - 70	20 - 30
COT	mg/l	10 - 40	15 - 30	1 - 5
AAT	mg N/l	1 - 10	1 - 6	1 - 2
NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	mg N/l	10 - 30	10 - 30	1 - 5
N <sub>tot</sub>	mg N/l	15 - 35	15 - 35	2 - 5
Coliformes totaux	UFC/100 ml	10 <sup>4</sup> - 10 <sup>5</sup>	10 <sup>3</sup> - 10 <sup>5</sup>	10 <sup>3</sup> - 10 <sup>5</sup>
Cytes et oocytes de protozoaires	UFC/100 ml	10 <sup>1</sup> - 10 <sup>2</sup>	0 - 10	0 - 1
Virus	UFC/100 ml	10 <sup>1</sup> - 10 <sup>3</sup>	10 <sup>1</sup> - 10 <sup>3</sup>	10 <sup>1</sup> - 10 <sup>3</sup>

<sup>[A]</sup> Inclut la nitrification.

<sup>[B]</sup> Procédé BNR : procédé d'enlèvement biologique des nutriments (azote et/ou phosphore).

Par ailleurs, les filtres à utilisation continue, lit profond et flux ascendant conçus pour la dénitrification présentent des performances d'enlèvement des nitrates (NO<sub>3</sub>-N) de 75 % à 95 % (WEF et ASCE, 2018).

### 13.6.1.5 Exploitation

#### • Rétrolavages

La perte de charge dans les filtres et leur temps de fonctionnement devraient être suivis. En général, les rétrolavages dans les filtres à lavage intermittent sont déclenchés automatiquement lorsque :

- la perte de charge maximale dans le filtre est atteinte ;
- le temps de fonctionnement entre deux rétrolavages est écoulé ;
- la turbidité de l'effluent augmente au-dessus d'une valeur maximale admissible.

Le déclenchement des rétrolavages devrait aussi pouvoir se faire manuellement. Il est important de rappeler que l'usage de polymère peut améliorer la performance du filtre et diminuer la fréquence des rétrolavages.

Malgré les rétrolavages répétés, des masses de particules (*mudball*) peuvent s'agglomérer dans le lit filtrant, réduisant la capacité de filtration. Pour limiter ce phénomène, M&EA (2007) recommandent de rétrolaver chaque filtre tous les jours, même si les pertes de charge permettent des cycles de filtration de plus de 24 heures. Des lavages avec des équipements complémentaires, comme de l'aération et/ou l'ajout de produits chimiques (p. ex. chlore), peuvent aussi réduire ces accumulations. L'huile émulsifiée est particulièrement difficile à retirer des filtres; sa présence peut nécessiter un nettoyage à la vapeur.

- **Épaisseur du lit filtrant**

L'épaisseur du lit filtrant devrait être contrôlée. Advenant une perte excessive de matériau filtrant, il est nécessaire de combler le manque par l'ajout de nouvelles particules granulaires dans le lit. Cette perte peut être causée par l'abrasion graduelle causée par les rétrolavages ou par un soulèvement localisé excessif à la suite d'un bris de buses de distribution d'eau de lavage.

- **Suivi de la qualité de l'effluent**

La turbidité est souvent utilisée pour suivre l'évolution de la qualité du filtrat et estimer les MES, car elle peut être facilement mesurée en continu par des équipements standard. Les équations empiriques 13.43 et 13.44 établissent des liens entre la turbidité et les MES à l'effluent d'un traitement secondaire et d'une filtration granulaire (M&EA, 2007).

Effluent d'un système de traitement secondaire :

**Équation 13.43 :**  $MES [mg/l] = (2,0 \text{ à } 2,4) \times \text{Turbidité [UTN]}$

Effluent d'un filtre granulaire :

**Équation 13.44 :**  $MES [mg/l] = (1,3 \text{ à } 1,6) \times \text{Turbidité [UTN]}$

Lors du suivi de la turbidité, la relation entre la turbidité et les MES ou le  $P_{tot}$  devrait être calibrée par une analyse comparative des mesures.

### **13.6.2 Microtamisage (filtration sur toile)**

Le microtamisage est une technologie de filtration de surface qui enlève les particules contenues dans un liquide par tamisage mécanique à travers une toile mince. Ce procédé, également connu sous le nom de « filtration sur toile », est utilisé pour réduire les concentrations de MES et de phosphore total ( $P_{tot}$ ) lorsque les normes de rejet sont plus contraignantes, pour diminuer la quantité d'algues (Tooker et collab., 2012) et pour améliorer la performance des traitements avancés subséquents (p. ex. désinfection UV). Cette section traite des filtres à disques, à tambour et prismatiques.

Les microtamis peuvent être installés en postfiltration, à l'aval de l'unité de séparation solide-liquide d'un système de traitement biologique secondaire. Comme c'est le cas pour la filtration granulaire, la concentration maximale de MES à l'affluent du microtamis est de 35 mg/l (excluant les boues chimiques en postprécipitation) (Perret et Canler, 2013).

Le premier microtamis sous forme de filtre à tambour a été construit en 1940, et la première installation visant le polissage d'un effluent secondaire a été mise en service en 1950 en Grande-Bretagne (Ljunggren, 2006). Les premiers essais pour combiner les microtamis avec la déphosphatation chimique datent de 1970 (Langer et collab., 2011). Les microtamis sous forme de filtres à disques ont été introduits aux États-Unis au début des années 1990 (Batek et collab., 2011) et sont largement utilisés à des fins de recyclage de l'eau (*California Title 22 Approva*<sup>6</sup>). Aujourd'hui, grâce aux nombreuses améliorations qui ont été apportées à cette technologie, le nombre de microtamis utilisés pour différentes applications dans le monde excède 10 000 installations (Väänänen, 2017).

---

6. Le document [Alternative Treatment Technology Report for Recycled Water](#) (CSWRCB, 2014) présente les microtamis approuvés par le Title 22 Code of Regulation de la Division of Drinking Water (DDW) – California Water Boards et les critères de qualité minimale qu'ils doivent respecter pour réutiliser l'eau.

### 13.6.2.1 Principes de fonctionnement

En filtration superficielle, la toile agit comme une barrière physique qui laisse passer le liquide en continu par gravité et retient efficacement les particules ayant une taille supérieure à celle des pores (zone B). La toile enlève également un certain pourcentage de particules dont la taille est inférieure à celle des pores (zone A) grâce à la formation d'un gâteau à la surface (autofiltration) et à la capture des particules au travers de celle-ci (maturation). La Figure 13.6.2-1 montre l'effet de la taille des particules à filtrer sur l'efficacité de la séparation.

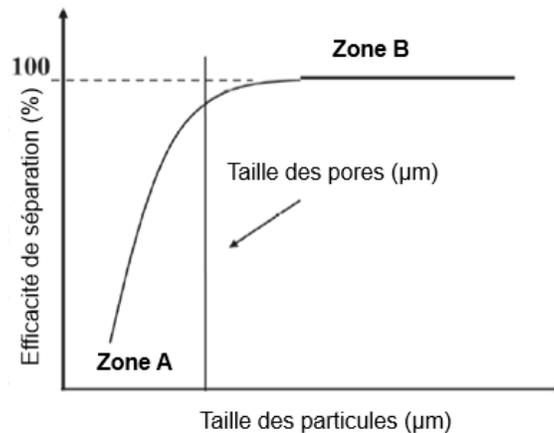


Figure 13.6.2-1 – Efficacité de séparation en fonction de la taille des particules

Adaptée de Ljunggren (2006)

À mesure que la toile s'encrasse, l'efficacité de séparation augmente, mais la capacité de filtration diminue. Conséquemment, la perte de charge dans le système augmente, de même que le niveau d'eau en amont du filtre. Lorsque ces derniers atteignent un seuil prédéterminé, un cycle de rétrolavage est amorcé automatiquement. Celui-ci peut également être déclenché manuellement, par une minuterie, ou s'effectuer en mode continu. Aucun réservoir d'eau additionnel n'est nécessaire, car le lavage s'effectue à l'aide du filtrat contenu dans le microtamis. L'eau de lavage est retournée en tête de traitement ou en amont du décanteur secondaire. Elle peut aussi être dirigée vers la ligne solide si ses caractéristiques et les équipements sont compatibles avec le système de gestion des boues. Généralement, le cycle de rétrolavage est court et fréquent, il s'arrête après un nombre de rotations ou un temps prédéterminé selon la hauteur d'eau à l'affluent du microtamis. La filtration est continue, même pendant le rétrolavage.

Avec le temps, la toile peut se colmater de façon trop importante par l'accumulation de particules et la formation d'un biofilm. Lorsque le rétrolavage en mode continu n'est pas suffisant pour faire diminuer la perte de charge en dessous de la valeur terminale fixée, on devrait réaliser un nettoyage extensif (à haute pression ou chimique, section 13.6.2.7). Si les nettoyages chimiques ne suffisent pas à rétablir une capacité de filtration suffisante, on doit remplacer la toile.

Les principaux avantages et inconvénients des microtamis sont présentés au Tableau 13.6.2-1.

**Tableau 13.6.2-1 – Avantages et inconvénients du microtamisage**

Avantages	Inconvénients
Grande capacité de filtration et filtration continue durant le rétrolavage	Nécessité d'un lavage chimique périodique
Qualité constante de l'effluent (notamment avec l'ajout de produits chimiques)	Difficulté à supporter des pointes de charge prolongées
Bonne capacité d'adaptation aux variations de débit et de charge	Ajout de produits chimiques (coagulant, polymère) pour obtenir des performances plus constantes selon les normes visées
Système automatisé, flexible et simple d'utilisation et d'entretien	Nécessité de prévoir une dérivation pour conserver l'intégrité des toiles
Faible emprise au sol	Besoin de remplacer les toiles après un certain temps (coûts à prévoir)
Faible hauteur hydraulique requise	Lavages pouvant modifier rapidement le débit, ce qui peut avoir des répercussions sur le fonctionnement des équipements en aval
Faible volume des eaux de lavage	
Coûts d'investissement et d'exploitation faibles à modérés	

Source : Hathaway et Szekeress, 2009; Donohue & Associates, Inc., 2014.

Il faut toutefois savoir que l'installation d'un équipement mécanisé, comme les microtamis et les systèmes de dosage requis, nécessite un suivi et des activités d'entretien réguliers qui ajoutent tout de même une certaine complexité d'exploitation, notamment pour les ouvrages de type « étangs aérés », où le personnel est moins présent et a moins de contrôle sur le traitement en amont des filtres.

### 13.6.2.2 Aménagements et composantes

Les microtamis se différencient par plusieurs paramètres qui varient en fonction des fabricants – la configuration, le sens d'écoulement, les matériaux, le système de nettoyage, etc.

#### 13.6.2.2.1 Configuration

Les microtamis se classent en trois principaux types de configuration. Ceux-ci peuvent prendre la forme d'un tambour, de prismes ou de disques (Johnson et collab., 2008; Väänänen, 2017).

- Le filtre à tambour (Figure 13.6.2-2a) est un cylindre horizontal en constante rotation. Il est principalement utilisé pour traiter le débit des très petites et petites stations ( $Q < 2\,500\text{ m}^3/\text{d}$ ) ou pour le tamisage fin ( $<1\text{ mm}$ ) en prétraitement.
- Le filtre prismatique (Figure 13.6.2-2b) est composé de longs prismes à base losangique placés en parallèle. Il est souvent utilisé pour traiter le débit des très grandes stations ( $Q > 50\,000\text{ m}^3/\text{d}$ ) ou pour remplacer les systèmes de filtration granulaire en fin de vie.
- Le filtre à disques (Figure 13.6.2-4) est de plus en plus répandu. Il consiste en plusieurs segments de toile assemblés autour d'une conduite horizontale formant des disques verticaux en parallèle. Il peut traiter le débit des petites à très grandes stations ( $Q > 500\text{ m}^3/\text{d}$ ).

Les petites unités peuvent être préassemblées dans des cuves en acier (carboné ou inox) hors sol, tandis que les plus grandes unités sont installées dans des réservoirs en béton (existants ou construits sur place).

#### 13.6.2.2.2 Matériaux

Le filtre poreux consiste en une toile métallique ou en un tissu synthétique qui permet une filtration à deux ou trois dimensions (surface et profondeur).

- Les toiles bidimensionnelles sont en acier inoxydable ou en polyester (Figure 13.6.2-3a) et tissées selon un modèle régulier (plat, satiné, sergé, etc.). Les toiles peuvent être planes ou plissées, leur épaisseur est de l'ordre du «  $\mu\text{m}$  », et la taille du maillage (ouvertures) est fixe et absolue.
- Les toiles tridimensionnelles sont composées de fibres en polyester ou en polyamide et fixées dans une trame de support (*pile*) ou entremêlées aléatoirement (*needlefelt*, Figure 13.6.2-3b). Leur épaisseur est de l'ordre du « mm », et la taille du maillage est variable et nominale. Les toiles de fibres entremêlées (*needlefelt*) sont cependant moins performantes selon Lin et ses collaborateurs (2008a).

La taille des ouvertures de ce type de filtre varie de 5 à 40  $\mu\text{m}$ . Toutefois, le maillage généralement recommandé en traitement tertiaire est de 10  $\mu\text{m}$  après un décanteur secondaire. Le choix de la toile (matériau, maillage, épaisseur, densité, etc.) dépend des caractéristiques de l'affluent (MES,  $P_{\text{tot}}$ , taille des particules), de la qualité de l'effluent et de la capacité hydraulique désirées, des produits chimiques utilisés, de la facilité de nettoyage (sensibilité au colmatage) et de la résistance mécanique voulue à long terme. Les autres éléments de support sont en polyéthylène ou en acier inoxydable.

#### 13.6.2.2.3 Sens d'écoulement

L'eau à traiter peut passer au travers de la toile selon deux directions d'écoulement, soit de l'intérieur vers l'extérieur (IE) ou de l'extérieur vers l'intérieur (EI).

- Dans le cas d'un écoulement de type « IE », le filtre est partiellement submergé dans l'eau traitée (50-70 %). L'affluent entre dans les disques par une conduite commune, puis traverse la toile, pour ensuite se retrouver dans le réservoir principal, où le filtrat est évacué par surverse.
- Pour l'écoulement de type « EI », le filtre est complètement submergé dans l'eau à traiter, et les solides grossiers décantent au fond du réservoir. L'affluent passe au travers de la toile, puis le filtrat contenu à l'intérieur des disques est évacué par une conduite commune.

D'autres configurations sont également disponibles, notamment les systèmes avec filtration tangentielle dynamique. Étant donné le peu d'information disponible et le nombre insuffisant de fabricants, ceux-ci ne seront pas abordés dans ce chapitre du guide.

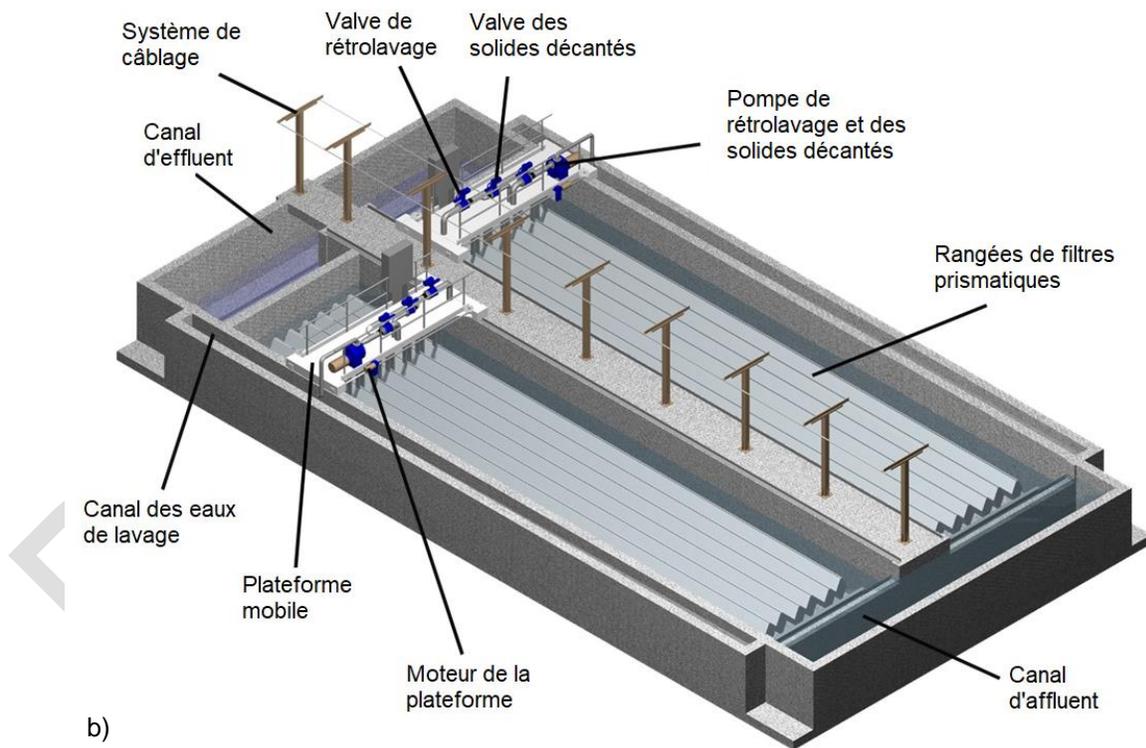
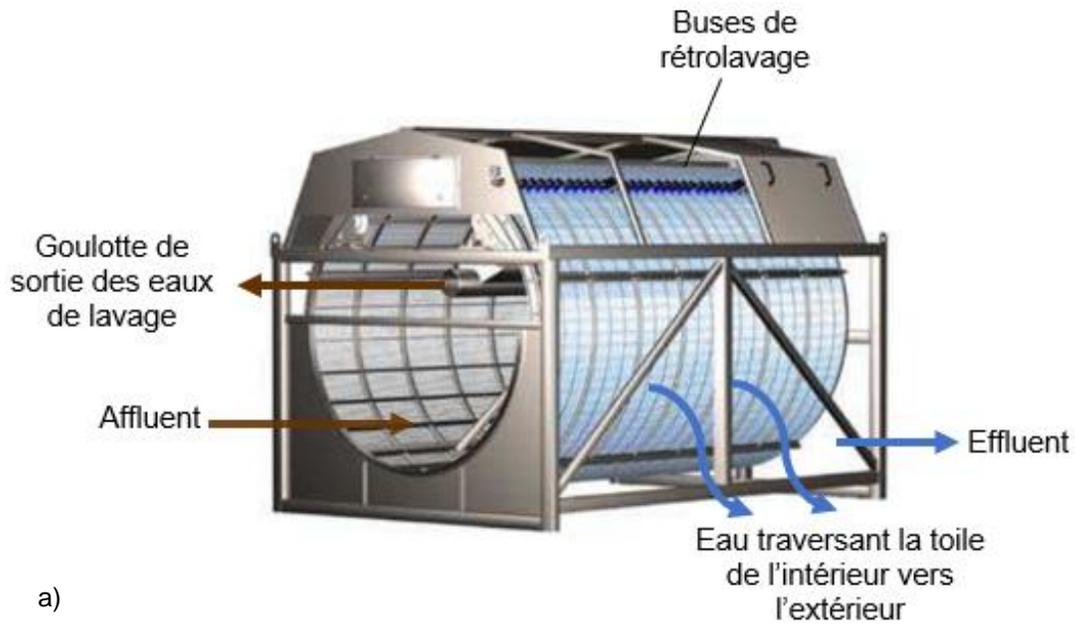


Figure 13.6.2-2 – Schéma a) Filtre à tambour (adapté de Perret et Canler, 2013) et schéma b) Filtre prismatique

Adapté d'Aqua-Aerobic Systems Inc. (2019)

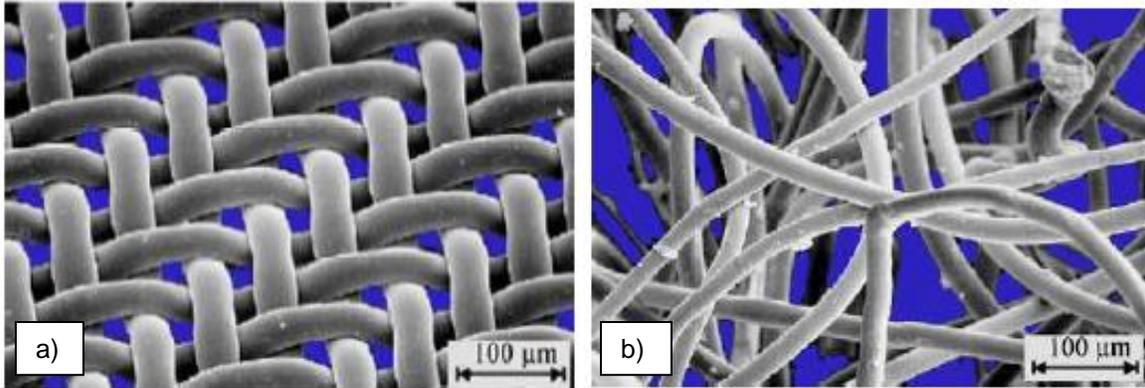


Figure 13.6.2-3 – Fibres a) tissées et b) entremêlées

Perret et Canler (2013)

La Figure 13.6.2-4 montre les deux types de filtres à disques et le Tableau 13.6.2-2 présente les avantages et inconvénients de chacun d'eux (Hathaway et Szekeress, 2009; Gutierrez, 2010).

Tableau 13.6.2-2 – Avantages et inconvénients des microtamis « IE » et « EI »

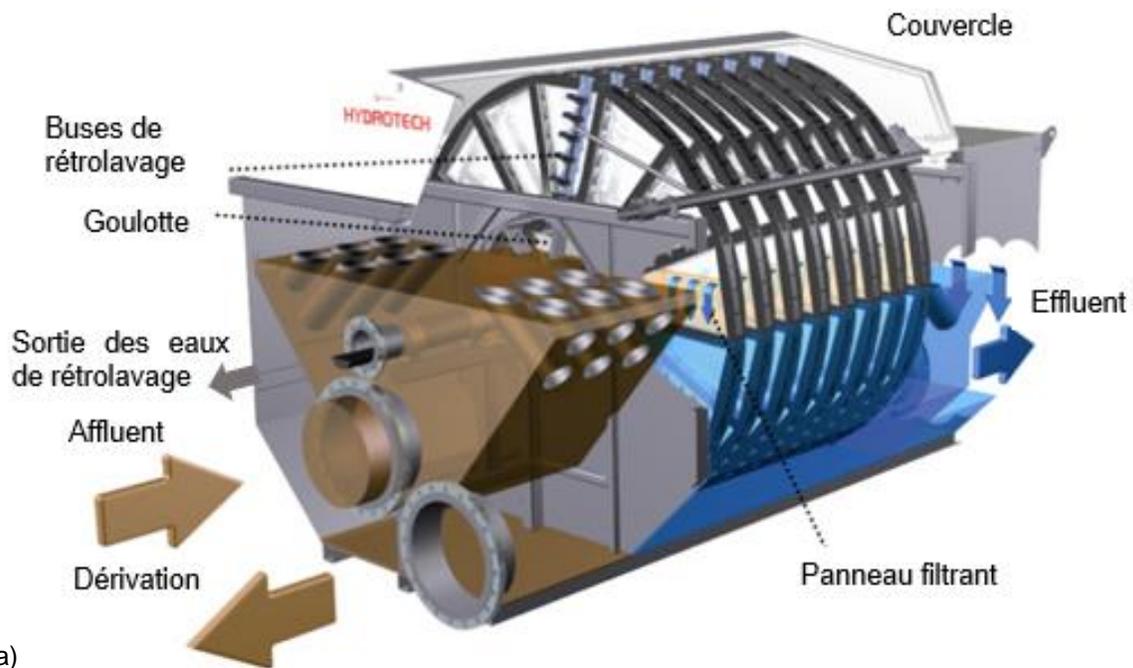
	« IE »	« EI »
Avantages	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Aucun équipement additionnel pour les boues décantées</li> <li>• Hauteur du réservoir moins élevée, simplicité de remplacement des panneaux</li> <li>• Volumes d'eau et pression de lavage moins élevés</li> <li>• Accès à sec par l'extérieur pour l'inspection et l'entretien</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Décantation des boues qui réduit la charge massique et la fréquence des lavages</li> <li>• Plus grande surface de filtration (immersion totale), plus grande capacité</li> </ul>
Inconvénients	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Plus faible surface de filtration par disque (immersion partielle)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Nécessité d'un nettoyage périodique ou d'un système de collecte des écumes et déchets flottants</li> <li>• Utilisation d'un plus grand volume d'eau de lavage</li> <li>• Mise hors service et drainage partiel du réservoir pour le nettoyage périodique sous pression et le remplacement des toiles</li> </ul>

#### 13.6.2.2.4 Système de rétrolavage

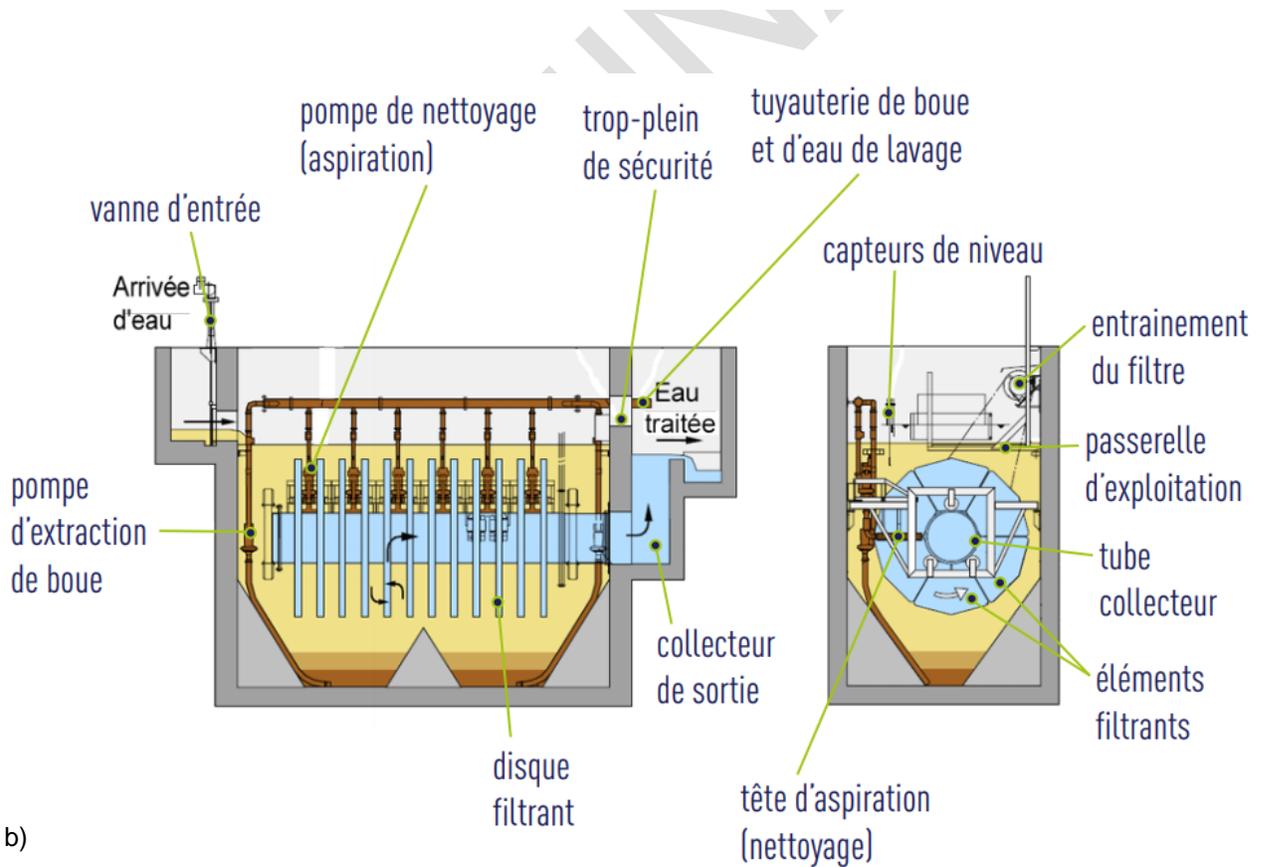
Le mode de rétrolavage des microtamis varie selon la direction d'écoulement.

- « IE »

Avec les filtres de type « IE », une pompe aspire l'eau filtrée contenue dans le réservoir principal, puis alimente une rampe de lavage. Celle-ci est munie de buses réparties dans la partie supérieure non submergée des disques. Le passage de l'eau sous pression de chaque côté des disques en rotation déloge les MES accumulés sur la face intérieure de la toile. L'eau de lavage est ensuite récupérée dans une goulotte située dans la partie supérieure du tambour central et sort du filtre par gravité. Pour réduire au minimum le risque de colmatage des buses, il est recommandé d'installer un filtre (*backwash strainer*) en aval de la pompe.



a)



b)

**Figure 13.6.2-4 – Schéma de filtre à disques de types**  
 a) « IE » adapté de Veolia Water Technologies (2016) et b) « EI » (SUEZ, s. d.-a)

- « EI »

Avec les filtres de type « EI », une pompe d'aspiration est activée, et un moteur amorce la rotation lente des disques ou du dispositif d'aspiration par groupe. Les têtes d'aspiration sont situées de part et d'autre de chaque disque et sont en contact avec une petite fraction de la toile. Au passage du dispositif d'aspiration, l'écoulement à contre-courant de l'eau filtrée contenue à l'intérieur des disques déluge les MES accumulées à l'extérieur de la toile et dans celle-ci. Les boues décantées au fond du réservoir sont purgées périodiquement (quelques heures) à l'aide d'une seconde pompe ou d'un jeu de valves automatisé lorsque le cycle de rétrolavage n'est pas en fonction. Pour l'enlèvement des écumes et des déchets flottants, on recommande la mise en place d'une écumoire ou d'un autre système de collecte (Underwood et collab., 2002).

Après un temps prédéterminé (par exemple, une fois tous les trois jours) ou lorsque la pression de succion augmente au-delà d'un certain seuil, on peut réaliser un lavage sous pression. Il est effectué en complément du rétrolavage par aspiration pour déloger les particules fines qui s'accumulent à l'intérieur de la toile. Lors de celui-ci, le réservoir principal est drainé du tiers ou de moitié, et un jet d'eau filtrée sous pression asperge l'extérieur des disques en rotation lente. Ce type de lavage est fréquemment utilisé pour les toiles de fibres entremêlées. Certains filtres « EI » dont la toile est composée de fibres fixées dans une trame de support (*pile*) fonctionnent sans nettoyage sous pression (Johnson, 2005).

### 13.6.2.3 Conditions de conception

#### 13.6.2.3.1 Traitement préalable

Les microtamis peuvent être installés en postfiltration, à l'aval de l'unité de séparation solide-liquide d'un système de traitement biologique secondaire. Lorsque la concentration moyenne journalière de MES dépasse 40 mg/l, il faut bonifier le traitement en amont de l'unité de postfiltration (WEF et ASCE/EWRI, 2010). Par exemple, l'utilisation d'un dispositif de prémisage peut être envisagée pour réduire la quantité d'algues ou abaisser la concentration de MES de l'affluent du microtamis.

Il est nécessaire d'ajouter du coagulant et du polymère en postprécipitation à l'amont des microtamis pour maximiser l'enlèvement des MES de petite taille (<10 µm) et du phosphore. L'ajout de coagulant seul engendre des précipités inorganiques fins et fragiles qui peuvent traverser la toile. L'addition de polymère est donc essentielle pour que se développent des floes larges de bonne cohésion qui résistent au cisaillement exercé par le passage de l'eau au travers de la toile (Ljunggren, 2006). Leur ajout peut se faire par des réservoirs de mélange (coagulation et floculation) à l'amont des microtamis. Le coagulant peut aussi être ajouté à l'aide d'un mélangeur statique en ligne.

Compte tenu de l'information recueillie dans la littérature, les équipements nécessaires à l'ajout de coagulant et de polymère en postprécipitation devraient être prévus en amont du microtamis pour l'enlèvement du phosphore, sans quoi la performance de filtration devient dépendante des dimensions des floes, donc plus aléatoire. Lorsque le filtre est installé à l'aval d'un traitement de type « étangs aérés », l'ajout de polymère après les étangs est toujours nécessaire pour l'enlèvement des MES étant donné la présence de microalgues et de floes de plus petite taille qu'à la sortie du décanteur secondaire d'une boue activée (Leblond, 2020; WEF et ASCE/EWRI, 2010). Pour ce qui est des stations mécanisées, il peut aussi être nécessaire d'ajouter du polymère pour l'enlèvement des MES, selon la taille des pores du microtamis (voir le Tableau 13.6.2-3).

L'ajout de coagulant et de polymère induit la formation de MES (boues chimiques), qu'il faut prendre en compte dans la charge massique appliquée sur les disques. Le type de réactifs chimiques, le dosage et les conditions de mélange dans les bassins (intensité et temps de rétention hydraulique) ont une incidence sur la performance de filtration ainsi que sur la fréquence de lavage des toiles (Lynne et collab., 2015; Väänänen, 2017; WEF et ASCE/EWRI, 2010). Par exemple, un surdosage de polymère peut engendrer des masses de particules collantes (*mudballs*) qui risquent d'accentuer le colmatage de la toile (Ljunggren, 2006), alors qu'un sous-dosage réduira le captage de MES. Les chapitres 4 et 17 présentent les critères concernant la conception des équipements de coagulation (mélange rapide) et de floculation.

La présence de plusieurs points d'injection sur la filière liquide de traitement des eaux usées permet de réduire le dosage total des réactifs, d'alléger la charge solide sur la toile, de prolonger la durée du cycle de filtration, de diminuer le volume d'eau de lavage et d'atteindre de plus faibles concentrations (<0,15 mg P/l) à l'effluent (Hart et collab., 2012, cités par Rossi, 2014; Reid et collab., 2014).

#### **13.6.2.3.2 Débit et charge (facteur de pointe)**

Les microtamis sont conçus selon deux critères, d'une part au débit de pointe horaire ( $Q_{PH}$ ) avec la charge qui y est associée et, d'autre part, à la pointe de charge en MES avec le débit qui lui correspond. Toute dérivation en temps sec (incluant les conditions de nappe haute) est interdite.

Lorsque le microtamis est installé en aval d'étangs aérés, le débit à considérer est celui qui correspond à une fréquence de dérivation de 5 % du temps (95<sup>e</sup> percentile) de la totalité des débits journaliers des cinq dernières années.

#### **13.6.2.3.3 Redondance**

Pour maintenir la capacité de conception lors de l'entretien d'un filtre, on recommande un minimum de deux unités en parallèle pour traiter le débit de pointe (USEPA, 1975). Chacune des deux unités devrait être en mesure de filtrer le débit moyen. La redondance des équipements (en cas de bris, d'entretien, de surcharge ou autres) est évaluée au cas par cas, selon les risques environnementaux (analyse de fiabilité).

Dans le cas de l'utilisation d'un microtamis en aval d'un étang aéré, une redondance n'est pas nécessaire si les étangs en amont offrent un volume tampon suffisant pour pallier un arrêt temporaire des microtamis et éviter la dérivation.

#### **13.6.2.3.4 Température**

En hiver, la température froide influe sur la viscosité et la densité de l'eau à traiter et réduit les taux de charge hydraulique. Le concepteur devrait en tenir compte lors du dimensionnement et prévoir un facteur de sécurité.

#### **13.6.2.4 Critères de conception**

Le microtamis devrait être en mesure de produire la qualité de filtrat désirée de manière constante, et ce pour un large éventail de débits et de conditions de filtration, en fonction des variations journalières et saisonnières de l'affluent à traiter.

Les performances épuratoires, la capacité de filtration et la perte de charge dans le microtamis sont affectés par plusieurs facteurs qui varient selon les sites. Pour guider la sélection, on recommande des comparaisons avec des installations similaires, l'utilisation de modèles empiriques (p. ex. relation de Boucher – USEPA, 1975), des bancs d'essai de filtration en laboratoire, des analyses de la distribution de la taille des particules ou des essais-pilotes (Ljunggren, 2006). On peut effectuer des essais-pilotes à court terme (1-2 semaines) à la capacité maximale (Mattsson et collab., 2009) ou à long terme (4-6 semaines et plus) lorsqu'on veut tester diverses conditions de filtration. Leur pertinence dépend de la taille du projet, de l'échéance, du budget, des ressources disponibles ainsi que de la qualité des prédictions désirée.

##### **13.6.2.4.1 Profil hydraulique**

L'évaluation du profil hydraulique requis à l'amont et à l'aval du microtamis devrait tenir compte de la perte de charge à travers tout le système de filtration lorsque les filtres sont encrassés.

Selon la littérature, on a souvent besoin d'une hauteur d'eau totale de 750 à 1200 mm pour le fonctionnement des filtres en mode gravitaire dans l'ensemble du système de microtamisage (WEF et ASCE/EWRI, 2010). La hauteur d'eau requise devrait être validée avec le fournisseur d'équipements. Cette valeur tient compte de la perte de charge par les déversoirs à l'entrée et à la sortie du système ainsi que de la perte de charge maximale à travers les toiles colmatées. On devrait favoriser autant que possible une

alimentation gravitaire. Si la hauteur d'eau disponible n'est pas suffisante, il faut porter une attention particulière au choix des équipements de pompage pour réduire au minimum le cisaillement des floccs formés.

Lorsqu'un cycle de rétrolavage se termine, la perte de charge au travers de la toile varie entre 50 et 100 mm au débit moyen (WEF et ASCE/EWRI, 2010). À mesure que la toile s'encrasse, la perte de charge (h) augmente jusqu'à atteindre une valeur terminale de 200-450 mm (300 mm typiquement). La pression différentielle ne devrait pas excéder la valeur maximale déterminée par le fabricant, et ce, pour éviter le détachement des particules vers l'effluent ou le bris des toiles. Conséquemment, on doit avoir un système de dérivation (*by-pass*) à l'amont des microtamis pour optimiser la durée de vie des toiles (M&EA, 2014). Ce système devrait être visible et instrumenté par un enregistreur électronique de débordement (EED) afin de faciliter le suivi d'exploitation. Les dérivation par temps sec ne sont pas permises, et il faut respecter la norme supplémentaire de dérivation à la station.

Le contrôle du niveau d'eau dans le microtamis est réalisé à l'aide de sondes de niveau et de déversoirs, à l'amont et à l'aval du réservoir principal (Degrémont, 2011). Ces derniers sont recommandés pour dissiper l'énergie de l'affluent et limiter la pression différentielle sur la toile (Johnson et Dalton, s. d.). Les sondes de niveau permettent un contrôle plus fin des pertes de charge selon l'encrassement des toiles (Ljunggren, 2006).

Lorsque plusieurs microtamis sont installés en parallèle, chaque unité devrait être indépendante et avoir ses propres déversoirs pour assurer une répartition hydraulique homogène. De plus, la perte de charge est différente d'un filtre à l'autre, étant donné que leur cycle de rétrolavage n'a pas lieu en même temps. Cela permet d'éviter les pointes de MES en tête de traitement et à l'effluent (Furuya et collab., 2005; Bourgeois et collab., 2003).

#### **13.6.2.4.2 Taux de charge hydraulique et massique**

Les microtamis devraient être conçus de façon à maintenir une capacité de filtration suffisante à un taux de charge hydraulique (TCH) maximal et à un taux de charge massique (TCM) élevé tout en atteignant les performances visées dans des conditions normales. Le taux de charge hydraulique se situe typiquement entre 8 et 16  $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  au débit de pointe horaire pour une toile de 10  $\mu\text{m}$  (Perret et Canler, 2013; WEF et ASCE/EWRI, 2010). Dans des conditions moyennes, le taux de charge hydraulique varie entre 3 et 8  $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ , selon la concentration de MES à l'affluent, la température de l'eau ainsi que le pourcentage d'immersion, la perte de charge et la résistance de la toile (Perret et Canler, 2013; Johnson et collab., 2008; Kängsepp et collab., 2016; Hart et collab., 2012; Langer et collab., 2017; Tooker et collab., 2012; Rossi, 2014; Wilén et collab., 2016; Persson et collab., 2006; Mattsson et collab., 2009; Leblond, 2020). Lorsqu'on envisage l'utilisation de toiles de 15-20  $\mu\text{m}$ , il est approprié de mener des essais-pilotes pour justifier des taux de charge plus élevés.

Le taux de charge massique maximal admissible sur la toile varie également d'un modèle à l'autre. Il est obtenu lorsque le lavage est en mode continu (100 %RL) et que la perte de charge dans le filtre atteint la valeur maximale fixée par le fabricant, c'est-à-dire quand l'affluent est dérivé (Perret et Canler, 2013). Pour une concentration de MES à l'affluent de 30 mg/l et un taux de charge hydraulique de 7,5 à 13  $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  (pointe horaire), le taux de charge massique est d'environ 220-390 g MES  $\cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  à capacité maximale selon la taille des pores (Perret et Canler, 2013). Il faut tenir compte de l'ajout de MES formées par la précipitation avec le coagulant. Les microtamis sont généralement en mesure d'atténuer quelques pointes occasionnelles de courte durée (p. ex. de 50 mg à 75 mg MES/l). En aucun cas, ces filtres tertiaires ne devraient être proposés ou mis en place pour pallier un manque de capacité ou un dysfonctionnement des décanteurs secondaires (Mattsson et collab., 2009; Langer et collab., 2011). L'installation de microtamis de 10  $\mu\text{m}$  en postfiltration ne peut être envisagée lorsqu'un relargage soutenu de MES (> 35 mg/l) se produit en aval des étangs aérés ou pour retarder la vidange des boues.

La surface de filtration requise est calculée en divisant le débit de pointe horaire par le taux de charge hydraulique admis sur la toile donnée par le fabricant. Un facteur de sécurité (p. ex. 10 %) est ensuite appliqué sur la surface de filtration obtenue. Le nombre de disques par unité est déterminé en divisant la

surface de filtration obtenue précédemment par la surface effective d'un seul disque. Cette dernière devrait exclure la portion non submergée de la toile ainsi que les zones bloquées par les éléments structuraux. Une vérification du taux de charge massique est par la suite effectuée de façon à s'assurer que la valeur de 200 ( $\pm 25$ ) g MES.m<sup>2</sup>.h<sup>-1</sup> n'est pas dépassée en toutes conditions sur la surface effective considérée d'une toile de 10  $\mu$ m.

#### 13.6.2.4.3 Système de rétrolavage

Le système de rétrolavage devrait nettoyer efficacement la toile pour rétablir rapidement la perte de charge initiale. Les rétrolavages durent généralement entre 30 et 90 secondes et peuvent être réalisés après un certain nombre de minutes ou d'heures, ou en continu selon la perte de charge à travers la toile.

Les éléments de rétrolavage (pompe, conduite, valve) sont conçus selon le débit de pointe horaire (WEF et ASCE/EWRI, 2010). Le volume et la pression d'eau de lavage sont établis en fonction de la taille du disque et de sa vitesse de rotation (USEPA, 1975). La pression appliquée et la vitesse de rotation varient d'un fabricant à l'autre, mais elles sont typiquement de 3-4 bars (50 psi) et 1 rpm pour les filtres « EI » ainsi que de 7-8 bars (110 psi) et 0,5-3 rpm pour les filtres « IE » (Väänänen, 2017). La quantité d'eau traitée utilisée pour le lavage (%EL) varie typiquement de 0,5 % à 5 % du débit entrant selon la porosité et la qualité de l'eau à traiter, mais peut aller jusqu'à 8 % pour certains systèmes par aspiration. Le contenu de matières solides des eaux de lavage à retourner en tête de traitement, ou à envoyer à la ligne solide selon leur compatibilité, varie entre 0,1 % et 0,75 % (Väänänen, 2017; Kängsepp et collab., 2016). Il est important que le concepteur tienne compte de cette charge additionnelle dans le bilan de masse de la station (500-1 000 mg MES/l) (Langer et collab., 2017). Selon Langer et ses collaborateurs (2017), les boues issues des eaux de lavage ont de très bonnes propriétés de décantation (IVB < 50 ml/g).

La goulotte qui collecte l'eau de lavage pour les microtamis de type « IE » devrait récupérer efficacement les particules qui ont adhéré à la surface et être suffisamment haute pour éviter tout contact avec l'eau à traiter. Les obstructions internes sur lesquelles les résidus peuvent s'accrocher lors de la rotation des disques devraient être limitées.

#### 13.6.2.5 Performances épuratoires

La filière de traitement à l'amont du filtre ainsi que ses conditions d'exploitation (temps de rétention des boues, temps de rétention hydraulique, aération, etc.) influent sur les caractéristiques de l'affluent du filtre (concentrations, taille des particules, résistance des floccs) et, conséquemment, sur ses performances épuratoires (Lin et collab., 2008b). Ces dernières dépendent également des conditions de filtration (prétraitement, pression différentielle, taux de charge, etc.), des propriétés de la toile et de l'efficacité des lavages (WEF et ASCE/EWRI, 2010; Mattsson et collab., 2009). Évidemment, plus la taille des ouvertures de la toile et le taux de charge hydraulique sont faibles, meilleure est la qualité du filtrat (USEPA, 1975; Rossi, 2014).

Les microtamis permettent de réduire efficacement la concentration des éléments particuliers dont la taille est supérieure à celle des pores. Comme le diamètre des MES, de la DBO<sub>5</sub>C et du phosphore sous forme particulaire peut être aussi petit qu'un micromètre, un microtamis de 10  $\mu$ m d'ouverture ne pourra pas retenir toute la fraction particulaire. Néanmoins, la performance d'enlèvement de la fraction inférieure à 10  $\mu$ m peut être améliorée considérablement avec l'ajout de produits chimiques soigneusement sélectionnés et l'optimisation des conditions de mélange (WEF et ASCE/EWRI, 2010; Langer et collab., 2017).

Le Tableau 13.6.2-3 présente les différentes conditions dans lesquelles on devrait prévoir l'ajout de coagulant et de polymère en amont du microtamis de même que des essais-pilotes. Ce classement tient compte de la nature du constituant à enlever, du traitement en amont du microtamis et de la taille des pores de la toile.

Des essais-pilotes sont nécessaires lorsque les critères donnés dans le tableau résumé ne sont pas respectés ou lorsque les microtamis de 10  $\mu$ m sont utilisés pour d'autres applications que la postfiltration

à l'aval d'un traitement secondaire. Une toile de plus de 20 µm n'est pas recommandée en postfiltration, car aucune donnée de la littérature ne soutient cet usage.

**Tableau 13.6.2-3 – Ajout de coagulant et de polymère et réalisation d'essais-pilotes selon le constituant, le traitement en amont et la taille des pores**

Constituant	Traitement en amont	Taille des pores (µm)	Coagulant	Polymère	Essais pilotes
MES	Station mécanisée	10	Recommandé	Recommandé	Facultatifs
		15-20	Recommandé	Recommandé	Recommandés
	Étang aéré	10	Recommandé	Obligatoire	Facultatifs
		15-20	Recommandé	Obligatoire	Obligatoires
P <sub>tot</sub>	Station mécanisée	10	Obligatoire	Obligatoire	Facultatifs
		15-20	Obligatoire	Obligatoire	Recommandés
	Étang aéré	10	Obligatoire	Obligatoire	Facultatifs
		15-20	Obligatoire	Obligatoire	Obligatoires

Sources : Ljunggren, 2006; USEPA, 2010; CSWRCB, 2014; Mattsson et collab., 2009; Rossi, 2014; Wilén et collab., 2016; Leblond, 2020.

#### 13.6.2.5.1 Matières en suspension

Selon la littérature, la concentration de MES attendue à l'effluent d'un microtamis de 10 µm utilisé en traitement tertiaire à l'aval d'un décanteur secondaire est inférieure à 10 mg/l à un degré de confiance de 95 % et inférieure à 5 mg/l en moyenne (50 % du temps) (Degrémont, 2011; WEF et ASCE/EWRI, 2010; USEPA, 1975; Ljunggren, 2006; Kängsepp et collab., 2016).

Selon les expérimentations de Leblond (2020), les microtamis permettent un certain enlèvement des microalgues : une réduction de la concentration de chlorophylle  $\alpha$  de 24 à 4 µg/l a été enregistrée à l'aval d'étangs facultatifs. Ces essais ont été réalisés à l'aide d'un microtamis de 10 µm de type « IE » et comprenaient une pré-précipitation d'alun pour l'enlèvement des MES.

Les microtamis ont peu d'incidence sur l'enlèvement des microorganismes pathogènes (Wilén et collab., 2012; Asano, 2007). En revanche, leur combinaison avec une désinfection aux rayons UV améliore la transmission des radiations et limite l'encrassement des lampes (Sanz et collab., 2007; Langer et collab., 2017).

#### 13.6.2.5.2 Phosphore

Dans la majorité des cas, lorsqu'une coprécipitation (simultanée) est présente dans un traitement biologique secondaire, il est possible d'obtenir une concentration de phosphore de 0,3 à 0,6 mg/l à l'effluent de filtres à disques dont la taille des ouvertures est de 10 µm. Avec l'ajout de coagulant et de polymère directement à l'amont du microtamis de 10 µm, la concentration résiduelle en phosphore est généralement inférieure à 0,3 mg/l (Kängsepp et collab., 2016).

#### 13.6.2.6 Installation

Les microtamis devraient être installés à l'intérieur d'un bâtiment chauffé lorsqu'ils sont utilisés toute l'année. S'ils sont utilisés en période chaude seulement, ils peuvent être installés sous un abri à l'extérieur.

Le panneau de contrôle, les conduites auxiliaires et les valves sont situés dans un environnement sec et ventilé pour faciliter l'exploitation et l'entretien. Il devrait y avoir suffisamment d'espace autour du filtre pour faciliter l'accès aux disques et l'entretien des éléments par l'extérieur. On recommande la mise en place d'une plateforme à proximité des microtamis (Furuya et collab., 2005). On demande habituellement une hauteur libre minimale de 2,1 m au-dessus du filtre (WEF et ASCE/EWRI, 2010). L'ajout d'un couvercle léger au-dessus des disques protège l'opérateur des pièces en mouvement et des jets de lavage, comme il facilite l'entretien et diminue l'humidité dans le bâtiment, ce qui réduit les coûts de chauffage (Stewart, 2011).

Les installations requises en complément des microtamis comprennent :

- un système de préparation, de dosage et de mélange de produits chimiques;
- un système de contrôle avec alarmes;
- l'instrumentation nécessaire au suivi d'exploitation (débordement, débit, pression, temps, niveau et qualité d'eau : turbidité, orthophosphates, etc.);
- un système de pompage, si requis.

Le système de contrôle des opérations peut être manuel (local ou à distance) ou complètement automatisé. Il devrait être flexible et s'harmoniser avec les autres systèmes installés à la station.

### 13.6.2.7 Exploitation

Pour perfectionner l'exploitation, on peut réaliser des essais sur le site (en béccher, de filtration en laboratoire ou pilotes) avant l'installation à grande échelle. Ils servent à optimiser le choix des produits chimiques et leur dosage, à s'assurer que les microtamis retenus sont en mesure de respecter les normes de rejet avec l'affluent spécifique au site et à familiariser l'exploitant à la technologie (CSWRCB, 2014; Lynne et collab., 2015).

Après la mise en route initiale des filtres, une période d'acclimatation continue de deux à quatre semaines est requise pour que la capacité hydraulique et la qualité de l'effluent se stabilisent (Väänänen, 2017). Dans le but d'optimiser la consommation énergétique, le fonctionnement par intermittence de microtamis en parallèle est possible dans des conditions normales (Q moyen). Pour éviter leur colmatage biologique, les filtres à l'arrêt devraient être remis en fonction toutes les 12 à 24 heures (Kängsepp et collab., 2016).

Les suivis de la quantité d'eau de lavage et du pourcentage de temps de lavage journalier sont de bons indicateurs de l'état des toiles. Le degré de colmatage (%RL, équation 13.45) est calculé en faisant le ratio du temps de rétrolavage ( $t_{RL}$ ) sur le temps total de filtration, incluant les rétrolavages ( $t_{tot}$ ). Dans des conditions normales, le temps de rétrolavage est inférieur à 50 % du temps de filtration et, lorsqu'il excède 90 %, cela indique que les toiles sont colmatées et qu'il faut y réduire la charge (massique et hydraulique). Il peut être nécessaire d'entreprendre un nettoyage chimique ou le remplacement de la toile (Wilén et collab., 2016).

**Équation 13.45 :** 
$$\%RL = \frac{t_{RL}}{t_{tot}} \times 100$$

où :

%RL : degré de colmatage (%);

$t_{RL}$  : temps de rétrolavage (s);

$t_{tot}$  : temps total de filtration, incluant les rétrolavages (s).

#### 13.6.2.7.1 Nettoyage chimique

On devrait effectuer périodiquement un nettoyage chimique. Il peut être réalisé manuellement ou à l'aide d'un système automatisé intégré au microtamis. Le nettoyage automatisé peut être démarré au besoin, selon un délai prédéterminé ou lorsque les conditions d'exploitation dépassent un certain seuil.

Les lavages chimiques sont réalisés généralement toutes les six à huit semaines (Langer et collab., 2017). Les produits de nettoyage peuvent être appliqués sur la toile par pulvérisation (buse, lance) ou par trempage. Selon le type de nettoyage, il faut prévoir divers équipements comme des pompes doseuses et des réservoirs de produits chimiques. Le nettoyage peut durer de plusieurs minutes à quelques heures. Les résidus de précipitation et les impuretés organiques sont enlevés par un nettoyage à l'acide (p. ex. chlorhydrique à 10-15 %, citrique, oxalique, etc.), et la matière biologique est éliminée avec un agent chlorant (p. ex. hypochlorite de sodium à 5 %) selon les recommandations du fabricant (Ljunggren, 2006; Mohammadi, 2002, cité par Rossi, 2014). On doit éviter les produits sous forme de granules, car ils peuvent obstruer les pores. Lors de l'application des produits, il faut assurer une ventilation adéquate dans le bâtiment de même que le port d'équipements de protection. Il est important de conserver ces produits de façon sécuritaire (voir chapitre 17).

Les lavages chimiques sont habituellement suivis d'une période de rinçage de quelques minutes. La neutralisation et la déchloration des eaux de lavage se font au besoin. L'eau de lavage recueillie dans les réservoirs est ensuite envoyée en tête de traitement pour éviter toute dégradation de la qualité de l'effluent.

#### 13.6.2.7.2 Entretien

Le personnel d'exploitation devrait mener des activités d'entretien préventif régulièrement pour préserver l'état optimal des microtamis. Les activités recommandées et leur fréquence varient selon les fournisseurs, mais il s'agit généralement de celles présentés au Tableau 13.6.2-4 (Perret et Canler, 2013; Underwood et collab., 2002). Selon Väänänen (2017), le temps requis pour la maintenance est d'environ 20 min/an/m<sup>2</sup> de surface de filtration, mais il peut doubler lorsque le nettoyage chimique n'est pas automatisé. La plus grande proportion du temps (30-40 %) est liée à l'inspection et au nettoyage des buses de lavage (Nunes, 2013, cité par Kängsepp et collab., 2016).

La durée de vie des toiles est variable d'un fabricant à l'autre, mais elle est en moyenne autour de cinq ans ( $\pm$  deux ans). Il est recommandé de ne pas changer les toiles de plus d'une unité en même temps pour éviter une dégradation de la qualité de l'effluent lors de la période de rodage.

Dans le but de réduire la durée des mises hors service, on devrait pouvoir compter sur des pièces de rechange et des unités opérationnelles en réserve pour tous les équipements mécaniques, notamment les pompes, les moteurs, les composantes électroniques (interrupteurs, démarreurs, etc.) et le système de dosage.

**Tableau 13.6.2-4 – Activités d'entretien préventif et fréquence**

Activité d'entretien	Fréquence	Information supplémentaire
Observation visuelle des microtamis, de la pression de lavage et de la dérivation	Toutes les semaines	
Vérification des panneaux de filtration et des buses de lavage ou du système d'aspiration	Tous les mois	Ouvrir le capot, lancer un cycle de rétrolavage à faible pression et vérifier l'uniformité des jets et leur forme
Nettoyage du préfiltre du système de lavage	Tous les mois ou semaines	Lorsque la pression diminue de 0,5 bar par rapport à la valeur normale
É extraction des dépôts accumulés au fond des réservoirs d'eau filtrée	Tous les mois	À l'aide d'une pompe à boue ou en vidangeant complètement la cuve
Lubrification des pièces en mouvement, graissage et vérification du niveau d'huile	Deux fois par an	
Inspection des joints d'étanchéité et de la chaîne d'entraînement	Une à deux fois par an	
Drainage complet du réservoir d'affluent et remplissage	Tous les ans	
Nettoyage des équipements de mesure et d'analyse	Tous les mois	
Étalonnage des équipements de mesure	Au moins une fois par an	Avant chaque utilisation (pour un équipement qui effectue une mesure ponctuelle)

Kängsepp et ses collaborateurs (2016) ont réparti les coûts de fonctionnement après une année d'exploitation; cette répartition est présentée dans le Tableau 13.6.2-5. Le prétraitement chimique, plus particulièrement l'achat de réactifs, est la principale dépense d'exploitation : il est donc important d'optimiser les dosages. L'utilisation d'équipements centralisés, automatisés (capteurs et boucles de contrôle) et autonettoyants permet de réduire les coûts d'entretien (Kängsepp et collab., 2016) et de faciliter l'exploitation. Le coût des nettoyages chimiques, y compris l'achat des agents chimiques, est très faible comparativement à celui des rétrolavages. Étant donné que le système fonctionne par gravité lors des cycles de filtration, la demande énergétique est principalement liée à la mise en fonction de la pompe et du moteur lors du cycle de lavage (18 Wh/m<sup>3</sup>) ainsi qu'au prétraitement chimique (Langer et collab., 2017).

Tableau 13.6.2-5 – Répartition des coûts de fonctionnement (Kängsepp et collab., 2016)

Dépenses d'exploitation	Pourcentage
Prétraitement chimique	51 %
Entretien	22 %
Rétrolavage	18 %
Demande énergétique	7 %
Nettoyage chimique	1 %

### 13.6.2.8 Résumé

RÉSUMÉ – MICROTAMISAGE (FILTRATION SUR TOILE)	
<b>Caractéristiques</b>	<p>Configuration : Tambour, disques ou prismes                      Toiles : 2D ou 3D (tissée ou entremêlée)                      Taille des pores : 10 à 20 <math>\mu\text{m}</math> (typique : 10 <math>\mu\text{m}</math>)                      Submersion : 50 %-70 % (IE) et 100 % (EI)</p>
<b>Condition de conception</b>	<p>Débit : <math>Q_{Ph}</math> ou 95<sup>e</sup> percentile (EA)                      Redondance : 2 unités au <math>Q_{Ph}</math> (selon l'analyse de fiabilité)                      Température : Facteur de sécurité sur TCH en conditions froides                      Traitement préalable : Traitement secondaire avec décantation (<math>\leq 35</math> mg MES/l)                      Coagulation et polymère en postprécipitation (Tableau 13.6.2-3)</p>
<b>Perte de charge</b>	<p>Relation de Boucher (USEPA, 1975)                      Après rétrolavage : 50-100 mm                      Terminale : 200-450 mm (typique : 300 mm)                      Totale : 750-1 200 mm</p>
<b>Taux de charge</b>	<p>Facteur de majoration de surface                      Hydraulique : <math>Q_{moyen}</math> : 3-8 <math>\text{m}^3 \cdot \text{m}^2 \cdot \text{h}^{-1}</math>  <math>Q_{pointe}</math> : 8-16 <math>\text{m}^3 \cdot \text{m}^2 \cdot \text{h}^{-1}</math>                      Massique : Max : 200 <math>\pm</math> 25 g MES <math>\cdot \text{m}^2 \cdot \text{h}^{-1}</math></p>
<b>Rétrolavage</b>	<p>Pression (IE) et aspiration (EI)                      Vitesse de rotation : 0,5-3 rpm (IE) et 1 rpm (EI)                      Pression : 7-8 bars (IE) et 3-4 bars (EI)                      Quantité d'eau de lavage : 0,5 %-5 % (max. 8 % EI)                      Concentration : 500-1 000 mg MES/l                      Retour : En tête de traitement ou en amont d'une décantation</p>
<b>Performance</b>	<p>Toile de 10 <math>\mu\text{m}</math>                      MES : <math>\leq 10</math> mg/l  <math>P_{tot}</math> : <math>\leq 0,3</math> à 0,6 mg/l                      Essais-pilotes 15-20 <math>\mu\text{m}</math> (Tableau 13.6.2-3)</p>
<b>Installation</b>	<p>Abri : Chauffé et ventilé</p>

## RÉSUMÉ – MICROTAMISAGE (FILTRATION SUR TOILE)

Hauteur libre : 2,1 m

### Exploitation

Dérivation surveillée électroniquement  
Suivi du pourcentage de rétrolavage (équation 13.45)  
Nettoyage chimique  
Entretien (Tableau 13.6.2-4)  
Instrumentation et contrôle

PRÉLIMINAIRE

### 13.6.3 Postfiltration membranaire

La filtration membranaire peut aussi bien être utilisée pour la séparation solide-liquide d'un traitement secondaire (chapitre 10 – section 10.4.5) que pour le polissage (traitement tertiaire) et peut même servir au traitement avancé. Il y a quatre types de procédés de filtration membranaire, classés selon la porosité de la membrane :

- La microfiltration (MF).
- L'ultrafiltration (UF).
- La nanofiltration (NF).
- L'osmose inverse (OI).

Le présent chapitre se concentre sur l'emploi des systèmes membranaires pour le traitement tertiaire. Le lecteur est invité à se référer au chapitre 10 (section 10.4.5) pour ce qui concerne les RBM.

La microfiltration et l'ultrafiltration permettent l'enlèvement des matières en suspension et des colloïdes. Elles peuvent donc se substituer aux autres procédés de séparation solide-liquide tertiaire.

La nanofiltration et l'osmose inverse offrent un traitement plus avancé et permettent l'enlèvement des espèces dissoutes, comme les ions. Ces procédés sont mis en place lorsque la réutilisation des eaux usées traitées est visée. Il s'agit de systèmes sous haute pression (> 6 bar), c'est-à-dire qu'une pompe pressurise l'eau à traiter et force sa circulation dans les modules membranaires.

#### 13.6.3.1 Conditions de conception

Le lecteur est invité à prendre en compte les informations sur les conditions de conception des RBM (chapitre 10 – section 10.4.5.1). La présente section donne des indications complémentaires pour les systèmes de NF et d'OI.

#### Caractéristiques des eaux à traiter et traitement préalable

Les membranes de NF et d'OI sont très fragiles, il est important de les protéger en prétraitant les eaux à filtrer.

La caractérisation des eaux usées à traiter par NF ou OI est essentielle pour déterminer leur concentration de MES et leur turbidité ainsi que pour évaluer le risque de colmatage. L'affluent des systèmes de NF ou OI devrait avoir une turbidité de moins de 0,5 UTN (EPRI, 1999 cité par M&EA, 2007). D'autres paramètres peuvent limiter les performances ou la durée de vie des modules membranaires comme les suivants (Celenza, 2000, cité par M&EA, 2007) :

- Les composés organiques (dégradation de la membrane).
- Le fer/manganèse et autres précipités (entartrage).
- Les huiles et graisses ou autres substances flottantes (encrassement).
- Les matières érosives (usure).

On devrait également déterminer le pH et la température. Le pH de l'affluent du système membranaire devrait être compris entre 4,0 et 7,5 pour éviter l'entartrage (M&EA, 2007). Il faut vérifier auprès du fabricant les pH optimaux du type de membrane sélectionnée.

Trois indices de colmatage ont été élaborés pour déterminer le prétraitement requis :

- Le SDI (*silt density index*), qui représente le potentiel colmatant des particules en suspension.
- Le MFI (*modified fouling index*), qui représente le potentiel encrassant des eaux usées.

- Le MPFI (*mini-plugging factor index*), qui représente la variation du débit d'alimentation en fonction du temps.

Ces indices sont définis à l'aide des équations 13.46 à 13.48. On trouvera plus d'informations dans les ouvrages de référence tels que Metcalf & Eddy – AECOM (2007) et Qasim et Zhu (2018b).

**Équation 13.46 :** 
$$SDI = \frac{P_{270}}{t} = \frac{1 - t_1/t_2}{t}$$

**Équation 13.47 :** 
$$\frac{1}{Q_{moy}} = MFI V + a$$

**Équation 13.48 :** 
$$Q_{moy,30s} = MPFI t + b$$

où :

SDI : *silt density index* (adimensionnel) ;

$P_{270}$  : pourcentage de colmatage à une pression de 270 kPa (%) ;

$t$  : durée totale de l'essai (min ou s) ;

$t_1$  et  $t_2$  : durée respective pour collecter le premier et le dernier échantillon de 500 ml (min) ;

$Q_{moy}$  : débit moyen (L/s) ;

MFI : *modified fouling index* (s/l<sup>2</sup>) [pente de la régression linéaire :  $1/Q = f(V)$ ] ;

$V$  : volume (L) ;

$a$  : constante [ordonnée à l'origine de la régression linéaire :  $1/Q = f(V)$ ] ;

$Q_{moy,30s}$  : débit moyen sur des intervalles de 30 s (L/s) ;

MPFI : *mini-plugging factor index* (L/s<sup>2</sup>) [pente de la régression linéaire de  $Q_{moy,30s} = f(t)$ ] ;

$b$  : constante [ordonnée à l'origine de la régression linéaire :  $Q_{moy,30s} = f(t)$ ].

Le Tableau 13.6.3-1 présente les valeurs recommandées des indices de colmatage pour l'affluent d'un système de NF ou d'OI.

**Tableau 13.6.3-1 – Valeurs recommandées des indices de colmatage**

(Tiré de Qasim et Zhu, 2018b)

Type de module membranaire	SDI (%)	MFI (s/l <sup>2</sup> )	MPFI (L/s <sup>2</sup> )
NF	0 – 3	0 – 10	0 – 1,5.10 <sup>-4</sup>
OI			
Fibres creuses ( <i>hollow fiber</i> )	0 – 2	0 – 2	0 – 3.10 <sup>-5</sup>
Feuillets spiralés ( <i>spiral wound</i> )	0 – 3	0 – 2	0 – 3.10 <sup>-5</sup>

Les indices de stabilité utilisés en eau potable (indice de saturation de Langelier et indice de stabilité de Ryznar) peuvent servir à déterminer le caractère entartrant ou agressif des eaux à filtrer (Qasim et Zhu, 2018b et M&EA, 2007). Ces indices sont définis par les équations suivantes :

**Équation 13.49 :** 
$$ISL = pH - pH_S$$

**Équation 13.50 :** 
$$ISR = 2 pH_S - pH$$

**Équation 13.51 :** 
$$pH_S = (pK_2 - pK_S) + pCa^{2+} + pAlc$$

**Équation 13.52 :** 
$$pCa^{2+} = -\log ([Ca^{2+}])$$

**Équation 13.53 :**  $pAlc = -\log ([Alc])$

où :

ISL : indice de saturation de Langelier (adimensionnel) ;  
 pH : pH mesuré de l'eau (unité standard) ;  
 pHs : pH à saturation en CaCO<sub>3</sub> (unité standard) ;  
 ISR : indice de stabilité de Ryznar (adimensionnel) ;  
 pK<sub>2</sub> et pK<sub>s</sub> : constantes basées respectivement sur la force ionique et la concentration de solides totaux dissous (STD) dans l'eau à une température donnée ;  
 pCa<sup>2+</sup> : logarithme négatif de la concentration d'ions calcium (adimensionnel) ;  
 pAlc : logarithme négatif de la concentration d'alcalinité (adimensionnel) ;  
 [Ca<sup>2+</sup>] : concentration d'ions calcium (mol/l) ;  
 [Alc] : alcalinité de l'eau (éq/l).

Une valeur positive de l'indice de saturation de Langelier (ISL) correspond à une eau entartrante alors qu'une valeur négative correspond à une eau agressive. Le degré de sévérité de la nature entartrante ou agressive de l'eau est donné en fonction de l'indice de stabilité de Ryznar (ISR) comme présenté au Tableau 13.6.3-2.

**Tableau 13.6.3-2 – Signification de l'indice de stabilité de Ryznar**  
**(Tiré de Qasim et Zhu, 2018b)**

ISR	Signification
< 5,5	Formation de beaucoup de tartre
5,5 - 6,2	Formation d'un peu de tartre
6,2 - 6,8	Eau non entartrante et non agressive
6,8 - 8,5	Eau agressive
> 8,5	Eau très agressive

En fonction des caractéristiques de l'eau à traiter, on devrait consulter le manufacturier des modules membranaires pour déterminer le prétraitement requis. Différents procédés ou équipements peuvent servir de prétraitement seul ou en combinaison (M&EA, 2007) :

- Une filtration en profondeur, une filtration de surface, une MF ou une UF pour enlever les MES.
- Un filtre à cartouche pour enlever les matières particulaires et colloïdales.
- Une désinfection à l'ozone ou aux UV pour enlever les microorganismes.

Le plus souvent, c'est une MF ou une UF qui est présente à titre de prétraitement.

Par ailleurs, quel que soit le prétraitement, on installe généralement des filtres à cartouche juste en amont des systèmes de NF ou d'OI pour servir de barrière physique en cas de défaut du prétraitement et enlever les impuretés des produits chimiques ajoutés (p. ex. ajustement du pH, agent antitartre) (M&EA, 2007).

Les filtres à cartouche sont des filtres sous pression qui ont des pores de 5 à 15 µm. En général, la chute de pression au travers d'un filtre à cartouche propre est de 0-35 kPa et augmente au cours de la filtration. Typiquement, les filtres devraient être remplacés lorsque la chute de pression atteint environ 70-80 kPa (M&EA, 2007).

### 13.6.3.2 Critères de conception

Les critères de conception des systèmes de filtration membranaire sont le débit d'affluent, sa concentration de MES et sa turbidité, le flux de filtration, la pression transmembranaire (PTM), la quantité et la qualité d'eau de lavage, la fréquence de lavage (Qasim et Zhu, 2018b).

La Figure 13.6.3-1 schématise un procédé membranaire quelconque. La différence de pression entre les deux côtés de la membrane constitue la force motrice permettant le passage de l'eau.

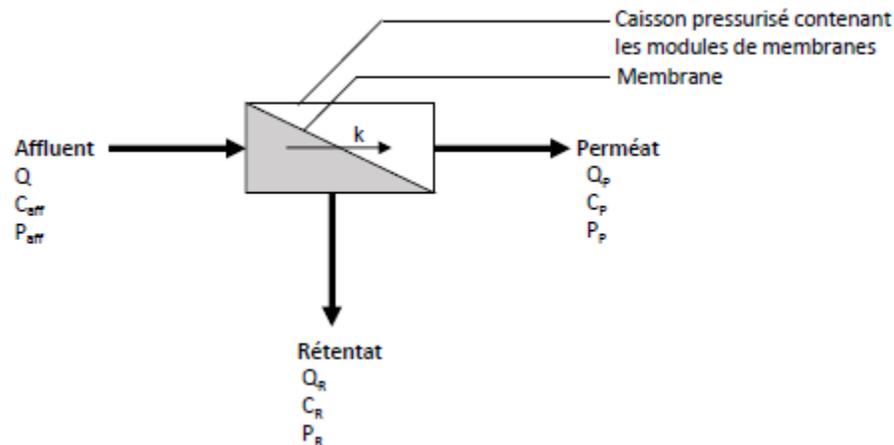


Figure 13.6.3-1 – Schéma d'un procédé membranaire pressurisé

Tiré de M&EA (2014)

#### Type d'écoulement

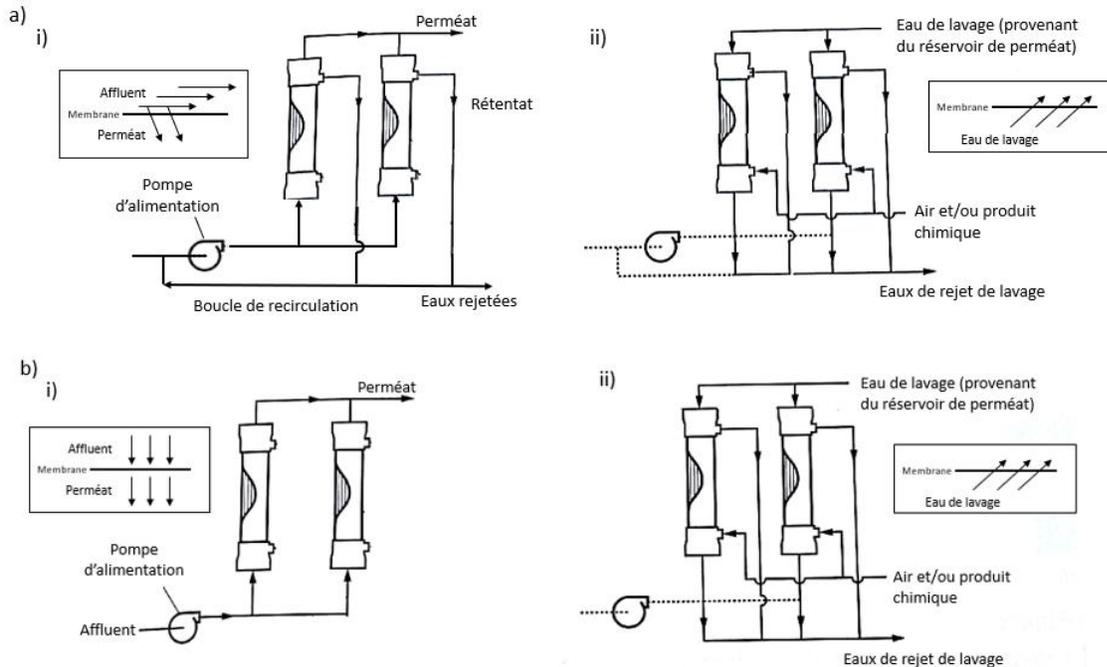
Lors de la filtration, le passage de l'eau au travers des membranes peut se faire de l'extérieur vers l'intérieur ou, à l'inverse, de l'intérieur vers l'extérieur. Les modules membranaires avec un écoulement extérieur-intérieur présentent l'avantage de pouvoir être rétrolavés à l'air, à l'eau (avec ou sans ajout de produits chimiques) ou les deux. C'est pourquoi on privilégie leur emploi pour les affluents les plus chargés en MES et en turbidité (M&EA, 2007). Pour le traitement des eaux usées, les modules à fibres creuses et à feuillets (spiralés ou plats) fonctionnent le plus souvent avec un écoulement extérieur-intérieur (M&EA, 2007).

#### 13.6.3.2.1 MF et UF

##### Configuration des procédés de MF et UF

Les systèmes de MF ou d'UF peuvent être de type immergé ou sous pression. Dans le cas des systèmes immergés, les modules membranaires sont plongés dans un bassin contenant les eaux à traiter. L'alimentation est soumise à une pression hydrostatique et l'on applique un vide partiel (pression négative) du côté du perméat (MDDELCC, 2015). Dans le cas des systèmes pressurisés, on installe les modules membranaires dans un caisson fermé et la pression de fonctionnement est peu élevée.

Il existe deux modes de fonctionnement des systèmes pressurisés : l'alimentation tangentielle (*cross-flow*) et l'alimentation frontale (*dead-end*). La Figure 13.6.3-2 présente ces deux modes.



**Figure 13.6.3-2 – Schémas de systèmes membranaires pressurisés a) à alimentation tangentielle et b) à alimentation frontale, en période de filtration (i) et en période de rétrolavage (ii)**

**Adaptés de M&EA (2007)**

Dans le cas de l'alimentation tangentielle, l'eau pompée s'écoule parallèlement à la surface de la membrane. La pression différentielle force le passage d'une partie de l'eau au travers de la membrane (perméat). Une fraction de l'eau restante (rétentat) est recirculée en tête du procédé membranaire pour être mélangée avec l'affluent soit dans les conduites d'alimentation, soit dans un bassin de mélange. On dispose de l'autre fraction. Les modules spirales fonctionnent avec ce type d'alimentation (M&EA, 2007).

Dans le cas d'une alimentation frontale, toute l'eau pompée passe au travers de la membrane. Les particules retenues s'accumulent à sa surface. Ce mode de fonctionnement est notamment utilisé lorsque les systèmes de MF ou d'UF servent de prétraitement aux procédés membranaires subséquents (M&EA, 2007).

### Bilan de masse

Les équations suivantes établies à l'aide d'un bilan de masse permettent de déterminer la pression transmembranaire, le débit de perméat et le taux de récupération des systèmes de MF et d'UF.

**Équation 13.54 :**  $PTM = \frac{P_{aff} + P_R}{2} - P_p$  (en cas d'alimentation tangentielle)

**Équation 13.55 :**  $\Delta P = P_{aff} - P_p$  (en cas d'alimentation tangentielle)

**Équation 13.56 :**  $PTM = P_{aff} - P_p$  (en cas d'alimentation frontale)

**Équation 13.57 :**  $Q_p = J S_{m,tot}$

**Équation 13.58 :**  $r = \frac{Q_p}{Q}$

où :

PTM : pression transmembranaire (kPa) ;  
P<sub>aff</sub> : pression de l'affluent (kPa) ;  
P<sub>R</sub> : pression du rétentat (kPa) ;  
P<sub>P</sub> : pression du perméat (kPa) ;  
ΔP : chute de pression au travers du module (kPa) ;  
Q<sub>P</sub> : débit de perméat (L/h) ;  
J : flux de filtration (L.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup>) ;  
S<sub>m,tot</sub> : surface totale de membrane (m<sup>2</sup>) ;  
r : taux de récupération (adimensionnel) ;  
Q : débit d'affluent (L/h) ;

Comme dans le cas des RBM (section 10.4.5), le flux de filtration de conception devrait être déterminé en fonction du débit maximal instantané et tenir compte des périodes de lavages des membranes. De même, ce flux varie en fonction de la température.

Les formules suivantes donnent la concentration de contaminant attendue dans le perméat et le rétentat :

**Équation 13.59 :** 
$$C_P = \frac{1-E}{r} C_{aff}$$

**Équation 13.60 :** 
$$C_R = \frac{E}{1-r} C_{aff}$$

où :

C<sub>P</sub> : concentration de contaminant dans le perméat (mg/l) ;  
E : enlèvement de contaminant (adimensionnel) ;  
C<sub>aff</sub> : concentration de contaminant dans l'affluent (mg/l) ;  
C<sub>R</sub> : concentration de contaminant dans le rétentat (mg/l).

### 13.6.3.2.2 NF et OI

Dans le cas de la NF ou de l'OI, on doit appliquer une pression plus importante que la pression osmotique aux eaux usées pour que le flux d'eau au travers de la membrane s'effectue de la zone la plus concentrée vers la moins concentrée.

La pression osmotique se calcule à l'aide de la formule suivante (Qasim et Zhu, 2018b) :

**Équation 13.61 :** 
$$P_{osm} = \Phi N \frac{n R T}{V_s} = \Phi N C R T$$

où :

P<sub>osm</sub> : pression osmotique (kPa) ;  
Φ : coefficient de pression osmotique (adimensionnel) ;  
N : nombre d'ions par mole (adimensionnel) ;  
n : mole de soluté (mol) ;  
R : constante des gaz parfaits (8,314 kPa.l.mol<sup>-1</sup>.K<sup>-1</sup>) ;  
T : température (K) ;  
V<sub>s</sub> : volume de soluté (L) ;  
C : concentration de soluté (mol/l).

Les flux de filtration peuvent être calculés en fonction du perméat ou de l'affluent à l'aide des formules suivantes (Qasim et Zhu, 2018b) :

**Équation 13.62 :**  $J_P = k_P (PTM - \Delta P_{osm}) = \frac{Q_P}{S_{m,tot}}$

**Équation 13.63 :**  $J_{aff} = k_{aff} (PTM - \Delta P_{osm}) = \frac{Q}{S_{m,tot}}$

**Équation 13.64 :**  $\Delta P_{osm} = \frac{P_{osm,aff} + P_{osm,R}}{2} - P_{osm,P}$

où :

$J_P$  et  $J_{aff}$  : flux de perméat et d'affluent ( $L.m^{-2}.h^{-1}$ ) ;

$k_P$  et  $k_{aff}$  : coefficient de transfert de masse du perméat et de l'affluent ( $L.m^{-2}.h^{-1}.kPa^{-1}$ ) ;

PTM : pression transmembranaire (kPa) ;

$\Delta P_{osm}$  : gradient de pression osmotique (kPa) ;

$Q_P$  : débit de perméat (L/h) ;

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

$Q$  : débit d'affluent (L/h) ;

$P_{osm,aff}$  : pression osmotique de l'affluent (kPa) ;

$P_{osm,R}$  : pression osmotique du rétentat (kPa) ;

$P_{osm,P}$  : pression osmotique du perméat (kPa).

Le flux massique de soluté passant au travers de la membrane peut être calculé à l'aide des formules suivantes (Qasim et Zhu, 2018b) :

**Équation 13.65 :**  $J_S = k_S \Delta C_S = \frac{Q_P C_P}{S_{m,tot}}$

**Équation 13.66 :**  $\Delta C_S = \frac{C_{aff} + C_R}{2} - C_P = \frac{Q_P C_P}{k_S S_{m,tot}} = \frac{J_S}{k_S}$

**Équation 13.67 :**  $C_P = \frac{k_S S_{m,tot} (C_{aff} + C_R)}{2 (Q_P + k_S S_{m,tot})}$

**Équation 13.68 :**  $C_R = \frac{2 (Q_P + k_S S_{m,tot}) C_P}{k_S S_{m,tot}} - C_{aff} = \frac{2 F_S}{k_S} - C_{aff} + C_P$

où :

$J_S$  : flux de soluté ( $L.m^{-2}.h^{-1}$ ) ;

$k_S$  : coefficient de transfert de masse du soluté ( $L.m^{-2}.h^{-1}.kPa^{-1}$ ) ;

$\Delta C_S$  : gradient de concentration de soluté (mg/l) ;

$Q_P$  : débit de perméat (L/h) ;

$C_P$  : concentration de soluté dans le perméat (mg/l) ;

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

$C_{aff}$  : concentration de soluté dans l'affluent (mg/l) ;

$C_R$  : concentration de soluté dans le rétentat (mg/l).

Les valeurs de  $k_P$ ,  $k_{aff}$  et  $k_S$  dépendent du type de module membranaire, des caractéristiques du soluté et de la température. Il est nécessaire de faire des vérifications auprès du manufacturier.

### 13.6.3.2.3 Résumé

Le Tableau 13.6.3-3 présente les différentes caractéristiques de chaque type de filtration membranaire pour le traitement tertiaire.

**Tableau 13.6.3-3 – Caractéristiques et applicabilités des procédés de filtration membranaire pour le traitement tertiaire des eaux usées**

Paramètre	Unité	MF	UF	NF	OI
Application	-	- Enlèvement des MES, des floccs et des bactéries - Prétraitement des procédés de NF et OI - Réutilisation des eaux pour des applications industrielles	- Enlèvement des MES, des bactéries, des colloïdes et de certaines molécules organiques - Prétraitement des procédés de NF et OI - Réutilisation des eaux pour des applications industrielles	- Enlèvement de la couleur, COT, dureté, - Réduction des solides dissous - Réutilisation des eaux usées	- Enlèvement des solides dissous - Réutilisation des eaux usées
Type de module membranaire courant	-	Fibres creuses ( <i>hollow fiber</i> ), feuilletés spirales ( <i>spiral wound</i> ), feuilletés plats ( <i>plate and frame</i> ), membranes tubulaires		Fibres creuses ( <i>hollow fiber</i> ), feuilletés spirales ( <i>spiral wound</i> )	
Particules retenues :					
Diamètre	µm	0,1 - 10	0,01 - 0,1	0,001 - 0,01	< 0,001
ou Poids moléculaire	Da	> 100 000	2 000 - 100 000	200 - 1000	< 200
Taille des pores	µm	0,1 - 0,5	0,001 - 0,01	0,0001 - 0,001	< 0,0001
Pression transmembranaire (PTM) <sup>A</sup>	kPa				
Système pressurisé		30 - 200	70 - 350	700 - 1400	800 - 1900
Système immergé		30 - 100	70 - 100	s. o.	s. o.
Flux instantané de filtration (à 20 °C) <sup>A</sup>	L.m <sup>-2</sup> .h <sup>-1</sup>				
Système pressurisé		25 - 60	40 - 60	15 - 20	15 - 20
Système immergé		25 - 40	25 - 40	s. o.	s. o.
Taux de récupération (r) <sup>A</sup>	%	85 - 95	85 - 95	85 - 90	80 - 85

<sup>A</sup> Pour des eaux usées avec 8 000 à 1 200 mg/l de solides dissous totaux

Sources : WEF & ASCE (2018), Qasim et Zhu (2018b), Metcalf & Eddy-AECOM (2014).

### 13.6.3.3 Composantes

Les équipements composant les systèmes de filtration membranaire pressurisés sont la pompe d'alimentation, le caisson pressurisé, les cassettes de membranes et le système de rétrolavage (Qasim et Zhu, 2018b).

Le *Guide de conception des installations de production d'eau potable* (MDELCC, 2015) détaille les types de modules (spiralés, à fibres creuses, etc.). Ces informations ne sont pas réitérées dans le présent chapitre.

### 13.6.3.4 Performances épuratoires

Les performances d'enlèvement des systèmes membranaires peuvent être calculées à l'aide des formules suivantes :

**Équation 13.69 :** 
$$E = \frac{C_{\text{aff}} - C_P}{C_{\text{aff}}}$$

**Équation 13.70 :** 
$$E_{\log} = -\log(1 - E) = \log\left(\frac{C_{\text{aff}}}{C_P}\right)$$

où :

E : enlèvement de contaminant (adimensionnel) ;  
 C<sub>aff</sub> : concentration de contaminant dans l'affluent (mg/l) ;  
 C<sub>P</sub> : concentration de contaminant dans le perméat (mg/l) ;  
 E<sub>log</sub> : log d'enlèvement des microorganismes pathogènes (adimensionnel).

Le Tableau 13.6.3-4 présente les performances typiques des procédés tertiaires de filtration membranaire.

**Tableau 13.6.3-4 – Performances de la postfiltration membranaire**

Paramètre		MF	UF	NF	OI
MES		95 - 98 %	96 - 99 %		
DBO <sub>5</sub>		75 - 90 %	80 - 90 %		
DCO		70 - 85 %	75 - 90 %		
SDT <sup>A</sup>		5 - 15 %	5 - 15 %	40 - 60 %	90 - 98 %
Dureté				80 - 85 %	90 - 98 %
Nitrate		0 - 2 %	0 - 2 %	80 - 85 %	84 - 96 %
Couleur					90 - 96 %
Pathogènes (logs d'enlèvement) <sup>B</sup>					
Virus	Virus entériques	0,5 - 2	2 - 4	4 - 7	> 6
	Coliphages	1 - 2	3 - 4		
Bactéries	Coliformes totaux	1 - 4	3 - 4	4 - 7	> 6
	E. Coli				
	Coliformes fécaux				
	Enterococci				
Protozoaires	Clostridium perfringens	2 - 4	3 - > 4	> 6	> 7
	Cryptosporidium parvum				
Helminthes	Giardia lamblia	2 - 4	> 4	> 6	> 7
	Ova, Cyste, Oocyste				

<sup>A</sup> Solides dissous totaux

<sup>B</sup> L'enlèvement des pathogènes pour la NF et l'OI comprend aussi l'enlèvement par la MF ou par l'UF présente en amont.

Sources : WEF & ASCE (2018), Qasim et Zhu (2018b), M&EA (2007 et 2014).

### **13.6.3.5 Exploitation**

#### **Contrôle du procédé**

Au fur et à mesure de la filtration, des particules s'accumulent sur les membranes, et leur rétrolavage devient nécessaire. Le déclenchement d'un rétrolavage se fait automatiquement dès l'atteinte d'une consigne. Trois stratégies de contrôle existent (M&EA, 2007) :

- le fonctionnement à flux de filtration constant où la PTM augmente avec le temps. Il s'agit du mode de fonctionnement traditionnellement utilisé en traitement des eaux usées ;
- le fonctionnement à PTM constante où le flux de filtration diminue avec le temps ;
- le fonctionnement à PTM et flux de filtration variables dans le temps. Ce mode de fonctionnement peut s'avérer très efficace selon Bourgeois et collab., 1999 cités par M&EA, 2007.

#### **Nettoyage des membranes**

Le nettoyage des systèmes membranaires tertiaires est similaire à celui des RBM (voir chapitre 10 – section 10.4.5.10). En plus des rétrolavages avec le perméat, des lavages avec divers produits chimiques peuvent aussi être requis. Les quantités d'eau de lavage (perméat), d'air de récurage et de produits chimiques ainsi que la fréquence estimée des nettoyages devraient être déterminées avec le fabricant. On doit prévoir des installations connexes au procédé, dont des réservoirs d'eau de lavage, d'eau de rejet ou de produits chimiques.

PRÉLIMINAIRE

## 13.7 Décantation avec floculation lestée

La décantation avec floculation lestée (DFL) est un procédé de séparation solide-liquide qui implique un conditionnement chimique des particules et l'ajout d'un agent lestant permettant une sédimentation rapide de la matière particulaire. Cet ajout est l'élément principal qui distingue la DFL d'un traitement physicochimique classique. La DFL est généralement utilisée pour réduire les concentrations de matières en suspension (MES). Cette réduction est normalement associée à une diminution de la fraction particulaire de la demande biochimique en oxygène (DBO). En traitement secondaire et tertiaire, l'élimination de matière particulaire se traduit aussi par une baisse d'autres composants de la biomasse, comme l'azote et le phosphore (Canler et Perret, 2007). Dans certaines applications, l'ajout de coagulant permet en plus de réduire le phosphore soluble par la formation de précipités décantables. La DFL peut également être efficace pour l'enlèvement de plusieurs métaux et de différents composés organiques hydrophobes (Gasperi et collab., 2012).

La DFL est utilisée pour la production d'eau potable et pour le traitement d'eaux usées depuis plus de 30 ans (Desjardins et collab., 2002; USEPA, 2003). Différents types de lests sont employés pour améliorer les performances de séparation solide-liquide au sein des systèmes de DFL. Plusieurs technologies utilisent du microsable de silice, tandis que d'autres font usage de boues densifiées (>30 g de solides/l) ou de magnétite ( $\text{Fe}_3\text{O}_4$  qui est ferromagnétique). Dans le domaine du traitement des eaux usées, la DFL avec du microsable a fait son apparition au début des années 1990 (Qasim et Zhu, 2018a; USEPA, 2003). Dans le cas de la DFL à boues densifiées, la première installation américaine date du milieu des années 1980 (USEPA, 2003). L'application à pleine échelle de technologies de traitement des eaux usées utilisant la magnétite est plus récente; elle remonte à 2007 (Ellis et Cathcart, 2008).

Les applications de la DFL sont nombreuses en traitement des eaux usées. La littérature et les différents fournisseurs de technologies font mention des applications courantes suivantes (Canler et Perret, 2007; Dejean, 2016; Evoqua, 2017d; Hess et collab., 2004; Metcalf & Eddy - AECOM, 2014; Qasim et Zhu, 2018a; USEPA, 2003; WEF & ASCE, 2018) :

- Primaire avancé (assisté chimiquement).
- Eaux de surverses ou débit excédentaire en période de pluie.
- Retour de rétrolavages de filtres.
- Retours liquides de la filière solide.
- Après un traitement à biofilm (p. ex. en aval d'un réacteur biologique à garnissage en suspension [RBGS]).
- Tertiaire (polissage des MES et/ou enlèvement avancé de phosphore total [ $\text{P}_{\text{tot}}$ ]).
- Eaux de procédé industriel.
- Eaux de ruissellement.
- Prétraitement de procédés de séparation solide-liquide avancés, comme l'osmose inverse.
- Recyclage ou réutilisation d'eau.
- Augmentation de la capacité de systèmes de type boues activées (voir la section 13.7.1.2).

La DFL est utilisée dans des installations traitant des débits très variés allant de quelques centaines à plusieurs millions de mètres cubes par jour ( $\text{m}^3/\text{d}$ ) (USEPA, 2003). Elle convient donc aux stations de petite à très grande taille. Le présent chapitre est basé essentiellement sur des références portant sur des applications en traitement primaire, secondaire ou tertiaire.

Des avantages et des inconvénients de la DFL énumérés dans la littérature sont présentés au Tableau 13.6.3-1.

**Tableau 13.6.3-1 – Avantages et inconvénients de la DFL**

Avantages <sup>[A]</sup>	Inconvénients <sup>[B]</sup>
Procédé compact, ce qui se traduit par une faible emprise au sol (< 10 % de celle d'un traitement primaire classique) et de possibles économies (coûts d'acquisition de terrain moindres)	Ajout de produits chimiques (coagulant et floculant) nécessaire, ce qui se traduit en coûts d'exploitation additionnels
Potentiel de produire un effluent avec des concentrations en MES < 10 mg/l et en $P_{tot} < 0,1$ mg/l	Peu efficace si les contaminants sont principalement solubles
Peu de temps au démarrage pour atteindre sa pleine efficacité	Plus de participation requise de la part des opérateurs, et nécessite généralement une instrumentation et des contrôles plus complexes que les procédés classiques de décantation
Réduction, grâce à l'amélioration des performances de décantation, de la consommation de coagulant par rapport à un traitement physicochimique classique	Usage d'un agent lestant qui (dans le cas du microsable de silice, p. ex.) peut affecter négativement les pompes et d'autres équipements en aval. Des ajouts d'agent lestant sont également nécessaires pour combler les pertes (dans l'effluent et les boues).
Procédé qui peut être utilisée à diverses fins	Largement dépendant d'équipements mécaniques
Pour l'application présentée à la section 13.7.1.2, potentiel d'augmentation de la capacité d'un traitement par boues activées sans ajout de bassin supplémentaire	Consommation d'énergie supérieure à certains procédés classiques
	Possibilité de détérioration rapide de la qualité de l'effluent lors des pointes de débit en raison du temps de rétention généralement très court

<sup>[A]</sup> Crittenden et collab. (2012); Droste et Gehr (2018); Imasuen et collab. (2004); Jiménez et Ramos (1997); Metcalf & Eddy - AECOM (2014); Qasim et Zhu (2018a); USEPA (2003); WEF & ASCE (2018); XCG Consultants Ltd. (2014).

<sup>[B]</sup> Crittenden et collab. (2012); Droste et Gehr (2018); Earth Tech (2005); Ellis et Cathcart (2008); Hanner et collab. (2004); USEPA (2003).

### 13.7.1 Principe de fonctionnement

Toutes les technologies de DFL ont un point en commun : elles impliquent la combinaison d'un agent lestant avec les solides présents dans l'affluent ainsi qu'un conditionnement chimique pour générer des particules dont la densité est augmentée (voir les sections 13.7.3.1 et 13.7.3.2). Ce principe de base fait en sorte que le temps nécessaire à la décantation est diminué. Par conséquent, des taux de charge hydraulique plus importants peuvent être appliqués (voir la section 13.7.3.4), ce qui permet à la DFL d'être plus compacte que les procédés classiques de décantation (améliorée chimiquement ou non).

Les étapes qui ont généralement lieu dans un système de DFL sont :

1. Le mélange rapide avec ajout de coagulant.
2. L'injection de l'agent lestant et du floculant.
3. La maturation des floccs.

#### 4. La décantation dans une zone avec ou sans lamelles.

La phase de maturation des floccs est une étape cruciale du procédé, qui permet l'intégration de l'agent lestant au sein des floccs, ainsi que l'augmentation de leur taille. Ces deux processus ont pour effet d'accroître la vitesse de sédimentation des particules. Lors de l'étape de maturation, le gradient de vitesse ( $G$ ), qualifiant le mélange, est d'une grande importance (voir la section 13.7.3.3). Un gradient trop élevé peut engendrer des bris de floccs, tandis qu'un gradient trop faible peut inhiber leur formation (Metcalf & Eddy - AECOM, 2014). L'intensité de brassage à l'étape de maturation est typiquement plus faible que celle qui est appliquée à l'étape de coagulation (mélange rapide).

Les solides décantés dans la zone de décantation des systèmes de DFL sont pompés dans une ligne de recirculation pour réutiliser l'agent lestant. Si l'agent lestant est externe, un appareil est utilisé pour le séparer des boues à vidanger (par exemple un hydrocyclone ou un tambour magnétique). Dans le cas où les boues densifiées constituent l'agent lestant, une portion de ces dernières est vidangée, tandis que le reste est directement retourné dans le système (Qasim et Zhu, 2018a).

##### 13.7.1.1 DFL avec agent lestant externe

Ce type de technologie inclut les systèmes de DFL faisant usage d'un agent lestant externe, comme du microsable ou de la magnétite. Des configurations typiques de DFL avec agent lestant externe sont schématisées aux Figures 13.7.1-1 et 13.7.1-2.

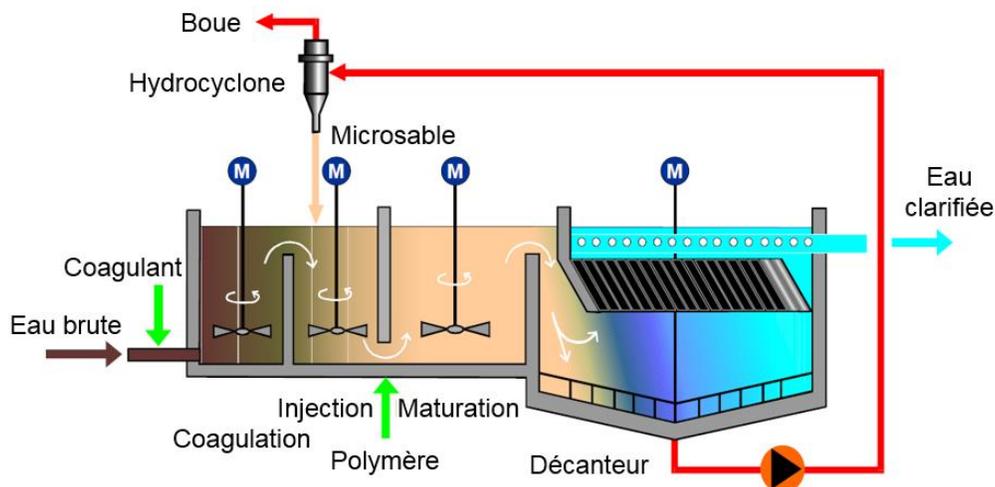


Figure 13.7.1-1 – DFL avec agent lestant externe : technologie Actiflo® (exemple avec microsable et hydrocyclone)

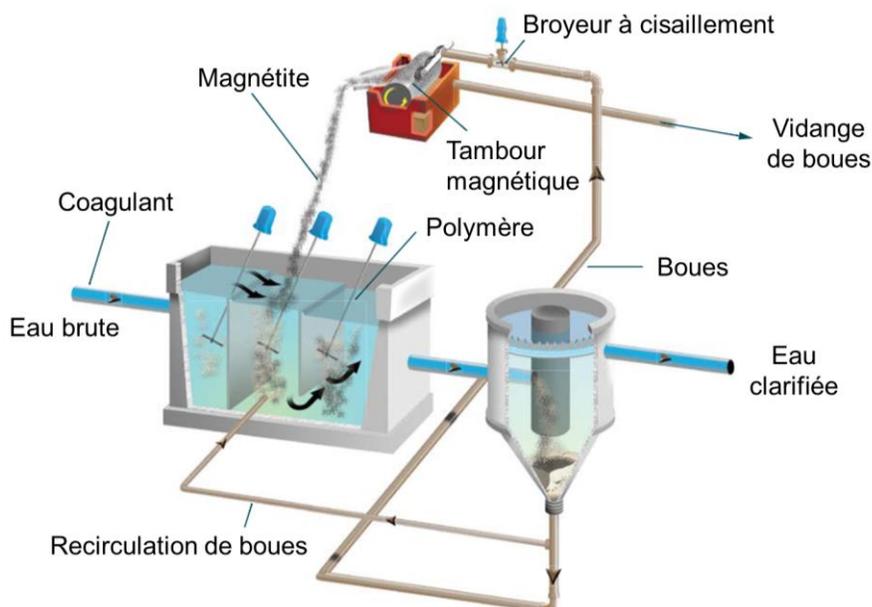
Adapté de Desjardins et collab. (2002)

Les systèmes de DFL avec agent lestant externe incluent typiquement quatre compartiments, soit un pour chacune des étapes énumérées précédemment (Abraham et collab., 2000). Le nombre de divisions (bassins en série) pour réaliser ces fonctions peut varier d'un manufacturier à l'autre (Metcalf & Eddy - AECOM, 2014). Par exemple, certaines configurations n'incluent qu'une zone pour l'injection de l'agent lestant et du flocculant, et la maturation des floccs. Cette zone unique permet, selon le fournisseur de la technologie, de concevoir des systèmes davantage compacts, en plus de réduire la vitesse d'agitation, sans perte de performance (Levecq et collab., 2006).

L'injection d'un agent lestant externe favorise la génération de floccs sphériques qui ont un coefficient de traînée plus faible que celui des floccs chimiques non lestés (Metcalf & Eddy - AECOM, 2014; Young et

Edwards, 2003). Selon la loi de Stokes, la vitesse de sédimentation d'une particule est inversement proportionnelle à son coefficient de trainée.

Dans certains cas, une recirculation de boues lestées peut également être incluse dans les systèmes de DFL avec agent lestant externe (Evoqua, 2017d; Tozer, 2007).



**Figure 13.7.1-2 – DFL avec agent lestant externe : technologie CoMag® (exemple avec magnétite et tambour magnétique)**

Image fournie par Evoqua Water Technologies

#### 13.7.1.1.1 Collecte des boues et récupération de l'agent lestant

La collecte des boues au sein des systèmes de DFL avec agent lestant externe se fait typiquement à la base du décanteur qui a une forme de trémie ou conique (USEPA, 2003). Une pompe est utilisée pour extraire les boues décantées. La récupération de l'agent lestant se trouvant dans les boues extraites est faite grâce à un appareil spécifiquement conçu en fonction de l'agent employé.

Dans le cas du microsable de silice, un hydrocyclone est typiquement utilisé (voir la Figure 13.7.1-1). À l'intérieur de l'hydrocyclone, l'écoulement tangentiel génère une force centrifuge qui déplace les particules de microsable plus denses que la boue chimique vers la périphérie de l'appareil. La gravité entraîne le microsable vers le bas où il est récupéré pour être réinjecté dans le système (Droste et Gehr, 2018; Haegh et collab., 2010). Les particules moins denses sont quant à elles évacuées par le courant ascensionnel de l'hydrocyclone vers le traitement des boues ou en tête de traitement selon la configuration du procédé (voir la section 13.7.6.5). De meilleures performances de séparation sont observées lorsque le débit de recirculation est élevé, car une plus grande force centrifuge est générée.

Pour les systèmes avec de la magnétite, un tambour magnétique est typiquement utilisé (voir la Figure 13.7.1-2). Ce type de système a été utilisé pendant plusieurs décennies dans l'industrie minière avant son application en traitement des eaux usées (Ellis et Cathcart, 2008). Des aimants permanents et stationnaires à l'intérieur du tambour permettent de capter la majeure partie de la magnétite et de la réinjecter dans le système (Evoqua, 2017d). Pour améliorer les performances de récupération, un mélangeur à haute vitesse (broyeur à cisaillement) peut être installé en amont du tambour magnétique dans le but de cisailier les floes et de libérer la magnétite (Evoqua, 2017d). Les solides résiduels sont envoyés vers le traitement des boues ou en tête de traitement selon la configuration du procédé (voir la section 13.7.6.5).

### 13.7.1.2 Variante des boues activées avec floculation lestée

Le principe de la floculation lestée est proposé par certains fournisseurs pour augmenter la capacité de systèmes de type boues activées. L'ajout d'agent lesté au sein du réacteur biologique permet d'accroître significativement la vitesse de sédimentation dans le décanteur secondaire et, conséquemment, les charges hydraulique et particulaire appliquées. Ainsi, le système peut être exploité à des concentrations en matières en suspension dans la liqueur mixte (MSLM) plus élevées (WEF & ASCE, 2018). Cela permet d'augmenter la capacité de traitement globale du système (enlèvement de DBO et nitrification) sans en augmenter le volume (Pino-Jelcic et Whittier, 2019; Samovalov, 2016). Dans certaines configurations prévues pour l'enlèvement des nutriments, l'augmentation des concentrations en MSLM peut également permettre d'améliorer les performances d'enlèvement biologique d'azote total ou de phosphore (Aya, 2022).

Une technologie de boues activées avec floculation lestée utilisant de la magnétite est schématisée dans la Figure 13.7.1-3. Comme illustré, la magnétite est premièrement mélangée à la liqueur mixte par une ligne secondaire. Ensuite, le mélange est injecté directement dans le bioréacteur où le brassage se poursuit pour que l'agent lesté s'intègre entièrement aux floccs biologiques avant l'étape de décantation secondaire. Une portion des boues lestées décantées est pompée vers l'amont du bioréacteur, tandis que l'autre portion est vidangée. La magnétite se retrouvant dans les boues à vidanger est récupérée à l'aide d'un tambour magnétique précédé d'un mélangeur à haute vitesse pour ensuite être réintroduite dans la cuve de mélange. Les boues recirculées sont quant à elles en partie injectées dans le bioréacteur avec l'affluent et en partie envoyées vers la cuve de mélange avec la magnétite neuve ou récupérée.

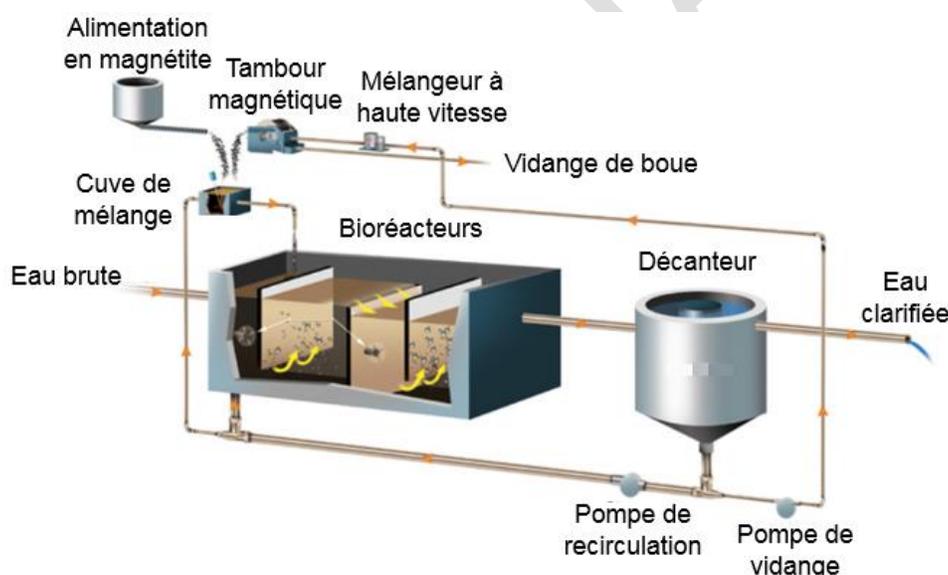


Figure 13.7.1-3 – Boues activées avec floculation lestée : technologie BioMag®

Adapté d'Evoqua (2017b)

### 13.7.1.3 DFL avec recirculation de boues densifiées

Un autre type de DFL implique une recirculation de boues densifiées, soit des boues conditionnées chimiquement et épaissies au sein du même système (WEF & ASCE, 2018) pour atteindre des concentrations élevées en solides (> 30 g/l) (SUEZ, s. d.-b). Dans ce cas, les boues densifiées et recirculées sont considérées comme l'agent lesté. Une configuration typique de DFL avec recirculation de boues densifiées est schématisée dans la Figure 13.7.1-4.

Cette technologie ne requiert aucun équipement de séparation de l'agent lesté (Qasim et Zhu, 2018a). Une fraction des boues décantées est directement réinjectée dans la zone de floculation. L'injection de

polymère (floculant) avec les boues densifiées accélère le processus de floculation et assure la formation de floccs denses et homogènes (Metcalf & Eddy - AECOM, 2014). La zone de floculation est typiquement précédée d'une zone de coagulation à mélange rapide où est injecté un coagulant, et suivie d'une zone de transition où s'effectuent un écumage et un dégraissage. Une zone de décantation, incluant typiquement un bloc lamellaire, complète le système. Il est généralement considéré qu'aucune réaction biologique ne s'effectue au sein de ce type de système de séparation solide-liquide.

Les boues sont accumulées et épaissies à la base de la zone de décantation avant d'être pompées. Les boues décantées sont recyclées ou vidangées selon les besoins pour maintenir un inventaire de solides approprié dans le système (Abraham et collab., 2000) (voir la section 13.7.3.2). La portion des boues qui n'est pas réinjectée dans le système est déchargée périodiquement pour en disposer (Qasim et Zhu, 2018a).

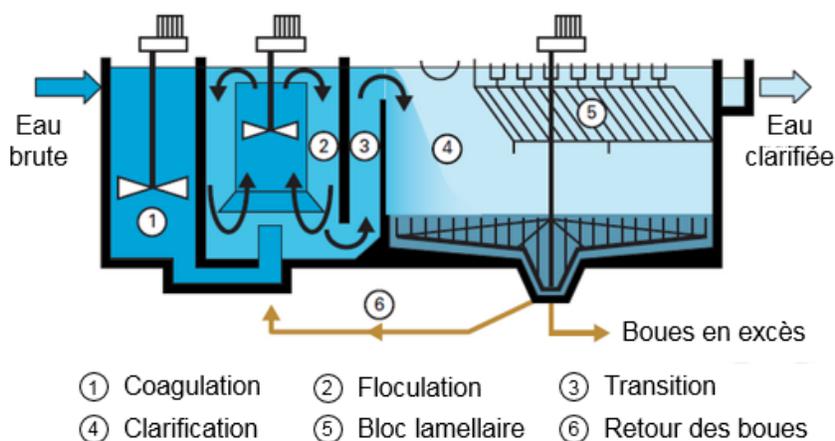


Figure 13.7.1-4 – DFL avec recirculation de boues densifiées : technologie DensaDeg®  
Adapté du Memento degremont® de SUEZ (s. d.-b)

## 13.7.2 Conditions de conception

### 13.7.2.1 Débits et charges

Les systèmes de DFL devraient être conçus en considérant le débit de pointe horaire (temps sec et nappe haute) et les charges maximales des contaminants visés (MES et phosphore, par exemple). Des vérifications devraient également être faites en conditions de débit moyen. Le débit moyen que le concepteur devrait retenir est le débit moyen de temps sec attendu pour la période sur laquelle les normes applicables sont établies. Bien que ces recommandations de conception soient à respecter pour assurer un dimensionnement sécuritaire des ouvrages, il est à noter que, dans plusieurs études, la DFL s'est avérée peu sensible aux variations de concentrations à l'affluent et aux pointes de charge hydraulique. La DFL est affectée davantage par l'ajustement du dosage des produits chimiques (coagulant et floculant) et de l'agent lestant (Gasperi et collab., 2012).

Lorsqu'une DFL est installée en aval d'étangs aérés, le débit à considérer est celui qui correspond au 95e percentile des débits journaliers observés au cours des cinq dernières années.

### 13.7.2.2 Redondance

Les systèmes de DFL incluent plusieurs équipements mécaniques et électriques (systèmes de dosages, mélangeurs, contrôleurs, pompes, etc.) qui peuvent, en cas de bris, causer des pertes d'efficacité de traitement. La redondance des équipements composant cette technologie devrait être évaluée dans tous

les projets en considérant les risques environnementaux associés à divers événements, comme un bris, une maintenance ou une surcharge. Cette évaluation devrait faire partie d'une analyse de fiabilité globale pour la station de traitement des eaux usées. L'objectif est le respect des normes de rejet en vigueur en tout temps.

Une redondance complète d'équipements peut être d'intérêt dans certains cas. Par exemple, le fonctionnement adéquat du système de dosage de polymère (floculant) a été qualifié de complexe à garantir et critique pour assurer la performance désirée d'un système de DFL utilisant de la magnétite en traitement tertiaire (Ellis et Cathcart, 2008). Dans cet exemple, une redondance complète a été jugée nécessaire pour respecter la norme de rejet en phosphore à l'effluent.

Dans le cas d'une DFL utilisée en aval d'étangs aérés, une redondance complète n'est pas requise si les étangs en amont offrent un volume d'accumulation suffisant pour pallier un arrêt temporaire du système et éviter toute dérivation.

### **13.7.2.3 Température**

Comme dans tout procédé physicochimique, le processus de coagulation est influencé de manière significative par la température. En effet, une baisse de température peut notamment diminuer les cinétiques et modifier le pH optimal de coagulation. Il faut donc tenir compte des températures d'exploitation prévues lors du dimensionnement d'un système de DFL.

Toutefois, il est à noter que, peu importe la température d'exploitation, le rendement d'un système de DFL est influencé principalement par la fixation de l'agent lestant sur les particules coagulées, et non par la formation de floccs de grande taille. Bien que les coagulants préhydrolysés soient moins sensibles aux basses températures (< 10 °C) et maximisent la formation de floccs de grande taille dans ces conditions, en DFL, l'usage d'un coagulant typique comme l'alun permet des rendements équivalents (Desjardins, 1999).

### **13.7.2.4 Traitement préalable**

Un prétraitement est nécessaire pour toutes les technologies de DFL. Suivant les caractéristiques des eaux à traiter (par exemple, primaires ou secondaires), les exigences de traitement préalable, comme la taille optimale des ouvertures pour le dégrillage, devraient être validées avec le fournisseur d'équipements.

Dans le cas d'une application en traitement primaire avec microsable de silice, un dégrillage fin à moyen (ouvertures ≤ 10 mm) est nécessaire en amont pour éviter le colmatage des lamelles ou de l'hydrocyclone (WEF & ASCE, 2018). Selon l'application, un dessablage ainsi qu'un déshuilage-dégraissage peuvent également être nécessaires pour compléter le prétraitement.

Dans le cas de la DFL avec magnétite, un dégrillage et un dessablage sont recommandés, mais des ouvertures plus grandes (jusqu'à 19 mm) peuvent être utilisées pour le dégrillage en l'absence de lamelles dans la zone de décantation. Aucune étape préalable de déshuilage-dégraissage n'est nécessaire si les concentrations en huiles et graisses sont dans la plage typique des eaux usées d'origine domestique.

Dans le cas des systèmes de DFL avec recirculation de boues denses, un dégrillage fin à moyen (ouvertures ≤ 10 mm) est recommandé pour éviter le colmatage des lamelles (WEF & ASCE, 2018). Les besoins en dégrillage peuvent toutefois être moins contraignants étant donné l'absence d'appareil de récupération d'agent lestant externe où il y a un risque de colmatage (Frank et Smith, 2006; Marrs et collab., 2017).

## **13.7.3 Critères de conception**

Les sections qui suivent présentent, à titre de référence, des critères de conception généraux ou tirés de cas d'étude. Suivant les caractéristiques des eaux à traiter (par exemple, primaires ou secondaires), il est toutefois recommandé de consulter les manufacturiers afin d'obtenir des recommandations et des critères de conception adaptés aux particularités du projet. En tenant compte de ces particularités, les

performances des systèmes de DFL peuvent normalement être garanties par les manufacturiers (Qasim et Zhu, 2018a).

### **13.7.3.1 Conditionnement chimique pour la coagulation et la floculation**

Le dosage de produits chimiques pour la coagulation et la floculation est nécessaire dans tous les systèmes de DFL. Les agents chimiques favorisent l'incorporation de l'agent lestant dans les floes et la floculation des matières colloïdales (Droste et Gehr, 2018). L'ajout de coagulant et de floculant est crucial pour maintenir les performances désirées avec les TRH très courts qui caractérisent généralement les systèmes de DFL (Jolis et Ahmad, 2004).

Le coagulant, typiquement un sel métallique (d'aluminium ou de fer), est utilisé pour déstabiliser les particules (réduction des forces répulsives) et pour la précipitation du phosphore soluble (Canler et Perret, 2007). Le floculant, typiquement un polymère à haut poids moléculaire, agit quant à lui comme un enrobage pour l'agent lestant. Il constitue un médium pour la liaison des floes coagulés à l'agent lestant, améliore la cinétique d'agrégation des floes et augmente leur résistance au cisaillement. Cette dernière caractéristique est particulièrement importante vu les intensités de mélange élevées qui doivent être appliquées pour assurer le maintien en suspension de l'agent lestant (Lapointe, 2018).

La séquence d'injection des produits chimiques au sein des systèmes de DFL est très importante. Le coagulant est toujours dosé en premier. La réaction de coagulation s'effectue dans des conditions de mélange rapide. Par la suite, le polymère et l'agent lestant sont ajoutés, généralement dans le même bassin. Les doses optimales des produits chimiques varient en fonction des applications et des caractéristiques des eaux à traiter. Elles dépendent également de l'emplacement de la DFL dans la filière, des concentrations en phosphore, en matières colloïdales et en matières décantables à traiter, ainsi que de l'abattement escompté. Par exemple, des doses croissantes de polymère sont typiquement nécessaires pour traiter des concentrations croissantes de matières particulaires (Canler et Perret, 2007). Des exemples de dosages de coagulant et de floculant pour différentes applications de DFL sont présentés dans le Tableau 13.7.3-1.

Il est à noter que les doses de coagulant à prévoir pour l'enlèvement du phosphore devraient être déterminées en considérant les recommandations présentées dans le chapitre 8 du présent guide. De plus, en traitement primaire, il est essentiel de maintenir un résiduel d'orthophosphates pour éviter d'inhiber l'activité biologique qui s'opère typiquement au sein du traitement secondaire. Un apport de coagulant qui provoque un enlèvement trop élevé de phosphore pourrait causer un déséquilibre nutritionnel. Un surdosage de coagulant pourrait également causer une acidification de l'effluent (surtout si l'alcalinité de l'eau à traiter est faible) et une augmentation de sa conductivité électrique (Canler et Perret, 2007). Il peut être nécessaire d'ajuster le pH de coagulation pour maintenir des performances maximales d'enlèvement du phosphore (Krüger, 2005).

### **13.7.3.2 Caractéristiques et dosage de l'agent lestant**

#### **13.7.3.2.1 Agent lestant externe**

Les performances de la DFL sont intimement liées aux caractéristiques de l'agent lestant. Les agents lestants externes utilisés pour la DFL sont typiquement inertes, c'est-à-dire qu'ils n'ont pas d'effet sur les caractéristiques chimiques de l'effluent. Ils sont également réutilisables.

Le choix final d'un agent lestant externe devrait tenir compte entre autres des coûts en énergie pour maintenir les particules en suspension (voir la section 13.7.3.3) et de l'effet abrasif du matériel lestant sur les équipements de recirculation (Lapointe et collab., 2017).

- **Microsable**

Pour ce qui est de la taille des particules, dans le cas du microsable de silice, elle peut varier entre 20  $\mu\text{m}$  et 200  $\mu\text{m}$  (Davis, 2010). Sa densité spécifique est généralement autour de 2,6, ce qui permet d'obtenir des vitesses de sédimentation élevées (Lapointe et collab., 2017; Metcalf & Eddy - AECOM, 2014).

PRÉLIMINAIRE

**Tableau 13.7.3-1 – Exemples de dosages de coagulant et de floculant (polymère) pour différentes applications de DFL**

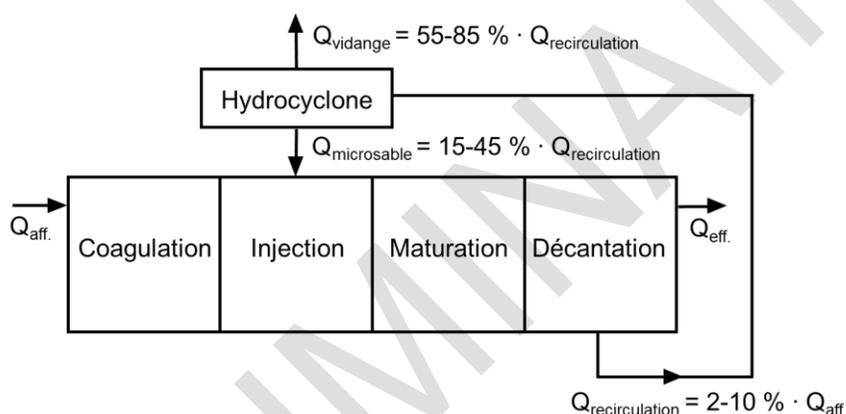
Type de DFL	Application	Coagulant (mg/l) <sup>[A]</sup>	Polymère (mg/l)	Référence
Avec microsable ou avec recirculation de boues densifiées	Traitement primaire	30-50 (FeCl <sub>3</sub> pur)	0,5-1,5 (anionique)	Canler et Perret (2007)
	Traitement tertiaire	10-90 (FeCl <sub>3</sub> pur)	0,5-1,5 (anionique)	
Avec microsable	Traitement des eaux usées : général	40-150	0,5-1,25	Qasim et Zhu (2018a)
	Traitement primaire	40-80 (Fe <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> )	2,0-2,25 (anionique)	Vik et Surwillo (2007)
	Traitement tertiaire pour atteindre 0,1 mg/l de P <sub>tot</sub>	45 (alun)	0,5-1,5 (optimisé à 1,0)	WesTech (2021)
	Traitement tertiaire pour atteindre 0,07 mg/l de P <sub>tot</sub>	30-40 (alun) ou 110-130 (FeCl <sub>3</sub> )	0,3	Perry (2009)
	Traitement tertiaire pour atteindre 0,25 mg/l de P <sub>tot</sub>	20-35 (alun) ou 20-30 (FeCl <sub>3</sub> )	0,5 avec alun ou 0,6 avec FeCl <sub>3</sub> (anionique)	Krüger (2005)
	Traitement tertiaire pour atteindre 0,08 mg/l de P <sub>tot</sub>	60-80 (alun) ou 40-45 (FeCl <sub>3</sub> )	0,8 avec alun ou 0,75 avec FeCl <sub>3</sub> (anionique)	
	Eaux de rétrolavages de filtres biologiques aérés submergés	10 (Fe)	1,0	Imasuen et collab. (2004)
Avec magnétite	Traitement tertiaire pour atteindre <0,1 mg/l de P <sub>tot</sub>	44 (alun)	0,9	Whittier et collab. (s. d.)
	Traitement tertiaire pour atteindre 0,04 mg/l de P <sub>tot</sub>	152 (alun)	0,7	Bril et collab. (2014)
	Traitement tertiaire pour atteindre <0,04 mg/l de P <sub>tot</sub>	69 (FeCl <sub>3</sub> )	0,8	Bril et collab. (2014)

Type de DFL	Application	Coagulant (mg/l) <sup>[A]</sup>	Polymère (mg/l)	Référence
Avec magnétite	Traitement tertiaire pour atteindre 0,04 mg/l de P <sub>tot</sub>	20 (Al-PACL)	0,7	Bril et collab. (2014)
Boues activées avec magnétite	Traitement par boues activées avec déphosphatation pour atteindre 0,1 mg/l de P <sub>tot</sub>	25 (FeCl <sub>3</sub> )	Aucun	Madden et Neville (2015)
Avec recirculation de boues densifiées	Traitement des eaux usées : général	30-150	0,75-1,5	Qasim et Zhu (2018a)
	Traitement primaire	60-80 (Fe)	1,3-2,1	Imasuen et collab. (2004)

<sup>[A]</sup> Entre parenthèses : molécule ou élément de référence pour le calcul de la concentration, lorsque disponible.

La concentration de microsable à maintenir dans la zone de maturation peut varier entre 1 000 mg/l et 12 000 mg/l (Qasim et Zhu, 2018a). Il est toutefois suggéré de conserver une concentration en sable supérieure à 2 000 mg/l pour assurer le bon fonctionnement du système (Canler et Perret, 2007). Étant donné les pertes de microsable avec l'effluent et les boues vidangées, il est nécessaire de doser du sable de manière périodique pour préserver la concentration désirée au sein du système. Ces pertes sont réparties à peu près également entre l'effluent et les boues extraites. Le dosage devrait être établi proportionnellement à la quantité perdue, qui est d'environ 0,1 % de la concentration de sable dans la zone de maturation (Canler et Perret, 2007). Il est à noter qu'un dosage excessif d'agent lestant peut causer la formation de floccs prématurés qui sédimentent rapidement avant d'avoir pu enlever les MES de manière optimale (Zafisah et collab., 2020).

Les boues recirculées vers l'hydrocyclone peuvent contenir entre 10 % et 12 % de sable sur une base massique (Crittenden et collab., 2012; Davis, 2010). Le débit de recirculation des boues se situe typiquement entre 4 % et 6 % du débit d'affluent de l'équipement de DFL (Haegh et collab., 2010). Ce débit se trouve parfois dans une gamme plus large allant de 2 % à 10 %. La fraction du débit de recirculation retourné vers la zone d'injection (microsable récupéré) représente typiquement de 15 % à 45 % (voir la Figure 13.7.3-1).



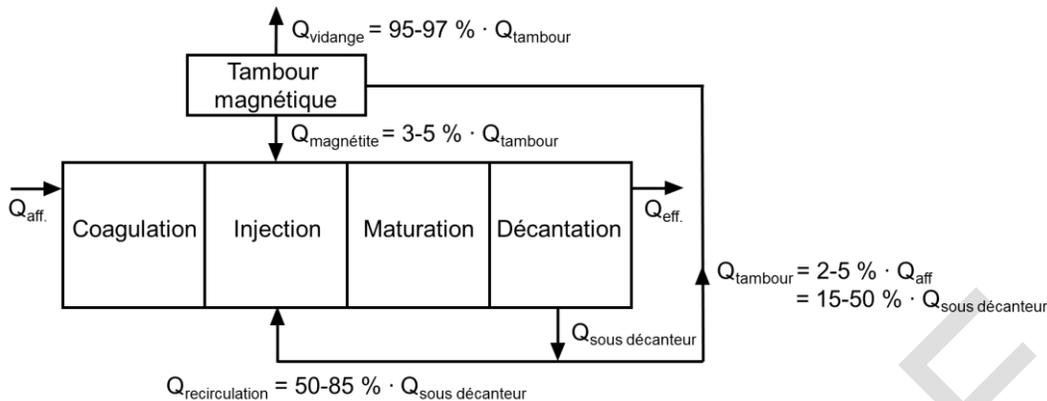
**Figure 13.7.3-1 – Pourcentages typiques de débit recirculé et vidangé pour la DFL avec microsable**

- **Magnétite**

La taille des particules de magnétite ( $Fe_3O_4$ ) varie de 10  $\mu m$  à 40  $\mu m$  (Pino-Jelcic et Whittier, 2019) et leur densité spécifique est de l'ordre de 5,2 (Evoqua, 2017b).

Les concentrations de magnétite sont typiquement entre 3 000 et 6 000 mg/l pour maintenir des conditions d'exploitation adéquates. Les pertes de magnétite avec l'effluent annoncées par les fournisseurs sont inférieures à 0,5 % de la quantité utilisée dans le système. Des pertes avec les boues vidangées correspondant à moins de 0,2 % de la magnétite envoyée vers le système de récupération de l'agent lestant (tambour magnétique) sont également annoncées (Evoqua, 2017c). Les données de suivi d'un système à pleine échelle incluant un aimant de polissage (voir la section 13.7.1.1) ont montré des pertes de magnétite plus faibles, correspondant à 0,06 % de la quantité utilisée dans le système. De ce total, approximativement 91 % de la magnétite était perdue avec les boues et le reste avec l'effluent (Ellis et Cathcart, 2008).

Les systèmes de DFL avec magnétite peuvent inclure une recirculation directe des solides décantés vers la zone d'injection de l'agent lestant. Cette recirculation est typiquement de l'ordre de 50 % à 85 % du débit sous le décanteur. Le reste de ce débit, représentant typiquement de 2 % à 5 % du débit entrant dans la DFL, est envoyé vers le système de récupération de l'agent lestant. Les boues décantées contiennent de 3 % à 6 % de magnétite sur une base massique. À la sortie de l'équipement de récupération, de 3 % à 5 % du débit envoyé au tambour est retourné vers la zone d'injection de l'agent lestant et le reste est vidangé (voir la Figure 13.7.3-2).



**Figure 13.7.3-2 – Pourcentages typiques de débit recirculé et vidangé pour la DFL avec magnétite**

### 13.7.3.2 Boues densifiées

Les boues recirculées au sein des systèmes de DFL avec boues densifiées ont typiquement une siccité de 4 % à 6 % (Qasim et Zhu, 2018a). Elles ont normalement un ratio de matières volatiles en suspension (MVES) sur MES entre 0,4 et 0,6 (Qasim et Zhu, 2018a), ce qui est inférieur au ratio typique des boues activées, soit autour de 0,7 (Rieger et collab., 2012). Le contenu en matière organique des boues dans un système de DFL de ce type est donc moindre.

La concentration de boues densifiées qu'il est suggéré de maintenir dans la zone de floculation pour obtenir des performances optimales est de 500 mg/l ou plus (Canler et Perret, 2007; USEPA, 2003). Le débit de recirculation des solides densifiés recommandé est typiquement de 2 % à 6 % du débit d'affluent (Qasim et Zhu, 2018a).

### 13.7.3.3 Critères de mélange

Le choix de l'intensité de mélange est d'une grande importance pour les premières étapes de la DFL (coagulation, injection de l'agent lestant et du floculant et maturation). Le gradient de vitesse ( $G$ ), qui constitue une mesure de la puissance transmise par unité de volume (Crittenden et collab., 2012), est couramment utilisé pour caractériser cette intensité de mélange au sein de réacteurs.

#### 13.7.3.3.1 Agent lestant externe

Dans le cas de la DFL avec agent lestant externe, pendant l'étape de maturation, il est admis que des  $G$  significativement plus élevés que ceux qui sont suggérés pour la floculation classique peuvent être appliqués sans causer de bris de floccs. En effet, la meilleure résistance au cisaillement des floccs lestés permet d'opérer la maturation à des valeurs de  $G$  jusqu'à dix fois plus élevées (Desjardins et collab., 2002; Young et Edwards, 2003), réduisant ainsi le volume de bassin requis (Crittenden et collab., 2012). Avec les TRH beaucoup plus faibles des systèmes de DFL (voir la section 13.7.3.5), le paramètre  $G$  multiplié par le TRH (sans unité) est du même ordre de grandeur que pour les procédés classiques (Young et Edwards, 2003).

Il est important d'optimiser l'intensité de mélange en fonction de l'agent lestant sélectionné. Plus la densité de l'agent lestant est élevée, plus le  $G$  nécessaire pour le maintenir en suspension pendant la maturation des floccs est grand. Par exemple, des valeurs minimales de  $G$  de  $165 \text{ s}^{-1}$  et de  $255 \text{ s}^{-1}$  sont rapportées respectivement pour le sable de silice et la magnétite (Lapointe et collab., 2017). Il est à noter que l'exploitation à un  $G$  élevé peut entraîner la désagrégation de microflocs de la structure principale des floccs, ce qui peut se traduire par une augmentation de la turbidité résiduelle (et des MES) après décantation (Lapointe et collab., 2017). L'optimisation du  $G$  est également intéressante pour réduire les coûts d'exploitation liés à la consommation d'énergie (Desjardins et collab., 2002).

Les gammes de G suggérées dans la littérature pour les premières étapes de la DFL avec agent lestant externe sont présentées dans le Tableau 13.7.3-2.

**Tableau 13.7.3-2 – Gradient de vitesse recommandé pour la DFL avec ajout d’agent lestant externe**

Étape	G (s <sup>-1</sup> )	Références
Coagulation	jusqu’à 600	Droste et Gehr (2018)
Injection de l’agent lestant et du floculant	jusqu’à 600	Droste et Gehr (2018)
Maturation	160-400	Desjardins et collab. (2002) et Metcalf & Eddy - AECOM (2014)

### 13.7.3.3.2 Boues densifiées

Dans le cas de la DFL avec recirculation de boues densifiées, les gradients de vitesse à appliquer sont typiquement plus faibles et plus près des valeurs utilisées pour la floculation classique. La gamme typique de G pour l’étape de mélange rapide (coagulation) est de 100-250 s<sup>-1</sup> tandis qu’un G entre 30 s<sup>-1</sup> et 50 s<sup>-1</sup> est suggéré pour l’étape de floculation (Qasim et Zhu, 2018a).

### 13.7.3.4 Taux de charge hydraulique

Étant donné les vitesses de sédimentation significativement plus élevées grâce à la présence d’agent lestant (p. ex. vitesse moyenne d’environ 74 m/h avec du microsable de silice et 137 m/h avec de la magnétite (Lapointe et collab., 2017)), les taux de charge hydrauliques admissibles sur un système de DFL sont plus élevés que sur un décanteur classique.

#### 13.7.3.4.1 Agent lestant externe

Le taux de charge hydraulique (TCH) critique est défini comme le taux de charge maximal permettant un enlèvement complet des floccs lestés dans un décanteur idéal. Plus l’agent lestant est dense, plus le TCH critique est élevé. Toutefois, comme il est mentionné dans la section 13.7.3.3, des agents lestants plus denses nécessitent des intensités de mélange plus grandes, ce qui peut faire augmenter la concentration en MES à l’effluent. Ainsi, la sélection de l’agent lestant doit être un compromis entre la qualité de l’eau décantée visée et le TCH maximal applicable (Lapointe et collab., 2017).

- **Microsable**

Un TCH critique (calculé pour une décantation sans bloc lamellaire) de 17,5 m<sup>3</sup>.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup> est rapporté pour la DFL avec microsable de silice (Lapointe et collab., 2017).

Dans la pratique, pour une décantation avec bloc lamellaire, les TCH typiques se situent entre 30 m<sup>3</sup>.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup> et 50 m<sup>3</sup>.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup> au débit moyen (WEF, 2005). Ces taux de charge s’appliquent à la surface utile du bloc lamellaire, soit la surface au miroir de la zone de décantation lamellaire. Cette surface exclut la projection horizontale de l’angle d’inclinaison des lamelles.

La charge hydraulique maximale (au débit de pointe) peut différer selon les applications (Canler et Perret, 2007; Qasim et Zhu, 2018a). De manière générale, le TCH est limité à des valeurs allant jusqu’à 100-130 m<sup>3</sup>.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup> au débit de pointe (WEF, 2005). Pour des applications en temps de pluie uniquement, on rapporte des TCH maximaux plus élevés, allant jusqu’à 140 m<sup>3</sup>.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup> (Canler et Perret, 2007).

- **Magnétite**

Un TCH critique (calculé pour une décantation sans bloc lamellaire) de  $40 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  est rapporté pour la DFL avec magnétite (Lapointe et collab., 2017).

Pour un traitement primaire ou tertiaire, des TCH de conception de  $10 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  à  $15 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  et de  $24,5 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  à  $37 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  sont utilisés pour le débit journalier moyen et le débit de pointe horaire, respectivement. Ces taux s'appliquent à la surface utile de décantation qui, dans ce cas, est sans bloc lamellaire. Vu la différence avec les TCH considérés pour les technologies de DFL avec microsable, il est évident que la présence d'un bloc lamellaire ou encore la géométrie spécifique à la technologie peut avoir une incidence significative sur les TCH à considérer pour la conception. Pour des applications en temps de pluie, les TCH peuvent aller jusqu'à  $122 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  dans le cas d'une DFL avec magnétite et bloc lamellaire.

#### 13.7.3.4.2 Boues densifiées

Pour la DFL avec recirculation de boues densifiées utilisée en traitement primaire ou tertiaire, le TCH maximal, applicable à la surface au miroir du bloc lamellaire, est limité à des valeurs types autour de  $30 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  (Canler et Perret, 2007; Qasim et Zhu, 2018a). Pour des applications en temps de pluie, les TCH peuvent aller jusqu'à des valeurs entre  $60 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  et  $150 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  (Qasim et Zhu, 2018a).

#### 13.7.3.5 Temps de rétention hydraulique

Le temps de rétention hydraulique (TRH) total à considérer pour les systèmes de DFL est typiquement moindre que le TRH des technologies de décantation classiques. Cela se traduit par une emprise au sol plus petite pour la DFL, ce qui constitue un des principaux avantages de cette technologie. Le TRH devrait être vérifié au débit moyen de temps sec attendu pour la période sur laquelle les normes applicables sont établies ainsi qu'au débit de pointe horaire (temps sec et nappe haute).

##### 13.7.3.5.1 Agent lestant externe

Le Tableau 13.7.3-3 présente des valeurs de TRH recommandées dans la littérature pour chacune des étapes de la DFL avec microsable. Le TRH total est typiquement de 10 à 15 minutes (Droste et Gehr, 2018). Au débit de pointe, il peut diminuer jusqu'à des valeurs de l'ordre de 6 à 8 minutes (Canler et Perret, 2007; Leng et collab., 2002).

**Tableau 13.7.3-3 – TRH recommandés pour la DFL avec microsable**

Étape	TRH minimal (min)	Gamme typique (min) <sup>[A]</sup>
Coagulation	0,75	1-2
Injection de l'agent lestant et du flocculant	0,75	1-2
Maturation	2,5	3-5
Décantation	nd	4-7

<sup>[A]</sup> Qasim et Zhu (2018a).

Le TRH à prévoir pour l'injection du microsable et la maturation peut être réduit lorsque la configuration du système de DFL n'inclut qu'une seule zone équipée d'un tube d'aspiration pour les deux étapes (p. ex. le Turbomix<sup>MC</sup>). Ce type de configuration permet de diminuer le TRH minimal nécessaire pour ces deux étapes à 2,5 minutes (Levecq et collab., 2006).

Pour les technologies de DFL avec magnétite, les TRH sont généralement du même ordre que ceux du Tableau 13.7.3-3, mais ils peuvent, selon les conditions d'exploitation, sortir des gammes présentées. Par exemple, au débit moyen, le TRH pour l'étape de coagulation peut aller jusqu'à 6 minutes. Au débit de pointe, le temps de maturation peut être de l'ordre d'une minute (Whittier et collab., s. d.). Des TRH totaux similaires à ceux mentionnés ci-avant sont toutefois attendus (de 5 à 15 minutes) (Gandhi, 2013).

### 13.7.3.5.2 Boues densifiées

Le TRH total typique pour la DFL avec recirculation de boues densifiées est légèrement supérieur à celui de la DFL avec agent lestant externe. Les TRH suggérés dans la littérature pour ce procédé sont présentés dans le Tableau 13.7.3-4 Tableau .

**Tableau 13.7.3-4 – TRH recommandés pour la DFL avec recirculation de boues densifiées**

Étape	Gamme typique (min) <sup>[A]</sup>
Coagulation	1-2
Floculation et transition	4-6
Décantation et épaissement	7-10
Total au débit moyen	13-18

<sup>[A]</sup> Qasim et Zhu (2018a).

### 13.7.3.6 Temps de démarrage

Un des avantages souvent cités de la DFL est qu'elle nécessite peu de temps au démarrage pour atteindre son plein potentiel.

#### 13.7.3.6.1 Agent lestant externe

Dans le cas de la DFL avec agent lestant externe de type microsable, un temps de démarrage de 20 à 30 minutes est typiquement nécessaire pour atteindre des performances optimales (Qasim et Zhu, 2018a). Un temps de démarrage d'environ 15 minutes est rapporté dans le cas d'un système à pleine échelle utilisant de la magnétite (Ellis et Cathcart, 2008). Il est à noter que, lorsque le système est à l'arrêt, l'agent lestant sédimente au fond des compartiments. Lors du redémarrage, l'agent lestant doit donc être remis en suspension (WEF, 2005). La puissance de mélange requise pour la remise en suspension est à prévoir lors de la conception.

#### 13.7.3.6.2 Boues densifiées

Pour la DFL avec recirculation de boues densifiées, le temps de démarrage varie en fonction de l'état du système lorsqu'il est à l'arrêt. Le Tableau 13.7.3-5 présente les temps de démarrage rapportés par les fournisseurs pour diverses conditions.

**Tableau 13.7.3-5 – Temps de démarrage nécessaires pour diverses conditions d'arrêt d'un système de DFL avec recirculation de boues densifiées**

Type d'arrêt	État du système à l'arrêt	Temps de démarrage
Arrêt court (< 6 heures)	Rempli d'eau et de boues	< 10 min
Arrêt de durée intermédiaire (6-24 heures)	Clarificateur vidé de ses boues (partie épaisseur)	< 20 min
Arrêt longue durée (> 24 heures)	Vide	< 30 min

### 13.7.3.7 Considérations hydrauliques

En ce qui concerne l'hydraulique des systèmes de DFL, le concepteur devrait considérer les points suivants :

- L'écoulement dans la zone de décantation devrait être homogène et le moins turbulent possible pour ne pas nuire à la sédimentation et minimiser les chemins préférentiels.
- La hauteur de la lame d'eau dans les goulottes de sortie ne devrait pas dépasser le bas des créneaux au débit nominal de conception (débit de pointe horaire).

Les pertes de charges typiques associées aux technologies de DFL sont de l'ordre de 30 cm à 75 cm (St. Marie, 2008).

### 13.7.3.8 Critères spécifiques pour les boues activées avec floculation lestée

L'ajout d'un agent lestant au sein des boues activées permet de fonctionner à des concentrations en MSLM (excluant l'agent lestant) plus élevées pouvant atteindre plus de 5 000 mg/l (WEF & ASCE, 2018). Des concentrations allant jusqu'à 8 000 mg/l sont rapportées pour des essais pilotes (XCG Consultants Ltd., 2014). Lorsque les MSLM sont mesurées, il faut prendre soin de séparer la liqueur mixte de l'agent lestant, sinon les mesures sont artificiellement élevées.

L'ajout d'un agent lestant permet aussi d'augmenter le TCH appliqué sur le décanteur secondaire comparativement à un système de boues activées classique. Le TCH peut aller jusqu'à des valeurs autour de 4 m<sup>3</sup>.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup> (Evoqua, 2017b).

Le ratio d'agent lestant sur les MSLM typiquement suggéré est, dans le cas où de la magnétite est utilisée, de 0,5 à 2,5 sur une base massique (Pino-Jelcic et Whittier, 2019; XCG Consultants Ltd., 2014). La quantité d'agent lestant peut toutefois varier pendant l'exploitation pour contrôler le niveau du voile de boues dans le décanteur secondaire. Il peut, par exemple, être intéressant d'exploiter le système à un ratio magnétique sur MSLM plus élevé pour gérer des débits élevés en temps de pluie (Evoqua, 2017c).

L'ajout de floculant n'est typiquement pas requis pour que l'agent lestant s'intègre aux floes biologiques des boues activées. Un floculant peut toutefois être injecté en amont de la décantation secondaire pour améliorer l'enlèvement des particules fines (XCG Consultants Ltd., 2014).

Pour ce qui est des critères de mélange, il est important que le système soit en mesure de fournir suffisamment d'énergie de brassage pour assurer le maintien en suspension des particules, même lors d'un démarrage avec les solides décantés au fond du réacteur. Dans le cas d'un système utilisant la magnétite comme agent lestant, l'énergie de mélange à prévoir est de l'ordre de 11 W/m<sup>3</sup> de réacteur (Evoqua, 2017c). Il est possible que le système d'aération ne fournisse pas assez d'énergie de brassage pour garder les boues activées lestées en suspension. Dans ce cas, il peut être nécessaire d'ajouter un système de mélange mécanique complémentaire. Il est à noter que, même avec une énergie de brassage

augmentée, une accumulation de magnétite est couramment rapportée dans les bioréacteurs, surtout dans les endroits où le mélange est moins efficace, comme les coins (WEF & ASCE, 2018).

Dans un procédé de boues activées avec ajout de magnétite, un taux de capture et de réutilisation de 92 % à 95 % de la magnétite présente dans les boues à vidanger peut typiquement être atteint (WEF & ASCE, 2018).

### **13.7.4 Aménagements et compostantes**

De manière générale, les systèmes de DFL devraient inclure tout le nécessaire pour :

- la réparation (p. ex. pièces de rechange, équipements en redondance);
- l'exploitation (p. ex. équipements de dosage de produits chimiques);
- la vérification des paramètres de fonctionnement (p. ex. concentration en agent lestant);
- le contrôle du procédé (p. ex. automatisation du dosage);
- le suivi des performances (p. ex. points d'échantillonnage accessibles);
- l'entretien des équipements.

#### **13.7.4.1 Bloc lamellaire**

La zone de décantation des systèmes de DFL est généralement équipée d'un bloc lamellaire permettant notamment d'augmenter la surface effective de décantation. Le bloc lamellaire peut être constitué de plaques parallèles ou d'un agencement de tubes (hexagonaux, par exemple).

Le bloc lamellaire est un équipement d'une relative fragilité qui nécessite parfois un remplacement (Canler et Perret, 2007). De plus, comme il est sujet à l'encrassement, il requiert généralement un entretien régulier. Pour faciliter ce dernier, il est recommandé que le bloc lamellaire puisse être aisément retiré du système et réinstallé à la suite d'un entretien. Le bloc lamellaire devrait aussi pouvoir être nettoyé rapidement à l'eau, à l'air ou en vidangeant partiellement la zone de décantation. Pour une exploitation à haut TCH (> 60 m<sup>3</sup>.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup>), l'installation d'un système de nettoyage à air comprimé est recommandée sous les lamelles pour assurer un contrôle optimal de leur propreté. Aussi, pour minimiser les besoins d'entretien, un dégraissage et un dessablage peuvent être prévus en amont (WEF & ASCE, 2018). Le bloc lamellaire devrait être conçu pour supporter de manière sécuritaire, en plus de la masse des lamelles ou des tubes eux-mêmes, le poids d'un opérateur.

Pour assurer le libre mouvement des particules au sein du bloc lamellaire, l'angle des lamelles par rapport au sol ainsi que leur espacement devraient être assez élevés. L'espacement devrait favoriser de faibles vitesses d'écoulement entre les lamelles. Le nombre de Reynolds devrait être limité à une valeur inférieure à 2 000 (WEF & ASCE, 2018). L'installation de lamelles avec des espacements plus larges permet d'améliorer significativement leur efficacité de nettoyage par les opérateurs. Ainsi, la fréquence de nettoyage (voir la section 13.7.6.6) est potentiellement réduite (Munn et collab., 2007). Pour ce qui est de l'inclinaison des lamelles, elle est typiquement de 60 °, mais elle peut dans certains cas être optimisée à une valeur plus faible, si cette dernière ne limite pas le mouvement des particules.

En raison notamment des besoins en entretien élevés (voir la section 13.7.6.6), certains fournisseurs de technologies de DFL avec magnétite ne recommandent pas l'utilisation de blocs lamellaires. Comme il est mentionné dans la section 13.7.3.4, ce choix peut cependant entraîner une réduction des TCH pouvant être utilisés pour le dimensionnement.

#### **13.7.4.2 Considérations pour l'hiver**

Pour la protection contre le gel, les équipements de DFL devraient être installés dans un bâtiment chauffé. Un système permettant, au besoin, de drainer et de remplir partiellement les bassins avec des eaux plus

chaudes peut aussi être inclus pour assurer une température d'exploitation au-dessus du point de congélation (WEF & ASCE, 2018).

#### **13.7.4.3 Considérations pour l'abrasion**

Les agents lestants externes peuvent avoir un effet abrasif sur les équipements en contact avec eux. Il est donc recommandé de concevoir les systèmes de recirculation ainsi que les équipements de stockage et d'alimentation en agent lestant de façon qu'ils présentent une résistance maximale à l'abrasion (Munn et collab., 2007). L'utilisation de matériaux et de modèles alternatifs pour les pompes de recirculation des solides peut s'avérer intéressante (Munn et collab., 2007).

Il est mentionné que la magnétite, selon ses caractéristiques (p. ex. sa taille typiquement plus petite), est moins abrasive que les particules de sable (Evoqua, 2017b).

#### **13.7.4.4 Équipements connexes**

Les installations munies d'une DFL devraient être équipées de la tuyauterie nécessaire pour réaliser l'échantillonnage des eaux clarifiées et des boues lestées, ainsi que pour vidanger tous les bassins.

Les équipements requis pour le stockage et le dosage des produits chimiques (coagulant et floculant) devraient aussi être prévus pour tous les systèmes de DFL. Lorsqu'un agent lestant externe est utilisé, les installations nécessaires pour son entreposage, sa manutention et le contrôle de sa concentration dans le système sont également à prévoir (Canler et Perret, 2007; Frank et Smith, 2006).

Pour la DFL avec recirculation de boues densifiées, des équipements permettant l'enlèvement des graisses et des écumes sont également à inclure (WEF & ASCE, 2018). L'élimination des matières flottantes devrait être réalisée avec un équipement automatisé.

### **13.7.5 Performances épuratoires**

#### **13.7.5.1 Rendements**

Dans un contexte normatif, les performances de traitement de la DFL sont généralement quantifiées en matière d'enlèvement de MES et de phosphore. À titre indicatif, les rendements typiques pour ces paramètres et pour d'autres contaminants (DCO, DBO, NTK et coliformes fécaux) sont présentés dans le Tableau 13.7.5-1 pour la DFL avec agent lestant externe, et le Tableau 13.7.5-2 pour la DFL avec recirculation de boues densifiées. Les rendements présentés peuvent être attendus pour des systèmes conçus selon des critères de conception typiques comme ceux qui sont exposés dans la section 13.7.3.

Il est toutefois à noter que la qualité de l'effluent d'un système de DFL peut varier en fonction de facteurs comme les doses de produits chimiques, la dose d'agent lestant, la composition et le taux de dilution de l'affluent à traiter ainsi que le degré d'encrassement du bloc lamellaire (Canler et Perret, 2007).

En plus de permettre un enlèvement important des métaux qui ont une forte affinité pour les particules, la DFL est reconnue comme efficace pour l'enlèvement des composés organiques hydrophobes. Le niveau d'enlèvement de ces composés est intimement lié à leur hydrophobicité qui peut être caractérisée par le logarithme du coefficient de partage octanol-eau ( $\log K_{oe}$ ). En général, les composés avec une forte hydrophobicité ( $\log K_{oe} > 5,5$ ) sont enlevés dans une large mesure (jusqu'à 80 %) par la DFL, tandis que ceux ayant un caractère peu hydrophobe ( $\log K_{oe} < 4$ ) ne sont que faiblement enlevés (20 %-50 %). Pour les composés avec une hydrophobicité intermédiaire ( $4 < \log K_{oe} < 5,5$ ), des enlèvements entre 50 % et 80 % peuvent typiquement être observés (Gasperi et collab., 2012).

**Tableau 13.7.5-1 – Efficacités d’enlèvement typiques pour la DFL avec agent lestant externe**

Application	Efficacité d’enlèvement (%) <sup>[A]</sup>						Log d’enlèvement de coliformes fécaux <sup>a</sup>
	MES	DCO	DBO	NTK	P <sub>tot</sub>	o-PO <sub>4</sub>	
Traitement des eaux usées : général	90-95	50-80	65-80	10-40	85-95	s. o.	1,3
Traitement primaire	30-90	55-80	nd	nd	50-95	50-98	1-1,5
Traitement tertiaire	50-80	20-50	nd	nd	50-95	50-98	1-1,5
Eaux pluviales	80-98	65-90	nd	nd	50-95	50-98	1-1,5
Eaux de rétrolavage de biofiltres/boues biologiques	75-99	55-80	nd	nd	50-95	50-98	1-1,5

<sup>[A]</sup> Qasim et Zhu (2018a).

**Tableau 13.7.5-2 – Efficacités d’enlèvement typiques pour la DFL avec recirculation de boues densifiées**

Application	Efficacité d’enlèvement (%)				
	MES	DCO	DBO	NTK	P <sub>tot</sub>
Traitement des eaux usées : général <sup>[A]</sup>	80-90	nd	35-65	25-40	85-95
Traitement primaire <sup>[B]</sup>	41-96	43-71	nd	nd	nd

<sup>[A]</sup> Qasim et Zhu (2018a).

<sup>[B]</sup> Leng et collab. (2002).

Les eaux usées et les eaux de ruissellement (pouvant être acheminées aux stations d’épuration municipales par les égouts unitaires) peuvent contenir une variété de substances polaires, comme des pesticides, des produits pharmaceutiques et des produits de soins personnels. Étant donné leurs propriétés chimiques et physiques, un enlèvement peu efficace de ces contaminants par la DFL est attendu (Gasperi et collab., 2012).

### 13.7.5.2 Concentrations à l’effluent

Les rendements ne sont pas des indices de performance adaptés pour le traitement d’eaux diluées ou partiellement traitées (Canler et Perret, 2007). En traitement tertiaire, par exemple, les concentrations affluentes sont dépendantes du niveau de traitement en amont, ce qui peut influencer significativement les rendements observés. Dans ce cas, il est intéressant de quantifier les performances pouvant être attendues en fonction de la concentration à l’effluent. Une concentration moyenne de MES en deçà de 10 mg/l peut typiquement être visée pour un traitement tertiaire par DFL avec agent lestant externe ou recirculation de boues densifiées (Canler et Perret, 2007; Evoqua, 2017a; Gagné et collab., 1998). Pour la DCO, la DBO et l’azote total, les concentrations à la sortie dépendent de l’abattement des MES puisque seule la fraction particulière de ces composants est enlevée par la DFL (Canler et Perret, 2007).

Pour le phosphore, plusieurs auteurs (Bril et collab., 2014; Earth Tech, 2005; Gagné et collab., 1998; Hart et collab., 2009; Jarvis, 2019; Lanoue et collab., 2010; Lee et collab., 2015; St. Marie, 2008; WesTech, 2021; Whittier et collab., s. d.) rapportent que la DFL permet, en traitement tertiaire, de viser des concentrations effluentes moyennes inférieures ou égales à 0,1 mg/l. Une telle concentration est atteignable si le dosage de produits chimiques se situe dans la plage optimale et si la concentration affluente est déjà relativement basse (en moyenne  $\leq 1$  mg/l [Gagné et collab., 1998; St. Marie, 2008]). De manière plus conservatrice, pour un affluent avec des concentrations plus élevées en  $P_{\text{tot}}$  (de 2 à 2,5 mg/l, en moyenne), il est raisonnable de viser des concentrations effluentes moyennes autour de 0,3 mg/l (Frank et Smith, 2006) pour les deux types de DFL. L'efficacité de traitement du phosphore et la concentration à l'effluent résultante peuvent évidemment être influencées négativement si le dosage des produits chimiques n'est pas adéquat. Elles peuvent également être affectées par la variabilité des concentrations affluentes en  $P_{\text{tot}}$  (Munn et collab., 2007).

Les valeurs de concentrations à l'effluent exposées ci-dessus peuvent être attendues en conditions de fonctionnement normales, et si la DFL est conçue avec des critères de conception typiques comme ceux qui sont présentés dans la section 13.7.3.

Pour une application de la DFL en traitement primaire, une qualité d'effluent similaire à celle qui serait observée avec un décanteur primaire assisté chimiquement peut généralement être attendue (Canler et Perret, 2007). Étant donné les concentrations affluentes relativement élevées en traitement primaire, les rendements présentés dans la section 13.7.5.1 peuvent être utilisés pour estimer les concentrations à l'effluent de la DFL.

## **13.7.6 Exploitation**

Pour tous les systèmes de DFL, un manuel d'exploitation adapté à la station devrait être fourni au maître d'ouvrage. Il devrait permettre à l'exploitant de bien comprendre le fonctionnement de la technologie et de l'informer sur les tâches d'inspection et d'entretien préventif à faire sur les composantes, leur fréquence ainsi que les critères d'intervention.

### **13.7.6.1 Considérations générales**

Les équipements de DFL devraient toujours être exploités de manière optimale en considérant les recommandations des fournisseurs de technologies.

Les systèmes de DFL demandent généralement une plus grande expertise des opérateurs que les équipements classiques de traitement physicochimique. En effet, l'ajout de l'agent lissant nécessite un suivi rapproché de la recirculation et du système de récupération s'il est présent (USEPA, 2003). De plus, le court TRH qui caractérise typiquement la DFL fait en sorte que des réactions rapides des opérateurs sont nécessaires pour maintenir les conditions d'exploitation, comme le dosage des produits chimiques, dans la plage optimale (USEPA, 2003). Pour réduire les besoins en opération manuelle, une automatisation complète ou au moins partielle des systèmes de DFL devrait être considérée.

### **13.7.6.2 Suivi et contrôle**

L'automate peut par exemple se servir d'une mesure en ligne de turbidité (corrélée avec les MES) ou d'une mesure d'analyseur automatique d'orthophosphates (à l'amont ou à l'aval de la DFL) comme valeur d'entrée pour contrôler le dosage de coagulant ou de floculant. L'automate permet de réduire le nombre d'analyses manuelles ainsi que la consommation de produits chimiques. Une redondance des capteurs et des analyseurs utilisés pour l'asservissement du procédé est recommandée. L'optimisation régulière des contrôleurs est également conseillée (Canler et Perret, 2007). Un contrôle inadéquat du dosage des produits chimiques peut mener à des problèmes importants, comme le colmatage des lamelles ou un relargage de particules fines. De plus, un dosage optimisé permet d'éviter une surconsommation de produits chimiques (Canler et Perret, 2007). Il est aussi suggéré de prévoir plusieurs points d'injection des produits chimiques pour permettre à l'opérateur d'optimiser le procédé (Munn et collab., 2007).

Les performances de la DFL sont largement dépendantes des dosages de coagulant et de polymère. L'efficacité de la DFL se détériore rapidement lorsque le dosage des produits chimiques est arrêté et elle revient rapidement lorsque le dosage est de nouveau en fonction (Leng et collab., 2002). Une gestion adéquate des risques de défaillance, par exemple, avec des alarmes, une génératrice ou des équipements en redondance (voir la section 13.7.2.2), est donc essentielle pour assurer le maintien d'une qualité d'effluent acceptable et protéger les milieux récepteurs.

En plus du suivi du dosage des produits chimiques, le suivi du pH de coagulation peut être utile pour vérifier que les conditions demeurent dans la plage optimale.

Il est aussi important de prévoir un suivi in situ de la concentration d'agent lestant dans les systèmes de DFL. Lorsque l'agent lestant est externe, son rechargement régulier permet de combler les pertes et de corriger au besoin sa concentration. Dans le cas de la DFL avec recirculation de boues densifiées, le suivi de la concentration de boues dans la zone de floculation peut être utilisé pour modifier les réglages de l'extraction de boues (Canler et Perret, 2007). Des méthodologies pour déterminer la concentration en agent lestant externe ou en boues densifiées sont présentées dans Canler et Perret (2007).

Également pour les systèmes de DFL avec recirculation de boues densifiées, il peut être intéressant d'effectuer une mesure en continu de la hauteur du voile de boues. Cette mesure peut servir pour le réglage de la fréquence des extractions de boues, dans le but d'éviter des relargages de solides à l'effluent (Canler et Perret, 2007). Pour ce type de système, il est aussi important de suivre et de contrôler l'apparition de flottants pouvant être causée par une production de bulles de gaz ( $O_2$ ,  $CO_2$  ou  $N_2$ ) au sein du procédé (Abraham et collab., 2000). Ces flottants peuvent, lorsqu'ils ne sont pas contrôlés, causer des dépassements de normes. Les systèmes de DFL avec agent lestant externe sont moins susceptibles de présenter des problèmes de boues flottantes en cas de production de gaz. La présence de microsable ou de magnétite augmente davantage la densité des floccs et prévient la flottaison (Abraham et collab., 2000).

#### **13.7.6.3 Essais pilotes et en laboratoire**

La réalisation d'essais en laboratoire, comme la floculation en bécher (*jar-tests*), constitue une manière efficace de choisir les produits chimiques les plus appropriés. Ces essais permettent de déterminer les conditions optimales d'exploitation en ce qui a trait au dosage de ces agents chimiques et au mélange (gradient de vitesse) (Droste et Gehr, 2018). Ce type d'essai en laboratoire devrait être fait périodiquement pour valider et, au besoin, ajuster ou optimiser les paramètres d'exploitation. Idéalement, les *jar-tests* devraient être réalisés en suivant un protocole adapté aux conditions de la DFL (ajout d'agent lestant, intensité de mélange élevée, etc.). Par exemple, le protocole proposé par Desjardins (1999) a permis de prédire de manière satisfaisante la qualité attendue à l'effluent d'une DFL avec agent lestant externe à échelle réelle.

Les expériences rapportées dans la littérature montrent qu'il peut être bénéfique de faire des essais pilotes avant l'installation d'un système de DFL à pleine échelle (Abraham et collab., 2000; Matson et collab., 2002). Ce genre d'essai permet de confirmer le choix de coagulant et de polymère ainsi que de raffiner leurs dosages. Ils servent également à connaître les dimensions optimales des zones de mélange des produits chimiques et de l'agent lestant (Matson et collab., 2002). Les essais pilotes peuvent aussi être utilisés pour vérifier les performances attendues d'un projet spécifique en simulant ses conditions d'exploitation réelles (Pino-Jelcic et Whittier, 2019). La réalisation d'essais pilotes est spécialement importante lorsque des normes très restrictives sont à respecter à l'effluent (p. ex. : limite de 10 mg/l de MES ou 0,1 mg/l de  $P_{tot}$ ) (Abraham et collab., 2000). Il est toutefois à noter que les résultats à pleine échelle ne correspondent pas toujours aux résultats des essais pilotes. Dans tous les cas, il est recommandé de prévoir des processus d'optimisation pour les systèmes à échelle réelle (Munn et collab., 2007).

#### **13.7.6.4 Appareil de récupération de l'agent lestant**

Les systèmes de DFL avec agent lestant externe incluent un appareil de récupération du microsable ou de la magnétite. Une exploitation et une maintenance adéquates de celui-ci, c'est-à-dire en respectant les

recommandations des fabricants, sont essentielles pour éviter l'accumulation de matière organique sur l'agent lestant (USEPA, 2003).

### **13.7.6.5 Production de boues**

La production de boues au sein des systèmes de DFL est fonction des MES enlevées, de la production de boues chimiques et des pertes d'agent lestant externe. Une grande variabilité dans la production de boues peut être observée d'un site à l'autre étant donné qu'elle dépend de la qualité de l'affluent et, surtout, de la quantité de produits chimiques utilisés (Canler et Perret, 2007). Elle devrait donc être calculée par bilan de masse dans le cadre de chaque projet.

À titre d'exemple, des quantités de boues produites allant de 16 à 50 g (moyenne de 28 g) de MES extraites par mètre cube d'eau traitée ont été mesurées sur différents systèmes de DFL à pleine échelle utilisés en traitement tertiaire (Canler et Perret, 2007).

La concentration en solides des boues vidangées est généralement faible pour les systèmes de DFL avec agent lestant externe. La littérature rapporte des valeurs de siccité allant de 0,15 % à 0,3 % (Qasim et Zhu, 2018a) pour les systèmes utilisant du microsable de silice et des valeurs de 0,5 % à 1 % pour ceux utilisant de la magnétite (St. Marie, 2008). Les boues devraient donc subir une étape d'épaississement avant d'être déshydratées (Canler et Perret, 2007; St. Marie, 2008). Dans le cas d'une application en traitement tertiaire, si un équipement de séparation solide-liquide primaire ou secondaire est présent en amont de la DFL (p. ex. : décanteur, étangs aérés, flottateur à air dissous), les boues peuvent aussi être renvoyées en tête de filière de traitement.

Dans le cas de la DFL avec recirculation de boues densifiées, la concentration en solides des boues produites est typiquement plus élevée (4 %-6 %) (Qasim et Zhu, 2018a). Les boues peuvent donc être envoyées directement à la déshydratation sans besoin supplémentaire d'épaississement (USEPA, 2003).

### **13.7.6.6 Entretien**

#### **13.7.6.6.1 Sur une base quotidienne**

Il est recommandé de faire un contrôle journalier des équipements de DFL pour diagnostiquer rapidement les potentiels dysfonctionnements. Ce contrôle peut, entre autres, se faire par l'observation des boues dans la zone de maturation ou à l'entrée de la zone de décantation, et par l'observation de l'effluent. Ce contrôle visuel peut donner des indications quant à un trouble éventuel des systèmes de dosage de produits chimiques ou une répartition hydraulique anormale (lorsque plusieurs équipements en parallèle sont présents) (Canler et Perret, 2007).

De manière complémentaire, un contrôle visuel des systèmes de préparation (automatique) et de dosage de produits chimiques et une vérification de la consommation journalière de réactifs peuvent être réalisés. Ces tâches permettent de valider le bon fonctionnement des automates et de s'assurer de l'absence de fuites ou de colmatage dans la tuyauterie (Canler et Perret, 2007).

#### **13.7.6.6.2 Sur une base hebdomadaire**

Il est recommandé de réaliser une maintenance (nettoyage, validation et étalonnage, au besoin) de l'instrumentation en place (capteurs et analyseurs en ligne) sur une base hebdomadaire. Cette activité est particulièrement importante lorsque les signaux générés par les instruments sont utilisés par les contrôleurs pour le dosage de produits chimiques (Canler et Perret, 2007).

Le nettoyage manuel du bloc lamellaire sur une base hebdomadaire est également recommandé (durée d'environ 0,5 jour par semaine) (Canler et Perret, 2007; Munn et collab., 2007). L'expérience montre que cette activité est d'une importance critique pour assurer un rendement optimal des systèmes de DFL. L'accumulation de boues chimiques à l'intérieur ou au-dessus du bloc lamellaire peut en effet entraîner le relargage de solides à l'effluent du système (Munn et collab., 2007). Le nettoyage fréquent du bloc

lamellaire permet aussi de limiter la formation d'algues en surface de la zone de décantation si elle n'est pas couverte (Canler et Perret, 2007).

### 13.7.6.3 Sur une base régulière

Un étalonnage régulier des pompes de dosage de produits chimiques et de recirculation des boues est recommandé, surtout si ces dernières sont sujettes à une usure importante (p. ex. boues contenant un agent lestant abrasif) (Canler et Perret, 2007).

## 13.7.7 Résumé

RÉSUMÉ – DÉCANTATION AVEC FLOCCULATION LESTÉE			
Type d'agent lestant	Externe		Boues densifiées recirculées
	Microsable	Magnétite	
<b>Étapes</b>	1) Mélange rapide et ajout de coagulant 2) Injection de l'agent lestant et du flocculant 3) Maturation des floccs 4) Décantation		
<b>Système de récupération de l'agent lestant</b>	Hydrocyclone	Tambour magnétique	Aucun
<b>Débits et charges</b>	Débit de pointe horaire et charges maximales des contaminants visés		
<b>Traitement préalable</b>			
Traitement primaire :	Dégrillage ( $\leq 10$ mm)	Dégrillage ( $\leq 19$ mm) et dessablage	Dégrillage ( $\leq 10$ mm)
Selon l'application :	Dessablage, déshuilage-dégraissage	Déshuilage-dégraissage	s. o.
<b>Conditionnement chimique</b>	Coagulant et flocculant (Tableau 13.7.3-1)		
<b>Agent lestant</b>			
Taille :	20-200 $\mu\text{m}$	10-40 $\mu\text{m}$	s. o.
Densité :	2,6	5,2	s. o.
Concentration :	1 000-12 000 mg/l	3 000-6 000 mg/l	>500 mg/l
Pertes :	$\approx 0,1$ %	0,06 %-0,7 %	s. o.
MVES/MES :	s. o.	s. o.	0,4-0,6
<b>Critères de mélange - G</b>	Tableau 13.7.3-2		
Coagulation :	Jusqu'à 600 $\text{s}^{-1}$		100-250 $\text{s}^{-1}$
Maturation :	160-400 $\text{s}^{-1}$		30-50 $\text{s}^{-1}$
<b>TCH</b>			
	Avec lamelles	Sans lamelle	
Débit moyen :	30-50 $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$	10-15 $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$	nd
Débit de pointe :	100-130 $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$	24,5-37 $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$	30 $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$

## RÉSUMÉ – DÉCANTATION AVEC FLOCCULATION LESTÉE

<b>TRH total</b>	Tableau 13.7.3-3		Tableau 13.7.3-4
Débit moyen :	10-15 min		13-18 min
Débit de pointe :	6-8 min		nd
Général :	s. o.	5-15 min	s. o.
<b>Temps de démarrage</b>	20-30 min	15 min	Tableau 13.7.3-5 <10-30 min
<b>Pertes de charge</b>	≈30 à 75 cm		
<b>Gestion des boues</b>	16 à 50 g MES/m <sup>3</sup> d'eau traitée (moy. 28 g/m <sup>3</sup> ) : à préciser par bilan de masse		
Production (en tertiaire) :			
Siccité :	0,15 %-0,3 %	0,5 %-1 %	4 %-6 %
<b>Rendements</b>	Tableau 13.7.5-1		Tableau 13.7.5-2
<b>Concentrations à l'effluent</b>	Similaires à un décanteur primaire assisté chimiquement		
Traitement primaire :			
Traitement tertiaire			
MES :	<10 mg/l		
P <sub>tot</sub> :	≤0,1 mg/l, si affluent ≤1 mg P/l 0,3 mg/l, si affluent ≈2-2,5 mg P/l		
<b>Boues activées avec flocculation lestée</b>			
Agent lestant :	Magnétite		
Ratio agent lestant-MSLM :	0,5 à 2,5 sur une base massique		
Concentration de MSLM :	Max. 8 000 mg/l (excluant l'agent lestant)		
TCH (décanteur) :	4 m <sup>3</sup> .m <sup>-2</sup> .h <sup>-1</sup>		
Énergie de mélange :	11 W/m <sup>3</sup> de réacteur		
Taux de capture :	92 %-95 % avec tambour magnétique		

## 13.8 Références bibliographiques

ABRAHAM, K., G. DEGROOT, R. WAITE, O. NATVIK, et M. PEARCE (2000). *Tertiary Phosphorus Removal in Municipal Wastewater Treatment using the DENSADEG and ACTIFLO Processes*, 8 p.

AQUA-AEROBIC SYSTEMS, INC. (2019). *Cloth Media Filtration Featuring OptiFiber® Pile Cloth Media*, bulletin n° 601A, 12 p.

ASANO, T. (2007). « Surface filtration », *Wastewater Reuse: Issues, Technologies and Applications*, New York, McGraw-Hill, p. 417-424.

ATAMALEKI, A., G. R. MOSTAFALI, M. B. MIRANZADEH, L. IRANSHAHI, H. AKBARI et H. SAFARI (2016). « Effect of dissolved air flotation process on thickening of activated sludge », *International Archives of Health Sciences*, vol. 3, n° 4, p. 201-205.

AVERILL, D., P. CHESSIE, D. HENRY, J. MARSALEK et P. SETO (1999). « High-Rate Physical-Chemical Treatment of Combined Sewer Overflows », dans *Proceedings of 8<sup>th</sup> International Conference on Urban Storm Drainage*; Sydney, Australia; Aug 30–Sep 3; Sydney, Australia, Institution of Engineers; Madrid, Spain, International Association for Hydraulic Research et London, United Kingdom, International Water Association.

AYAA, P. (2022). *Assessing the Role of Magnetite in Municipal Wastewater Treatment*, thèse (Ph. D.), Utah State University, 129 p.

BACHIS, G., T. MARUÉJOULS, S. TIK, Y. AMERLINCK, H. MELCER, I. NOPENS, P. LESSARD et P. A. VANROLLEGHEM (2015). « Modelling and characterization of primary settlers in view of whole plant and resource recovery modelling », *Water Science and Technology*, vol. 72, n° 12, p. 2251-2261.

BATEK, R. C., H. LIN, P. G. BAUMAAN et T. REID (2011). « Cloth media filter retrofit of sand filters increases filtration capacity », *World Water: Water Reuse & Desalination. Filtration*, automne, p. 38-41.

BEECHER, P., H. RUPP, D. CLANTON, H. SHELDON et H. VAN-SKYHAWK (s. d.). *Low Cost Disc Filtration Provides Cheap Water for Public Use in Florida*, Chapel Hill, NC, Entex Technologies, Inc., 12 p.

BOURGEOUS, K., G. TCHOBANOGLIOUS et J. DARBY (1999). « Performance evolution of the koch ultrafiltration (UF) membrane system for wastewater reclamation », Report n° 99-2, Davis, CA, Centre for Environmental and Water Resources Engineering, Department of Civil and Environmental Engineering, University of California.

BOURGEOUS, K. N., J. RIESS, G. TCHOBANOGLIOUS et J. L. DARBY (2003). « Performance Evaluation of a Cloth-Media Disk Filter for Wastewater Reclamation », *Water Environment Research*, vol. 75, n° 6, p. 532-538.

BOURKE, M. R. Jr (2000). *Full scale study of chemically enhanced primary treatment in Riviera de Sao Lourenco, Brazil*, mémoire de maîtrise (M. Sc.), Department of Civil and Environmental Engineering, Massachusetts Institute of Technology, 148 p.

BRIL, J., S. PINO-JELCIC, et J. CARLSON (2014). « Magnetite Ballasted Technology to Meet Ultra-Low Phosphorus Limits in Wisconsin - A Pilot Study at the Fond du Lac WPCP ». *Proceedings of the 87<sup>th</sup> Annual Water Environment Federation Technical Exhibition and Conference*, p. 401-412.

CALIFORNIA STATE WATER RESOURCES CONTROL BOARD. DIVISION OF DRINKING WATER (CSWRCB) (2014). *Alternative Treatment Technology Report for Recycled Water*, San Diego, CA, State Water Resources Control Board, Division of Drinking Water, 67 p.

CANLER, J.-P., et J.-M. PERRET (2007). *Les clarifloculateurs : plus particulièrement utilisés en traitement tertiaire*, FNDAE, n°35, 80 p.

CELENZA, G. J. (2000). *Specialized Treatment Systems – Industrial Waster Treatment Process Engineering*, Lancaster, PA, Technomic Publishing, volume 3.

CHEREMISINOFF, P. N. (2002). *Handbook of Water and Wastewater Treatment Technologies – Sedimentation, Clarification, Flotation and Coalescence*, Amsterdam, Pays-Bas, Elsevier, Butterworth-Heinemann Edition.

CRITTENDEN, J. C., R. R. TRUSSEL, D. W. HAND, K. J. HOWE, et G. TCHOBANOGLIOUS (2012). *MWH's water treatment: principles and design*, Hoboken, NJ, É.-U., John Wiley & Sons, 1901 p.

CROSSLEY, I. A. et M. T VALADE (2006). « A review of the technological developments of dissolved air flotation », *Journal of Water Supply: Research and Technology*, vol. 55, n° 78, p. 479-491.

DAVIS, M. L. (2010). *Water and Wastewater Engineering – Design principles and practice*, New York, NY, USA, WEF Press, McGraw-Hill Companies Inc., 912 p.

DEGRÉMONT (2011). *Feuillelet memento technique de l'eau n° 2 – Compakblue™*, Rueil-Malmaison, France, Degrémont, 4 p.

DEJEAN, E. (2016). *Overview of some of the French MBBR WWTP : Municipal Plants*, 66 p.

DESJARDINS, C. (1999). *Simulation et étude en laboratoire de la floculation lestée (ActifloMD) à l'aide d'une procédure modifiée de Jar test*, mémoire (M. Sc.), École polytechnique de Montréal, Canada, 96 p.

DESJARDINS, C., B. KOUDJONOU, et R. DESJARDINS (2002). « Laboratory study of ballasted flocculation ». *Water Research*, vol. 36, n° 3, p. 744-754.

DONOHUE & ASSOCIATES, INC. (2014). *Wastewater Facility Plan: Technical Memorandum 3: Nutrient Management*, Sheboygan, City of Whitewater, WI, 14 p. + annexes.

DROSTE, R. L., et R. L. GEHR (2018). *Theory and practice of water and wastewater treatment*, 2<sup>e</sup> éd. Hoboken, NJ, USA, John Wiley & Sons, 956 p.

EARTH TECH (2005). *Westborough Wastewater Treatment Plant Upgrade Phosphorus Treatment – Pilot Study*, 48 p.

EDZWALD, J. K. (2010). « Dissolved air flotation and me », *Water Research*, vol. 44, n° 7, p. 2077-2106.

ELLIS, E. P., et A. H. CATHCART (2008). « Selection, Installation, Startup and Testing of the World's First Full-Scale CoMag Phosphorus Reduction Tertiary Treatment System ». *Proceedings of the 81<sup>st</sup> Annual Water Environment Federation Technical Exhibition and Conference*, p. 3602-3621.

EVOQUA (2017a). *The BioMag system and the CoMag system - Sturbridge, Massachusetts POTW*, BC-STURBRIDGE-CS-0717, 2 p.

EVOQUA (2017b). *The BioMag System for Enhanced Secondary Treatment*, BC-BIOMAG-BR-0617, 8 p.

EVOQUA (2017c). *BioMag/CoMag – Frequently asked questions*, 9 p.

EVOQUA (2017d). *The CoMag System for Enhanced Primary and Tertiary Treatment*, BC-COMAG-BR-0617, 8 p.

FÉRIS, L. A., et J. RUBIO (1999). « Dissolved air flotation (DAF) performance at low saturation pressures », *Filtration and Separation*, vol. 36, n° 9, p. 61-65.

FORMICA, M., J. PEARSON, D. DIEVERT et W. GANCARZ (2017). « Achieving effluent total phosphorus of 0,12 mg/l with disc filtration », *Journal of New England Water Environment Association*, vol. 51, n° 2, p. 40-49.

FRANK, D. A., et T. F. SMITH (2006). « Side By Side By Side: The Evaluation of Three High Rate Process Technologies for Wet Weather Treatment ». *Proceedings of the 79<sup>th</sup> Annual Water Environment Federation Technical Exhibition and Conference*, p. 6723-6747.

FURUYA, A., G. CALCIANO, D. RICHARD, O. CALISKANER et P. GOVEA (2005). « Evaluation and design of a cloth disk filter to meet Title 22 reuse criteria », *Proceedings of the Water Environment Federation*, n° 9, p. 6152-6164.

GAGNÉ, B., J.-F. BEAUDET, W. ELLIOTT et R. RIVET (1998). « Upgrading wastewater treatment plants for phosphorous removal ». *Proceedings of the 28<sup>th</sup> Annual WEAO Conference*.

GANDHI, R. (2013). *Treatment of Combined Sewer Overflows Using Ferrate (VI)*, mémoire (M. Sc.), University of Western Ontario, 94 p.

GASPERI, J., B. LABORIE et V. ROCHER (2012). « Treatment of combined sewer overflows by ballasted flocculation: Removal study of a large broad spectrum of pollutants ». *Chemical Engineering Journal*, vol. 211-212, p. 293-301.

GUTIERREZ, M. (2010). « Filtration techniques: Changes over time make disc filters a good option for treatment », *Environmental Solutions Magazine*, vol. 22, n° 3, p. 6-7.

HAECKER, S., et J. HEALY (2006). « Innovative Technology to Implement a Reuse Water Program ». WEFTEC, *Proceedings of the Water Environment Federation*, n° 10, p. 2716-2722.

HAEGH, M., C. SJÖLIN, C. P. DAHL et A. T. HANSEN (2010). « Small footprint wastewater treatment plants. The combination of Moving Bed Biofilm Reactors with ballasted floc solids separation ». *Proceedings of the Residuals and Biosolids Conference*, p. 270 - 283.

HANNER, N., A. MATSSON, C. GRUVBERGER, U. NYBERG, H. ASPEGREN, O. FREDRIKSSON, A. NORDQVIST et B. ANDERSSON (2004). « Reducing the total discharge from a large WWTP by separate treatment of primary effluent overflow ». *Water Science and Technology*, vol. 50, n° 7, p. 157-162.

HART, C. L., P. AMIRHOR, T. JENKINS, T. PARECE et K. KING (2009). « Unique Approach to Selection of Optimal Low Level Phosphorus Reduction Technology ». *Proceedings of the 82<sup>nd</sup> Annual Water Environment Federation Technical Exhibition and Conference*, p. 4244-4261.

HART, C., P. AMIRHOR et J. RICCIO (2012). « Pilot Study of Disc Filtration Technologies for Phosphorus Reduction at Clinton WWTP », *Proceedings of the Water Environment Federation*, vol. 46, n° 4, p. 2171-2189.

HATHAWAY, T., et A. SZEKERESS. (2009). « Tertiary Treatment Today », *Water & Wastes Digest*, septembre, p. 18-20.

HEDBERG, T., J. DAHLQUIST, D. KARLSSON et L.-O. SÖRMAN (1998). « Development of an air removal system for dissolved air flotation », *Water Science and Technology*, vol. 37, n° 9, p. 81-88.

HESS, M., C. D. BLUMENSCHNEIN et M. VOGLER (2004). *ACTIFLO High-Rate Clarification retrofitted into Terminal Treatment Plant at Severstal NA Sparrows Point LLC*, 19 p.

IMASUEN, E., S. JUDD et P. SAUVIGNET (2004). « High - rate clarification of municipal wastewaters: a brief appraisal ». *Journal of Chemical Technology & Biotechnology: International Research in Process, Environmental & Clean Technology*, vol. 79, n° 8, p. 914-917.

IVANOVIC, I., et T. O. LEIKNES (2012). « Particle Separation in Moving Bed Biofilm Reactor: Applications and Opportunities », *Separation Science and Technology*, vol. 47, n° 5, p. 647-653.

JARVIS, S. (2019). *Challenge of meeting low phosphorous levels at Southern Water: High Rate Clarifications Process Trial*, 14 p.

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

JIMÉNEZ, B. et J. RAMOS (1997). « High-Rate Sedimentation for Wastewater Treatment Processes ». *Environmental Technology*, vol. 18, n° 11, p. 1099-1110.

JOHNSON, L. W., et D. DALTON (s. d.). *Palm Beach County Florida Uses Innovation Cloth-media Tertiary Filtration to Meet its Reuse Requirements*, Aqua-Aerobic Systems, Inc., 11 p.

JOHNSON, L. W., E. VANDERBOSCH, R. HUBENTHAL, D. J. BINDER et L. ZIMMERMAN (2008). *Evaluation of Pile Cloth Media Filtration of Secondary Effluent for Water Reuse*, Aqua-Aerobic Systems, Inc., 6 p.

JOHNSON, L. W. (2005). *Cloth media filtration*, Aqua-Aerobic Systems, Inc., 7 p.

JOLIS, D. et M.-L. AHMAD (2004). « Evaluation of High-Rate Clarification for Wet-Weather-Only Treatment Facilities ». *Water Environment Research*, vol. 76, n° 5, p. 474-480.

KÄNGSEPP, P., J. VÄÄNÄNEN, K. ÖRNING, M. SJÖLIN, P. OLSSON, J. RÖNNBERG, F. WALLEBÄCK, M. CIMBRITZ et C. PELLICER-NÄCHER (2016). « Performance and operating experiences of the first scandinavian full-scale discfilter installation for tertiary phosphorus polishing with preceding coagulation and flocculation », *Water Practice and Technology*, vol. 11, n° 2, p. 459-468.

KAZZA, S. (2015). *Optimisation de la filtration directe aux usines Atwater et Charles-J. des Bailleurs*, mémoire de maîtrise (M. Sc. A.), Département des génies civil, géologique et des mines, Polytechnique Montréal, Canada.

KIURU, H. J. (1990). « Unit operation for the removal of solids and their combinations in water treatment », dans – Hahn, H. H. et R. Klute (dir.), *Chemical Water and Wastewater Treatment*, Berlin, Allemagne, Springer-Verlag, p. 169-186.

KNAPP, T., et D. TUCKER (2006). « Side-By-Side Pilot Testing of Two Disk Filter Manufacturers at the City of Merced Wastewater Treatment Plant », *Proceedings of the Water Environment Federation*, n° 9, p. 3378-3386.

KROFTA, M., D. MISKOVIC et D. BURGESS (1995). « Primary – Secondary flotation of three municipal wastewaters: Pilot-scale study », *Water Science and Technology*, vol. 31, n° 3-4, p. 295-298.

KRÜGER (s. d.). *Physical Chemical Phosphorous Removal*, 50 p. [présentation PowerPoint].

KRÜGER (2005). *ACTIFLO Pilot Study: Two Bridges Sewerage Authority Lincoln Park, NJ*, 34 p.

LANGER, M., J. VÄÄNÄNEN, M. BOULESTREAU, U. MIEHE, C. BOURDON et B. LESJEAN (2017). « Advanced phosphorus removal via coagulation, flocculation and microsieve filtration in tertiary treatment », *Water Science and Technology*, vol. 75, n° 12, p. 2875-2882.

- LANGER, M., U. MIEHE, J. VÄÄNÄNEN, J. STUEBER, C. BOURDON et B. LESJEAN (2011). « Advanced phosphorus removal with microsieves in tertiary treatment: An alternative to membrane filtration? », *Conference presentation: 6<sup>th</sup> Specialist Conference on Membrane Technology for Water and Wastewater Treatment*, 4-7 octobre, Aachen, Allemagne, 7 p.
- LANOUE, M., J. MICHAUD et R. GARBETT (2010). Wastewater Treatment: Novel processes for reducing phosphorus and SS levels down to tertiary discharge standards. *Environmental Science & Engineering Magazine*, mars 2010: 18-22.
- LAPOINTE, M. (2018). *Impact de médias légers et de polymères alternatifs sur la performance de la floculation léchée*, thèse (Ph. D.), École polytechnique de Montréal, Canada, 215 p.
- LAPOINTE, M., C. BROSSEAU, Y. COMEAU et B. BARBEAU (2017). « Assessing Alternative Media for Ballasted Flocculation ». *Journal of Environmental Engineering*, vol. 143, n° 11.
- LEBLOND, G. (2020). *Microsieve Technology Applied to Lagoon Wastewater Treatment Facilities*, mémoire de maîtrise (M. Sc. A.), Département de génie civil, Université d'Ottawa, Canada, 101 p.
- LEE, E. J., H. S. KIM et A. JANG (2016). « Application of dissolved air flotation (DAF) with coagulation process for treatment of phosphorus within permeate of membrane bioreactor (MBR) », *Desalination and Water Treatment*, vol. 57, n° 19, p. 9043-9050.
- LEE, R. M., J. M. CARLSON, J. BRIL, J. CRAMER et J. HAREDA (2015). « Pilot Testing Reveals Alternative Methods to Meet Wisconsin's Low Level Phosphorus Limits ». *Proceedings of the 88<sup>th</sup> Annual Water Environment Federation Technical Exhibition and Conference*, p. 3238-3252.
- LENG, J., A. STREHLER, B. BUCHER, J. GELLNER, K. KENNEDY et J. NEETHLING (2002). « High rate primary treatment – Emerging Technologies ». *Proceedings of the 75<sup>th</sup> Annual Water Environment Federation Technical Exhibition and Conference*.
- LEVECQ, C., C. BREDI, P. MARTEIL, V. URSEL et P. SAUVIGNET (2006). *A new design of flocculation tank: The Turbomix® applied to the weighted flocculation*, 8 p.
- LIN, H., M. CASTILLO et L. W. JOHNSON (2008a). *A Comparative Performance Study of Two Types of Cloth Filter Media Applied in Municipal Wastewater Treatment*, Aqua-Aerobic Systems, Inc., 5 p.
- LIN, H., D.J. BINDER et L.W. JOHNSON (2008 b). « Effect of Particle Removal by OptiFiber® PA-13 Nylon Pile Media on Particle Size Distribution and Correlation between Turbidity and Total Suspended Solids », *Proceedings of the Water Environment Federation*, p. 2608-2618.
- LJUNGGREN, M. (2006). « Micro Screening in wastewater treatment: An overview », *VATTEN*, n° 62, p. 171-177.
- LÓPEZ, J. S., A. J. BURGO et P. U. RODRÍGUEZ (2013). « Lamella settling (FS-PRI-004) », Universidade da Coruña, Inditex, 30 p.
- LYNNE, E., L. DOWNING et B. MARTEN (2015). « Challenging the Limits of Technology », *Water Environment & Technology*, janvier, p. 50-51.
- MADDEN, J. E. et M. NEVILLE (2015). « A Tale of Two Treatment Plants – Achieving Low Level Phosphorus Removal in Marlborough, Massachusetts ». *Proceedings of the 88<sup>th</sup> Annual Water Environment Federation Technical Exhibition and Conference*, p. 3439-3454.

MAKTABIFARD, M., E. ZABOROWSKA et J. MAKINIA (2018). « Achieving energy neutrality in wastewater treatment plants through energy savings and enhancing renewable energy production », *Reviews in Environmental Science and Biotechnology*, vol. 17, p. 655–689.

MARRS, J., J. LUNDT, T. HASTINGS et J. CURL (2017). *Ballasted Sedimentation for Water & Wastewater Treatment*, PNWS-AWWA Conference, 80 p.

MATSON, B., P. ECKLEY, F. B. KESSLER, R. B. EIMSTAD, J. DEMIR, R. J. KRUEGER, K. S. HUNT et H. W. GRESH (2002). *Meeting SSO Treatment Requirements with a high rate process train: Pilot results lead the way*, 30 p.

MATTSSON, A., M. LJUNGGREN, O. FREDRIKSSON et E. PERSSON (2009). « Particle Size Analysis Used for Design of Large Scale Tertiary Microscreen », *Proceedings of 2nd IWA Specialised Conference on Nutrient Management in Wastewater Treatment Processes*, 6-9 September, Krakow, Poland, 8 p.

MELIN, E., H. HELNESS, T. KENAKKATA et H. ØDEGAARD (2004). « High-rate wastewater treatment based on moving bed biofilm reactor, polymer coagulation and flotation », Dans – Hahn, H. H., E. Hoffmann et H. Ødegaard (dir.) *Chemical Water and Wastewater Treatment VIII*, Londres, Royaume-Uni, IWA Publishing, p. 39–48.

MELIN, E., H. HELNESS et H. ØDEGAARD (2002). « Dissolved air flotation of bioreactor effluent using low dosages of polymer and iron », Dans – Hahn, H. H., E. Hoffmann et H. Ødegaard (dir.) *Chemical Water and Wastewater Treatment VIII*, Londres, Royaume-Uni, IWA Publishing, p. 261-272.

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

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

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

MEUDRE, M. (2011). *Performances, avantages et limites des flottateurs installés en sortie de réacteur biologique de type MBBR (moving bed biofilm reactor)*, Mémoire de stage de fin d'études, Université de Franche-Comté, Besançon, France.

MIEHE, U., C. REMY, M. LANGER et B. LESJEAN (2013). « Advanced phosphorus removal in tertiary treatment: Quo Vadis? », *Bluefacts-magazin*, p. 43-47.

MUNN, B., R. OTT, N. HATALA et G. HOOK (2007). « Lessons learned from startup of the largest tertiary ballasted settling system in the US ». *Proceedings of the 80<sup>th</sup> Annual Water Environment Federation Technical Exhibition and Conference*, p. 1984-1697.

ØDEGAARD, H. (1995). « Optimization of flocculation/flotation in chemical wastewater treatment », Dans – Proceedings of the International Specialised Conference on Flotation Processes in Water and Sludge Treatment, April 26-28, 1994, Orlando, Floride, vol. 31, p. 73-82.

ØDEGAARD, H. (1998). « Optimised particle separation in the primary step of wastewater treatment », *Water Science and Technology*, vol. 37, p.45–53.

ØDEGAARD, H. (2001). « The use of dissolved air flotation in municipal wastewater treatment », *Water Science and Technology*, vol. 43, n° 8, p. 75-81

ØDEGAARD, H., M. CIMBRITZ, M. CHRISTENSSON et C. P. DAHL (2010). « Separation of biomass from moving bed biofilm reactors (MBBRs) », *Proceedings of the Water Environment Federation*, n° 7, p. 212-233.

PARANJAPE, S., E. STONE, R. REARDON, C. WALL, F. VAN PELT et J. THURROTT (2010). « Do You Need Tertiary Filters at Your Wastewater Plant? Which Technology Should You Pick & Why? », *Florida Water Resources Journal*, octobre, p. 8-16.

PEARSON, J. R., D.A. DIEVERT, M. FORMICA et D.J. CHELTON (2014). « Pushing the limit without breaking the bank-selection, procurement, and testing of a phosphorus removal process », *Journal of New England Water Environment Association*, vol. 48, n° 1, p. 48-55.

PERRET, J.-M., et J.-P. CANLER (2013). *Affinage du traitement de la pollution particulaire par les procédés mécaniques « rustiques »*, Document technique no 40, Onema et Irstea, Lyon-Villeurbanne, France, 50 p. + annexe.

PERRET, J.-M., et J.-P. CANLER (2014). *La flottation en sortie de réacteur biologique MBBR. Performances, avantages et limites*, hal-02600927, 48 p.

PERRY, T. (2009). Wastewater Treatment: Technology tackles high phosphorus levels in municipal effluent. *World Water*, septembre-octobre 2009: 47 et 56.

PERSSON, E., M. LJUNGGREN, J. LA COUR JANSEN, R. STRUBE et L. JÖNSSON (2006). « Disc filtration for separation of flocs from a moving bed bio-film reactor », *Water Science & Technology*, vol. 53, n°12, p. 139-147.

PINO-JELCIC, S. et C. WHITTIER (2019). Assessing Ballasted Activated Sludge for Wet Weather Flow Management. *WaterWorld*, février 2019.

QASIM, S.R. (1999). *Wastewater Treatment Plants – Planning, Design and Operation*, Lancaster, Pennsylvanie, CRC Press, 1128 p.

QASIM, S.R. et G. ZHU (2018a). *Wastewater treatment and reuse – Theory and design examples*, Boca Raton, Floride, CRC Press, volume 1 – Principles and basic treatment, 1161 p.

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

REID, T.K., A. ZERBATO, R. JITTAWATTANARAT, L.W. JOHNSON, K.A. MIKKELSON et M. CASTILLO (2014). *Field Validation of Sequencing Batch Reactor and Cloth Media Filtration Technologies to Attain Ultra-low Nutrient Levels*, Aqua-Aerobics Systems Inc., 13 p.

REID, T.K., et K. CURREN (2001). « Sequencing Batch Reactor and Cloth-Media Filtration Technology for Water Reuse », *Proceedings of the Water Environment Federation*, n° 15, p. 657-668.

RIEGER, L., S. GILLOT, G. LANGERGRABER, T. OHTSUKI, A. SHAW, I. TAKACS et S. WINKLER (2012). *Guidelines for Using Activated Sludge Models*, London, UK: IWA Publishing, 281 p.

ROSS, C.C. et G.E. VALENTINE Jr. (2008). « Use of coupled biological/dissolved air flotation processes for treatment of food and dairy processing wastewaters », Annual Conference AWWA-WEA, Caroline du Nord, É-U.

ROSSETI, S., V. TANDOI et J. WANNER (2017). *Activated sludge separation problems – Theory, Control measures*, Practical experiences, 2<sup>e</sup> éd., IWA Publishing.

ROSSI, L. (2014). *Enhancing Phosphorus Removal by Disc Filtration – A Case Study from Viikinmäki Wastewater Treatment Plant*, Master's thesis, Department of Biotechnology and Chemical Technology, Aalto University, Finland, 110 p. + annexes.

RUBIO, J., M.L. SOUZA et R.W. SMITH (2002). « Overview of flotation as a wastewater treatment technique », *Minerals Engineering*, vol. 15, n° 3, p. 139-155.

SAMOVALOV, S. (2016). Armed Against Ammonia: Maryland wastewater treatment plant defeats nitrification issues. *Water & Wastes Digest*, août 2016: 16.

SANCHEZ, O. (2017). *Capture de la matière particulaire présente dans l'effluent d'un MBBR à forte charge par flottation rapide*, Mémoire de M.Sc.A., Polytechnique Montréal, Canada.

SANIN, F.D., W.W. CLARKSON et P.A. VESILIND (2011). *Sludge Engineering – The Treatment and Disposal of Wastewater Sludges*, Lancaster, Pennsylvanie, DEStech Publications Inc., 400 p.

SANZ, J., L. GUERRERO, J.M. ORTEGA, C. FERRE, D. MIGUEL et F. MARTINEZ (2007). « Application of the new solution ACTIDisc® on secondary effluent reclamation in Castellón de la Plana », *Desalination*, vol. 204, n° 1-3, p. 189-197.

SHAMMAS, N.K., C.-C. CHANG et L.K. WANG (2006). *Tertiary microscreening*. Handbook of environmental engineering – Advanced physicochemical treatment processes, Totowa, NJ. Humana Press, Inc., volume 4, p. 191-202.

SHEWA, W.A. et M. DAGNEW (2020). « Revisiting Chemically Enhanced Primary Treatment of Wastewater: A Review », *Sustainability*, vol. 12, n° 15, p. 5928.

STEWART, M. (2011). « Disc Filter Technology Provides Successful Replacement for Existing Media », *WaterWorld*, vol. 27, n° 10, p. 62.

ST. MARIE, D. (2008). *Technical Memorandum: City of Leominster, Massachusetts – Phosphorous Upgrade Alternative Evaluation*, CDM, 31 p.

SUEZ (s. d.-a). *Compakblue - élimination des matières en suspension et polluants associés par filtre à disques immergés*, P-RU-001-FR-1603, Memento Degremont, 2 p.

SUEZ (s. d.-b). *Memento degremont® - décanteur-épaississeur à recirculation de boues: le densadeg*, [en ligne] [<https://www.suezwaterhandbook.fr/procedes-et-technologies/floculateurs-decanteurs-flottateurs/les-decanteurs/decanteur-epaississeur-a-recirculation-de-boues-le-densadeg>] (consulté le 1<sup>er</sup> novembre 2023).

SUEZ (s. d.-c). *Memento degremont® - Filtration sur lit granulaire*, [en ligne] [<https://www.suezwaterhandbook.fr/eau-et-generalites/processus-elementaires-du-genie-physico-chimique-en-traitement-de-l-eau/filtration/filtration-sur-lit-granulaire>] (consulté le 09 août 2021).

TOOKER, N., S. GUSWA, J. HORTON et M. HASTINGS (2012). « Pilot Testing and Design of the First Cloth Media Filtration System to Meet an Effluent Total Phosphorus Permit Limit of 0,1 mg/L », *Proceedings of the Water Environment Federation*, n° 14, p. 2190-2211.

TOZER, H. G. (2007). « Study of five phosphorus removal processes select CoMag to meet Concord, Massachusetts' stringent new limits ». *Proceedings of the Water Environment Federation Nutrient Removal and Recovery Symposium*, p. 1492-1509.

UNDERWOOD, A.R., D.R. ZENZ et A.B. BOUCHARD (2002). « Comparison of Pilot Scale Cloth-Media Disk Filters with Full Scale Rapid Sand Filters for Filtration of Secondary Effluent », *Proceedings of the Water Environment Federation*, n°15, p. 436-458.

UNITED STATES ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY (USEPA) (1975). *Process Design Manual for Suspended Solids Removal*, EPA625/1-75-003a, Washington, D.C., Technology Transfert, 276 p.

UNITED STATES ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY (USEPA) (2003). *Wastewater Technology Fact Sheet: Ballasted Flocculation*, 832F03010, Municipal Technology Branch, 8 p.

UNITED STATES ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY (USEPA) (2010). *Nutrient Control Design Manual*, EPA/600/R-10/100, Office of Research and Development, National Risk Management Research Laboratory, 286 p.

VÄÄNÄNEN, J. (2017). *Microsieving in Municipal Wastewater Treatment: Chemically Enhanced Primary and Tertiary Treatment*, Doctoral dissertation, Department of Chemical Engineering, Lund University, Suède, 79 p.

VEOLIA WATER TECHNOLOGIES, INC. (2016). *Hydrotech Discfilter Pure Performance*, 6 p.

VIITASAARI, M., P. JOKELA et J. HEINÄNEN (1995). « Dissolved air flotation in the treatment of industrial wastewaters with a special emphasis on forest and foodstuff industries », *Water Science and Technology*, vol. 31, n° 3-4, p. 299-313.

VIK, T. E. et M. SURWILLO (2007). « Site constraints + ammonia limits + peak wet weather flows = high rate treatment & biosolids technology for the Hearsh of the Valley Metropolitan sewerage district ». *Proceedings of the 80th Annual Water Environment Federation Technical Exhibition and Conference*, p. 3452-3466.

WANG, L.K., N.K. SHAMMAS, W.A. SELKE et D.B. AULENBACH (2010). *Flotation Technology*, New Jersey, É-U, The Humana Press Inc., volume 12 – Handbook of Environmental Engineering, 680 p.

WASTEWATER COMMITTEE OF THE GREAT LAKES - UPPER MISSISSIPPI RIVER BOARD OF STATE AND PROVINCIAL PUBLIC HEALTH AND ENVIRONMENTAL MANAGERS (WCGLUMR) (2014). *Recommended Standard for Wastewater Facilities – Policies for the design, review, and approval of plans and specifications for wastewater collection and treatment facilities*, Albany, NY, Health Research Inc., Health Education Services Division, 175 p.

WATER ENVIRONMENT FEDERATION (WEF) (2005). *Clarifier Design*, 2<sup>e</sup> éd., Manual of practice No. FD-8, Alexandria, É.-U., McGraw-Hill, 704 p.

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

WATER ENVIRONMENT FEDERATION et AMERICAN SOCIETY OF CIVIL ENGINEERS / ENVIRONMENTAL AND WATER RESOURCES INSTITUTE (WEF et ASCE/EWRI) (2010). *Design of municipal wastewater treatment plants*, Manual of practice No. 8, ASCE Manuals and reports on engineering practice no 76, 5<sup>e</sup> éd., Alexandria, Virginie, WEF Press, volume 2 – *Liquid treatment processes*.

WATER ENVIRONMENT FEDERATION (WEF) et AMERICAN SOCIETY OF CIVIL ENGINEERS (ASCE) (2018). *Design of Water resource recovery facilities*, WEF Manual of Practice No. 8, ASCE Manuals and Reports on Engineering Practice No. 76, 6<sup>e</sup> éd., New York, É-U, McGraw-Hill, 2240 p.

WESTECH (2021). *RapiSand™ Pilot Reduces Phosphorus to Low Levels: Ballasted Flocculation Technology Application*, 2 p.

WHITTIER, M. C., J. KALMES, R. PEPIN et S. TOWNDROW (s. d.). *Solving phosphorus removal challenges with magnetite ballasted technology at Billerica wastewater treatment facility, MA USA*, 7 p.

WILÉN, B.-M., A. JOHANSEN et A. MATTSSON (2012). « Assessment of sludge particle removal from wastewater by disc filtration », *Water Practice and Technology*, vol. 7, n° 2, p. 1-8.

WILÉN, B.-M., M. CIMBRITZ, T. Jr. PETTERSSON et A. MATTSSON (2016). « Large scale tertiary filtration – Results and experiences from the discfilter plant at the Rya WWTP in Sweden », *Water Practice and Technology*, vol. 11, n° 3, p. 547-555.

XCG CONSULTANTS LTD. (2014). *BioMag™ Process Pilot Demonstration at the Kemptville WPCP Summary Report*, No.: 1-2271-09-01, 276 p.

YOUNG, J. C. et F. G. EDWARDS (2003). « Factors affecting ballasted flocculation reactions ». *Water Environ Research*, vol. 75, n° 3, p. 263-272.

ZAFISAH, N. S., W. L. ANG, A. W. MOHAMMAD, N. HILAL et D. J. JOHNSON (2020). « Interaction between ballasting agent and flocs in ballasted flocculation for the removal of suspended solids in water ». *Journal of Water Process Engineering*, vol. 33, p. 101028.

PRÉLIMINAIRE



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

**Québec** 