

7.0 STATIONS MÉCANISÉES

Table des matières

7.1 TRAITEMENT PRÉALABLE	3
7.1.1 <i>Dégrilleur</i>	4
7.1.2 <i>Dessablage</i>	4
7.1.3 <i>Décantation primaire</i>	5
7.2 BOUES ACTIVÉES	7
7.2.1 <i>Historique</i>	7
7.2.2 <i>Caractéristiques générales</i>	7
7.2.3 <i>Principes de base et critères de conception du réacteur biologique</i>	9
7.2.4 <i>Boues activées à aération prolongée</i>	12
<i>Fossés d'oxydation</i>	12
<i>Étangs de boues activées</i>	13
7.2.5 <i>Réacteur biologique membranaire</i>	14
7.2.6 <i>Réacteurs biologiques séquentiels (RBS)</i>	15
7.3 SÉPARATION SOLIDE-LIQUIDE	19
7.3.1 <i>Décantation secondaire</i>	19
<i>Décanteur à sédimentation discrète</i>	19
<i>Décanteur à sédimentation floculée</i>	20
7.3.2 <i>Filtration membranaire</i>	21
7.3.3 <i>Flottation à air dissous</i>	23
<i>Principe de fonctionnement</i>	25
<i>Critères de conception</i>	27
<i>Rendement</i>	36
<i>Exploitation</i>	37
7.4 MÉCANIQUE DE PROCÉDÉ	39
7.4.1 <i>Extraction des boues</i>	39
7.4.2 <i>Sélecteur</i>	39
7.4.3 <i>Système d'aération</i>	40
7.5 RENDEMENT	42
7.5.1 <i>Boues activées avec décanteur</i>	42
7.5.2 <i>Boues activées avec filtration membranaire</i>	42
7.6 EXPLOITATION	43
<i>Liste des symboles</i>	45
<i>Références</i>	46

Certains procédés conventionnels de traitement des eaux usées faisant appel à des stations compactes et mécanisées sont utilisés depuis longtemps, tant au Québec que partout dans le monde.

Ces procédés sont souvent conçus à partir de critères généraux décrits dans les ouvrages de référence relatifs à ce domaine. Plusieurs fabricants peuvent alors fournir des équipements ou des composantes du procédé, mais c'est l'ingénieur mandaté pour effectuer la conception de la station d'épuration qui assume la responsabilité de la conception et de la performance du procédé dans son ensemble. L'ingénieur adapte la conception de la station d'épuration en fonction du contexte particulier de chaque projet tout en respectant les principes de base et les critères généraux de conception déjà largement éprouvés.

Malgré l'approche décrite ci-dessus, un fournisseur d'une variante particulière d'une telle technologie, complète et bien définie, qui souhaite simplifier l'étude des projets qui peuvent être soumis au ministère du Développement durable, de l'Environnement, de la Faune et des Parcs (MDDEFP), peut soumettre une demande de validation de performance de sa technologie au Comité d'évaluation des nouvelles technologies de traitement des eaux usées d'origine domestique (<http://www.mddefp.gouv.qc.ca/eau/eaux-usees/usees/procedure.htm>).

Il en va de même pour d'autres procédés non abordés dans ce guide, comme les systèmes de biofiltration déjà éprouvés dans de grandes stations d'épuration municipales au Québec, qui sont considérés comme des technologies conventionnelles et qui font l'objet d'une étude détaillée pour chaque cas.

Certains procédés conventionnels de traitement des eaux usées de type physicochimique ou de biodisque ont été utilisés tant au Québec que partout dans le monde. Or, les exigences de rejets devenant de plus en plus sévères, les stations de type physicochimique de même que les stations de traitement par biodisque ne peuvent plus être autorisées par le Ministère puisque les suivis de ces stations ont démontré qu'elles ne sont pas en mesure de satisfaire les exigences minimales de la Stratégie pancanadienne pour la gestion des effluents d'eaux usées municipales du Conseil canadien des ministres de l'Environnement. Ces deux types de stations ne figurent donc plus dans le présent guide et ne seront plus autorisés par le MDDEFP à moins de faire l'objet d'une fiche d'information technique émise par le comité d'évaluation des nouvelles technologies de traitement des eaux usées.

Les stations mécanisées nécessitent généralement l'extraction régulière des boues en excès produites lors du traitement. La chaîne de traitement des boues peut comprendre plusieurs étapes : l'épaississement, l'emmagasinage des boues liquides, la digestion, le compostage, le conditionnement, la déshydratation, l'emmagasinage des boues déshydratées, le séchage et l'incinération. L'élaboration des caractéristiques techniques de ces fonctions dépasse largement le contexte du présent guide et le nombre de projets à analyser est restreint puisqu'il s'agit de procédés normalement utilisés pour des stations de moyenne ou de grande taille. Chaque projet doit donc faire l'objet d'une analyse particulière en se basant sur la documentation. Plusieurs procédés de traitement des boues génèrent des surnageants ou des filtrats qui sont retournés dans la chaîne liquide. Le bilan massique effectué doit tenir compte des charges produites par les surnageants et les filtrats qui sont recyclées en tête de traitement

en plus des charges de l'affluent. À des fins de valorisation, les boues doivent être stabilisées par digestion aérobie, digestion anaérobie, par addition de chaux ou encore par dessiccation.

Les stations d'épuration des villes de moyenne ou de grande taille étant déjà en place, les projets présentés au MDDEFP pour obtenir une autorisation, sont des projets de modification surtout de stations existantes ou des projets pour de petites municipalités. Les projets soumis peuvent donc varier sensiblement d'un cas à l'autre. Ce guide se limite à des principes élémentaires et des critères généraux de conception. Une étude d'ingénierie détaillée est requise pour chaque projet.

Pour les petites stations, la chaîne de boues peut se limiter à un bassin d'emménagement. Les boues sont alors acheminées soit directement vers la valorisation, soit vers une autre station, ou elles peuvent être traitées, ou encore elles peuvent être traitées de façon périodique au moyen d'équipements mobiles.

Lorsque les boues ne sont pas valorisables et qu'elles sont destinées à l'enfouissement, la siccité minimale des boues doit respecter les valeurs prescrites dans le Règlement sur l'enfouissement et l'incinération de matières résiduelles (Q-2, r. 19).

Toutefois, la volonté du gouvernement est de bannir la matière organique des lieux d'enfouissement afin de lutter contre les changements climatiques (<http://www.mddefp.gouv.qc.ca/infuseur/communiqu.asp?No=1588>). Le gouvernement élaborera une stratégie afin d'interdire, d'ici 2020, l'élimination de la matière organique putrescible, tels les feuilles et le gazon, les restes de table, les boues de fosses septiques et d'épuration des eaux usées (<http://www.mddefp.gouv.qc.ca/matieres/pgmr/plan-action.pdf>).

7.1 TRAITEMENT PRÉALABLE

Les systèmes de traitement par boues activées doivent être précédés à tout le moins d'un dégrillage. Un dessablage peut être requis, particulièrement en présence d'un réseau d'égout unitaire. La chaîne de traitement peut aussi inclure un système de traitement primaire.

Au Québec, certains des équipements de prétraitement tel que les dégrilleurs, doivent être installés à l'intérieur d'un bâtiment. Les dégagements de composés organiques volatils (COV) ou de composés inorganiques tels que les H₂S sont susceptibles de produire des odeurs ou d'autres vapeurs toxiques. Des déversements accidentels d'hydrocarbures dans le réseau d'égout peuvent entraîner le dégazage de produits volatils explosifs dans la salle des équipements de prétraitement.

Une ventilation adéquate de même que des équipements sécurisés (antidéflagrant) doivent donc être prévus lorsque cela est nécessaire.

Les prescriptions requises pour protéger la santé et la sécurité des travailleurs doivent être suivies conformément aux lois et règlements applicables en matière de santé et sécurité au travail (<http://www.csst.qc.ca/Pages/index.aspx>).

7.1.1 Dégrilleur

Les systèmes de dégrillage sont installés pour éliminer divers débris qui peuvent causer des blocages et des bris aux équipements situés en aval. Ils peuvent être installés en simplex ou en duplex, selon le débit de la station d'épuration. Les grilles doivent être à nettoyage automatique. Les grilles à nettoyage manuel ne peuvent être installées que pour les très petites stations de moins de 20 m³/d, ou pour la grille de réserve. Chacune des grilles doit être en mesure de traiter tout le débit de pointe horaire de conception.

L'espace entre les barres d'un dégrilleur grossier est généralement de 12 à 25 mm. À cet espacement, la perte de charge maximale dans la grille doit être limitée à 250 mm dans une grille obstruée à 50 %. Plusieurs fabricants programment le démarrage automatique du système de nettoyage à une perte de charge de 150 mm ou au moyen d'une minuterie.

Suivant les caractéristiques des systèmes en aval, un dégrillage fin ou un tamisage de 0,5 à 3 mm peut être requis.

Selon l'envergure de la station de traitement et le type de dégrillage, un compresseur à déchets peut être prévu de même que des bennes d'entreposage.

7.1.2 Dessablage

Un dessablage des eaux usées peut être prévu à la suite du dégrillage si le réseau d'égout, ou une partie du réseau, est de type unitaire. Cette mesure vise à protéger les équipements mécaniques contre les bris et l'abrasion.

En général, les fabricants donnent les instructions d'installation de ce type d'équipement. On retrouve sur le marché des systèmes de dessablage aérés, des dessableurs à vortex et des dessableurs à vortex assisté. Les dessableurs aérés peuvent être installés à l'extérieur, mais les équipements périphériques, tels que les pompes, les convoyeurs, etc., doivent être protégés contre le gel. Les dessableurs à vortex assisté ou non sont beaucoup plus compacts que les dessableurs aérés, mais divers problèmes de fonctionnement ont été observés sur les dessableurs à vortex (non assisté), ce qui a donné lieu à une plus grande popularité des dessableurs à vortex assisté.

L'efficacité des dessableurs dépend d'une multitude de facteurs. La sélection de ces équipements se fait généralement à partir des informations présentées par les fabricants. Ces derniers ont généralement procédé à des essais de rendement pour en déterminer l'efficacité. Il est cependant important d'examiner les courbes granulométriques des sables utilisés lors des tests si l'on veut procéder à une évaluation comparative de divers équipements.

Un objectif de traitement de 85 % ou plus d'élimination des sables de plus de 240 µm est typiquement visé. Avec le dessableur, une vis de lavage et d'assèchement des sables est requise, de même que des bennes d'entreposage.

Si des projets de modifications à des stations existantes ou à de nouvelles stations sont soumis pour autorisation, ils doivent faire l'objet d'une analyse cas par cas.

7.1.3 Décantation primaire

Dans les petites installations de traitement, la décantation primaire peut être effectuée à l'aide d'une fosse septique conforme aux prescriptions de la section 3.4 du guide si les débits d'eau de captage ne sont pas significatifs. Toutefois dans un tel cas, il faut éviter les augmentations significatives du débit pouvant entraîner les boues décantées vers les équipements situés en aval et causer divers problèmes de fonctionnement.

Les décanteurs primaires non raclés et à fond conique s'avèrent souvent problématiques à cause de diverses difficultés de pompage des boues. Les boues primaires sont difficiles à pomper par des petits systèmes, ce qui produit des blocages fréquents. Les systèmes de pompage surdimensionnés dirigent une grande quantité d'eau clarifiée vers le système de gestion de boues. Cela entraîne souvent une surcharge du système de gestion de boues et des retours de boues dans la chaîne liquide. Une fosse septique ou un décanteur raclé sont généralement préférables.

Selon la variante de procédé retenue pour les installations de plus grande envergure, ou pour celles qui doivent recevoir occasionnellement des débits parasites importants, il peut être nécessaire d'installer un décanteur avec extraction automatique des boues et des écumes. Les critères de conception du décanteur primaire sont résumés au tableau 7.1.

Tableau 7.1 – Critères de conception d'un décanteur primaire mécanisé
(Adapté de Tchobanoglous et collab., 2003)

Critères	Unité	Gamme	Valeur typique
<i>Décanteur primaire suivi d'un traitement secondaire</i>			
Temps de rétention	h	1,5-2,5	2
Vitesse ascensionnelle			
À Q moyen	m ³ /m ² d	30-50	40
Au Q pointe	m ³ /m ² d	80-120	100
Taux de débordement	m ³ /m d	125-500	250
<i>Décanteur primaire avec retour des écumes du traitement secondaire</i>			
Temps de rétention		1,5-2,5	2
Vitesse ascensionnelle			
À Q moyen		24-32	28
Au Q pointe		48-70	60
Taux de débordement		125-500	250

Les temps de rétention indiqués au tableau 7.1 doivent être adaptés en fonction de la température (T) selon la formule suivante (Tchobanoglous et collab., 2003) :

$$\text{Facteur de correction} = 1,82 e^{-0,03T} \quad (7.1)$$

Un système de décantation primaire avec raclage en continu des boues peut enlever jusqu'à 70 % des MES, et 30 % à 40 % de la DBO₅ (Tchobanoglous et collab., 2003), mais le rendement décroît avec une diminution du temps de rétention. De plus, ces estimations sont basées sur des sources de données qui sont très variables, et doivent être considérées avec prudence.

Les boues primaires sont hautement valorisables du point de vue énergétique. Celles-ci peuvent être dirigées vers un digesteur anaérobie afin de produire du gaz naturel (méthane) d'origine cyclique.

7.2 BOUES ACTIVÉES

7.2.1 Historique

Le principe de traitement des eaux usées par boues activées est connu depuis le début du XX^e siècle. Edward Ardern et W.T. Lockett ont mis au point le procédé en 1913 pour le département de Manchester Corporation Rivers aux installations de Davyhulme. Devant la performance élevée du système, ces ingénieurs ont pensé avoir activé la boue présente dans le réacteur, d'où le nom du procédé (http://en.wikipedia.org/wiki/Activated_sludge, 11-10-2012).

Ce procédé est répandu autant au Québec qu'ailleurs dans le monde. On compte environ une quarantaine d'installations municipales au Québec qui traitent les eaux usées de plus de 700 000 personnes.

7.2.2 Caractéristiques générales

En principe, un système de traitement biologique des eaux usées vise à reproduire les processus de décomposition des polluants qui se produisent naturellement dans le milieu récepteur. Le système de traitement est un endroit confiné qui offre des conditions favorables à une dégradation rapide de ces contaminants.

Le traitement se fait en différentes étapes. Dans la première étape, les contaminants solubles ou colloïdaux sont consommés par les microorganismes qui les transforment en constituants cellulaires. Ensuite, ces microorganismes et d'autres matières en suspension peuvent être séparés mécaniquement de l'eau épurée.

Le système de boues activées est donc une grande culture de microorganismes en suspension qui consomment les polluants pour les transformer en masse cellulaire et partiellement en CO₂. Afin d'accélérer le processus de dégradation des contaminants organiques, la biomasse est concentrée par le processus de séparation solide-liquide, puis recyclée dans le système, ce qui entraîne une différenciation entre le temps de résidence hydraulique (τ) et le temps de résidence des boues (âge des boues : θ_C). Cela confère au traitement une bonne stabilité et une grande efficacité.

La séparation solide-liquide se fait selon divers processus de décantation ou de filtration.

La réduction de certains nutriments, comme le phosphore lors de la déphosphatation biologique ou encore l'azote lors de la nitrification et de la dénitrification, est effectuée en exposant la biomasse à différents cycles oxygènes.

Une grande variété de configuration des systèmes de boues activées a été élaborée dans les dernières décennies afin de répondre à divers objectifs de traitement. La description de toutes ces variantes est trop élaborée pour figurer dans ce guide, mais le lecteur pourra consulter au besoin les documents de référence énumérés à la fin du présent chapitre. Les principes sur lesquels se fondent les variantes des systèmes de traitement seront toutefois passés en revue

afin de préciser les mécanismes de traitement inhérents aux procédés de traitements et de faciliter la première analyse des dossiers.

Il est important de noter qu'une étude approfondie des dossiers demeure indispensable et que ce type d'analyse dépasse largement les indications données dans ce chapitre.

Les procédés de boues activées sont des systèmes relativement complexes appliqués généralement au traitement des eaux usées de villes de moyenne ou de grande taille. Toutefois les réacteurs biologiques membranaires (MBR) sont moins sensibles à différents problèmes de séparation solide-liquide et peuvent constituer une solution intéressante pour les petites municipalités.

Plusieurs variantes du procédé de boues activées peuvent être considérées et ces stations peuvent faire appel à beaucoup d'équipements différents. Les systèmes de boues activées sont le plus souvent conçus pour être exploités en mode continu avec un réacteur biologique, un décanteur secondaire et des équipements de retour des boues du décanteur vers le réacteur. Un schéma de procédé typique est montré à la figure 7.1. Ces systèmes peuvent aussi être conçus pour être exploités en mode séquentiel, une période étant réservée à la décantation directement dans le réacteur.

Les systèmes de boues activées ne sont pas recommandés pour traiter des eaux usées diluées ou là où il y a des débits importants d'eaux parasites. L'étude des bilans de masse démontre généralement qu'il est difficile de respecter les critères de conception usuels donnés dans le tableau 7.3 lorsque les eaux sont trop diluées.

Il en est de même pour des applications à usage irrégulier comportant des périodes de faibles charges ou d'absences de charges susceptibles de causer une détérioration de la biomasse et un mauvais fonctionnement de la station. Dans de tels cas, une simulation dynamique peut s'avérer essentielle. Toutefois, les résultats de ces simulations doivent être pris avec circonspection puisque les modèles dynamiques mentionnés à la section 7.2.3 ne peuvent simuler adéquatement des mécanismes associés à la formation du floc lors de la décantation tel que le foisonnement des boues (boues flottantes, boues peu décantables, etc.), et que la qualité du floc est sensible aux variations de charge.

Comme cela a déjà été mentionné, le traitement produit des solides en suspension qu'il faut retirer du système afin de maintenir ce dernier dans un état stable. Ainsi, la boue excédentaire est extraite du système et constitue les boues secondaires. Un système de gestion de boues doit donc être intégré à la chaîne de traitement.

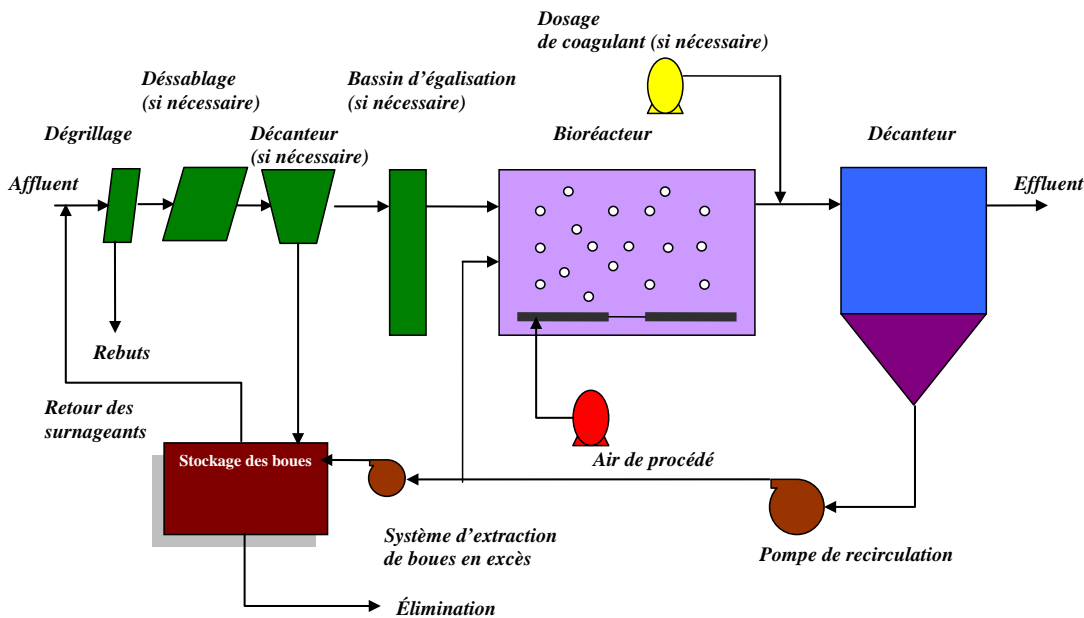


Figure 7.1 – Schéma de procédé de boues activées

Bien que ce procédé soit applicable en théorie autant pour des petites stations que pour des grandes, il est relativement complexe à exploiter et l'opérateur doit posséder de bonnes connaissances du procédé de traitement, en chimie, en microbiologie, en électricité, en instrumentation et contrôle ainsi qu'en mécanique (Bernier, 1992). En raison du manque de stabilité du système de décantation et de diverses problématiques liées au système de gestion de boues, il est fréquent que les petites installations de boues activées ne fonctionnent pas tel que prévu (Bernier, 1992). Les systèmes de boues activées sont donc peu appropriés pour les petites installations commerciales, institutionnelles ou communautaires qui ne font pas appel à un opérateur qui a une formation adéquate.

7.2.3 Principes de base et critères de conception du réacteur biologique

La conception d'un système de boues activées doit nécessairement être basée sur un bilan de masse qui tient compte des charges et des fractions de contaminant de l'affluent, de l'effluent, des boues extraites et des cinétiques biologiques dans le réacteur. Le volume des bassins d'aération doit être suffisant pour contenir toute la biomasse requise pour maintenir le rapport substrats/microorganismes (F/M) qui a été choisi par le concepteur. La masse de solides à maintenir dans le réacteur ayant été définie, la concentration de la liqueur mixte est déterminée selon le système de séparation solide-liquide qui a été sélectionné. Le temps de rétention hydraulique ne doit cependant pas être inférieur aux valeurs données dans le tableau 7.3.

Le processus de dégradation des contaminants dans le procédé de boues activées est décrit par un modèle cinétique du premier ordre basé sur la croissance de la biomasse (Grady et collab., 1999; Tchobanoglous et collab., 2003). Selon ce modèle, le substrat est consommé lors de la croissance de la biomasse.

À partir d'équations différentielles, le concepteur peut faire un bilan de masse sur le système pour en déduire les équations découlant de ce modèle. Pour poser le bilan de masse, en principe, on doit formuler l'hypothèse que le système fonctionne à l'équilibre et que la quantité de boues extraites et perdues à l'effluent correspond à l'accumulation des solides dans le système de traitement. Le concepteur doit donc prendre en compte la synthèse de la biomasse produite par l'activité des microorganismes ainsi que l'accumulation des matériaux inertes, tels que les matières non volatiles, les matières non biodégradables, les masses produites par le retour des surnageants et des filtrats, ainsi que la production de boues chimiques s'il y a lieu. Il faut noter que les équations de bilan de masse doivent être adaptées selon la configuration du système de traitement et que cela peut modifier le système d'équations qu'il est nécessaire d'utiliser pour concevoir le système de traitement.

Les équations de base pour la réduction d'un substrat carboné dans un réacteur aérobie complètement mélangé avec recirculation des boues et déshydratation des boues sur place sont présentées ci-dessous.

$$Cte(T^o) = Cte(20^o C) \theta^{(T-20)} \quad (7.2)$$

$$S_e = \frac{K_s(1 + k_d \theta_c)}{\theta_c(\mu - k_d) - 1} \quad (7.3)$$

$$X = \frac{\theta_c Y(S_0 - S_e)}{\tau(1 + k_d \theta_c)} \quad (7.4)$$

$$\theta_c = \frac{V X_{VES}}{Q_B (X_{VES})_B + Q (X_{VES})_e} \quad (7.5)$$

$$P_{XVES} = \frac{Q Y(S_0 - S_e)}{1000(1 + k_d \theta_c)} + \frac{f_d k_d Q Y(S_0 - S_e) \theta_c}{1000(1 + k_d \theta_c)} + \frac{Q (X_{VES})_0}{1000} \quad (7.7)$$

$$\frac{X_{VES} V}{1000} = P_{XVES} \theta_c \quad (7.8)$$

Le bilan ci-dessus porte uniquement sur les matières volatiles. Pour connaître la concentration ou la masse totale de solides en suspension dans le réacteur ainsi que la production de boues, il faut également effectuer un bilan des matières inertes en suspension, qui peut s'exprimer de la façon suivante lorsque le réacteur est à l'équilibre :

$$P_{XTES} = (1 + f_d k_d \theta_c) \frac{Q Y(S_0 - S_e)}{1000(1 + k_d \theta_c) f_v} + \frac{Q (X_{VES})_0}{1000} + \frac{Q[(X_{TES})_0 - (X_{VES})_0]}{1000} + P_{X,CHIM} \quad (7.9)$$

$$\frac{X_{TES} V}{1000} = P_{XTES} \theta_C \quad (7.10)$$

De façon générale, lors des calculs de conception, les bilans doivent être effectués sur les MES, les matières volatiles en suspension (MVES) et sur la DCO. Les valeurs de la DCO obtenues à l'effluent doivent ensuite être transformées en DBO₅. Il est possible de convertir la DCO biodégradable (DCO_{bio}) en DBO₅ à partir de l'équation suivante (Tchobanoglous et collab., 2003) :

$$\frac{bDCO}{DBO_5} = \frac{DBO_U / DBO_5}{1 - 1,42 f_d(Y)} \quad (7.11)$$

Le rapport DBO_U/DBO₅ généralement admis pour des eaux usées d'origine domestique est de l'ordre de 1,5. Des valeurs typiques des paramètres cinétiques et des coefficients pour le traitement des eaux usées domestiques sont présentées au tableau 7.2.

Tableau 7.2 – Coefficients cinétiques

Coefficient	Unité	Gamme	Valeur typique
Y (20 °C)	mg MVES/mg DCO _b	0,3-0,5	0,4
μ	d ⁻¹	3-13	6
K_S	mg DCO _b /L	5-40	20
k_d (20 °C)	d ⁻¹	0,06-0,2	0,12
f_d	Sans unité	0,08-0,2	0,15
θ_μ		1,03-1,08	1,07
θ_{kd}		1,03-1,08	1,04

Des modèles de simulations dynamiques ont été publiés par l'International Water Association (Henze et collab., 2000). Il s'agit des modèles ASM1, ASM2, ASM2d et ASM3. Ces modèles, acceptés maintenant comme standards dans le domaine, sont utilisés pour faire des simulations par incréments de temps et donnent la réponse dynamique du système de traitement face aux variations des intrants à la station. Divers logiciels de calculs basés sur ces modèles sont maintenant disponibles (BioWin, GPS-X, WEST, etc.). Lors de l'utilisation de ces outils, le concepteur de la station doit apporter un soin particulier au fractionnement des divers composants des eaux usées de même qu'au calibrage des modèles et aux valeurs retenues pour les constantes cinétiques. Le cas échéant, la caractérisation du fractionnement des contaminants de même que les analyses de sensibilité, de calibration et de validation doivent être présentées avec le dossier de conception.

Peu importe le modèle utilisé, certains facteurs doivent être pris en considération lors de la conception du bioréacteur. Celui-ci doit être conçu de façon à assurer la stabilité du rendement en fonction des conditions d'alimentation. La concentration des matières en suspension qu'il est possible de maintenir ou qui doit être maintenue dans le réacteur biologique dépend en majeure partie du système de séparation solide-liquide.

Recirculation des boues

Afin de maintenir la concentration des matières volatiles en suspension (MVES) dans la liqueur mixte du bioréacteur, la biomasse est concentrée par le processus de séparation solide-liquide, puis recyclée dans le système. Les équipements de recirculation des boues doivent être conçus de façon à pouvoir en modifier le débit en fonction des conditions d'exploitation.

7.2.4 Boues activées à aération prolongée

Les principes de base énoncés précédemment pour les systèmes de boues activées s'appliquent aux systèmes à aération prolongée.

Lorsque la séparation solide-liquide est effectuée au moyen d'un décanteur, il faut, entre autres, être en mesure de maintenir une concentration de liqueur mixte suffisante pour favoriser la floculation et la décantation de la biomasse. Une concentration d'au moins 2 000 mg/L en MVES est recommandée dans la liqueur mixte du bioréacteur. Les taux de recirculation doivent pouvoir être modifiés de 25 % jusqu'à 150 % ou 200 % par rapport au débit de l'affluent de la station afin de maintenir la concentration en MES de la liqueur mixte dans le réacteur biologique.

Dans les systèmes de boues activées à aération prolongée, l'âge des boues visé à la conception doit également être choisi de façon à favoriser une qualité de biomasse qui offre de bonnes caractéristiques de décantation. Selon des références citées par Béland (1984), la valeur optimale des biopolymères dans la liqueur mixte est obtenue pour un âge de boues d'environ 20 jours. Il n'est généralement pas recommandé de dépasser 30 jours d'âge de boues.

Si le réacteur biologique présente un effet sélecteur avec un rapport F/M élevé au début du bioréacteur (écoulement en piston ou bioréacteur précédé d'un sélecteur bactérien, voir section 7.4.2), permettant le développement rapide des bactéries agglutinantes, des âges de boues plus élevés peuvent être utilisés (40 à 70 jours selon Tchobanoglous et collab., 2003). Toutefois, la documentation indique que, lorsque l'âge des boues est élevé, la biomasse a tendance à défloculer et à former un « pin floc » (Jenkins et collab., 1980; Pipes, 1979). Dans ces conditions, une absence de biopolymère ou de structure filamenteuse limiterait la formation de floc décantable. Une floculation assistée chimiquement peut résoudre ce type de problème.

Fossés d'oxydation

Les fossés d'oxydation sont simplement une variante de boues activées à aération prolongée dans laquelle les bassins d'aération ont la forme d'anneaux circulaires ou ovales. La liqueur mixte est maintenue en mouvement circulaire dans les fossés à une vitesse de l'ordre de 0,3 m/s. Environ le tiers des stations de boues activées au Québec sont de ce type. Aux États-Unis, on compte plus de 9 000 de ces installations, qui desservent surtout des villes de 5 000 à 50 000 habitants avec des débits de 1 900 à 19 000 m³/d (Krause et collab., 2010). Dans les premières installations, l'aération et le mouvement de la liqueur mixte étaient effectués au

moyen d'aérateurs mécaniques de type rotors (ou brosses rotatives), mais les installations plus récentes sont munies de jets.

Étangs de boues activées

Selon l'information présentée dans les ouvrages de référence, certains procédés de boues activées à aération prolongée peuvent être construits dans des bassins de terre comme des étangs. Un décanteur est installé en aval d'un premier étang afin d'effectuer la séparation solide-liquide et de recycler les boues décantées. Le décanteur peut être construit sur la paroi de l'étang ou en dehors du bassin.

Selon cette configuration du procédé, il devient possible de transformer un premier étang aéré facultatif en procédé de boues activées. Le grand volume du bioréacteur est une particularité de ce procédé qui résulte de la configuration habituelle des étangs. Afin d'obtenir une concentration de liqueur mixte entre 1 500 et 5 000 mg de MVES/L dans tout le volume du bassin (pour assurer la floculation/décantation), il devient nécessaire de maintenir l'âge des boues autour de 40 à 70 jours. Le procédé semble donc en principe un procédé de boues activées à aération prolongée avec une variante sur l'âge des boues. L'aération (ou l'agitation mécanique) doit être suffisante pour maintenir les matières en suspension dans tout le bassin.

Compte tenu du faible rapport F/M inhérent aux systèmes de boues activées à aération prolongée, afin d'éviter de favoriser la formation de bactéries filamenteuses, le réacteur biologique doit comporter un effet sélecteur avec un rapport F/M élevé au début du bioréacteur (écoulement en piston ou sélecteur bactérien), ce qui favorise le développement des bactéries agglutinantes. Il est possible d'adopter ce type de configuration par contact entre la biomasse recirculée et les eaux brutes dans les ouvrages d'entrée ou de recirculation si le temps de contact y est suffisant.

Des équipements de dosage de produits chimiques requis pour la coagulation et la floculation peuvent être nécessaires afin d'assister chimiquement la décantation car du « pin floc » peut être observé occasionnellement dans le décanteur.

7.2.5 Réacteur biologique membranaire

Les réacteurs biologiques membranaires (MBR) sont des systèmes de boues activées dans lesquels la séparation solide-liquide est effectuée par un système de filtration membranaire. La figure 7.2 montre le schéma de procédé de ce type de système.

Dans les MBR, en plus du dégrillage grossier, un tamisage de l'affluent doit être effectué afin de protéger les membranes contre les débris qui pourraient les endommager. Un tamisage sur des grilles avec des ouvertures de 0,5 à 2 mm est recommandé dans la documentation (Atasi et collab., 2006; Krause et collab., 2010) selon le type de membrane. Il n'est généralement pas nécessaire d'inclure une décantation primaire dans la chaîne de traitement (Atasi et collab., 2006).

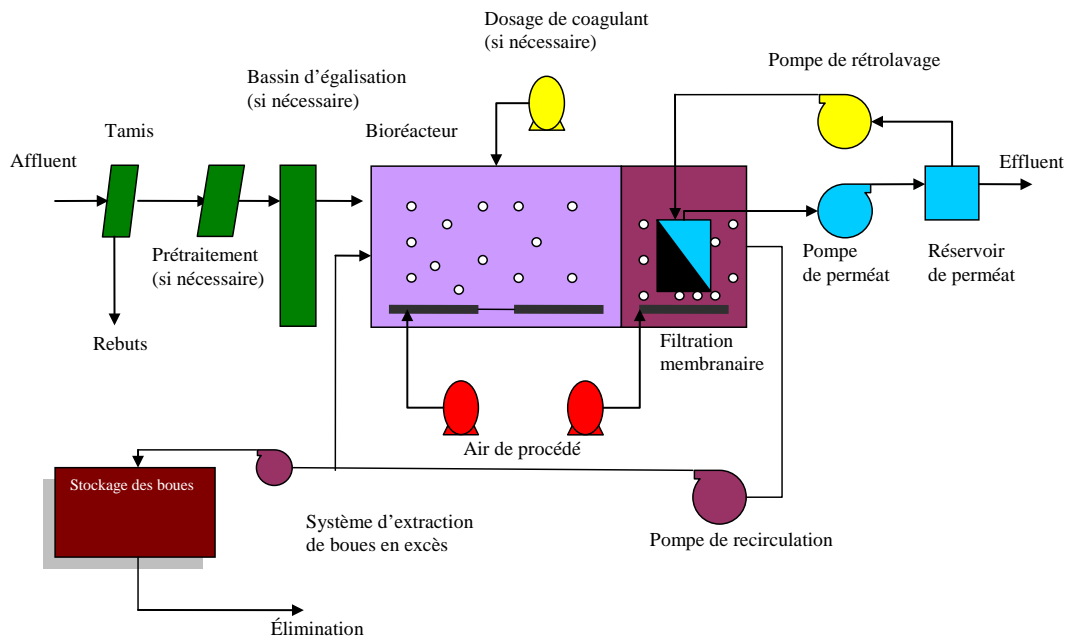


Figure 7.2 – Schéma de procédé des MBR

Lorsque la séparation solide-liquide est effectuée par une filtration membranaire, toutes les matières en suspension sont retenues par les membranes. Dans ce cas, l'aptitude de la boue à décanter n'a pas d'incidence sur l'efficacité de la séparation solide-liquide. Au contraire des décanteurs, les biopolymères peuvent induire un colmatage des membranes, réduire la capacité de filtration ou encore avoir une incidence sur la fréquence des nettoyages. Toutefois, dans la mesure où le temps de rétention des boues est suffisant pour induire une bonne nitrification, les biopolymères ne semblent pas causer de colmatage important. Ainsi, dans le cas des MBR, l'âge des boues peut être maintenu entre 20 et 70 jours et la concentration des MES peut atteindre 20 000 mg/L, selon la documentation. Toutefois, à des concentrations de cet ordre, la densité de la boue limite le taux de filtration des membranes ainsi que le transfert d'oxygène à cause de phénomènes de viscosité. Pour ces raisons, la concentration des MES dans le MBR est limitée à 10 000 ou 12 000 mg/L (Atasi et collab., 2006).

Puisque l'aptitude de la boue à décantier n'est pas un facteur important lors de la conception ou de l'exploitation de ce type de système de traitement, les facteurs qui ont une influence sur la décantabilité des boues, comme le rapport F/M de même que le taux de charge volumique, ne sont pas précisés dans la documentation. La décantation des boues n'étant pas un facteur important, l'exploitation de ce type de système s'en trouve simplifiée.

L'intensité de brassage requise dans le réacteur biologique augmente avec la concentration des MES qui doivent être maintenues en suspension. Ainsi, dans un MBR, la capacité installée du système de brassage doit être suffisante pour maintenir en suspension plus de 12 000 mg MES/L.

Un taux de recirculation élevé doit être maintenu entre le réacteur biologique et le bassin de filtration. Une recirculation de 200 % à 400 % est recommandée afin d'éviter que la concentration de MES augmente significativement dans le bassin de filtration, ce qui pourrait causer une diminution du taux de filtration et la défaillance du système. Dans les petits systèmes, les membranes sont parfois installées directement dans le réacteur biologique. Dans un tel cas, la recirculation n'est pas nécessaire, mais un bassin de lavage des membranes est requis.

Lorsqu'une dénitrification est prévue en tête de traitement (afin d'économiser de l'énergie d'aération), le volume de la zone préanoxique doit être augmenté afin de compenser les apports d'oxygène du système de recyclage des boues (Krause et collab., 2010).

7.2.6 Réacteurs biologiques séquentiels (RBS)

Les RBS constituent une variante particulière de procédé par boues activées. La particularité de cette variante est que la décantation de la biomasse s'effectue directement dans les bassins d'aération plutôt que dans un décanteur séparé. Le procédé fonctionne en mode discontinu selon une séquence comprenant typiquement les phases suivantes : remplissage, réaction, décantation, soutirage du surnageant et repos (figure 7.3). L'extraction des boues peut se faire soit en phase de réaction, soit en phase de repos.

Cette technologie s'est largement développée aux États-Unis depuis le début des années 1980. Au Québec, quelques RBS d'importance ont été construits pour le traitement des eaux usées municipales. Il s'agit de stations d'une capacité d'environ 20 000 m³/d chacune. Les réserves mentionnées à la section 7.2.2 relatives aux conditions d'eaux diluées, aux apports irréguliers en substrat et à la complexité d'exploitation valent aussi pour les RBS et constituent des facteurs limitant pour leur applicabilité. Tel que mentionné à la section 7.6, la qualification et la disponibilité de la main-d'œuvre demeurent des éléments clés pour assurer la bonne marche d'une boue activée de type RBS.

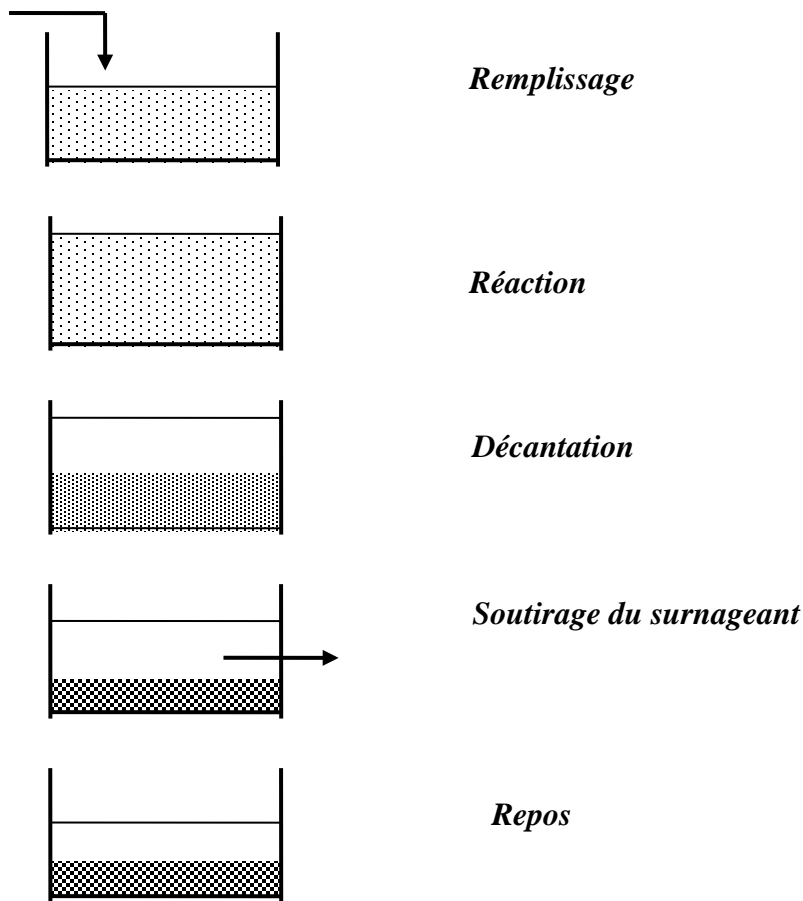


Figure 7.3 – Phases typiques d’un RBS

Le volume des bassins doit être déterminé à partir d’un bilan de masse basé sur la cinétique biologique, en tenant compte des variations du niveau d’exploitation à l’intérieur d’un cycle. Il est recommandé de viser une concentration minimale d’au moins 2 000 mg/L de MVES. Une fois que le volume total requis a été déterminé, il faut fixer le nombre de réacteurs, la durée moyenne d’un cycle et des phases qui le composent. Pour un système sans bassin tampon, les relations suivantes s’appliquent :

$$t_t = t_{rempl.} + t_{réac.} + t_{déc.} + t_{sout.} + t_{rep.} \quad (7.12)$$

$$t_{rempl.} (n - 1) = t_{réac.} + t_{déc.} + t_{sout.} + t_{rep.} \quad (7.13)$$

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

À moins de prévoir un bassin tampon pour emmagasiner l’affluent, il faut installer au moins deux réacteurs pour pouvoir les exploiter en séquence. Les durées typiques moyennes des phases peuvent atteindre 1,5 à 3 h pour la réaction, incluant le temps de remplissage aéré s’il y a lieu, 0,5 à 1 h pour la décantation et 1 h pour le soutirage (Ketchum, 1997). Le temps de

repos constitue une marge de sécurité pour les périodes où les débits sont plus élevés, surtout lorsque les variations de débits sont difficilement prévisibles.

Par analogie au sélecteur (section 7.4.2), il est recommandé de privilégier le remplissage rapide qui favorise le développement d'une biomasse offrant une meilleure qualité de décantation (Irvine et collab., 1997, Roberge, 1991, Manning et Irvine, 1985, Irvine et Busch, 1979, Irvine, 1977). L'ajout d'un bassin tampon pour accumuler le substrat avec un système permettant l'alimentation rapide des réacteurs permet d'obtenir une biomasse qui décante mieux et donne une plus grande flexibilité pour la modification de la durée des cycles.

Le système de soutirage de l'effluent traité doit être conçu de façon à prévenir l'entraînement des écumes ou des matières flottantes. Il doit également être conçu de façon à éviter d'évacuer à l'effluent une certaine quantité de la liqueur mixte qui aurait été emprisonnée dans le dispositif lors de la phase de réaction.

Le système d'aération et de mélange doit de préférence être conçu pour permettre d'intégrer une phase de mélange sans aération si cela est requis. Il faut s'assurer que la capacité du système est suffisante pour fournir l'oxygène nécessaire à l'intérieur de la période prévue pour la phase aérée des cycles d'exploitation.

Le système de contrôle, de supervision et d'acquisition de données (SCADA) doit permettre une gestion optimale des cycles d'exploitation en fonction des variations prévues des débits et des charges. Il doit intégrer les relevés en continu dont notamment, d'oxygène dissous, des niveaux d'eau, l'état des équipements électriques et mécaniques, les signaux de mesure de débit, etc. La programmation des cycles doit pouvoir être modifiée facilement pour tenir compte des conditions réelles d'alimentation.

De nouveaux systèmes de RBS à débit continu ont été mis au point dans les dernières années (Gerardi et collab., 2010; Poltak et collab., 2005). Dans ces systèmes de RBS, le réacteur est alimenté continuellement durant toutes les phases du cycle. Afin de réduire les problèmes de court-circuit hydraulique, la partie amont du réacteur est divisée par une paroi pour dissiper l'énergie de l'affluent avant la zone de décantation (Gerardi et collab., 2010).

Selon la documentation, ce type de RBS peut être sujet à des pertes de biomasse au cours des périodes de pointe et donc présenter en ces circonstances, une mauvaise qualité de l'effluent (Poltak et collab., 2005).

Tableau 7.3 – Résumé des critères de conception usuels pour différentes configurations du procédé de boues activées
(adapté de Tchobanoglous et collab., 2003)

Procédé	θ_c	F/M	Charge volumétrique	X_{TES}	τ	Taux de recyclage des boues
	d	kg DBO ₅ /kg X _{VES} d	kg DBO ₅ /m ³ d	mg MES/L	h	% Q
Réacteur à stabilisation et contact	5-10	0,2-0,6	1,0-1,3	1 000-3 000 ^a 6 000-10 000 ^b	0,5-1 ^a 2-4 ^b	50-150
Réacteur à écoulement en piston	3-15	0,2-0,4	0,3-0,7	1 000-3 000	4-8	25-75
Réacteur à alimentation étagée	3-15	0,2-0,4	0,7-1,0	1 500-4 000	3-5	25-75
Réacteur complètement mélangé	3-15	0,2-0,6	0,3-1,6	1 500-4 000	3-5	25-100
Réacteur à aération prolongée et fossé d'oxydation	20-40	0,04-0,10	0,1-0,3	2 000-5 000	20-30	50-150
Réacteur biologique séquentiel	10-30	0,04-0,10	0,1-0,3	2 000-5 000	15-40	s.o.
Réacteur biologique membranaire ^c	10-70	0,02-0,5	- -	4 000-12 000	4-6	200-400
Étangs de boues activées	40-70	0,04-0,10	0,1-0,3	1 500-5 000	20-50	50-150

^a Dans le bassin de contact

^b Dans le bassin de stabilisation

^c Adapté d'Atasi et collab., 2006.

7.3 SÉPARATION SOLIDE-LIQUIDE

7.3.1 Décantation secondaire

La biomasse produite dans le réacteur biologique est normalement séparée de l'effluent au moyen d'un décanteur par gravité, bien que, dans certains cas, cela peut se faire par flottation à air dissous ou encore par membrane dans certaines technologies. Les principaux critères de conception d'un décanteur secondaire sont le taux de charge hydraulique (ou vitesse ascensionnelle) à débit moyen et à débit maximal, le taux de charge massique, la profondeur minimale et le taux de débordement.

Au Québec, on retrouve deux types de décanteurs, les décanteurs à décantation floculante, utilisés dans les procédés de boues activées, et les décanteurs à décantation discrète, que l'on retrouve sur de petites installations de traitement sans recirculation de boues.

Les données relevées dans la documentation pour la conception des décanteurs sont basées principalement sur des études effectuées sur des décanteurs de systèmes de boues activées, où la concentration de la 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.

Décanteur à sédimentation discrète

Les études réalisées sur des décanteurs des systèmes de boues activées ne sont pas applicables aux décanteurs à sédimentation discrète, dans lesquels les particules sont dispersées et où les mécanismes de sédimentation sont entièrement différents de ceux qu'on retrouve dans les décanteurs de systèmes avec recirculation de boues.

Selon les observations effectuées au Québec, les décanteurs de petites installations sans recirculation de boues présentent des concentrations de MES à l'effluent très variables et qui peuvent dépasser fréquemment 60 mg de MES/L. Il semble difficile d'obtenir sur une base régulière des valeurs inférieures à 20 mg de MES/L. Le résultat de la décantation semble dépendre d'autres facteurs que la vitesse de décantation lorsqu'elle est inférieure à 8 m/d.

Divers facteurs peuvent influencer le rendement de ces petits décanteurs, dont les processus de dénitrification, surtout lorsque le temps de rétention des boues dans le décanteur augmente, divers problèmes de court-circuitage, etc. Il semble donc impératif de prévoir une extraction automatisée des boues à intervalles rapprochés, de prévoir des déflecteurs pour dissiper l'énergie à l'admission au décanteur, des déflecteurs de sortie, des systèmes de récupération des écumes, ainsi que des équipements de dosage de sels métalliques et de polymères pour assister la décantation.

Les résultats obtenus dans le système de Suivi des Ouvrages Municipaux d'Assainissement des Eaux (SOMAE) ou lors d'essais effectués avec 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 (mesures sur des échantillons composites d'au moins trois journées d'échantillonnage) si le décanteur est muni des équipements requis.

La profondeur normalement requise pour un décanteur secondaire est d'au moins 3,6 m. Pour les plus petits décanteurs, une profondeur un peu plus faible, soit de l'ordre de 2,5 à 3,0 m, peut être acceptable.

Dans le cas des décanteurs d'une capacité de moins de 20 m³/d et qui ne sont munis d'aucun dispositif mécanique de raclage des boues, une inclinaison d'au moins 60° des parois et du fond du décanteur est recommandée pour prévenir les accumulations de boues.

Décanteur à sédimentation floculée

Les stations existantes de type boues activées au Québec sont souvent exploitées à des âges de boues relativement élevés et avec de faibles rapports substrats/microorganismes (F/M). Les critères de décantation secondaire présentés et recommandés dans ce guide sont ceux qui sont applicables dans les stations dites à aération prolongée.

Lorsqu'il s'agit de stations existantes, la conception doit être basée sur la méthode d'analyse des flux solides. Les caractéristiques de la boue et les critères de conception retenus doivent être validés en fonction des conditions réelles de concentration de liqueur mixte, de la vitesse de sédimentation, de l'indice de volume des boues et du taux de recirculation.

Les taux de charge hydraulique (ou vitesse ascensionnelle) maximaux recommandés, par rapport au débit d'affluent de la station, sont les suivants :

à Q moyen	8 à 16 m ³ /m ² .d;
à Q maximal	24 à 32 m ³ /m ² .d.

Le taux de charge massique maximal recommandé est de 100 à 150 kg/m².d aux conditions moyennes d'exploitation et de 160 à 210 kg/m².d en pointe.

La profondeur minimale recommandée en périphérie est de 3,6 m. Bien qu'il n'y ait pas de relation précise établie entre la profondeur et l'efficacité des décanteurs secondaires, ceux de plus de 5 m de profondeur donnent généralement de meilleurs rendements que les décanteurs moins profonds.

Les taux de débordement maximaux recommandés sont de 125 à 250 m³/d par mètre linéaire de déversoir, les valeurs les plus faibles étant recommandées pour les plus petits décanteurs. Pour des décanteurs circulaires, l'utilisation d'un déversoir périphérique est généralement acceptable. Pour des décanteurs rectangulaires, des déversoirs parallèles au sens de la longueur sur environ 25 % à 30 % de la longueur et espacés de 3 m sont souvent utilisés.

Le dispositif d'entrée doit 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. La vitesse d'entrée ne doit pas dépasser 0,6 m/s. Dans le cas d'un décanteur circulaire à alimentation centrale, le puits d'entrée occupe de 25 % à 30 % du diamètre du décanteur.

Les décanteurs secondaires doivent être conçus de façon à permettre une bonne reprise des boues et à empêcher que celles-ci séjournent trop longtemps dans le décanteur. Les décanteurs secondaires sont généralement munis de racleurs et peuvent être munis de conduites de succion.

Un dispositif de captage des matières flottantes et des écumes est requis. S'il s'agit d'un dispositif à entraînement mécanique, il doit pouvoir être mis hors service si cela est nécessaire en hiver.

Tableau 7.4 – Critères de conception des décanteurs secondaires

Type de traitement	Vitesse ascensionnelle		Charge massique		Profondeur
	m ³ /m ² d		kg/m ² h		
	Q _{moy}	Q _{pointe}	moyenne	en pointe	
Sédimentation discrète	5-8	20-30	--	--	3-5
Boue activée (BA)	16-28	40-64	4-6	8	3,5-6
BA à aération prolongée	8-16	24-32	1-5	7	3,5-6
BA avec sélecteur	16-28	40-64	5-8	9	3,5-6

7.3.2 Filtration membranaire

La séparation solide-liquide de la liqueur mixte d'un système de boues activées peut être effectuée par filtration sur des membranes immergées. Cette méthode de séparation a été instaurée au Québec au début des années 2000. Depuis, de nombreux réacteurs biologiques membranaires (MBR) ont été installés à travers le monde et ont démontré la robustesse et l'efficacité de ce système de traitement.

Actuellement, différentes structures de membranes, différentes porosités de membranes et différents types de matériaux sont offerts par les fabricants. Les matériaux de fabrication des membranes doivent résister aux produits chimiques utilisés pour le nettoyage des membranes, comme le chlore et certains acides ou certaines bases. Les membranes de cellulose d'acétate ou en polypropylène sont sensibles au chlore et doivent donc être évitées (Atasi et collab., 2006). Dans les MBR, les membranes utilisées sont généralement de type microfiltration (MF) et ultrafiltration (UF). Pour ce type d'application, la porosité nominale des membranes se situe entre 0,01 et 1 µm.

Les membranes peuvent être de type en feuillets ou tubulaire. Les systèmes de filtration peuvent fonctionner en pression positive ou en pression négative, selon le fabricant et l'application visée. Pour des applications en eaux usées d'origine domestique, la filtration en pression négative est largement répandue.

La conception de la surface de filtration nécessaire des systèmes membranaires est basée principalement sur les taux de filtration. Dans un MBR, le flux net de filtration peut être de l'ordre de 14 à 25 L/m²*h si la concentration des MES dans la liqueur mixte demeure inférieure à 12 000 mg/L à 20 °C (Atasi et collab., 2006). Ce flux doit être réduit de 3 % par degré Celsius en dessous de 20 °C. À cause des rétrolavages périodiques, le flux net de

filtration est inférieur au flux instantané selon un rapport qui peut varier entre 1,1 et 1,2 selon les séquences de lavage programmées.

Puisque le système membranaire constitue un équipement limitant en matière de capacité hydraulique, *la capacité nette de filtration à la température de conception doit être supérieure au débit maximal instantané d'eau à traiter*. Une attention particulière doit être portée au facteur de pointe de même qu'au débit d'eau parasite qui sera admis à la station de traitement. Le système de filtration doit être divisé en sous-unités (modules) afin de faciliter le lavage des membranes tout en maintenant la capacité de traitement. L'installation devrait être en mesure de traiter le débit maximal instantané avec 10 % des modules hors service. Afin de diminuer les pointes, et assurer plus de flexibilité d'opération lors des périodes de lavage, un bassin tampon peut être aménagé en amont du MBR (figure 7.2).

L'accumulation des MES et d'autres composants tend à former un gâteau colmatant à la surface des membranes. Afin de prévenir la formation de ce gâteau colmatant, diverses techniques ont été mises au point par l'industrie.

De l'air est souvent insufflé à la base des modules de membrane afin de créer une turbulence qui remet en suspension les MES accumulées à la surface des membranes. Dans de tels cas, un taux d'aération de 0,2 à 0,9 Nm³/h par mètre carré de surface de membrane est généralement recommandé (Krauze et collab., 2010). Des périodes de relaxation des membranes peuvent aussi être prévues. Malgré ces mesures, les membranes doivent être nettoyées périodiquement par rétrolavage avec de l'eau filtrée ou des produits chimiques, ou encore par immersion dans un bain de produits chimiques.

Une séquence typique de nettoyage préprogrammée peut être définie comme suit (Atasi et collab., 2006) :

Nettoyage typique des membranes :

Rétrolavage à l'eau ultrafiltrée :

- a. Toutes les 10 min pendant 30 sec;
- b. Débit de rétrolavage : 10 L/h par mètre carré de membrane.

Lavage chimique :

- i. Rétrolavage au chlore (100 à 1000 mg/L) ou à l'acide citrique (pH < 3);
- ii. Lavage par immersion du module dans une solution de chlore (100 à 1 000 mg/L) ou d'acide citrique (pH < 3) pendant 1 à 2 h;
- iii. À la suite du lavage, déchloration et neutralisation des eaux résiduaires avant de les rejeter en tête du système de traitement des eaux (6 < pH < 9; Cl résiduel libre < 0,05 mg/L).

Pour éviter le colmatage excessif des membranes, le différentiel de pression entre l'amont et l'aval des membranes doit être suivi en continu et lié à des alarmes. Aussi, les membranes peuvent subir une perte d'intégrité. Ainsi au besoin, un dispositif peut être prévu pour permettre la détection des fuites.

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

7.3.3 Flottation à air dissous

Le procédé de flottation à air dissous (FAD) a pour but de concentrer en surface des particules en utilisant de l'air qui, après avoir été mis en solution sous pression, se libère en microbulles sous l'effet de la décompression. Dans leur mouvement ascendant, les microbulles entraînent les particules en formant des agglomérats microbulles-particules. Les microbulles donnent une apparence laiteuse à l'eau d'où l'appellation « eau blanche ».

Quatre types de particules sont enlevées par FAD :

- Les particules initialement présentes dans l'eau à traiter (p. ex., matières en suspension [MES]);
- Les particules produites par coagulation en amont (p. ex., réactions chimiques avec cations $\text{Fe}^{3+}/\text{Al}^{3+}$);
- Les particules ajoutées (p. ex., charbon activé en poudre);
- Les particules produites par l'oxydation d'éléments déjà présents (p. ex., précipités de fer ou de manganèse).

Il existe plusieurs applications pour la FAD telles que la clarification primaire et secondaire, le traitement tertiaire, l'épaississement des boues, le traitement des débordements d'eau d'orage (Wang et coll., 2010) ainsi que la séparation des huiles et graisses, des minerais, des solvants et autres produits chimiques (Féris et Rubio, 1999). Le présent chapitre porte sur la clarification secondaire.

Les procédés de décantation et de FAD sont utilisés pour clarifier des eaux contenant des concentrations en MES entre 10 et 4 000 mg/l (figure 7.4). Le procédé de FAD permet aussi de traiter des particules de plus petite taille ($> 10 \mu\text{m}$) que celles enlevées par décantation ($> 100 \mu\text{m}$). Selon les caractéristiques des eaux à traiter, la conception et l'exploitation pourraient différer d'un procédé de FAD à l'autre.

La FAD peut fonctionner à des charges hydrauliques superficielles plus élevées que celles utilisées pour la décantation (figure 7.5), ce qui rend ce procédé plus compact. Elle est aussi très efficace pour récupérer les particules de faible densité, difficilement décantables, ainsi que les flocs fragiles et de faible densité (Meudre, 2011). Les charges hydrauliques superficielles présentées à la figure 7.5 pour la FAD incluent la recirculation d'une portion de l'effluent clarifié (cf. *Principe de fonctionnement*). Les figures 7.4 et 7.5 visent à illustrer la gamme de valeurs possibles des différents procédés de séparation « solide-liquide », mais elles ne doivent pas être utilisées pour la conception (Viitasaari et coll., 1995).

La concentration en 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 actuellement le procédé le plus couramment utilisé pour la récupération des matières particulaires à son effluent (Ivanovic et Leiknes, 2012).

Les principaux avantages et désavantages de la FAD sont présentés au tableau 7.5.

Tableau 7.5 – Principaux avantages et désavantages de la FAD

Avantages	Désavantages
Procédé compact	Coût d'immobilisation élevé
Efficace pour récupérer les particules de faible densité et difficilement décantables	Consommation énergétique élevée des systèmes de pressurisation et des pompes de recirculation de l'effluent
Possibilité de couvrir le flottateur pour capter et traiter les odeurs	Consommation de produits chimiques
Concentration relativement élevée des boues épaissies (35 à 40 g/l)	Système sensible à des variations brusques de conditions hydrauliques
	Suivi de l'exploitation et maintenance requis sur le procédé et les équipements électromécaniques

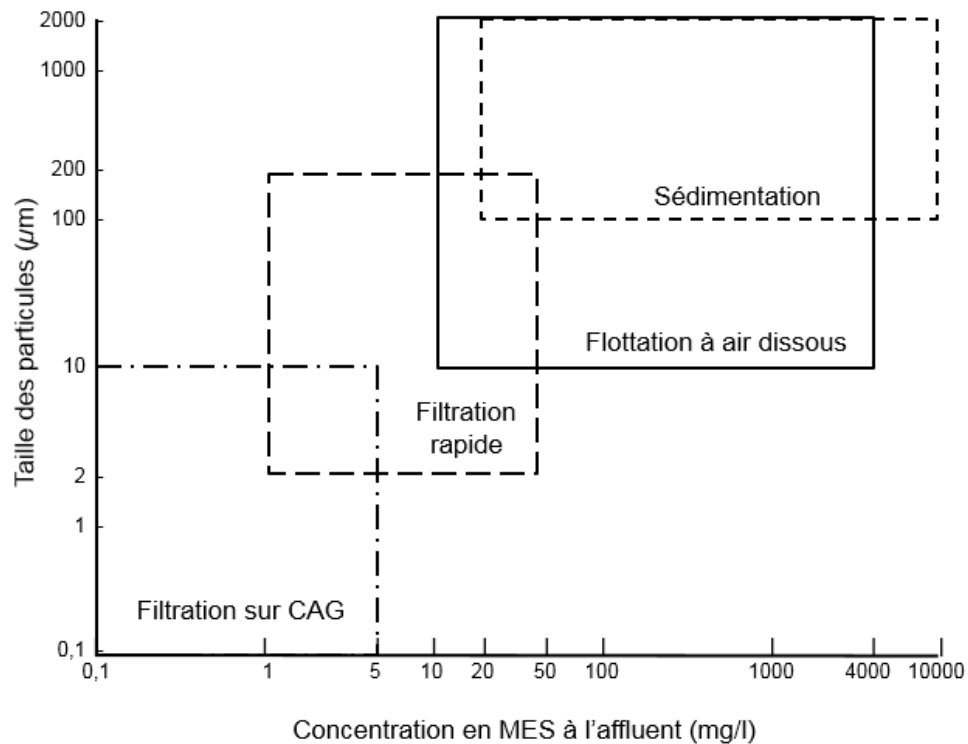


Figure 7.4 – Application de différents procédés de séparation « solide-liquide » en fonction de la concentration des matières en suspension à l'affluent et de la taille de ces matières (adapté de Kiuru, 1990)

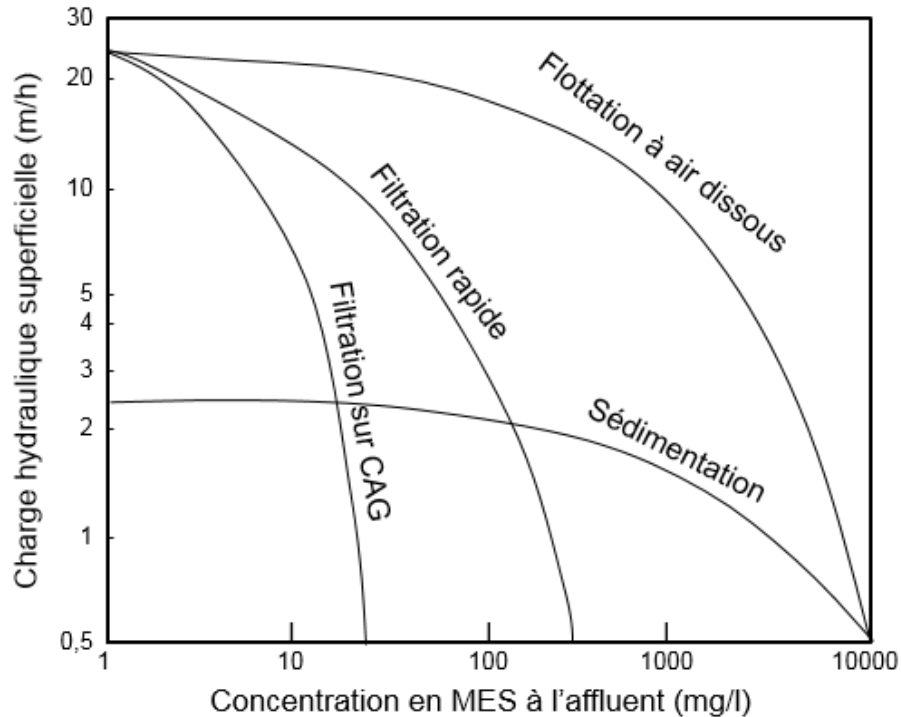


Figure 7.5 – Application de différents procédés conventionnels de séparation « solide-liquide » en fonction de la concentration des matières en suspension à l'affluent et de la charge hydraulique superficielle (adapté de Kiuru, 1990)

Principe de fonctionnement

Le flottateur à air dissous (FAD) est un ouvrage de forme rectangulaire ou circulaire muni d'équipements électromécaniques et de contrôle qui en assurent l'opération. Les bassins contenant l'eau peuvent être construits en différents matériaux (p. ex., béton ou acier). La profondeur de ceux-ci varie entre 1,5 et 3 m (Ødegaard et coll., 2010; Wang et coll., 2010), mais peut être supérieure lorsque des lamelles sont présentes. La figure 7.6 schématise les composantes d'un FAD.

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 le système d'assèchement d'air, le filtre et le 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.

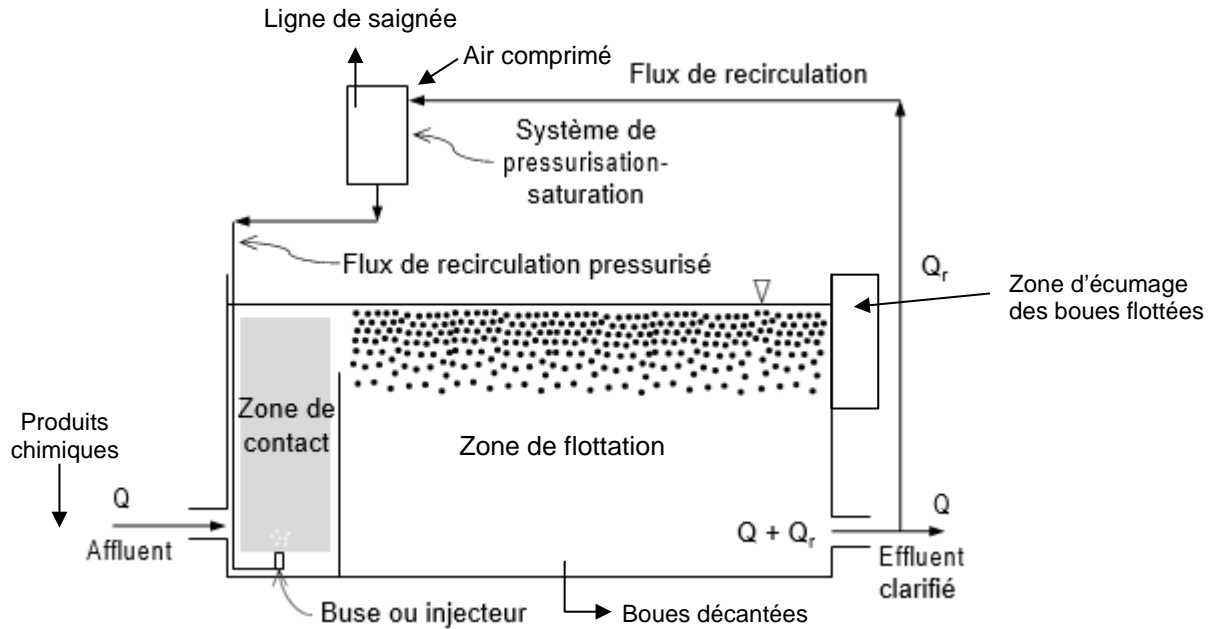


Figure 7.6 – Schéma d'un FAD avec pressurisation d'une portion de l'effluent clarifié (adapté d'Edzwald, 2010)

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. La seconde est la zone de flottation qui permet la séparation « solide-liquide ». La zone de contact peut être à l'amont de la zone de flottation ou en dessous de celle-ci.

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. Il pénètre ensuite dans la zone de contact, où il est mélangé avec le retour d'une portion d'effluent clarifié. Avant d'être retournée dans la zone de contact, cette fraction d'effluent clarifié est dirigée avec de l'air sous pression vers un réservoir de saturation. L'air peut être introduit directement dans le système de pressurisation ou par la succion de la pompe de recirculation.

La pression élevée entraîne une plus grande dissolution de l'air dans l'eau recirculée conformément à la loi de Henry. L'eau blanche est ensuite introduite dans la zone de contact. L'effluent recirculé subit une décompression dans la zone de contact où la pression est ramenée à celle de la colonne d'eau à laquelle s'ajoute la pression atmosphérique. Les microbulles libérées à la décompression s'agglomèrent aux particules et aux floes. Pour la formation d'un agglomérat microbulles-particules, les collisions sont facilitées par les gradients de vitesse élevés dans la zone de contact. Ces gradients de vitesse résultent du débit entrant, du mouvement ascendant des microbulles d'air et du mouvement des particules ou floes. La séparation des particules par flottation adhère aux mêmes lois que la sédimentation, mais dans un champ de force inverse.

Dans la deuxième zone, les agglomérats microbulles-particules (flocs) montent massivement à la surface et s'y accumulent. Après un certain temps d'opération, la couche épaissie de particules à la surface est écumée vers le système d'évacuation des boues. L'effluent clarifié est retiré au bas de cette deuxième zone, d'où une portion est recirculée vers la zone de contact. Les particules et les flocs plus lourds décantent au fond du FAD et sont évacués régulièrement par raclage ou par purge à l'aide de vannes.

Critères de conception

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

Bien que les FAD soient moins sensibles aux variations hydrauliques que les décanteurs (Viitasaari et coll., 1995), il faut 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 (Meudre, 2011). Les systèmes fonctionnant par intermittence ne sont pas conseillés. Conséquemment, il est recommandé que les concepteurs prévoient des ouvrages en amont de la chaîne de traitement qui permettront de régulariser le débit de façon à ce que le système fonctionne en continu, notamment par l'utilisation de pompes à vitesses variables avec bassin (volume) tampon.

Les trois principaux critères qui influencent la conception d'un FAD sont la charge hydraulique superficielle (CHS), le temps de rétention hydraulique (TRH) et la charge massique superficielle. Ces trois critères doivent être respectés.

a) Ajout de produits chimiques

Pour assurer un meilleur enlèvement des MES et du phosphore et favoriser l'atteinte des normes de rejet avec plus de constance, l'ajout de produits chimiques est recommandé en amont d'un procédé de FAD (Meudre, 2011). Celui-ci 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 les procédés de coagulation, de floculation et de flottation dans le même ouvrage.

L'ajout de coagulant est nécessaire pour diminuer la fraction colloïdale et atteindre de faibles concentrations en MES à l'effluent. Le dosage du coagulant doit toutefois être contrôlé afin de limiter le coût d'achat et la quantité générée de boues chimiques. De plus, une augmentation du dosage de coagulant ne donne pas nécessairement de meilleur rendement contrairement à une augmentation du dosage de polymère (Melin et coll., 2002).

L'effet de l'ajout de coagulant avec des concentrations variables de polymère sur la performance d'un FAD et sur les différentes fractions de la demande chimique en oxygène

particulaire ($DCO_{particulaire}$) d'une eau usée brute est illustré à la figure 7.7 (Melin et coll., 2002).

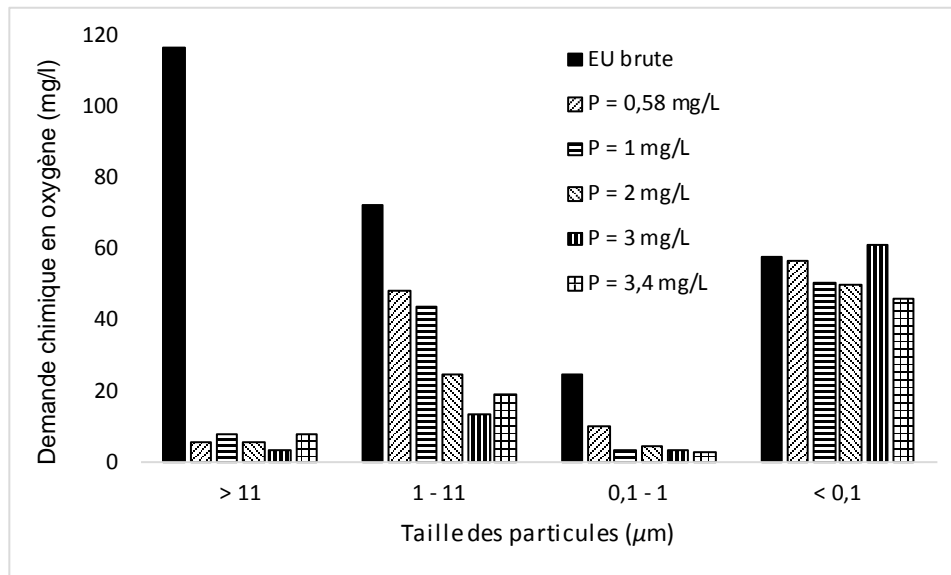


Figure 7.7 – Performances d'un FAD selon des fractions de la $DCO_{particulaire}$
Polymère (P) : poly-DADMAC (chlorure de polydiallyldiméthylammonium)
Coagulant : 0,2 mmol Fe/l (adapté de Melin et coll., 2002)

Certaines observations peuvent être tirées de la figure 7.7 pour une concentration de DCO totale à l'affluent d'environ 275 mg/l :

- 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 (0,58 à 3,4 mg/l) a peu d'effet, car le résiduel reste aux alentours de 5 mg/l en $DCO_{particulaire}$;
- 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 %, dépendamment du dosage de coagulant. De plus, le résiduel en $DCO_{particulaire}$ est d'environ 15 à 25 mg/l pour un dosage de polymère de plus de 2 mg/l. L'accroissement de la dose de polymère influence positivement l'efficacité;
- L'accroissement du dosage de polymère a aussi un effet positif sur les particules entre 0,1 et 1 μm , mais cet effet du polymère plafonne dès 1 mg/l;
- Pour la partie soluble (< 0,1 μm), le coagulant (0,2 mmol Fe/l) et le polymère (0,58 à 3,4 mg/l) n'ont pas d'effet notable.

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 polymère sec/kg matières sèches de MES de l'affluent (WEF, 2010).

La section 8.1.3.2 du *Guide pour l'étude des technologies conventionnelles du traitement des eaux usées d'origine domestique* présente 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 floccs (Ødegaard, 1995). Ainsi, une valeur G (intensité de mélange) de l'ordre de 60 à 80 s^{-1} est à prévoir (Ødegaard, 2001). Les temps d'agitation demeurent sensiblement les mêmes (5-20 minutes).

b) Charge hydraulique superficielle (m^3, m^{-2}, h^{-1} ou m/h)

La charge hydraulique superficielle est calculée en considérant la somme du débit d'affluent (Q) avec la portion d'effluent clarifié recirculé (Q_r), le tout divisé par la superficie effective (A) de la zone de flottation du FAD.

$$CHS = (Q + Q_r)/A \quad (7.14)$$

Pour les flottateurs sans lamelles, la superficie effective de flottation (A) est définie par la surface au miroir de la zone de flottation (sans la zone de contact).

La charge hydraulique superficielle nominale, moins fréquemment utilisée, est calculée en considérant le débit d'affluent sans recirculation divisé par la superficie totale des zones de contact et de flottation du FAD. Les utilisateurs doivent rester vigilants afin de bien comprendre de quel type de charge hydraulique superficielle il s'agit.

Certains manufacturiers et fournisseurs d'équipements proposent l'ajout de lamelles parallèles afin d'augmenter la superficie effective de flottation dans le FAD et diminuer la grandeur au plancher de l'équipement. La distance perpendiculaire entre deux lamelles varie généralement entre 50 et 100 mm. Pour favoriser leur auto nettoyage, l'inclinaison des lamelles (θ) est d'environ 50 à 60 ° à partir du plan horizontal. Elles peuvent être fabriquées en fibre de verre, en plastique ou en acier inoxydable.

La superficie effective (A) d'un FAD muni de lamelles est définie par la surface projetée des lamelles dans la zone de flottation. La surface projetée est la somme des surfaces de chaque lamelle (S_{lamelle}) projetée sur le plan horizontal ($A = S_{\text{lamelle}} \times \cos \theta \times \text{nombre de lamelles}$). Ainsi, pour la même vitesse ascensionnelle, la surface projetée de l'ensemble des lamelles permet une réduction de la surface au miroir du flottateur.

Des valeurs de charge hydraulique superficielle miroir pour différentes installations sont présentées au tableau 7.6. Ce tableau ne présente toutefois pas la surface projetée des lamelles, car elle n'était pas disponible dans la littérature consultée pour définir les charges hydrauliques superficielles.

Pour les FAD avec ou sans lamelles, il est recommandé que la charge hydraulique superficielle n'excède pas 5 m/h au débit moyen et 10 m/h au débit de pointe horaire, selon la surface effective définie (projeté ou miroir).

Tableau 7.6 – Valeurs de la charge hydraulique superficielle au miroir d'un FAD

Type d'affluent	Flottateur à lamelles	Charge hydraulique superficielle miroir		Référence
		au débit moyen (m/h)	au débit pointe horaire (m/h)	
Clarification primaire ou secondaire	non spécifié		13,5	Wang et coll., 2010
RBGS	non	5	10	Ødegaard et coll., 2010
	non		15	
	oui		20	
	oui	2,6		Chelsea (SOMAEU 2018) Q réel moy. 2018 = 33 % Q conception
Boues activées	non		7,5	Qasim, 1999
Fossé d'oxydation suivi d'un décanteur	oui	4,6		Marieville (SOMAEU 2017-2018) Q réel moy. 2017-2018 = 81 % Q conception

c) Temps de rétention hydraulique dans le flottateur à air dissous

En plus de la charge hydraulique superficielle, le temps de rétention hydraulique minimal est un facteur important pour la conception des flottateurs. Un temps de rétention hydraulique minimal est requis afin de 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 recommandé dans la littérature varie de 20 à 60 minutes au débit moyen de conception (Wang et coll., 2010). Selon les données rapportées par Ødegaard et coll. (2010), les temps de rétention hydraulique varient entre 8 et 15 minutes au débit de pointe horaire pour des flottateurs après des RBGS. Pour sa part, Meudre (2011) rapporte de mauvaises performances pour un flottateur à lamelles présentant un temps de rétention de six (6) minutes au débit de pointe horaire incluant le débit de recirculation, ainsi qu'une bonne performance pour des temps de rétention de 11 minutes.

Ainsi, un temps de rétention hydraulique minimal de 8 minutes au débit de pointe et de 15 minutes au débit moyen de conception, y compris le temps dans la zone de contact, devrait être respecté, que le flottateur soit muni de lamelles ou non.

Conséquemment, compte tenu de la hauteur des flottateurs commercialisés, le temps de rétention limitera potentiellement la charge hydraulique superficielle au miroir applicable sur les flottateurs munis de lamelles.

d) Charge massique superficielle

Étant donné les concentrations en MES à l'effluent d'un RBGS (< 500 mg/l), le taux de charge massique est rarement le facteur limitant pour les FAD sans lamelles. Par contre, la charge massique au miroir peut être un critère de dimensionnement pour les FAD lamellaires (Meudre, 2011).

Pour l'épaississement des boues secondaires (boues activées), la charge massique admissible peut aller jusqu'à 10 kg/m²/h (Metcalf & Eddy-AECOM, 2014; WEF, 2010). Cette valeur ne devrait pas être excédée pour les FAD en clarification secondaire. Le calcul de la charge massique doit inclure les MES générées par l'ajout de coagulants et de polymères.

e) Ratio air/solide

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 et il influence notamment la vitesse d'ascension des agglomérats microbulles-particules. La quantité d'air libéré par détente est contrôlée principalement par la pression absolue appliquée (P) et le débit de recirculation (Q_r). Dans le cas d'un FAD avec pressurisation d'une portion de l'effluent clarifié, le ratio A/S se calcule comme suit :

$$\frac{A}{S} = \frac{1,3Q_r C_s}{Q X_a} (fP - 1) \quad (7.15)$$

où :

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

Q_r : débit de la portion de l'effluent clarifié à pressuriser (m³/d)

Q : débit d'affluent (m³/d)

X_a : concentration en 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) (cf. tableau 7.7)

f : fraction d'air dissous à la pression absolue de saturation de l'eau :

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

La fraction de l'air qui est solubilisé dépend de l'intensité du mélange et du temps de rétention dans la zone pressurisation. Afin d'accroître l'efficacité du saturateur, un garnissage peut y être ajouté, mais il n'est pas recommandé avec les eaux usées car il est sensible au colmatage (Crossley et Valade, 2006).

Tableau 7.7 – Solubilité de l’air (Cs) dans l’eau en fonction de la température de l’effluent à pression atmosphérique

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

Des valeurs de ratio A/S sont présentées au tableau 7.8. On peut y observer qu’à plus faible concentration des solides à l’affluent, le ratio A/S augmente.

Tableau 7.8 – Ratio A/S pour un FAD selon le type d’affluent

Type d’affluent ou fonction	Ratio air/solide			Référence
	Minimum	Maximum	Unités	
Clarification primaire ou secondaire	0,01	0,20	(mg/mg)	Wang et coll., 2010
RBGS	0,06 ⁽¹⁾	0,16 ⁽²⁾	(mg/mg)	Chelsea (conception) (1) concentration moy. et débit max. (2) concentration moy. et débit moy.
Fossé d’oxydation suivi d’un décanteur	0,03 ⁽³⁾		(mg/mg)	Marieville (conception) (3) charge et débit max.
Boues activées	0,03	0,05	(ml/mg)	Qasim, 1999
Épaississement	0,005	0,06	(ml/mg)	Metcalf & Eddy-AECOM, 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 et un gaspillage d’énergie. Selon Ødegaard et coll. (2010), 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 en DCO filtrée (dissous et colloïdaux). Les figures 7.8 et 7.9 montrent l’influence de ces différents paramètres sur les concentrations en MES à l’effluent.

Selon Ødegaard et coll. (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 7.8). De bons résultats sont également obtenus lorsque le ratio A/S est supérieur à 0,20. Entre 0,10 et 0,20 g air/g MES, l’auteur mentionne 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 taux de charge plus élevés en DCO filtrée.

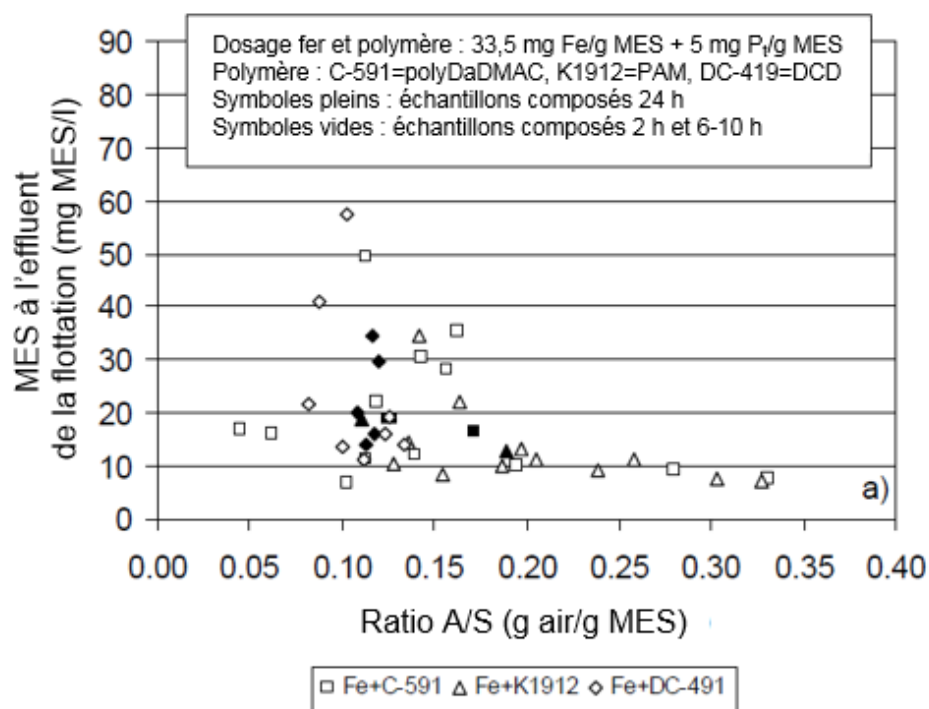


Figure 7.8 – MES vs ratio A/S (adapté d'Ødegaard et coll., 2010).

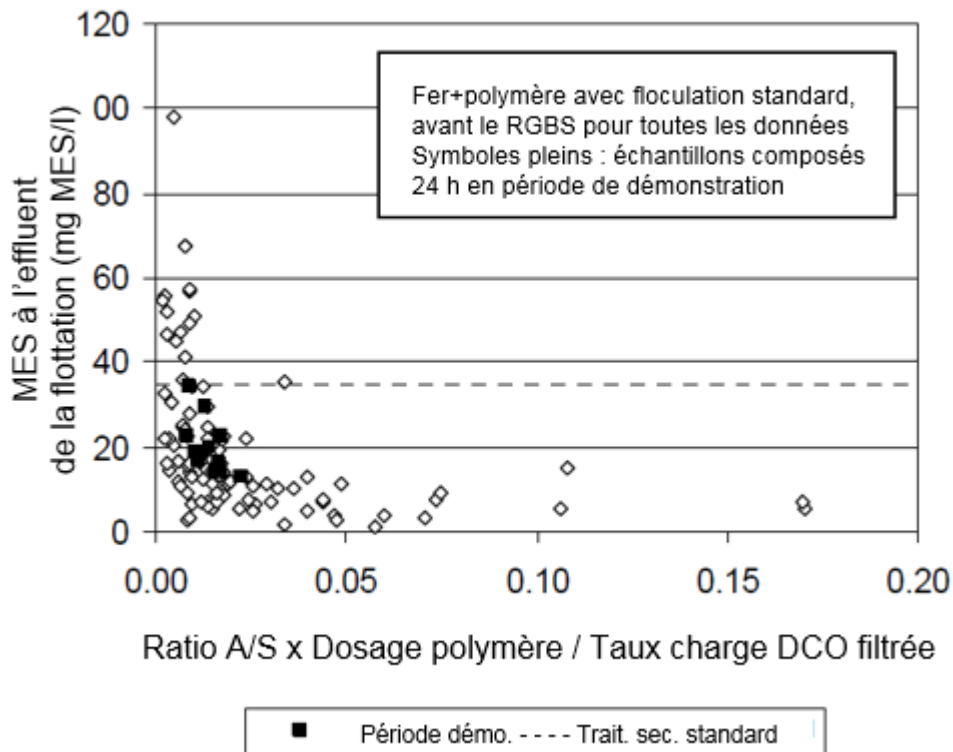


Figure 7.9 – MES vs Ratio A/S x Dosage polymère/Taux charge DCO filtrée (adapté d'Ødegaard et coll., 2010)

On observe, à la figure 7.9, une réduction des MES à l'effluent du flottateur avec l'augmentation du ratio indiqué (Ratio A/S x Dosage polymère/Taux charge DCO filtrée). En effet, la réduction observée des MES a été obtenue par un dosage proportionnel de l'air injecté et du polymère en fonction du taux de charge de DCO filtrée. Ainsi, pour obtenir la qualité d'effluent désirée tout en minimisant les coûts de fonctionnement, l'exploitation doit faire l'objet d'une optimisation en fonction du dosage du polymère, du ratio air/solide et des paramètres d'exploitation du bioréacteur qui influencent le taux de charge en DCO filtrée appliqué sur le flottateur.

f) Pression de saturation, taux de recirculation et temps de rétention hydraulique du saturateur

Le fonctionnement optimal d'un FAD repose principalement sur l'exploitation du système de pressurisation-saturation de l'effluent recirculé qui produit l'eau blanche. La composition de celle-ci varie selon plusieurs facteurs, dont le taux de recirculation, la pression de saturation et l'efficacité du saturateur. Ce dernier facteur dépend de l'intensité du mélange et du temps de rétention dans la zone pressurisation.

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, chaque flottateur devrait être en mesure de traiter tout le débit moyen et deux flottateurs en parallèle devraient être en mesure de traiter le débit de pointe pour un horizon de 10 ans. Pour les très petites installations ($Q_c \leq 500 \text{ m}^3/\text{d}$ et apport industriel $< 5 \%$), si un seul flottateur est installé, il est recommandé qu'une redondance soit prévue sur les systèmes de compression d'air et de pompage.

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

$$R(\%) = \frac{Q_r}{Q} \times 100 \% \quad (7.16)$$

où :

R : fraction du débit clarifié recirculée exprimée en pourcentage du débit d'affluent (%)

Q_r : portion du débit clarifié recirculée en tête du FAD (m^3/d)

Q : débit d'affluent du FAD (m^3/d).

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

Les valeurs typiques pour la conception des équipements du système de pressurisation-saturation sont fournies au tableau 7.9.

Tableau 7.9 – Valeurs typiques de conception pour les équipements de pressurisation-saturation de l’effluent recirculé d’un FAD

Type d’effluent	Pression de saturation (P)	Taux de recirculation (R)	TRH dans le réservoir de saturation d’air	Référence
	kPa	%	s	
RBGS	400 à 600	10 à 25	–	Ødegaard et coll., 2010
	670	11 à 29		Chelsea (opération)
Fossé d’oxydation suivi d’un décanteur	600	6 à 7	10 à 20	Marieville (opération)
Clarification primaire ou secondaire	175 à 485	5 à 120	30 à 180	Wang et coll., 2010

L’ajout d’un réservoir de pressurisation est nécessaire 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 coll., 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 varie de 40 à 80 μm , tandis que dans la zone de flottation, leur taille se situe entre 50 et 150 μm . Une augmentation de la pression de saturation produit de plus petites bulles (Edzward, 2010). Une bonne répartition des microbulles limite les turbulences et le bris des floes. De plus, une augmentation de la concentration de microbulles favorise la probabilité de rencontre avec les solides et une faible vitesse ascensionnelle permet une meilleure adhésion sur les floes (Meudre, 2011).

g) Siccité et purges des boues

Il y a deux types de boues à purger qui auraient avantage à être dirigés au bassin de stockage des boues.

Le premier type est lié aux flottants dont la siccité varie autour de 3 à 6 % (Meudre, 2011). L’évacuation des flottants peut se faire par racleur mécanique avec déversoir incliné ou par débordement avec déversoir et contrôle du niveau liquide (hauteur d’eau). L’enlèvement par débordement est plus simple, mais produit généralement une siccité plus faible des suites d’un surplus d’eau entraînée avec les boues flottées. L’évacuation des boues flottées doit donc être optimisée afin d’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 coll., 1995).

Le second type de boue à vidanger est celui s'accumulant au fond du FAD par décantation. La récupération peut être faite avec racleur sur fond plat ou par points de soutirage placés au centre de trémies. La présence de système de récupération des boues décantées est recommandée. Les purges sont réalisées à intervalle variable (allant de quelques heures à quelques mois) dépendamment du mode de déclenchement des purges (manuel ou automatique), de la qualité de l'eau à traiter, de la conception du FAD et de la qualité d'effluent visée. Une purge trop fréquente et de longue durée accroît le volume évacué de boues décantées (diminue la siccité), tandis qu'une purge peu fréquente et de courte durée réduit le volume évacué (augmente la siccité), 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.

Rendement

Un rendement d'environ 95 % pourrait être attendu selon les performances rapportées dans la littérature (tableau 7.10) pour des FAD à l'aval de RBGS dont la concentration en MES à l'affluent varie entre 240 et 280 mg/l. Ainsi, des concentrations en MES à l'effluent inférieures à 15 mg/l peuvent être obtenues avec le dosage adéquat de produits chimiques.

En ce qui concerne le phosphore, certaines études montrent que des concentrations moyennes de 0,3 mg P/l peuvent être atteintes lorsque le coagulant et le polymère sont dosés adéquatement à l'amont du FAD (Ødegaard et coll., 2010). Par contre, étant donné qu'il s'agit d'une valeur moyenne et non d'une limite de rejet (centile de non-dépassement de 99 % et degré de confiance de 95 %), une telle performance ne peut être reconnue pour cette technologie.

Tableau 7.10 – Performances d’un FAD pour différentes applications et caractéristiques des eaux

Type d’effluent	MES			Pt			Notes	Référence
	Affluent	Effluent		Affluent	Effluent			
	Conc.	Rend.	Conc.	Conc.	Rend.	Conc.		
	mg/l	%	mg/l	mg/l	%	mg/l		
Physico-chimique	n.s.	80-98	1-10	n.s.	85-95	0,2-1,0	Avec produits chimiques	Wang et coll., 2010
RBGS	240-280	96-98	5,6-9,8				34 mg Fe/g MES 2,5 à 10 mg polym/g MES	Melin et coll., 2004
	260	95	13				90 ^e percentile (13 mois, n=200)	WEF, 2010
	282	96	11,3	4,2-8,8	94-99	0,1-0,3	3 stations en Scandinavie coagulation/floculation, CHS : 4 à 8 m/h (1 an)	Ødegaard et coll., 2010
			12			–	Alun et polymère (2 ml/l) CHS : 2,6 m/h	Chelsea (SOMAEU 2018)
Fossé d’oxydation suivi d’un décanteur			6,5			0,2	Sulfate ferrique et polymère (1,2-4,5 mg/l), CHS : 4,6 m/h (n=274)	Marieville (SOMAEU 2017-2018)

n.s. : non spécifié

Exploitation

Avant la mise en service du système, étant donné que plusieurs paramètres influencent l’efficacité du FAD, des essais sur site sont recommandés pour déterminer le type et le dosage de produits chimiques à appliquer (*jar-test*), pour revoir les paramètres du système de pressurisation-saturation et pour optimiser le procédé pour l’ensemble des conditions d’exploitation.

En cours d’exploitation, certaines vérifications doivent être faites pour s’assurer du bon fonctionnement du FAD. Celles-ci sont présentées au tableau 7.11 de façon non exhaustive, en complément à la section 7.6 portant sur l’exploitation d’une station mécanisée. De façon générale, le suivi d’exploitation consiste en la vérification des dosages de coagulants et de polymère, des pressions pour le système de pressurisation, de l’apport continu d’air des compresseurs, 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 la maintenance (Viitasaari et coll., 1995).

Tableau 7.11 – Tâches requises pour l’exploitation d’un FAD

Système	Équipement	Vérification lors de l’exploitation
Coagulation et floculation	Banc de jar-test	Optimiser la taille du floc (visuellement).
		Optimiser le dosage de produits chimiques par des jar-tests en laboratoire.
Pressurisation-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 au niveau du lit de boues.
Zone de flottation	Système d’évacuation 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 d’exploitation sont présentées au tableau 7.12.

Tableau 7.12 – Interventions requises par le personnel d’exploitation pour l’entretien d’un FAD

Systèmes	Équipements	Intervention d’entretien selon les recommandations du manufacturier
Coagulation et floculation	Mélangeur	Lubrification des roulements et des réducteurs
Pressurisation-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 de l’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’évacuation des boues	Inspection du racleur et des déversoirs

7.4 MÉCANIQUE DE PROCÉDÉ

7.4.1 Extraction des boues

Les boues en excès doivent être extraites de la chaîne liquide. L'extraction des boues peut se faire à partir du décanteur, du bassin de filtration membranaire, de la conduite de recirculation des boues ou encore directement de la liqueur mixte du bassin d'aération.

Bien des problèmes d'exploitation des stations mécanisées de traitement des eaux usées sont reliés à la chaîne de traitement des solides, dont la mauvaise gestion des solides, la sous-capacité de la chaîne solide, la défaillance des pompes à boues, le blocage des conduites par des écumes et des graisses, dans les systèmes de digestion anaérobie, le blocage des conduites par des cristaux solides, etc. La conception des équipements de la chaîne de traitement des boues doit tenir compte d'un facteur de pointe sur la charge quotidienne de boues à extraire, entre autres pour tenir compte des variations saisonnières et quotidiennes de la charge, ou, par exemple, à cause de surcharges solides à la suite d'un arrêt temporaire du système d'extraction des boues.

Dans le passé, une pratique courante dans les petites installations consistait à retourner les boues secondaires dans le décanteur primaire ou la fosse septique. 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 séparé d'emmagasiner des boues secondaires et de ne retourner que le surnageant en tête du traitement.

7.4.2 Sélecteur

Plusieurs facteurs peuvent favoriser ou non la croissance des microorganismes qui composent la liqueur mixte et qui influencent la décantabilité de la boue (Jenkins et collab., 2003). Il est possible d'influencer sélectivement la croissance de certaines espèces de bactéries de façon à favoriser davantage le développement de bactéries floculantes plutôt que de bactéries filamenteuses en créant des conditions propices de contact entre le substrat et les microorganismes. Dans les procédés à aération prolongée, où le rapport F/M est généralement faible, il est recommandé d'ajouter un bassin à court temps de rétention, nommé sélecteur, à l'entrée du bioréacteur (Krause et collab., 2010). Les boues recirculées sont mises en contact avec le substrat de l'affluent dans cet espace restreint. Le sélecteur peut être aérobie, anoxique ou anaérobie.

Pour des eaux usées domestiques, le volume d'un sélecteur a généralement un temps de rétention hydraulique de l'ordre de 20 à 60 minutes (Tchobanoglous et collab., 2003). Les sélecteurs à haut rapport F/M sont généralement subdivisés en trois sous-bassins. Lorsque le sélecteur est aérobie, la concentration en oxygène dissous doit être maintenue à plus de 6 mgO₂/L. Toutefois les sélecteurs aérobies favorisent la formation de polysaccharides qui peuvent influencer négativement le rendement du système de traitement (Tchobanoglous et collab., 2003; Krause et collab., 2010).

Si le sélecteur est anoxique, le rapport F/M peut être constitué soit de trois bassins en série, soit d'un seul avec un rapport F/M global de 1,5 kg DCO/kg en MVES. Lorsque le sélecteur est constitué de trois bassins anoxiques, l'indice de volume des boues (*sludge volume index*) rapporté est de l'ordre de 65 à 90 mL/g. S'il est constitué d'un seul bassin, l'indice de volume des boues rapporté est de l'ordre de 100 à 120 mL/g. En plus de réduire l'azote total, l'avantage du sélecteur anoxique est qu'il réduit la demande en oxygène grâce aux processus de dénitrification, ce qui diminue la demande énergétique. Si le sélecteur est anaérobique, le temps de rétention hydraulique doit être de l'ordre de 0,75 à 2 heures (Tchobanoglous et collab., 2003; Krause et collab., 2010). Le bassin doit être muni d'un dispositif de brassage mécanique de façon à pouvoir fonctionner sans apport d'oxygène s'il y a lieu.

7.4.3 Système d'aération

Les calculs du système d'aération sont basés sur les besoins en oxygène en conditions réelles, le taux de transfert d'oxygène en conditions standards des équipements considérés et le rapport entre le taux de transfert en conditions réelles et le taux de transfert en conditions standards. Il faut aussi s'assurer que les conditions de mélange sont suffisantes pour permettre une bonne répartition de l'oxygène dissous et pour maintenir les solides en suspension dans la liqueur mixte.

Les besoins en oxygène comprennent la demande carbonée et la demande azotée. Une façon courante de calculer la demande carbonée est de considérer la masse totale en DBO ultime utilisée et d'y soustraire la demande qui correspond aux microorganismes contenus dans les boues extraites (Tchobanoglous et collab., 2003). La demande totale en oxygène en conditions réelles peut être exprimée au moyen de l'équation 7.17.

$$AOR = \frac{Q(S_0 - S_e)}{1000} - 1,42 \frac{QY(S_0 - S_e)}{1000(1 + k_d \theta_C)} * (1 + f_d k_d \theta_C) + \frac{4,57 Q(N_0 - N_e)}{1000} \quad (7.17)$$

Un facteur de pointe d'au moins 2 est généralement appliqué à la charge en DBO pour calculer la capacité maximale du système d'aération. Un facteur plus élevé peut être requis en fonction de conditions particulières d'alimentation.

Plusieurs types d'équipements d'aération peuvent être utilisés, qu'il s'agisse de diffuseurs poreux, de diffuseurs non poreux, de jets, d'aérateurs mécaniques de surface ou autres. Peu importe les équipements considérés, le taux de transfert d'oxygène de ceux-ci doit être basé sur des résultats d'essais de rendement en conditions standards conformément à la norme ASCE 1992.

Le rapport entre le taux de transfert en conditions standards et le taux de transfert en conditions réelles doit être établi, tel qu'il est indiqué pour les étangs aérés à la section 6. La concentration minimale en oxygène dissous à maintenir dans les bassins est de 2 mg/L en conditions moyennes et de 0,5 mg/L en conditions de pointe. Les valeurs du produit αF mesurées dans des stations municipales à diffuseurs poreux aux États-Unis s'étendaient entre 0,1 et 0,7 avec une moyenne d'environ 0,4. Toutefois, la concentration élevée de MES dans la liqueur mixte

des MBR peut affecter le transfert d'oxygène en réduisant davantage la constante α (Atasi et collab., 2006).

La capacité du système d'aération du réacteur biologique (débit d'air, nombre de diffuseurs, puissance) doit être déterminée pour satisfaire tous les besoins en oxygène lors de la demande maximale avec une température d'eau élevée pour la saison.

Le système d'aération doit être conçu de façon à pouvoir ajuster la quantité d'air fourni dans le réacteur en fonction des variations de la demande en oxygène.

En plus de prévoir les besoins en oxygène, il faut vérifier si la capacité du système d'aération est suffisante pour assurer des conditions adéquates de mélange dans les bassins. Les valeurs typiques citées à cette fin dans la documentation sont :

- 20 à 30 m³ d'air/min.1000 m³ pour un système de diffusion d'air entraînant un mouvement en spirale;
- 10 à 15 m³ d'air/min.1000 m³ pour un système de diffusion d'air réparti uniformément sur la superficie du bassin;
- 20 à 40 kW/1000 m³ pour des aérateurs mécaniques.

Les caractéristiques du système d'aération doivent être précisées : puissance installée, nombre et type d'aérateurs s'il s'agit d'aérateurs mécaniques ou débit d'air, pression de service, nombre et type de soufflantes et de diffuseurs, réseau de distribution d'air s'il s'agit d'un système de diffusion. Dans ce dernier cas, les pertes de charge dans le réseau de distribution doivent être calculées. Il est nécessaire de prévoir une soufflante en attente. La tuyauterie doit être conçue de telle sorte que les pertes de charge dans celle-ci soient relativement faibles comparativement aux pertes de charge dans les diffuseurs. Les diffuseurs doivent être facilement accessibles ou amovibles pour en permettre l'entretien.

Si des soufflantes qui alimentent les bassins d'aération doivent également fournir de l'air pour d'autres composantes de la station (bassins de boues ou autres), les besoins additionnels doivent être déterminés.

7.5 RENDEMENT

Les équations présentées à la section 7.2.3 de ce chapitre permettent de déterminer la concentration de DBO₅C soluble et de MES à l'effluent du réacteur biologique. Ainsi, afin de déterminer quelle sera la concentration de DBO₅C totale à l'effluent du système de séparation solide liquide, la DBO₅C particulaire doit être ajoutée à la DBO₅C soluble calculée pour définir la capacité de l'équipement de procédé ou de la chaîne de traitement à respecter une exigence de rejet exprimée en DBO₅C totale.

Or, si on admet un rapport DCO_{bio}/DBO₅ de 1,6, le rapport DBO₅C particulaire/MVES peut être établi à environ 0,9. Ainsi le rapport DBO₅C particulaire/MES peut varier entre 0,4 et 0,75 selon l'âge des boues.

7.5.1 Boues activées avec décanteur

Selon la documentation, le rendement d'un décanteur de boues activées permet d'atteindre une concentration moyenne annuelle à l'effluent de 10 mg/L en MES ou assurer au moins 90 % d'enlèvement pour ce paramètre dans la mesure où sa profondeur est de près de 5 m. La concentration de solides à l'effluent augmente lorsque la profondeur diminue (Krause et collab., 2010).

Les résultats de suivi des stations de type boues activées avec décantation au Québec confirment qu'en général ces stations atteignent un enlèvement d'environ 90% sur la DBO₅C et les MES. En général, elles peuvent respecter une moyenne périodique (sur la base de 3 résultats ou plus) de 20 mg/L en DBO₅ et en MES.

7.5.2 Boues activées avec filtration membranaire

Selon la documentation, le rendement d'une station de type MBR permet d'atteindre une concentration moyenne annuelle ou périodique (moyenne de trois résultats ou plus) à l'effluent inférieure à 5 mg DBO₅/L et inférieure à la limite de détection de la méthode MES (3 mg/L) ou assurer au moins 97 % et 99 % d'enlèvement respectivement pour ces paramètres (Atasi et collab., 2010). Toutefois, au Québec, les exigences sont formulées en respect des limites de quantification des méthodes de mesure qui sont de 10 mg/L en MES.

Dans les MBR, les membranes utilisées ont une porosité nominale qui se situe entre 0,01 et 0,1 µm. Ce type de membrane est donc en mesure de retenir les bactéries comme les coliformes, mais ne semble pas être en mesure de retenir tous les virus qui ont un diamètre variant entre 0,001 et 0,1 µm. Selon la documentation, un MBR peut entraîner un abattement allant jusqu'à 6 log des bactéries coliformes et 3 log des virus (Atasi et collab., 2006).

7.6 EXPLOITATION

Un suivi de la qualité de l'effluent doit être effectué conformément aux exigences pour un projet standard prévues dans l'annexe 4 du *Guide de présentation des demandes d'autorisation pour les systèmes de traitement des eaux usées d'origine domestique*.

Le bon fonctionnement d'un système de traitement par boues activées repose à la fois sur un ensemble d'équipements mécaniques et sur un équilibre biologique relativement fragile pouvant affecter la décantabilité des boues. Ce genre de système est complexe à exploiter; la documentation fait largement mention des difficultés d'exploitation susceptibles de se produire qui sont associées à la décantation et à l'exploitation du système de gestion de boues.

La qualification de la main-d'œuvre constitue un élément essentiel pour s'assurer qu'une station mécanisée puisse être exploitée adéquatement. L'opérateur doit avoir une formation adéquate et posséder de bonnes connaissances du procédé de traitement, en chimie, en microbiologie, en électricité, en instrumentation et contrôle ainsi qu'en mécanique (Bernier, 1992).

La bonne marche du système nécessite non seulement l'exploitation et l'entretien des équipements mécaniques, électriques et électroniques, mais également un suivi et une compréhension des mécanismes en jeu dans le procédé biologique, de façon à pouvoir apporter rapidement les modifications requises en cas de détérioration. Dans le cas d'une petite station où l'expertise du propriétaire ou de la municipalité est parfois limitée, un contrat d'exploitation doit être donné à un expert.

Parce que les stations de type boues activées sont généralement munies d'équipements de prétraitement, soit un dégrillage et souvent un dessablage, l'exploitant doit s'assurer du bon fonctionnement de ces équipements et en effectuer l'entretien régulier. Il en est de même pour la décantation primaire, le cas échéant. L'inspection fréquente des eaux usées dans ces étapes de traitement préalables peut servir à détecter des problèmes reliés aux apports d'eaux usées (déversements illicites, dilution excessive, affluent septique).

L'exploitation du cœur du procédé comprend le réacteur biologique et son système d'aération, le décanteur secondaire ou la filtration membranaire, la recirculation et l'extraction (ou le système d'évacuation de l'effluent et la gestion des cycles dans le cas des RBS) et surtout le maintien d'une masse biologique adéquate.

Le bon fonctionnement du système d'aération nécessite des inspections visuelles, des mesures d'oxygène dissous, l'entretien régulier de tous les équipements (soufflantes, vannes, diffuseurs, aérateurs mécaniques) ainsi que les ajustements du débit d'air ou de la durée des phases d'aération.

Le maintien d'une masse biologique adéquate inclut la concentration de la liqueur mixte, le taux de recirculation, la masse extraite (extraction des boues) ainsi que la qualité de la biomasse. La qualité de la biomasse peut être vérifiée régulièrement en mesurant l'indice de volume de boues, ou indice de Mohlman, et en observant les indices visuels comme la couleur

de la liqueur mixte, la présence et les caractéristiques de la mousse, l'état de floculation ou autres. Des observations microscopiques occasionnelles de la liqueur mixte peuvent s'avérer un atout important pour diagnostiquer les faiblesses du procédé et permettre de faire les modifications nécessaires.

Les vérifications à effectuer pour la décantation secondaire comprennent le fonctionnement adéquat des équipements mécaniques tels les racleurs de fond et d'écume, les problèmes hydrauliques, la 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.

Il faut s'assurer que le taux de recirculation de boues ainsi que la fréquence et le taux d'extraction de boues soient fixés adéquatement et qu'ils sont ajustés lorsque cela est nécessaire. Tout bouchage ou autre problème de recirculation de boues doit être réglé sans retard.

La chaîne de boues nécessite la même attention que la chaîne liquide, l'exploitation étant fonction des étapes de traitement de boues qui font partie de la chaîne. Il faut faire attention de ne pas perturber le fonctionnement du réacteur biologique avec les retours en provenance de la chaîne des boues. Dans les petites stations munies d'un seul bassin de stockage aéré avec retour cyclique de surnageant, des surcharges hydrauliques et organiques du traitement peuvent souvent être entraînées par une gestion inadéquate du bassin de boues. Les volumes des boues évacuées doivent être notés et la siccité doit être mesurée tous les mois ou lors de chaque évacuation de boues. Des analyses de la qualité des boues sont requises au moins une fois par an ou plus souvent selon la destination des boues.

L'exploitant doit aussi assurer l'entretien général des lieux, des bâtiments et de la mécanique du bâtiment, des bassins, de tous les réseaux de tuyauterie et des équipements de contrôle.

Les recommandations d'exploitation ci-dessus ne sont pas exhaustives. Le concepteur de la station doit préparer un manuel d'exploitation complet, adapté aux équipements installés. Il doit permettre à l'exploitant de bien comprendre le fonctionnement du système et l'informer des tâches à accomplir. De nombreux ouvrages complémentaires sur l'exploitation des stations d'épuration peuvent être consultés, dont le manuel d'exploitation de la Water Environment Federation (Nelson et collab., 2007), ainsi que diverses publications de l'Environmental Protection Agency (EPA) relativement à l'exploitation des systèmes de traitement biologique, des boues activées et des stations compactes.

Pour les stations de traitement municipales, le ministère des Affaires municipales, des Régions et de l'Occupation du territoire précise le programme de suivi qui doit être implanté en fonction du type et de la taille de la station. Ces informations peuvent être consultées à l'adresse suivante :

http://www.mamrot.gouv.qc.ca/pub/infrastructures/suivi_ouvrages_assainissement_eaux/programme_suivi_station_epuration.pdf.

Liste des symboles

Symbole	Unité	Définition
AOR	kg O ₂ /d	Besoins en oxygène aux conditions réelles
A/S	ml/mg	Ratio d'air sur les MES à l'affluent du FAD
C _S	ml/l	Solubilité de l'air dans l'eau à la température de l'effluent et à la pression atmosphérique
CHS	m ³ /m ² /h ou m/h	Charge hydraulique superficielle sur le FAD
f	Sans unité	Fraction d'air dissous à la pression absolue de saturation de l'eau
f _d	Sans unité	Fraction de débris cellulaires non biodégradables
f _v	Sans unité	Fraction volatile des matières en suspension
k _d	d ⁻¹	Coefficient de respiration endogène ajusté en fonction de la température de l'eau
K _S	mg DCO/l	Constante de demi-saturation
n		Nombre de réacteurs
N ₀	mg N-NTK/l	Concentration en azote Kjeldahl à l'affluent
N _e	mg N-NTK/l	Concentration en azote Kjeldahl à l'effluent
P	atm	Pression absolue de saturation dans le système de pressurisation-saturation
P _{XVES}	kg MVES/d	Masse de matières volatiles produites (incluant les non-biodégradables à l'affluent)
P _{X,CHIM}	kg /d	Masse de boues chimiques
P _{XTES}	kg MES/d	Masse totale de matières en suspension produites
Q	m ³ /d	Débit d'eaux usées
Q _B	m ³ /d	Volume de boues extraites par jour
Q _r	m ³ /d	Portion du débit clarifié recirculée vers l'entrée du FAD
R	%	Fraction du débit clarifié recirculée en pourcentage du débit d'affluent du FAD
S ₀	mg DCO/l	Concentration de substrat soluble à l'affluent
S _e	mg DCO/l	Concentration de substrat soluble à l'effluent
T	°C	Température
t _t	h	Durée totale d'un cycle d'un réacteur
t _{rempl.}	h	Temps de remplissage d'un réacteur
t _{réac.}	h	Temps de réaction d'un réacteur
t _{déc.}	h	Temps de décantation d'un réacteur
t _{sout.}	h	Temps de soutirage du surnageant d'un réacteur
t _{rep.}	h	Temps de repos d'un réacteur
t _{rempl. (n-1)}	h	Temps de remplissage de n-1 réacteurs
V	m ³	volume du réacteur
X	mg MVES/l	Concentration de la biomasse active
X _a	mg/l	Concentration en MES à l'affluent du FAD, sans tenir compte de la recirculation
X _{TES}	mg MES/l	Concentration de matières en suspension dans la liqueur mixte

Symbole	Unité	Définition
$(X_{TES})_0$	mg MES/l	Concentration de matières en suspension dans l'affluent
X_{VES}	mg MVES/l	Concentration des matières volatiles dans la liqueur mixte
$(X_{VES})_B$	mg MVES/l	Concentration des matières volatiles en suspension dans les boues extraites
$(X_{VES})_e$	mg MVES/l	Concentration de matières volatiles à l'effluent
$(X_{VESi})_0$	mg MVESi/l	Concentration de matières volatiles non biodégradables en suspension dans l'affluent
Y	kg MVES/kg DCO	Coefficient de synthèse
μ	d ⁻¹	Taux de croissance de la biomasse active, ajusté en fonction de la température
θ	Sans unité	Coefficient de température
θ_μ	Sans unité	Coefficient de température du taux de croissance
θ_{kd}	Sans unité	Coefficient de température du taux de dépérissement
θ_c	d	Âge des boues
τ	d	Temps de résidence hydraulique (TRH)

Références

- Atamaleki, A., G.R. Mostafaii, 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.
- Alleman, J.L., et R.L. Irvine, 1980. « Nitrification in sequencing batch biological reactor », *Journal WPCF*, 52(11): 2747-2754.
- Atasi et collab., 2006. *Membrane systems for wastewater treatment*, Water Environment Federation, WEF Press McGraw-Hill, New York, É.-U., 284 p.
- Béland, Y., 1984. « Design d'un bioréacteur à boues actives basé sur les bilans de masse en matières volatiles en suspension (MVS) et en matières en suspension », *Sci. Techni. Eau*, 17(4).
- Bernier, B., 1992. *Étude de techniques de remplacement applicable à l'assainissement des eaux usées des petites agglomérations – Stations mécanisées et étangs non conventionnels. Étude générale*, Consultants BPR ingénieurs-conseils, Société québécoise d'assainissement des eaux, gouvernement du Québec, Québec (Québec), Canada.
- Bernier, B., et J.L. Robert, 1993. *Bassin de sédimentation primaire pour les très petites municipalités*, Département de génie civil, Université Laval et les Consultants BPR, Québec (Québec), Canada.
- Brosseau, C., 2015. *Récupération de la matière organique biodégradable présente dans l'effluent d'un MBBR à forte charge*. Mémoire M.Sc.A., Polytechnique Montréal.
- Brosseau, C., B. Émile, M.A. Labelle, E. Laflamme, P.L. Dold et Y. Comeau, 2016. « Compact secondary treatment train combining a lab-scale moving bed biofilm reactor and enhanced flotation processes ». *Water Research*, vol. 106, p. 571-582.

- Cheremisinoff, P. N., 2002. *Handbook of Water and Wastewater Treatment Technologies – Sedimentation, Clarification, Flotation and Coalescence* (Chapter 8, p. 268-334). Amsterdam, Pays-Bas : Elsevier, Butterworth-Heinemann Edition.
- 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.
- Degrémont de Suez, 2005. *Mémento technique de l'eau*, 10^e édition. Cachan, France : Lavoisier SAS.
- Edzwald, J. K., 2010. « Dissolved air flotation and me ». *Water Research*, vol. 44, n° 7, p. 2077-2106.
- 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.
- Gerardi, M.H., E. Tyson, M. Atkins Munro et D. Sylverman, 2010. *Troubleshooting the sequencing batch reactor*, John Wiley and Sons Inc., 203 p.
- Grady, C.P., G.T. Daigger et H.C. Lim, 1999. *Biological wastewater treatment, 2^e édition*, Marcel Dekker inc., New York, É.-U., 1076 p.
- Helness, H., E. Melin, Y. Ulgenes, P. Jarvinen, V. Rasmussen et H. Ødegaard, 2005. « High-rate wastewater treatment combining a moving bed biofilm reactor and enhanced particle separation ». *Water Science and Technology*, vol. 52, n° 10-11, p. 117-127.
- Henze, M., W. Gujer, T. Mino et M.C.M. van Loosdrecht, 2000. *Activated sludge models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3*, IWA Publishing, London, R.-U.
- Irvine, R.L., P.A. Wilderer et H.C. Flemming, 1997. « Controlled unsteady state processes and technologies – An overview », *Wat. Sci. Technol.*, 35(1): 1-10.
- Irvine, R.L., et A.W. Busch, 1979. « Sequencing batch biological reactor – An overview », *Journal WPCF*, 51(2): 235-244.
- Irvine, R.L., 1977. *Application of sequencing batch reactors for treatment of municipal and industrial wastewater*, Report NSF/RA-770259, Dept. of civil engineering, Université de Notre-Dame, Notre-Dame, Ind., É.-U.
- 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.
- Jenkins, D., M.G. Richards et G.T. Daigger, 2003. *The causes and cures of activated sludge bulking and foaming, 2^e édition*, Lewis Publishers, Ann Arbor MI, É.-U.
- Jenkins D., et collab., 1980. « Discussion on Bulking Deflocculation and Pinpoint Flocc », *JWPCF*, 52(3); 622-624.
- Ketchum, L.H. J^r, 1997. « Design and physical features of sequencing batch reactor », *Wat. Sci. Technol.*, 35(1): 11-18.
- Kiuru, H. J., 1990. « Unit operation for the removal of solids and their combinations in water treatment », In : Hahn, H. H. et R. Klute (dir.) *Chemical Water and Wastewater Treatment*. Berlin, Allemagne : Springer-Verlag, p. 169-186.
- Kiuru, H. J., 2001. « Development of dissolved air flotation technology from the first generation to the newest (third) one (DAF in turbulent flow conditions) ». *Water Science and Technology*, vol. 43, n° 8, p. 1-7.

- Koivunen, J., et J. Heinonen-Tanski, 2008. « Dissolved air flotation (DAF) for primary and tertiary treatment of municipal wastewaters ». *Environmental Technology*, vol. 29, n° 1, p. 101-109.
- Krause P.E., et collab., 2010. *Design of municipal wastewater treatment plants, volume 2 : Liquid treatment processes, Manual of practice n° 8, ASCE Manuals and reports on engineering practice n° 76, 5^e édition*, Water Environment Federation, WEF Press, Alexandria, Virginie, É.-U.
- 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.
- Kusnierz, M., 2018. « Scale of small population in activated sludge flocs ». *Water Air Solid Pollution*, vol. 229, n° 10, article 327, 11 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.
- López, J.S., A. J.Burgo et P.U.Rodríguez, 2013. « Lamella settling (FS-PRI-004) ». Universidade da Coruña, Inditex, 30 p.
- Manning, J.F., et R.L. Irvine, 1985. « The biological removal of phosphorus in a sequencing batch reactor », *Journal WPCF*, 57(1) : 87-94.
- Melin, E., H. Helness, T. Kenakkata et H. Ødegaard, 2004. « High-rate wastewater treatment based on moving bed biofilm reactor, polymer coagulation and flotation ». In : 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 ». In : 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-AECOM. 2014. *Wastewater Engineering Treatment and Resource Recovery*, 5^e éd. New York, États-Unis, McGraw-Hill Education, 2048 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, Besançon, France : Université de Franche-Comté.
- Nelson, M.D., et collab., 2007. *Operation of Municipal Wastewater Treatment Plants, WEF Manual of Practice No. 11, volumes I, II et III, 6^e édition*.
- Ødegaard, H., 1995. « Optimization of flocculation/flotation in chemical wastewater treatment ». In : *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., 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) ». In : *Proceedings of the Water Environment Federation, Biofilms 2010*, p. 212-233.
- Pipes, W.O., 1979. « Bulking deflocculation and pinpoint floc », *JWPCF*, 51(1): 62-70.

- Poltak, R.F., M. Jennings, J. Murphy et R.J. Dupuis, 2005. *Sequencing batch reactor design and operational considerations*, New England Interstate Water Pollution Control Commission, www.neipcc.org, Lowell MA, 24 p.
- Qasim, S. R., 1999. *Wastewater Treatment Plants – Planning, Design and Operation*. Lancaster, Pennsylvanie, CRC Press, 1128 p.
- Roberge, F., 1991. *Analyse de l'influence des conditions d'opération d'un réacteur biologique séquentiel sur le biotraitement d'une eau usée municipale faiblement chargée*, mémoire de maîtrise, École polytechnique de Montréal, Montréal (Québec), Canada.
- 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, États-Unis.
- 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.
- 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.
- 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.
- Tchobanoglous, G., F.L. Burton et H.D. Stenzel, 2003. *Wastewater engineering treatment and reuse*, Metcalf and Eddy inc., 4^e édition, McGraw-Hill, New York, É.-U., 1819 p.
- U.S. EPA, 1986. *Summary report – Sequencing batch reactors*, EPA 625/8-86/011, U.S. Environmental Protection Agency, Center for Environmental Research Information, Cincinnati, OH, É.-U.
- 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.
- Wang, L. K., N. K. Shamma, W. A. Selke et D. B. Aulenbach, 2010. *Flotation Technology: Volume 12 – Handbook of Environmental Engineering*. New Jersey, États-Unis : The Humana Press Inc., 680 p.
- WEF, 2010. *Design of Municipal Wastewater Treatment Plants: WEF Manual of Practice No. 8 ASCE Manuals and Reports on Engineering Practice No. 76*, 5^e éd., Water Environment Federation et American Society of Civil Engineers, New York, États-Unis : McGraw-Hill Education.