

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

14. Nutriments – Préliminaire

Coordination et rédaction

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

Renseignements

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

Formulaire : www.environnement.gouv.qc.ca/formulaires/reenseignements.asp

Internet : www.environnement.gouv.qc.ca

Pour obtenir un exemplaire du document :

Visitez notre site Web : www.environnement.gouv.qc.ca

Dépôt légal – 2023
Bibliothèque et Archives nationales du Québec

Tous droits réservés pour tous les pays.

© Gouvernement du Québec – 2023

Table des matières

Liste des tableaux	14-iv
Liste des figures	14-v
Remerciements	14-vi
14. Nutriments	14-1
14.1 Déphosphatation	14-1
14.1.1 Fractionnement du phosphore	14-2
14.1.2 Sources et concentrations du phosphore	14-2
14.1.3 Critères de conception	14-3
14.1.4 Performances épuratoires	14-14
14.1.5 Exploitation	14-18
14.2 Enlèvement de l'azote	14-20
14.2.1 Besoins métaboliques de la biomasse hétérotrophe	14-20
14.2.2 Nitrification	14-21
14.2.3 Dénitrification	14-22
14.2.4 Procédé NP/A	14-25
14.3 Références bibliographiques	14-32

Liste des tableaux

Tableau 14.1.3-1 – Ratio Al ou Fe (dosé) sur P soluble (initial ou à enlever) selon les performances épuratoires visées à l’effluent	14-6
Tableau 14.1.3-2 – Critères de mélange pour la coagulation et la floculation suivie d’une décantation	14-9
Tableau 14.1.3-3 – Critères de mélange pour le contact initial et la dispersion d’un produit chimique de même que pour la coagulation-floculation suivie d’une filtration	14-10
Tableau 14.1.3-4 – Effet du point d’injection de coagulant sur différents critères	14-12
Tableau 14.1.4-1 – Performances d’enlèvement du P_{tot} des OMAEU de type physicochimique avec pré-précipitation pour la période 2010 à 2013	14-15
Tableau 14.1.4-2 – Performances d’enlèvement du P_{tot} des OMAEU de type biologique avec coprécipitation pour la période 2017 à 2019 (MELCC, 2020a, 2020b et 2021)	14-16
Tableau 14.1.4-3 – Suivis d’installations québécoises avec traitements secondaires, coagulation chimique et filtration granulaire	14-17
Tableau 14.1.4-4 – Réduction en phosphore rapportée dans la littérature pour divers traitements avec filtration granulaire ou membranaire	14-18
Tableau 14.2.4-1 – Avantages et inconvénients de la réaction anammox	14-27
Tableau 14.2.4-2. Paramètres cinétiques des bactéries autotrophes	14-28
Tableau 14.2.4-3 – Taux de charge massiques applicables aux procédés NP/A	14-29

Liste des figures

- Figure 14.1.3-1 – Concentration du phosphate d'aluminium (a) et du phosphate ferrique (b) avec la solubilisation du phosphore _____ 14-4
- Figure 14.1.3-2 – Dose d'ions métalliques (a) aluminium et b) fer) requise en fonction de la concentration résiduelle de phosphore soluble visée à l'effluent et de la quantité de phosphore soluble à précipiter _____ 14-7
- Figure 14.1.3-3 – Évolution du pourcentage d'élimination du P soluble en fonction du ratio molaire Fe : P appliqué _____ 14-8
- Figure 14.1.3-4 – Effet du gradient de vitesse (G) sur la précipitation du phosphore soluble _ 14-9
- Figure 14.1.3-5 – Schéma d'un regard d'injection de coagulant _____ 14-11
- Figure 14.1.3-6 – Schéma des points d'injection du coagulant pour la déphosphatation ____ 14-12
- Figure 14.2.3-1 – Schémas de procédé a) d'une postdénitrification et b) d'une prédénitrification _____ 14-23

Remerciements

Équipe de rédaction de FNX-INNOV

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

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

Francis Guay, CPI

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

Équipe de révision du MELCCFP

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

Bernard Lavallée, ing., Ph. D. – DEUM

Bernard Patry, ing., Ph. D. – DPEU

Experts consultés (par ordre alphabétique de nom de famille)

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

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

Martin Milot, M. Sc., chimiste – Bionest

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

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

14. Nutriments

Le métabolisme des organismes consomme des nutriments comme le phosphore et l'azote. Ainsi, l'apport de nutriments dans les milieux aquatiques favorise le développement des plantes et accélère leur eutrophisation naturelle. Comme les eaux usées sont une source de phosphore et d'azote, il peut être requis d'en diminuer la charge rejetée dans le milieu récepteur pour protéger ce dernier. Par ailleurs, une tendance à la récupération desdits nutriments, en vue d'une valorisation agricole notamment, se développe actuellement. Le présent chapitre du Guide se concentre sur les principes d'enlèvement des nutriments.

14.1 Déphosphatation

Pour contrer la prolifération des cyanobactéries, aussi appelées algues bleu-vert, dans les milieux lacustres, le MELCCFP préconise depuis les années 1980 la déphosphatation des eaux usées lorsque les objectifs environnementaux de rejet (OER) la requièrent. En 2007, le gouvernement du Québec a adopté le [Plan d'intervention sur les algues bleu-vert - 2007-2017](#). Le MELCCFP a ensuite produit en 2009 la [Position ministérielle sur la réduction du phosphore dans les rejets d'eaux usées d'origine domestique](#). Cette position ministérielle, révisée à quelques reprises, précise différents éléments, dont ces deux objectifs :

- La réduction des concentrations de phosphore dans les eaux usées rejetées dans les eaux de surface lorsque la protection des usages du milieu récepteur le requiert.
- La mise en place de la meilleure technologie disponible, compte tenu des contraintes techniques, économiques et environnementales, pour réduire les concentrations de phosphore dans les eaux usées.

Au Québec, les normes de rejet de phosphore varient entre 0,1 mg P/l et 1,0 mg P/l. Les projets municipaux de plus de 100 m³/d sont soumis à un enlèvement minimum de 60 % du phosphore total (P_{tot}) pendant la période d'application de la norme.

Comme le phosphore particulaire excède rarement 15 % du P_{tot} des eaux usées brutes domestiques, une simple décantation non assistée chimiquement retient très peu de phosphore. Une décantation primaire mécanisée enlève 5-10 % du P_{tot} (voir chapitre 13 – section 13.1.5). Une réduction importante du phosphore soluble est donc nécessaire pour atteindre des rendements plus élevés.

La déphosphatation biologique, qui requiert une alternance de zones anaérobies et aérobies, peut enlever jusqu'à 80 % du P_{tot} sans l'usage de produits chimiques (M&EA, 2014) lorsque la gestion des boues est effectuée adéquatement. Toutefois, ce type de déphosphatation n'est pas décrit dans le présent chapitre. Advenant des propositions de traitement au moyen d'une déphosphatation biologique, elles seront analysées selon la littérature scientifique pertinente. Des équipements de dosage de produits chimiques devraient toutefois être présents pour pallier de possibles déficiences du procédé biologique.

La déphosphatation chimique nécessite des équipements appropriés et une exploitation adéquate des ouvrages pour transformer suffisamment de phosphore soluble en phosphore particulaire. L'enlèvement du phosphore particulaire est ensuite assuré par une étape de séparation solide-liquide.

14.1.1 Fractionnement du phosphore

Sur la base de la taille des solides, le phosphore est fractionné en trois formes : particulaire, colloïdale et soluble. La distinction des fractions se fait donc à l'aide de filtres (voir les détails du fractionnement au chapitre 3). Dans la pratique, le terme « phosphore soluble » (P_s) englobe la fraction soluble et la fraction colloïdale. Le symbole « P_{tot} » désigne quant à lui le phosphore total, qui comprend ces trois fractions.

Les méthodes d'analyse du phosphore peuvent être réalisées sur un échantillon filtré ou non filtré selon la fraction à quantifier. Si les résultats sont exprimés en PO_4 , ils devront être divisés par 3,1 pour les exprimer en P étant donné le rapport des poids moléculaires ($PO_4/P = 94,971 \text{ g}/30,975 \text{ g} \approx 3,1$).

14.1.1.1 Phosphore soluble ou inorganique

Les formes solubles du phosphore sont les orthophosphates ($o\text{-}PO_4$)¹ et les polyphosphates². Les $o\text{-}PO_4$ correspondent au phosphore réactif mesuré par colorimétrie, alors que le phosphore condensé est typiquement associé aux polyphosphates. Ce sont toutes deux des formes inorganiques. Ainsi, le phosphore soluble est assimilé au phosphore inorganique.

Les $o\text{-}PO_4$ sont rapidement disponibles pour la biomasse (WEF et ASCE/EWRI, 2005). Par ailleurs, c'est cette forme qui précipite avec les sels métalliques ou la chaux.

Contrairement aux $o\text{-}PO_4$, les polyphosphates ne précipitent pas avec les sels métalliques ou la chaux. Ils peuvent être convertis en $o\text{-}PO_4$ par hydrolyse (phénomène lent) ou par activité biologique (US EPA, 2010). Le point de dosage du coagulant peut donc affecter l'efficacité de la déphosphatation puisque les polyphosphates sont convertis en bonne partie en $o\text{-}PO_4$ lors du traitement biologique. La partie de polyphosphates non convertie est particulièrement difficile à retirer des eaux usées et représente le phosphore récalcitrant.

14.1.1.2 Phosphore particulaire ou organique

Le phosphore organique est lié au carbone et peut être biodégradable ou non biodégradable. De façon simplifiée, le phosphore organique est assimilé au phosphore particulaire dans les eaux brutes. Néanmoins, du phosphore particulaire inorganique peut aussi être présent dans les eaux brutes, par exemple en raison du fer contenu dans l'eau potable ou du rejet aux égouts de boues d'usines de potabilisation pratiquant la coagulation avec des sels de fer ou d'aluminium. Le phosphore particulaire s'obtient en soustrayant le phosphore soluble du P_{tot} .

Le phosphore organique ne précipite pas avec les sels métalliques ou la chaux. Il peut toutefois être retiré par décantation ou un autre procédé de séparation solide-liquide.

14.1.2 Sources et concentrations du phosphore

Près de 50 % du P_{tot} des eaux usées domestiques proviennent des urines, même si celles-ci représentent moins de 1 % du débit domestique (Larsen et collab., 2007, cité par la US EPA, 2010).

La concentration de P_{tot} des eaux usées de résidences isolées varie typiquement entre 4 mg et 32 mg P/l (voir chapitre 2 – Tableau 3.3.3-2). À l'affluent des stations d'épuration municipales, Henze et Comeau (2008) situent cette concentration entre 6 mg P/l et 15 mg P/l pour des eaux brutes de concentration faible ou moyenne selon la quantité d'eaux parasites dans le réseau d'égouts. Une concentration de 6 mg à

¹ Peuvent être analysés seuls.

² Peuvent être analysés avec les $o\text{-}PO_4$ après hydrolyse.

8 mg P/l de P_{tot} se subdivise généralement de la façon suivante (WEF et ASCE/EWRI, 2005, cités par la US EPA, 2009) :

- 3-4 mg P/l d'o- PO_4 (~50 % du P_{tot}).
- 2-3 mg P/l de polyphosphates (~35 % du P_{tot}).
- 1 mg P/l de phosphore organique (~15 % du P_{tot}).

L'accroissement du temps de séjour du phosphore dans le réseau de collecte augmente toutefois la proportion d'o- PO_4 , qui peut alors atteindre 85 % du P_{tot} (Deronzier et Choubert, 2004). Les o- PO_4 sont d'ailleurs la forme finale de la décomposition du phosphore (WPCF et ASCE, 1982).

14.1.3 Critères de conception

La déphosphatation chimique vise la transformation d'une quantité suffisante d'o- PO_4 en phosphore particulaire par la formation de liaisons chimiques avec un coagulant métallique. Ce même coagulant peut neutraliser les charges répulsives des particules, ce qui favorise leur floculation et leur sédimentation. De plus, diverses réactions compétitives contribuent à la formation de solides et de floccs. Lorsque la formation de floccs est suffisante, on réalise une séparation solide-liquide. Elle se fait le plus communément par décantation, mais la filtration peut également être utilisée.

Malgré les différents efforts de traitement, une partie du phosphore des eaux usées reste difficile à enlever. Selon Benisch et collab. (2007), les limites de phosphore récalcitrant au traitement ont été établies entre 0,011 mg P/l et 0,015 mg P/l lors d'une étude pilote de postprécipitation réalisée avec un dosage de sulfate d'aluminium ou de chlorure ferrique. La concentration de P_{tot} à l'effluent est cependant plus élevée et dépend de l'efficacité de la précipitation des o- PO_4 ainsi que du bon enlèvement des particules (MES) par le procédé de séparation solide-liquide employé. La concentration de P_{tot} dans l'effluent variait entre 0,020 et 0,080 mg P/l selon les unités pilotes utilisées par Benisch et collab. (2007).

L'ajout de coagulant a différents effets sur les eaux dont il faut tenir compte, notamment la variation du pH et l'accroissement de la quantité de boues (résidus) produites. Le chapitre 17 traite de ces divers aspects.

14.1.3.1 Type de coagulant

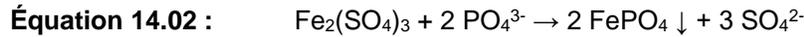
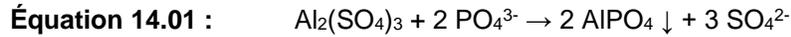
Au Québec, les coagulants les plus utilisés entre 2017 et 2019 pour la précipitation du phosphore dans la filière liquide des stations d'épuration municipales étaient, dans l'ordre d'utilisation :

- sulfate ferrique (48 %) ;
- sulfate d'aluminium (alun) (45 %) ;
- chlorure ferrique (2 %) ;
- poly-aluminium-silico-sulfate (PASS) (2 %) ;
- autres réactifs de déphosphatation (3 %) :
 - chlorure d'aluminium et dérivés (PAC) (1,71 %) ;
 - AluFer (0,63 %) ;
 - autres (NaAlO, bactéries, chaux, polymère) (0,60 %) ;

Les caractéristiques des coagulants sont présentées au chapitre 15. Dans moins de 0,1 % des cas, aucun coagulant n'est dosé en raison du pouvoir résiduel des boues chimiques rejetées au réseau d'égouts par les stations de production d'eau potable.

14.1.3.2 Réactions chimiques

Les sels métalliques d'aluminium ou de fer peuvent réagir avec les o-PO_4 et former un composé peu soluble selon le pH. Les équations 14.01 à 14.03 présentent les réactions chimiques dominantes entre l'anion « PO_4^{3-} » des o-PO_4 et respectivement le cation « Al^{3+} » du sulfate d'aluminium ou le cation « Fe^{3+} » du sulfate ou du chlorure ferrique menant à la formation de précipités de phosphate.



Après réaction avec l'alun, la solubilité résiduelle du phosphore est d'environ $10^{-6.4}$ mol/l (soit l'équivalent de 0,01 mg P/l) au pH optimal d'environ 6,0, comme il est montré à la Figure 14.1.3-1a). De bonnes performances peuvent également être obtenues avec un sel d'aluminium à des pH de 5,5 à 7,2 (Smith et collab., 2007 ; Kang et collab., 2001, cités par la US EPA, 2008).

Après réaction avec le sulfate ferrique ou le chlorure ferrique, la solubilité résiduelle du phosphore est d'environ $10^{-5.7}$ mol/l (soit l'équivalent de 0,06 mg P/l) au pH optimal d'environ 5,0, comme indiqué à la Figure 14.1.3-1b). Bien que relativement faible, cette concentration est six fois supérieure à celle obtenue avec le sel d'aluminium. Une concentration résiduelle de 0,07 mg P/l peut également être obtenue avec un sel de fer à un pH neutre (Smith et collab., 2007, cité par la US EPA, 2008).

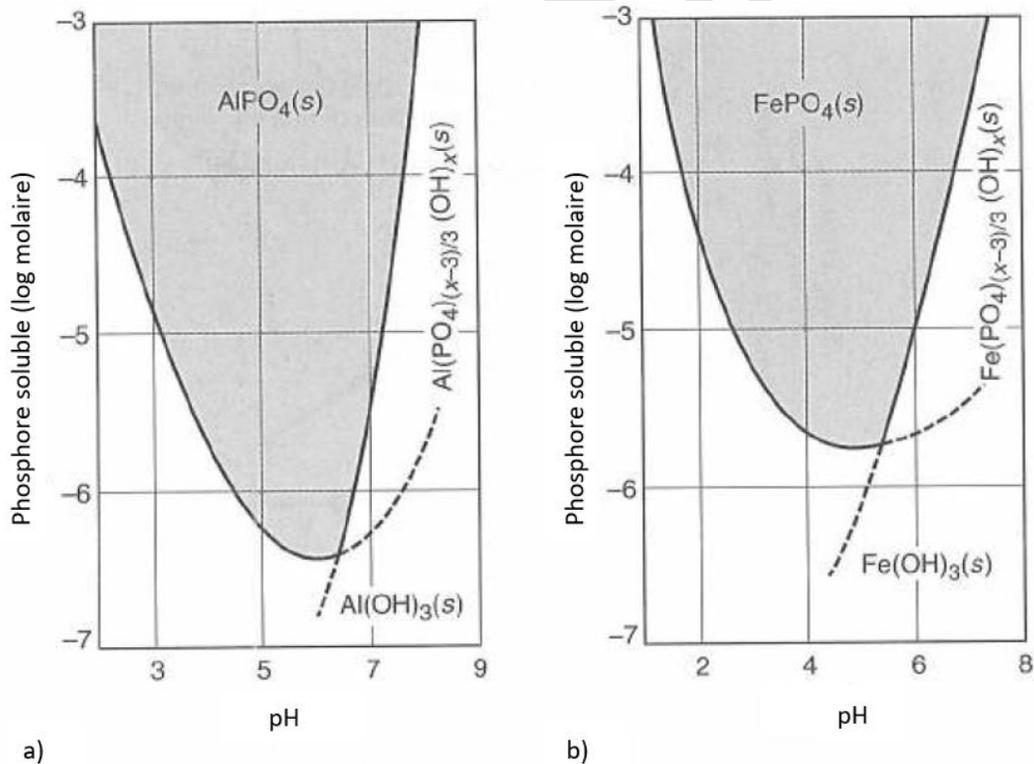


Figure 14.1.3-1 – Concentration du phosphate d'aluminium (a) et du phosphate ferrique (b) avec la solubilisation du phosphore

Tirée de Metcalf & Eddy-AECOM (2014)

14.1.3.3 Dosage

Théoriquement, une mole d'Al ou de Fe est nécessaire pour réagir avec une mole de P_s et précipiter sous la forme d' $AlPO_4$ ou de $FePO_4$. En pratique, le rapport molaire Al : P ou Fe : P à appliquer aux eaux usées est supérieur au rapport stœchiométrique puisqu'une partie des cations Al^{3+} et Fe^{3+} précipitent en parallèle avec des ions hydroxydes OH^- . Les précipités d'hydroxyde d'aluminium ou de fer formés, soit $Al(OH)_3$ ou $Fe(OH)_3$, accroissent la consommation de coagulant, mais ils sont nécessaires à la floculation et à la décantation des précipités de phosphore. Le chapitre 17 aborde cette réaction collatérale de façon plus détaillée.

Les dosages de coagulant sont notamment fonction des caractéristiques des eaux usées, des conditions d'injection et de mélange (voir section 14.1.3.4), de la concentration de P_s à l'affluent et de celle visée à l'effluent. Il existe plusieurs manières d'exprimer le dosage de coagulant requis. Tout d'abord, le ratio de dosage peut être défini sur une base massique ou molaire. Ensuite, le coagulant dosé peut être représenté par l'ion métallique (Me) ou le sel métallique (SMe) alors que le phosphore soluble considéré peut être soit celui présent dans l'affluent ($P_{s,ini}$), soit la portion qui précipite ou à enlever ($P_{s,préc}$). Les deux expressions de ratio molaire retrouvées le plus souvent dans la littérature scientifique sont $Me_{dosé}/P_{s,ini}$ et $Me_{dosé}/P_{s,préc}$.

Le Tableau 14.1.3-1 regroupe les ratios molaires d'ions métalliques requis pour différentes performances épuratoires en fonction de la concentration initiale de P_s (o- PO_4) dans l'affluent rapportés par la littérature. Ces données sont générales et devraient être utilisées avec précaution, car de nombreux facteurs influent sur la précipitation du P_s , dont principalement l'hydraulique (Szabo et collab., 2008). L'enlèvement des précipités et du phosphore particulaire, permettant d'abaisser la concentration de P_{tot} , est quant à lui assuré par l'étape de séparation solide-liquide subséquente. Il faut concevoir celle-ci adéquatement (voir chapitre 13).

Les Figure 14.1.3-2 a) et b) présentent les ratios molaires requis d'ions métalliques dosés et de phosphore soluble à retirer selon la concentration résiduelle de P_s visée, comme il est établi par la WEF et l'ASCE/EWRI (2005).

La Figure 14.1.3-3 montre, quant à elle, un exemple de l'incidence du ratio molaire sur l'enlèvement du P_s dans le cas d'une concentration initiale de P_s de 5 mg P/l à l'affluent.

Le Tableau 14.1.3-1, la Figure 14.1.3-2 et la Figure 14.1.3-3 indiquent que plus le pourcentage de réduction du phosphore est élevé, plus le ratio molaire Al ou Fe : P requis est important. De plus, pour un même pourcentage d'enlèvement, le ratio molaire requis est plus élevé lorsque la concentration d'o- PO_4 dans les eaux à traiter est faible (Canler et Perret, 2007), ce qui est le cas en présence d'eaux usées municipales diluées ou d'une déphosphatation en postprécipitation. La US EPA (2010) rapporte qu'il faut de plus grandes doses de sels lorsqu'ils sont prépolymérisés (p. ex. PACl).

La réalisation d'essais en laboratoire ou à échelle réduite (pilote) sur le terrain, préalablement à la conception ou en cours d'exploitation, offre l'occasion d'optimiser le dosage du coagulant et de vérifier la réduction du phosphore soluble ainsi que les effets sur le pH. L'utilisation d'un banc de mélange de type *jar test* permet de réaliser plusieurs essais comparables en même temps à faible coût (US EPA, 2010). L'examen d'études de cas ou de stations similaires est recommandé pour éviter la répétition d'erreurs de conception.

Tableau 14.1.3-1 – Ratio Al ou Fe (dosé) sur P soluble (initial ou à enlever) selon les performances épuratoires visées à l'effluent

Effluent (concentration ou pourcentage d'enlèvement) Me : Al ou Fe	Ratio molaire	Références
≥ 1 mg P/l (P _s)	1 Me _{dosé} : P _{s,ini}	US EPA (2010)
≥ 0,5 mg P/l (P _{tot})	1 à 2 SMe _{dosé} : P _{s,préc}	Sedlak (1991)
< 0,5 mg P/l (P _{tot})	Jusqu'à 6 SMe _{dosé} : P _{s,préc}	
80-98 % P _s	> 1,5 à 2,0 Me _{dosé} : P _{s,ini} (o-PO ₄ à l'affluent : 0,5 à 6 mg P/l)	Szabo et collab. (2008)
0,1 mg P/l (P _s)	≥ 2,5 Me _{dosé} : P _{s,ini} ^[A] (eaux usées brutes, pH entre 5,0 et 7,0)	
0,01 mg P/l (P _s) ^{[B], [C]}	≥ 5 Me _{dosé} : P _{s,ini} ^[A] (eaux usées brutes, pH entre 5,0 et 7,0)	
Al		
75 % P _s	1,4 Al : P _{s,préc}	WEF et ASCE (2018) et ASCE (1992), cités par Deronzier et Choubert (2004)
85 % P _s	1,7 Al : P _{s,préc}	
95 % P _s	2,3 Al : P _{s,préc}	
Fe		
80 % P _s	1,5 à 2,0 Fe _{dosé} : P _{s,préc} (o-PO ₄ à l'affluent : 12 à 15 mg/l)	Canler et Perret (2007)
80 % P _s	2,5 à 3 Fe _{dosé} : P _{s,préc} (o-PO ₄ à l'affluent : < 5 mg/l)	
0,5 à 1 mg P/l 90 % P _s	2,5 Fe _{dosé} : P _{s,préc} (o-PO ₄ à l'affluent : 5 à 10 mg P/l)	
0,2 à 0,5 mg P/l 90 % P _s	3,5 Fe _{dosé} : P _{s,préc} (o-PO ₄ à l'affluent : 2 à 5 mg P/l)	

Notes :

1) « Me » est la dose molaire de l'ion métallique (fer ou aluminium) liée à la quantité molaire de phosphore soluble présent à l'affluent ou qui a précipité.

2) « SMe » est la dose molaire de sel métallique (alun ou chlorure ferrique).

3) Lorsque les performances épuratoires sont exprimées en P_{tot}, les informations données présument une séparation solide-liquide efficace.

^[A] Ces résultats obtenus en laboratoire doivent être utilisés avec précaution, car les conditions hydrauliques, dont le mélange, dans les stations d'épuration, sont généralement moins bonnes qu'en laboratoire et influent négativement sur la précipitation du P_s, augmentant sa concentration résiduelle pour une même dose d'ions métalliques (Szabo et collab., 2008).

^[B] Des concentrations de P_s inférieures à 0,01 mg P/l coïncident habituellement avec des concentrations de P_{tot} inférieures à 0,1 mg P/l (Smith et collab., 2007).

^[C] Cette concentration peut rester inatteignable, quelle que soit la dose d'ions métalliques injectée, si les autres conditions ne sont pas optimales (pH, mélange, etc.) (Szabo et collab., 2008).

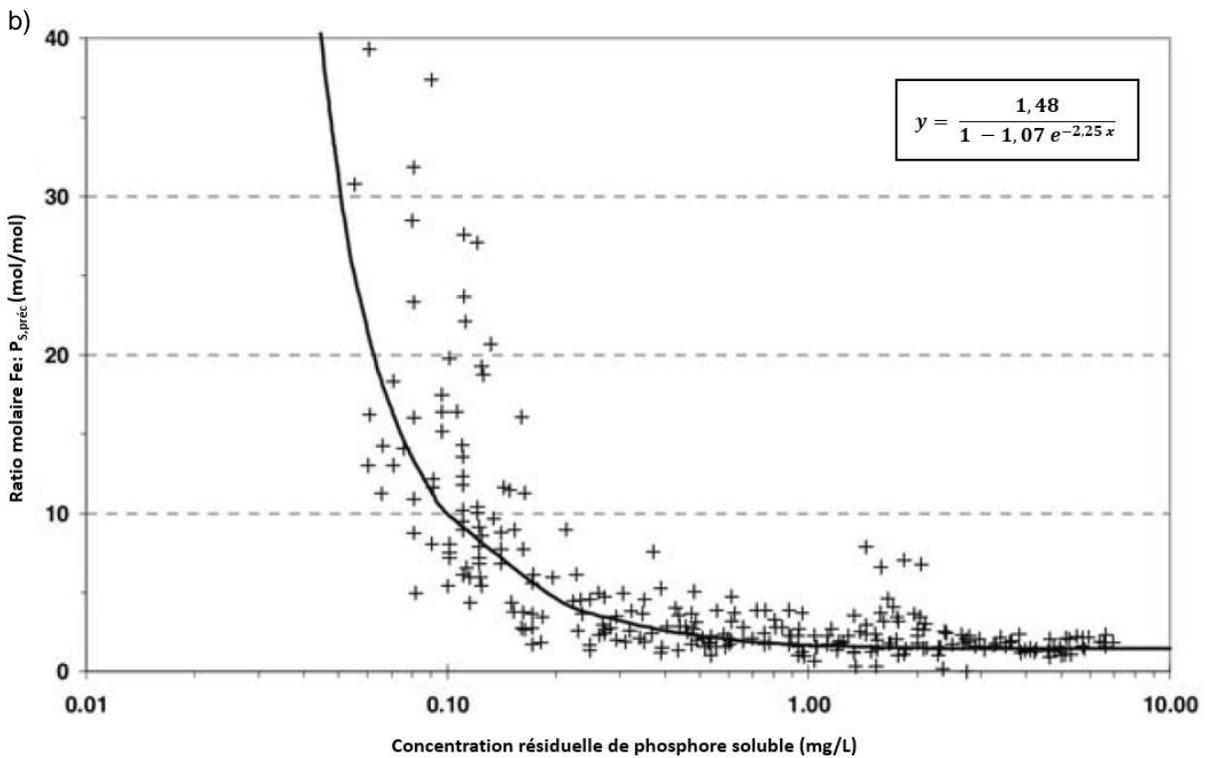
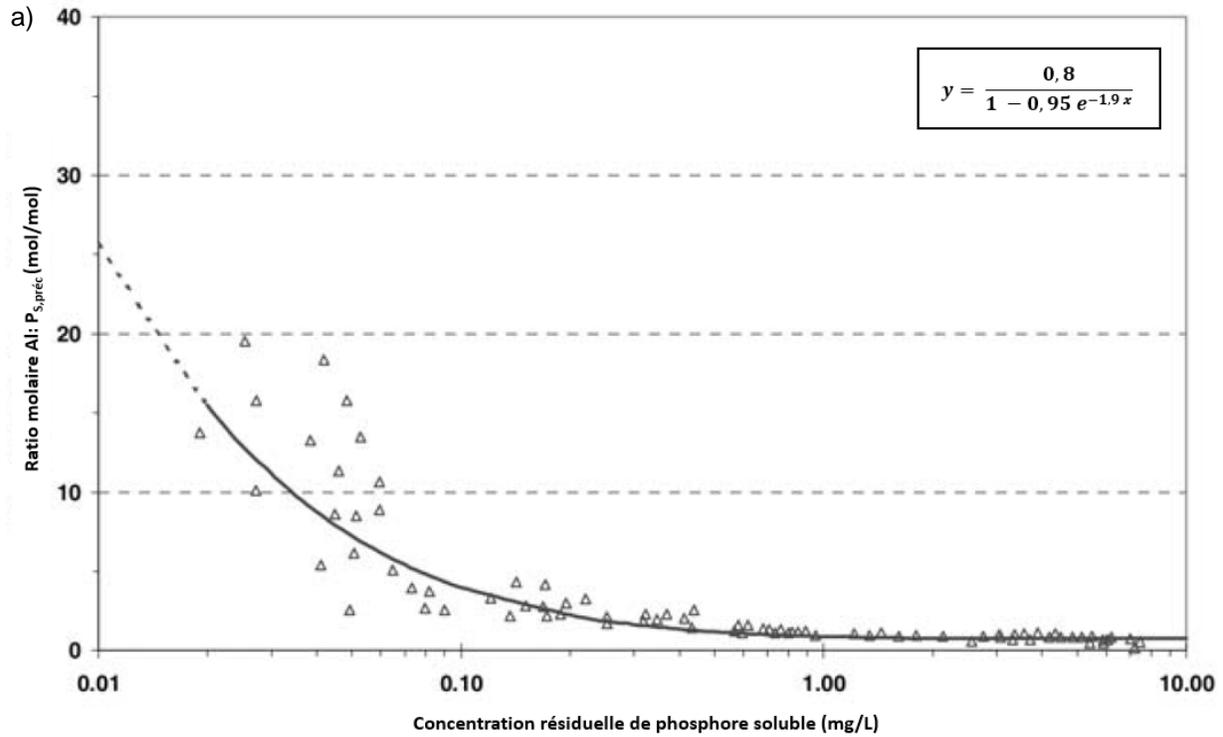
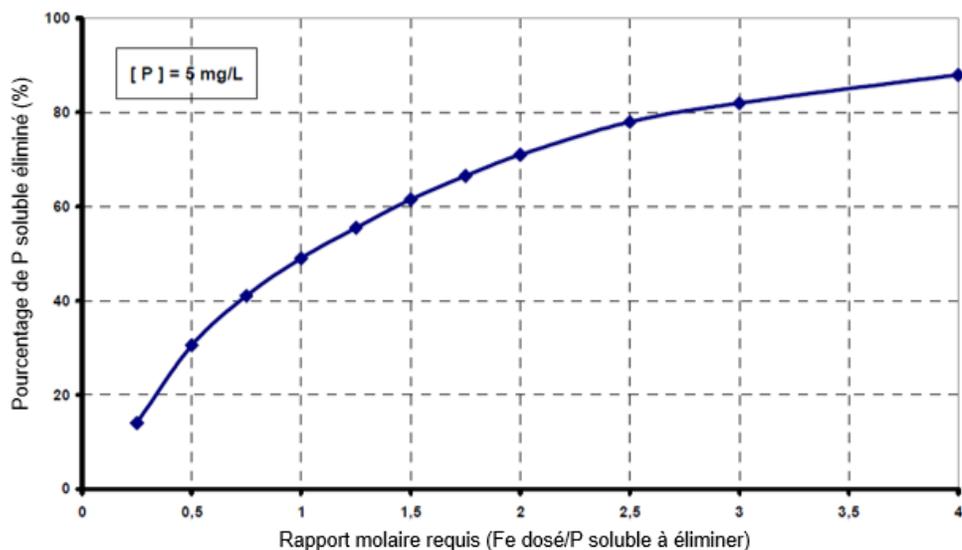


Figure 14.1.3-2 – Dose d’ions métalliques (a) aluminium et b) fer) requise en fonction de la concentration résiduelle de phosphore soluble visée à l’effluent et de la quantité de phosphore soluble à précipiter

Adaptée de WEF et ASCE/EWRI (2005)



Note : concentration en o-PO_4 de 5 mg P/l à l'affluent

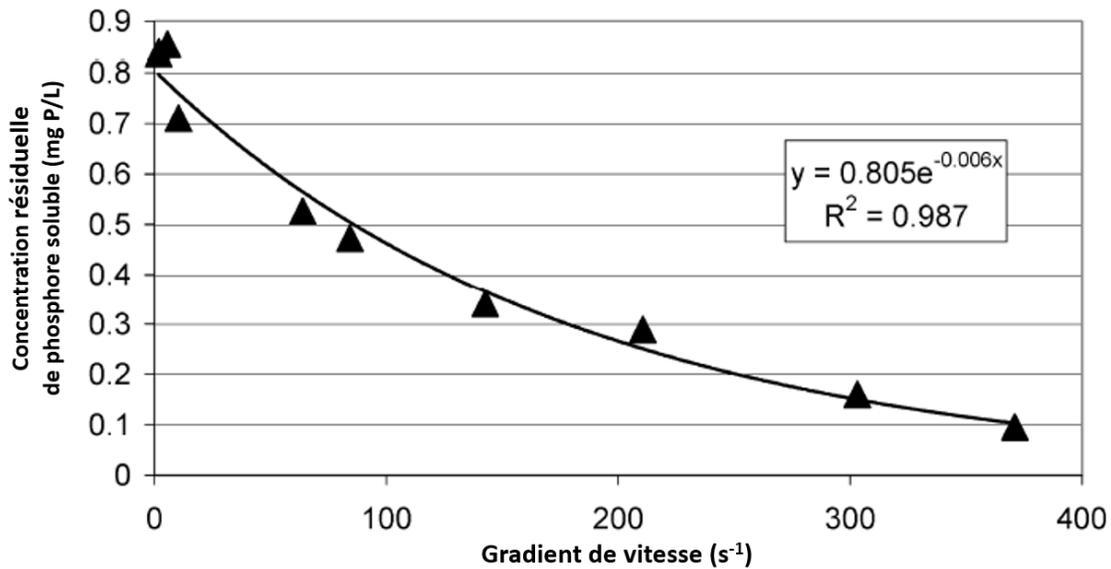
Figure 14.1.3-3 – Évolution du pourcentage d'élimination du P soluble en fonction du ratio molaire Fe : P appliqué

Tirée de Canler et Perret (2007)

14.1.3.4 Mélange

Les critères généraux pour effectuer un mélange sont fournis au chapitre 4.

Szabo et collab. (2008) ont démontré que la réaction des phosphates avec les oxydes métalliques dépend fortement des conditions de mélange, comme il est présenté à la Figure 14.1.3-4. Un mélange rapide adéquat est primordial pour assurer l'efficacité de la précipitation du P_s . Dans des conditions de mélange idéales, il se produit une précipitation « instantanée » du P_s . En effet, un enlèvement de 50 % du P_s , voire plus, peut être atteint en moins d'une minute selon la dose de coagulant, la concentration initiale et la puissance de mélange (Szabo et collab., 2008). L'AWWA (1990, cité dans le [Guide de conception des installations de production d'eau potable](#)) indique que la réaction du coagulant se fait en 1 à 10 secondes en eau chaude, selon le mécanisme de coagulation à l'œuvre, mais qu'elle peut être passablement ralentie à une température inférieure à 4 °C. Sur un banc d'essai expérimental, il a été constaté qu'avec un gradient de mélange d'environ 425 s^{-1} , la majorité des phosphates (près de 90 %) réagissent avec le coagulant dans les 10 à 20 premières minutes (Szabo et collab., 2008).



Note : Coagulant = chlorure ferrique ; temps d'échantillonnage = 11 minutes après injection du coagulant ;
 $P_{S,ini} = 4,1 \text{ mg/L}$; $Fe_{dose}/P_{S,ini} = 1,8 \text{ mol/mol}$

Figure 14.1.3-4 – Effet du gradient de vitesse (G) sur la précipitation du phosphore soluble
 Tirée de Szabó et collab. (2008)

Le Tableau 14.1.3-2 présente des critères de mélange rapide pour la coagulation et de mélange continu pour la floculation selon différentes sources dans le cas d'une coagulation-floculation suivie d'une décantation. En amont de procédés de filtration ou pour un contact initial et une dispersion efficaces du coagulant, les critères de G et T proposés par Metcalf & Eddy-AECOM (2014) sont repris au Tableau 14.1.3-3.

Tableau 14.1.3-2 – Critères de mélange pour la coagulation et la floculation suivie d'une décantation

	WPCF et ASCE (1982)	Metcalf & Eddy -AECOM (2014)	Qasim et Zhu (2018)	Davis (2010)	Droste et Gehr (2019)	Szasbo et collab. (2008)
Temps d'agitation T (s)						
Coagulation	30-120	5-30	30-120		nd	10-30
Floculation	300-1 800	1 800-3 600	300-1 800	1 200 (à 20 °C)	900-2 700	nd
Gradient de vitesse G (s⁻¹)						
Coagulation	300-1 500	500-1 500	300-1 500		nd	200-300
Floculation	40-100	50-100	20-60	30-80	10-75	nd
GT (adimensionnel)						
Coagulation	36 000-45 000	nd	30 000-90 000		nd	nd
Floculation	12 000-30 000	nd	10 000-150 000	36 000-96 000	10 000 à 100 000	nd

Tableau 14.1.3-3 – Critères de mélange pour le contact initial et la dispersion d'un produit chimique de même que pour la coagulation-floculation suivie d'une filtration

(Adapté de M&EA, 2014)

Application particulière	Temps d'agitation T	Gradient de vitesse G (s ⁻¹)
Mélange rapide		
Contact initial et dispersion efficaces du produit chimique	< 1 s	1 500-6 000
Procédé de filtration par contact	< 1 s	2 500-7 500
Floculation		
Procédé de filtration directe	2-10 min	25-150
Procédé de filtration par contact	2-5 min	25-200

Selon Szabo et collab. (2008), un enlèvement du phosphore « lent » peut se produire si les floes chimiques restent en contact suffisamment longtemps avec les eaux à traiter (plusieurs heures voire quelques jours), ce qui aurait pour effet de réduire la concentration de phosphore résiduel. Plus la dose d'ions métalliques injectée est élevée ou plus les conditions de mélange sont adéquates, moins la quantité de phosphore soluble enlevée par ce phénomène est importante. Dans des systèmes à longs TRH et à longs TRB, une diminution de la dose de coagulant ou la moins bonne précipitation instantanée de P_s lorsque le coagulant est injecté à même le réacteur biologique (coprécipitation) pourraient donc être compensées par l'enlèvement lent. Dans des conditions de mélange similaires, une meilleure performance épuratoire pourrait par ailleurs être obtenue dans les systèmes à longs TRB et TRH comparativement à ceux à courts TRH et TRB (Szabo et collab., 2008).

Dans le cas d'une pré- ou d'une postprécipitation, il est important d'assurer un bon mélange entre les eaux usées et le coagulant puisque le temps de contact entre les orthophosphates et les ions métalliques est court et que le phénomène d'enlèvement lent ne surviendra pas (Szabo et collab., 2008).

Dans le cadre de la coagulation-floculation, la floculation s'effectue dans une zone hydraulique existante où l'agitation est faible ou bien dans des bassins réservés équipés de mélangeurs. La floculation favorise le grossissement des floes, ce qui accroît l'efficacité de la séparation solide-liquide. Il faut éviter les zones de fortes turbulences après un mélange rapide ou une floculation pour préserver les floes formés.

Cas particulier des étangs

Pour les étangs aérés et non aérés, la floculation et la décantation s'effectuent à même les étangs. En général, dans le cas d'étangs aérés, le point d'injection du coagulant se situe juste en amont du dernier étang. Le dosage du coagulant directement dans le dernier étang aéré est à éviter, car il ne permettrait pas d'assurer son contact avec toute l'eau à traiter et il ne garantirait pas un mélange rapide efficace. La Figure 14.1.3-5- Schéma d'un regard d'injection de coagulant présente un schéma d'installation où le coagulant est dosé à même un regard interétang et où un diffuseur d'air assure l'agitation pour le mélange rapide.

Compte tenu des dimensions des étangs, le point d'injection du produit peut être très éloigné de la pompe de dosage. Dans un tel cas, la quantité de coagulants arrivant au point d'injection devrait pouvoir être mesurée de façon volumétrique pour vérifier la quantité réellement injectée et confirmer l'absence de fuite.

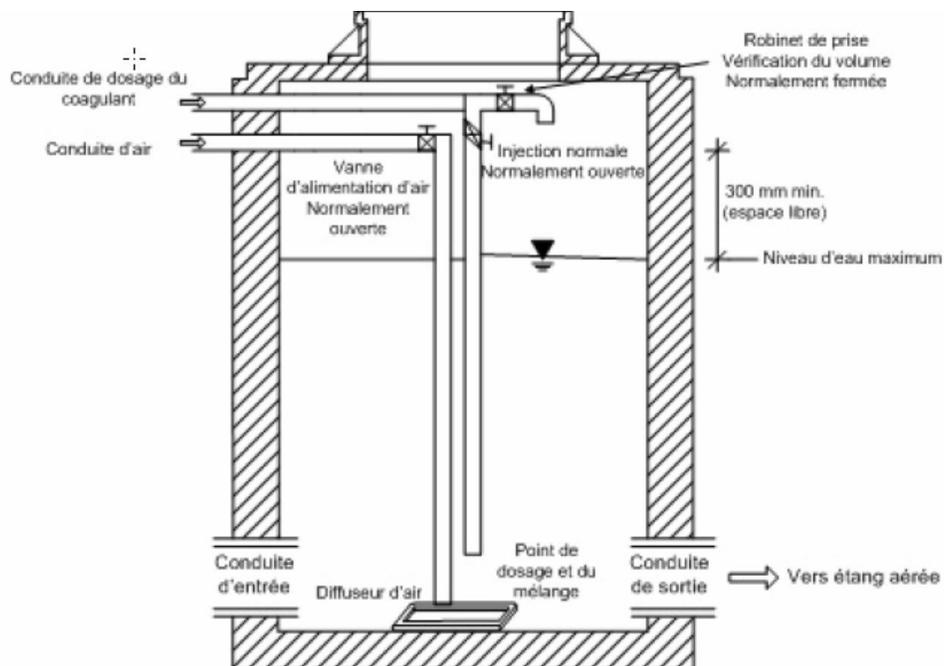


Figure 14.1.3-5 – Schéma d'un regard d'injection de coagulant

L'aération au début du dernier étang devrait être réduite pour favoriser la floculation et maximiser la surface de la zone sans brassage (zone de décantation) tout en maintenant le niveau minimal d'oxygène dissous de 2 mg/l (voir chapitre 9). Une zone sans brassage ayant un temps de rétention hydraulique d'au moins deux journées au débit moyen et une profondeur de 3,5 mètres d'eau correspond à un taux de charge hydraulique (TCH) de $1,75 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}^{-1}$, ce qui est bien moins élevé que les TCH des décanteurs primaires et secondaires.

Dans le cas d'étangs non aérés à vidange périodique, le dosage des produits chimiques peut se faire directement dans les étangs au moyen d'une embarcation motorisée (chaloupe). Cette pratique consiste à déverser un coagulant chimique liquide près de l'hélice du moteur et à parcourir l'ensemble de la surface de l'étang pour assurer sa dispersion avant chaque vidange. Le brassage par l'hélice du moteur favorise le mélange rapide du coagulant. Un délai suffisant avant l'évacuation du surnageant permet ensuite aux précipités formés de sédimenter. Ce délai devrait être d'au moins 24 heures pour une profondeur d'étangs (liquide et boues) allant jusqu'à 1,8 m et d'au moins 48 heures pour les étangs de plus de 1,8 m de profondeur. Cette méthode de dosage a été éprouvée notamment en Ontario et aux États-Unis (Pycha et Lopez, 2000) et est utilisée à quelques endroits au Québec.

14.1.3.5 Point d'injection

L'injection du coagulant pour la déphosphatation chimique peut se faire à plusieurs endroits de la filière liquide. Il y a trois types de précipitations selon le point d'injection du produit chimique :

- La pré-précipitation.
- La coprécipitation.
- La postprécipitation.

La Figure 14.1.3-6 schématise la localisation des points d'injection du coagulant en pré-précipitation, en coprécipitation ou en postprécipitation dans la filière liquide, alors que le

Tableau 14.1.3-4 présente leurs effets sur le traitement.

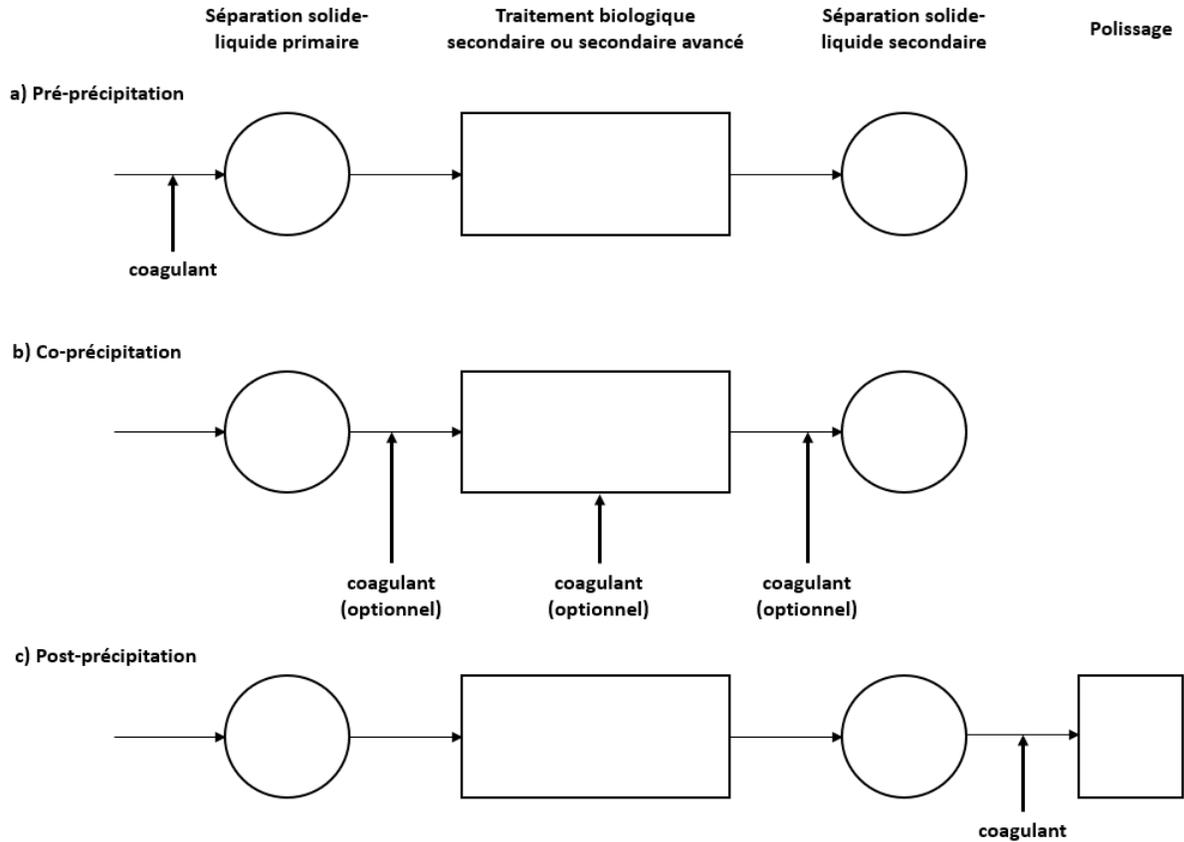


Figure 14.1.3-6 – Schéma des points d'injection du coagulant pour la déphosphatation

Tableau 14.1.3-4 – Effet du point d'injection de coagulant sur différents critères

Critère	Pré-précipitation	Coprécipitation	Postprécipitation
Dosage requis	élevé	modéré	faible
Besoin en flocculant (aide-coagulant)	possible	non	possible
Nuisance à la dégradation biologique carbonée et/ou azotée	possible	possible	nulle
Enlèvement des MES et de la DBO	élevé	modéré	faible
Production de boues	élevée	modérée	faible
Pourcentage de phosphore dans les MES	faible	modéré	élevé
Présence de métaux dans l'effluent final	faible	modérée	élevée

Il est recommandé de prévoir plus d'un point de dosage, comme en amont du décanteur primaire et en amont du décanteur secondaire ou en amont du dernier étang aéré et en amont du polissage pour offrir une plus grande souplesse d'exploitation. De plus, lorsqu'une déphosphatation élevée est requise ou qu'une optimisation des quantités de coagulants dosées est recherchée, on devrait envisager une approche d'injection multipoints. À titre indicatif, trois points de dosage peuvent être appropriés dans les stations d'épuration qui reçoivent des eaux usées brutes dont la concentration de P_{tot} est supérieure à 6 mg/l (EPA, 2008).

14.1.3.5.1 Pré-précipitation

Pour la pré-précipitation, le point d'injection est situé en amont de la décantation primaire. Le concepteur devrait vérifier que le taux de charge hydraulique appliqué au décanteur primaire respecte les recommandations indiquées au chapitre 13 – section 13.1.2.1.

Cas des stations avec traitement biologique secondaire

Lors d'une pré-précipitation en amont d'un traitement biologique secondaire, il faut s'assurer de conserver une concentration de phosphore dans l'affluent du procédé au moins équivalente à 1 ou 1,5 % de la DBO₅ à enlever pour combler les besoins métaboliques des microorganismes. Un manque de phosphore peut causer des effets négatifs sur le traitement biologique (EPA, 2008 ; WEF et ASCE, 2018). Dans certains cas, une pré-précipitation pourrait aussi engendrer une baisse excessive de pH, ce qui nuirait à la dégradation biologique de la pollution carbonée et azotée.

Un enlèvement excessif du phosphore en amont du traitement biologique pourrait survenir dans les stations d'épuration où le contrôle automatisé asservi aux concentrations d'o-PO₄ est typiquement absent et où peuvent se produire de grandes variations de débit sans opérateur présent en permanence au site. Conséquemment, advenant une pré-précipitation sans surveillance soutenue, les dosages de coagulants devraient être limités pour laisser une marge de manœuvre suffisante à l'activité biologique (concentration d'o-PO₄ et plage de pH adéquates). De plus, on devrait prévoir un point d'injection en aval (p. ex. entre le réacteur et le décanteur secondaire ou en postprécipitation) pour terminer l'enlèvement du phosphore au besoin.

Cas des fosses septiques

Dans les très petites stations d'épuration, la décantation primaire se fait souvent dans une fosse septique. La pré-précipitation implique donc une injection de coagulant en amont de la fosse septique. Pour cela, l'effluent de la filière de traitement ou l'effluent de la fosse septique est souvent recirculé à un ratio de 33-100 % du débit moyen de conception. L'injection de coagulant s'effectue alors sur la boucle de recirculation. On a alors besoin d'un mélangeur statique ou d'un serpentín pour assurer un mélange rapide entre l'effluent en recirculation et le coagulant. Le calcul du temps de rétention hydraulique pour le dimensionnement de la fosse septique devrait prendre en compte le débit d'effluent recirculé en plus du débit d'affluent.

Il faut par ailleurs conserver une quantité de phosphore suffisante à l'effluent de la fosse septique pour les besoins de la biomasse du traitement biologique subséquent.

En raison du long TRH dans les fosses septiques, il est possible que se réalise un enlèvement lent du phosphore soluble comme il est décrit par Szabo et collab. (2008) lorsqu'une pré-précipitation est réalisée. Il se produit cependant aussi une solubilisation partielle du phosphore particulaire accumulé sur une longue période à la suite de la digestion des boues (voir chapitre 5). Le concepteur et l'exploitant devraient porter une attention particulière à ces phénomènes.

14.1.3.5.2 Coprécipitation

Pour la coprécipitation, le point d'injection du coagulant se situe généralement entre le réacteur biologique et le décanteur secondaire. Il peut aussi être aménagé en amont ou directement dans le réacteur biologique. Il est recommandé d'assurer un mélange rapide et homogène du coagulant dans toute la masse d'eau pour favoriser la formation de précipités. On peut envisager l'ajout d'une postprécipitation pour terminer l'enlèvement du phosphore au besoin.

Les polyphosphates, qui peuvent représenter 35 % du P_{tot} à l'affluent, réagissent peu aux coagulants métalliques, mais sont rapidement convertis en o-PO₄ lors du traitement biologique. Ainsi, le phosphore soluble à l'effluent du réacteur biologique se retrouve majoritairement sous la forme d'o-PO₄ (EPA, 2010). Ce phénomène améliore sa précipitation lorsque le coagulant est dosé en aval du réacteur. Le décanteur

secondaire devrait être conçu selon les critères énoncés au chapitre 13 en considérant la charge massique supplémentaire engendrée par les précipités (voir chapitre 17).

Comme dans le cas d'une pré-précipitation, une coprécipitation pourrait, dans certains cas, engendrer une baisse excessive du pH, ce qui nuirait à la dégradation biologique de la pollution carbonée et azotée. Ainsi, advenant une coprécipitation dans le réacteur biologique sans surveillance soutenue, on devrait limiter les dosages de coagulants en amont ou dans le réacteur pour laisser une marge de manœuvre suffisante à l'activité biologique en matière de plage de pH.

Les précipités de phosphore formés lors d'une coagulation restent disponibles pour la biomasse s'ils demeurent en contact avec elle. Ainsi, lors d'une coprécipitation, ils suivent le même devenir que les boues biologiques (p. ex. recirculation dans le cas des boues activées, enlèvement ponctuel lors des rétrolavages dans le cas d'un biofiltre, etc.). La littérature ne fait pas état d'un risque de carence en phosphore pour le traitement biologique dans le cadre d'une coprécipitation. Toutefois, lors d'un traitement biologique à court temps de rétention des solides, les microorganismes disposent de peu de temps pour extraire le phosphore des solides. Ainsi, il peut être préférable de prendre des dispositions visant à limiter les dosages de coagulant en amont ou dans le réacteur pour éviter d'entraver l'activité biologique si l'exploitation le requiert.

14.1.3.5.3 Postprécipitation

Dans le but de réduire davantage la concentration de phosphore après un traitement secondaire complet, il peut être requis d'ajouter un point d'injection de coagulant suivi d'une étape de séparation solide-liquide de polissage (voir chapitre 13 – section 13.6).

Une simple décantation n'est pas recommandée en raison de la faible concentration de MES de l'effluent du traitement secondaire qui limite la floculation des particules comme dans le cas des décanteurs à sédimentation discrète (voir chapitre 13 – section 13.3). On doit ajouter un polymère en plus du coagulant lorsque des décanteurs mécanisés sont utilisés. Pour être efficace, la vitesse à travers le décanteur devrait être suffisamment faible pour permettre aux particules de l'effluent secondaire de sédimenter (US EPA, 2010). À cet effet, les décanteurs tertiaires devraient être conçus selon les critères d'un décanteur secondaire à sédimentation discrète (voir section 13.3). On peut également utiliser des décanteurs avec floculation lestée (voir le chapitre 13 – section 13.7).

En ce qui concerne les ouvrages de décantation avec accumulation de solides, leur utilisation pour la séparation solide-liquide en postprécipitation n'est pas documentée. Les rendements attendus à l'effluent d'une fosse septique en traitement primaire ne sont pas nécessairement applicables en traitement tertiaire. De plus, les boues chimiques peuvent relarguer du phosphore lorsqu'elles sont entreposées dans des conditions anaérobies (US EPA, 2008). Des risques de dépassement des normes de rejet de MES et de P_{tot} peuvent survenir si l'exploitation, le suivi et la fréquence de vidange de la fosse septique sont inadéquats. La mise en place d'ouvrages de décantation avec accumulation de solides peut être acceptable en postprécipitation si l'on dispose de résultats d'installations similaires montrant l'atteinte des performances recherchées.

14.1.4 Performances épuratoires

Le phosphore soluble peut être réduit théoriquement à 0,01 mg P/l avec l'aluminium ou à 0,06 mg P/l avec le fer comme il est mentionné à la section 14.1.3.1. Une fois la précipitation du phosphore soluble obtenue, l'efficacité globale de la réduction du P_{tot} dépend de la capacité du système de traitement à retenir le phosphore particulaire. Les procédés de séparation solide-liquide principalement utilisés avec la déphosphatation chimique sont la décantation et la filtration.

Le resserrement des normes de rejet de P_{tot} requiert une réduction de la concentration des MES à l'effluent. Le phosphore peut représenter 1,5 % des MES dans les traitements qui utilisent des produits chimiques (US EPA, 1987 b, citée par US EPA, 2008). En tenant compte du phosphore soluble, il faut généralement moins de 5 mg/l de MES à l'effluent pour obtenir une concentration inférieure à 0,2 mg P/l de P_{tot} (EPA, 2009).

14.1.4.1 Décantation

La décantation du phosphore particulaire peut se limiter au décanteur primaire en pré-précipitation comme dans le cas des traitements physicochimiques ou de la biofiltration. Elle peut aussi se faire en partie ou en totalité dans un décanteur secondaire qui suit une coprécipitation réalisée par exemple dans un bassin de boues activées, ou bien à même un étang peu ou pas agité. Après un traitement secondaire, un procédé de séparation solide-liquide de type polissage peut également être installé.

14.1.4.1.1 Pré-précipitation

Le Tableau 14.1.4-1 présente des concentrations moyennes de P_{tot} obtenues à l'effluent de grandes et très grandes stations de traitement de type physicochimique (SOMAE, 2010-2013). De plus, ce tableau indique la norme de rejet (annuelle ou semi-annuelle) correspondant à ce type de traitement.

Tableau 14.1.4-1 – Performances d'enlèvement du P_{tot} des OMAEU de type physicochimique avec pré-précipitation pour la période 2010 à 2013

Type de procédé	Nombre d'installations	Norme de rejet supplémentaire de P_{tot} (mg P/l)	Performances observées	
			Concentration de P_{tot} à l'effluent (mg P/l)	Rendement d'enlèvement du P_{tot} (%)
Physico-chimique	8	0,5	0,4 +/- 0,02	75 +/- 1,4

L'ensemble des OMAEU de type physicochimique du Québec dosant des produits chimiques (coagulant et polymère) uniquement en pré-précipitation ont démontré avoir la capacité de respecter leur norme de rejet.

Le pourcentage d'enlèvement moyen du P_{tot} des stations de type « physicochimique » est d'environ 75 % (2013), ce qui se retrouve dans la gamme répertoriée par la US EPA (1987a), soit 70-90 %. Selon la US EPA (2008), l'effluent d'un traitement physicochimique pourrait se situer entre 0,5 mg P/l et 1 mg P/l. Les très petites installations qui offrent peu de souplesse et où l'opérateur est peu présent pourraient toutefois éprouver des difficultés à respecter une norme de rejet inférieure à 1 mg P/l.

14.1.4.1.2 Coprécipitation

Sedlak (1991) rapporte qu'un dosage en coprécipitation peut abaisser la concentration de P_{tot} à moins de 1 mg P/l, voire à moins de 0,5 mg P/l s'il y a eu une pré-précipitation en amont. Dans le cas d'une coprécipitation dans un procédé de boues activées, on peut atteindre une concentration de P_{tot} entre 0,5 mg P/l et 1,0 mg P/l à l'effluent du décanteur secondaire (Bott et collab., 2007, cités par la US EPA, 2010).

Le Tableau 14.1.4-2 présente les concentrations moyennes de P_{tot} obtenues à l'effluent de divers OMAEU de type biologique avec coagulation chimique (sans distinction relative à la présence ou non d'une postprécipitation) pour la période de 2017 à 2019 (SOMAEU). De plus, ce tableau indique la norme de rejet (annuelle ou semi-annuelle) correspondant à ces divers traitements.

L'ensemble des OMAEU du Québec de type biologique dosant des produits chimiques en coprécipitation (suivie ou non d'une postfiltration) présentent des concentrations moyennes de phosphore qui respectent généralement la norme de rejet à l'exception des biofiltres et des disques biologiques rotatifs. Toutefois, dans le cas particulier des disques biologiques rotatifs, il est reconnu que le problème provient de l'étape de décantation. En installant un procédé de séparation solide-liquide plus adéquat qu'un décanteur secondaire à sédimentation floculée après ceux-ci, la norme de rejet devrait être respectée.

Tableau 14.1.4-2 – Performances d'enlèvement du P_{tot} des OMAEU de type biologique avec coprécipitation pour la période 2017 à 2019 (MELCC, 2020a, 2020b et 2021)

Type de procédé	Nombre d'installations	Norme de rejet supplémentaire de P_{tot} ^a (mg P/l)	Performances observées	
			Concentration de P_{tot} moyenne à l'effluent (mg P/l)	Rendement moyen (%)
Boues activées	40	0,6-0,8	0,5	87
Biofiltres	7	0,6-0,8	0,7	77
Disques biologiques rotatifs	19	0,8-1,0	0,8	79
Étangs aérés	418	0,8	0,7 ^b	76
Étangs non aérés à vidange périodique	23	1,0	0,9 ^b	51

Note générale : inclut sans distinction des données de traitements comprenant une coprécipitation et une postprécipitation. Les installations de ce type sont toutefois peu courantes et, de manière générale, les valeurs données dans ce tableau peuvent être considérées comme représentatives d'une coprécipitation.

^aNormes applicables aux systèmes réalisant une coprécipitation.

^bInclut une minorité d'installations réalisant un protocole de surdosage de coagulant pour atteindre une norme plus basse que celles indiquées.

14.1.4.1.3 Postprécipitation

La postprécipitation en aval d'un traitement biologique avec coprécipitation et décantation secondaire permet d'atteindre une concentration de P_{tot} à l'effluent entre 0,1 à 0,2 mg P/l. Cette postprécipitation requiert un ajout de coagulant et de polymère en amont d'une séparation solide-liquide tertiaire (Nutt, 1991). Lorsque des décanteurs mécanisés sont utilisés en traitement tertiaire, leur performance est améliorée par l'ajout de polymère après la précipitation chimique pour aider la floculation et la sédimentation (US EPA, 2010). Ils sont souvent suivis d'une filtration pour obtenir de faibles concentrations en phosphore à l'effluent. Des concentrations en P_{tot} entre 0,032 et 0,62 mg P/l ont été atteintes dans quatre stations d'épuration munies d'une décantation tertiaire (Reardon, 2005 cité par US EPA, 2010).

Dans le cas des très petites installations avec peu de souplesse et où l'opérateur est peu présent, de telles performances pourraient toutefois être difficiles à atteindre. Ainsi, lorsqu'une postprécipitation est ajoutée à une station de très petites tailles, comme celles utilisant de nouvelles technologies classées sans performance en déphosphatation, une norme de rejet de 1 mg P/l est généralement fixée.

14.1.4.2 Filtration

Le Tableau 14.1.4-3 présente les résultats de suivi pour l'année 2013 de différents OMAEU munis d'un traitement secondaire et d'une filtration granulaire avec ajout de coagulant en coprécipitation ou en postprécipitation (SOMAE). Les normes de rejet sur la période et quelques détails de conception y sont également présentés.

Il est possible de remarquer qu'en 2013, les stations avec postfiltration granulaire dont la norme de rejet de P_{tot} était de 0,3 mg P/l ont rejeté en moyenne 0,20 mg P/l avec un écart type de 0,08 mg P/l. Les filtres à sable classiques, ayant en moyenne un taux de filtration de 0,07 L.m⁻².min⁻¹ à la sortie des étangs aérés, sont en exploitation depuis plus de 10 ans sans qu'un colmatage ait été observé.

Tableau 14.1.4-3 – Suivis d’installations québécoises avec traitements secondaires, coagulation chimique et filtration granulaire

Traitement secondaire	Type de filtre granulaire	Normes de rejet de P_{tot}		Concentration de P_{tot} pour l’année 2013		TCH à Q_{moy} 2013 ($L \cdot m^{-2} \cdot min^{-1}$)	Détails
		Concentration (mg P/l)	Période	Affluent (mg P/l)	Effluent (mg P/l)		
Boues activées	Filtre ascendant continu à lit profond (Dynasand)	0,8 0,6	mensuelle semi-annuelle	1,44	0,28	140	12 filtres de 2,3 m ² /filtre
Boues activées (Lac Ste-Marie)	Filtre à vortex (Vortisand)	0,3	annuelle	6,17	0,23	47	3 filtres de 0,65 m ² /filtre (2 en exploitation) ; Diam. 0,91 m ; $D_{sable} = 0,4$ mm Coprécipitation en amont DS
Boues activées (Ste-Agathe-des-Monts)	Filtre à pont roulant	0,5 0,3	mensuelle annuelle	1,13	0,27	62	2 filtres monocouches de 52,7 m ² /filtre ; Lavage de 1 à 2 fois par jour Postprécipitation
Boues activées (Magog)	Filtre à pont roulant	0,5 0,3	mensuelle annuelle	2,67	0,11	77	2 filtres monocouches de 56,5 m ² /filtre Coprécipitation en amont DS
Boues activées (Victoriaville)	Filtre à lit profond	0,5 0,3	mensuelle semi-annuelle	4,24	0,14	97	8 filtres monocouche de 28 m ² /filtre ; $D_{10} = 1,3$ mm ; $C_u = 1,6$; Épaisseur de sable = 1,5 m ; Coprécipitation en amont DS
Physicochimique (Saint-Jean-sur-Richelieu)	Filtre à lit profond	0,5 0,3	mensuelle annuelle	3,03	0,27	84	10 filtres de 49 m ² /filtre Épaisseur de sable = 1,0 m $D_{sable} = 1,8$ mm Pré-précipitation
Étangs aérés	Filtration lente	0,3	annuelle	2,94	< 0,02	0,079	Épaisseur de sable = 750 mm ; $D_{10} = 0,22$ mm ; $C_u = 4,0$
Étangs aérés (Warden)	Filtration lente	0,3	annuelle	1,86	0,23	0,104	3 filtres de 575 m ² /filtre (1 en exploitation) Épaisseur de sable = 750 mm Coprécipitation entre E2-E3
Étangs aérés (Saint-Malo)	Filtration lente	0,3	annuelle	6,59	0,23	0,021	4 filtres de 484 m ² /filtre (3 en exploitation) ; Épaisseur de sable = 750 mm (classe A) Coprécipitation E1-E2

Note : DS = décanteur secondaire, E = étang

Le Tableau 14.1.4-4 présente des concentrations de P_{tot} à l'effluent rapportées dans la littérature pour diverses stations de traitement avec filtration granulaire ou membranaire (US EPA, 2008 et 2010). Les concentrations obtenues sont inférieures à 0,3 mg P/l pour la filtration granulaire et inférieures à 0,1 mg P/l pour la double filtration granulaire ou la filtration membranaire. Lorsqu'une filtration est réalisée après un traitement biologique avec coprécipitation et décantation secondaire, une concentration de P_{tot} entre 0,15 et 0,30 mg P/l est généralement atteinte à l'effluent (Nutt, 1991). Par ailleurs, lorsqu'une postprécipitation est réalisée en amont de cette filtration, la concentration diminue entre 0,10 mg P/l et 0,20 mg P/l, comme mentionné à la section 14.1.4.1.3. Si la porosité nominale de la membrane est inférieure à 0,05 μm , la filtration membranaire devrait être en mesure de réduire la concentration de phosphore en deçà de 0,1 mg P/l.

Tableau 14.1.4-4 – Réduction en phosphore rapportée dans la littérature pour divers traitements avec filtration granulaire ou membranaire

Concentration de P_{tot} à l'effluent	Procédé
0,1 à 0,5 mg P/l	Précipitation chimique avec filtration granulaire simple étape Précipitation chimique avec décantation tertiaire et filtration granulaire simple étape
< 0,1 mg P/l	Effluent < 5 MES/l et absence de P_s Précipitation chimique avec filtration granulaire double étape Filtration à haute performance (technologies émergentes : Trident, BluePro) Précipitation chimique avec filtration membranaire à faible pression (MF et UF) Précipitation chimique multi-points, floculation avec polymère, décantation tertiaire et lit d'infiltration

Sources : US EPA (2008) et US EPA (2010).

14.1.5 Exploitation

14.1.5.1 Suivi

Pour ajuster le dosage de coagulant, il est recommandé d'effectuer un suivi au moyen d'analyses d' $o\text{-PO}_4$. Celles-ci peuvent être réalisées facilement et fréquemment sur place à peu de frais. Le rapport $P_{tot}/o\text{-PO}_4$ devrait préalablement être établi puisque les normes de rejet s'appliquent au P_{tot} . Les analyses de P_{tot} pour le suivi à transmettre au MELCCFP doivent être réalisées par un laboratoire accrédité.

Comme l'enlèvement du phosphore requiert une réduction de la concentration des MES à l'effluent, le suivi de la turbidité peut également donner une indication de la qualité de la déphosphatation.

Cas des étangs

Pour améliorer les procédures de dosage et s'assurer du respect des normes de rejet, l'exploitant d'une station d'épuration par étangs aérés devrait suivre les recommandations ci-dessous :

- Effectuer périodiquement des tests pour déterminer la dose de coagulant requise.
- Valider régulièrement le facteur de conversion $P_{tot}/o\text{-PO}_4$ à l'effluent durant la période où la norme de rejet est en vigueur, et ce, selon différentes conditions météorologiques (température, pluie, etc.) ou d'exploitation (présence d'algues, etc.). Cette validation permet de mieux prédire la concentration de P_{tot} à partir d'une valeur mesurée sur le terrain en $o\text{-PO}_4$. De plus, une courbe de dosage (coagulant par rapport au $o\text{-PO}_4$) pourrait être réalisée.
- Vérifier la calibration de la pompe doseuse périodiquement soit à l'aide d'un jeu de vannes et d'un cylindre gradué près de la pompe doseuse, soit encore mieux en mesurant le débit dosé près du point d'injection.

- Amorcer la déphosphatation plusieurs semaines avant la période d'application de la norme de rejet pour être pleinement efficace lorsque celle-ci entre en vigueur.

Cas des fosses septiques

Lorsqu'une pré-précipitation est réalisée dans une fosse septique, il est requis de faire un suivi régulier de l'accumulation des boues. En effet, la déphosphatation chimique augmente la production de boues, ce qui peut nécessiter une vidange plus fréquente de la fosse septique. On recommande également un suivi régulier de la concentration d'o-PO₄ à l'affluent et à l'effluent de la fosse septique pour ajuster le dosage de coagulant et la recirculation ainsi que valider le facteur de conversion P_{tot}/o-PO₄. On devrait envisager une vidange des boues de la fosse septique dès que les critères d'accumulation sont atteints (voir chapitre 5) ou lorsqu'un relargage plus important d'o-PO₄ est constaté, ce qui serait contre-productif. La vérification du bon fonctionnement des pompes doseuses et leur calibration annuelle sont requises.

14.1.5.2 Injection du coagulant dans les étangs non aérés à vidange périodique

La chaloupe utilisée pour le dosage de coagulant dans les étangs non aérés à vidange périodique devrait être de type commercial à fond plat. Elle devrait être en mesure d'accueillir en toute sécurité : deux personnes, les équipements du dosage chimique ainsi que les équipements assurant la protection du personnel (p. ex. écope, paire de rames, ligne d'attache flottante) conformément aux règles de santé et sécurité au travail. La chaloupe doit respecter les normes de la partie III du *Règlement sur les petits bâtiments* (DORS 2010/91) ainsi que celles applicables aux bâtiments autres que ceux de plaisance (TP 1332) de Transports Canada. Le numéro d'identification de coque (NIC) devrait apparaître sur l'embarcation. La légèreté de l'embarcation peut être un critère à considérer selon le mode de mise à l'eau et de sortie de l'eau.

14.2 Enlèvement de l'azote

L'azote est présent dans les eaux usées sous plusieurs formes dont :

- azote organique (N_{org}) ;
- azote ammoniacal total (AAT) qui comprend l'ammoniac libre (NH_3) et l'ion ammonium (NH_4^+) ;
- nitrite (NO_2^-) ;
- nitrate (NO_3^-).

Dans les eaux usées brutes arrivant aux stations d'épuration, l'azote est principalement présent sous forme d'azote organique (N_{org}) et d'azote ammoniacal (AAT). L'azote total Kjeldahl (NTK) représente la somme de ces deux formes d'azote. L'azote total (N_{tot}) comprend quant à lui le NTK ainsi que les nitrites et les nitrates (NO_x). L'azote organique peut être décomposé et relargué sous forme d'azote ammoniacal par le processus d'ammonification.

La présence d'AAT dans l'effluent est à surveiller, car ses formes ionisée (NH_4^+) et non ionisée (NH_3) peuvent causer une toxicité dans l'effluent et le cours d'eau récepteur. Par ailleurs, l'azote favorise, avec le phosphore, l'eutrophisation des milieux récepteurs, notamment en milieux marins ou saumâtres (Environnement Canada, 2003). La littérature reconnaît qu'une des deux principales causes de l'hypoxie des eaux profondes de l'estuaire et du golfe du Saint-Laurent est l'apport anthropique de nutriments, particulièrement l'azote en eaux salées, et de matières organiques par les activités urbaines et agricoles (Jutras et collab., 2020).

Les nitrites et les nitrates, qui sont les produits de la nitrification, représentent un problème de santé publique lorsqu'ils sont présents dans les eaux destinées à la consommation, car ils peuvent causer la méthémoglobinémie (syndrome du bébé bleu) et le cancer de l'estomac (Environnement Canada, 2003). On peut rechercher leur enlèvement partiel dans les procédés de traitement de la station d'épuration, notamment lorsque les eaux usées sont infiltrées dans le sol à proximité d'une installation de prélèvement d'eau souterraine destinée à la consommation humaine (voir chapitre 6) ou pour certaines applications liées à la réutilisation des eaux usées. La réduction des nitrates peut aussi être requise pour des considérations environnementales comme la lutte contre l'eutrophisation des estuaires en eau salée.

14.2.1 Besoins métaboliques de la biomasse hétérotrophe

L'azote est un nutriment consommé par la biomasse hétérotrophe selon un ratio typique C : N de 100 : 5. L'azote consommé est par la suite relargué lors de la respiration endogène et de la digestion des boues biologiques. La quantité d'azote retenue par la biomasse hétérotrophe dans une station d'épuration peut être très faible. Dans le but de respecter des normes de rejet d'azote ammoniacal, on devrait viser un enlèvement biologique par la biomasse autotrophe.

La nitrification peut se faire dans le réacteur où se fait la dégradation de la matière organique à deux conditions :

- Le temps de rétention des boues (TRB) dans le réacteur devrait être suffisamment grand (15 à 20 jours pour un procédé de boues activées), car la croissance de la biomasse autotrophe est plus lente que celle de la biomasse hétérotrophe.
- Suffisamment d'oxygène devrait être fourni pour permettre l'activité simultanée des deux groupes d'organismes, car l'affinité de la biomasse autotrophe pour l'oxygène dissous est huit fois plus faible que celle des bactéries hétérotrophes.

La nitrification se produit donc mieux une fois la dégradation de la pollution carbonée réalisée, soit en fin de traitement secondaire. C'est pourquoi l'on prévoit souvent une étape de traitement consacrée à l'enlèvement de l'azote ammoniacal.

14.2.2 Nitrification

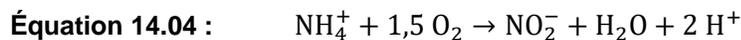
La nitrification peut être réalisée pour réduire la concentration d'AAT en vue de respecter une norme d'AAT ou de toxicité aiguë à l'effluent.

14.2.2.1 Principe de fonctionnement

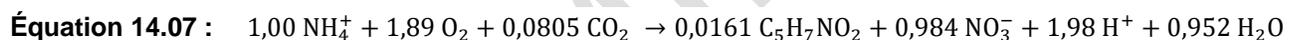
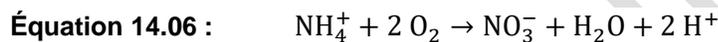
La nitrification consiste en l'oxydation de l'azote ammoniacal en nitrate par l'action conjointe de deux types de bactéries :

- celles qui oxydent les NH_4^+ en nitrites (bactéries dites AOB pour *ammonium oxidizing bacteria*) – réaction de nitritation ;
- celles qui oxydent les nitrites en nitrates (bactéries dites NOB pour *nitrite oxidizing bacteria*) – réaction de nitratisation.

Les équations 14.04 et 14.05 présentent respectivement les réactions génériques de nitritation et de nitratisation (WEF et ASCE/EWRI, 2005).



La nitrification peut être décrite de façon simplifiée par l'équation 14.06 ou en incluant la croissance de la biomasse par l'équation 14.07 (Environnement Canada, 2003).



14.2.2.2 Biomasse

La quantité d'azote assimilée par la biomasse autotrophe (besoins métaboliques) est négligeable, car elle représente moins de 2 % de la quantité d'azote nitrifiable (WEF et ASCE/EWRI, 2005).

La production de la biomasse autotrophe (boues) est de 0,10 à 0,15 g MVES formées/g AAT-N nitrifié (voir chapitre 10 – Tableau 10.3.1-4).

14.2.2.3 Conditions optimales pour la nitrification

La nitrification peut se réaliser entre des pH de 6,0 à 10,0. Pour des performances optimales, on devrait maintenir le pH entre 6,5 et 8,0 dans le bioréacteur (WEF, 2006).

De plus, pour ne pas limiter la nitrification, il est recommandé de maintenir la concentration d'oxygène dissous à une valeur égale ou supérieure à 2 mg O_2 /l (Environnement Canada, 2003). Théoriquement, les besoins en oxygène sont de 4,57 g O_2 /g AAT-N nitrifié (Environnement Canada, 2003).

La température influe de manière importante sur la croissance des bactéries autotrophes. Bien que la nitrification puisse parfois se réaliser à de très basses températures dans certaines conditions, la plage de températures optimales est de 30 à 35 °C (Environnement Canada, 2003). Le coefficient de température θ pour ajuster le taux de croissance des bactéries nitrifiantes selon la relation d'Arrhenius varie entre 1,06 et 1,12 (voir chapitre 10 – Tableau 10.3.1-5) en fonction du procédé et du facteur de sécurité souhaité.

La biomasse autotrophe requiert la présence de phosphore pour combler ses besoins métaboliques. La concentration de phosphore dans les eaux usées est rarement problématique sauf en cas de déphosphatation chimique en amont du bioréacteur qui pourrait mener à une carence (M&EA, 2014). Le dosage de coagulant devrait être ajusté en conséquence notamment lors d'une pré-précipitation.

14.2.2.4 Alcalinité

Les bactéries autotrophes utilisent les ions bicarbonates (HCO_3^-) comme source de carbone dans leur synthèse métabolique (WEF, 2011). La nitrification libère ainsi des ions H^+ et il y a consommation d'alcalinité. Théoriquement, le ratio est de 7,14 g CaCO_3 consommés/g AAT-N nitrifié (WEF et ASCE/EWRI, 2005). L'alcalinité représente le pouvoir tampon des eaux usées. Si elle est insuffisante, une baisse significative du pH aura lieu, et la nitrification pourrait être inhibée. Il pourrait alors être requis d'ajouter une source d'alcalinité aux eaux usées. Le dosage de produits basiques est abordé au chapitre 17. Il est recommandé que l'alcalinité résiduelle de l'effluent du procédé de nitrification soit d'au moins 50 mg CaCO_3/l , ce qui correspond à un pH de 6,8 (M&EA, 2014), et préférablement de 100 mg CaCO_3/l . Une telle concentration est normalement garante d'une alcalinité suffisante dans le procédé (WEF et ASCE/EWRI, 2005).

14.2.2.5 Procédés biologiques

Du fait que la croissance de la biomasse autotrophe est plutôt lente, les variations de charge de NTK à l'affluent (augmentation du débit ou de la concentration) peuvent induire une augmentation d'AAT à l'effluent du procédé de nitrification. Les procédés à court TRH (dont les procédés à cultures fixées) sont plus sensibles à cette problématique (WEF et ASCE/EWRI, 2005).

Pour les procédés à culture en suspension, le TRB devrait être suffisamment élevé pour avoir une biomasse autotrophe stable qui se maintient dans le réacteur (WEF et ASCE/EWRI, 2005).

Les procédés à culture fixée présentent généralement des étapes distinctes pour l'enlèvement de la matière organique et la nitrification. En effet, la croissance de la biomasse autotrophe sur le garnissage reste limitée tant que les concentrations de DBO_5C soluble ou de DBO_5C totale sont respectivement supérieures à 15 mg/l ou 20 mg/l (WEF et ASCE/EWRI, 2005). Il faut également s'assurer que la biomasse nitrifiante se développe durant la saison estivale lors de la deuxième étape du traitement pour pouvoir maintenir une nitrification efficace en période plus froide. Cela est particulièrement important pour les traitements subséquents aux étangs aérés. En matière d'exploitation, il peut être requis d'optimiser l'aération (limiter l'aération dans les étangs pour déplacer la nitrification vers l'aval) ou d'effectuer diverses opérations (p. ex. contournement partiel d'une cellule) tout en s'assurant de respecter les normes de rejet pour tous les paramètres.

Les critères de conception des procédés biologiques permettant d'assurer une nitrification efficace sont indiqués dans les chapitres portant sur chacune des technologies.

14.2.3 Dénitrification

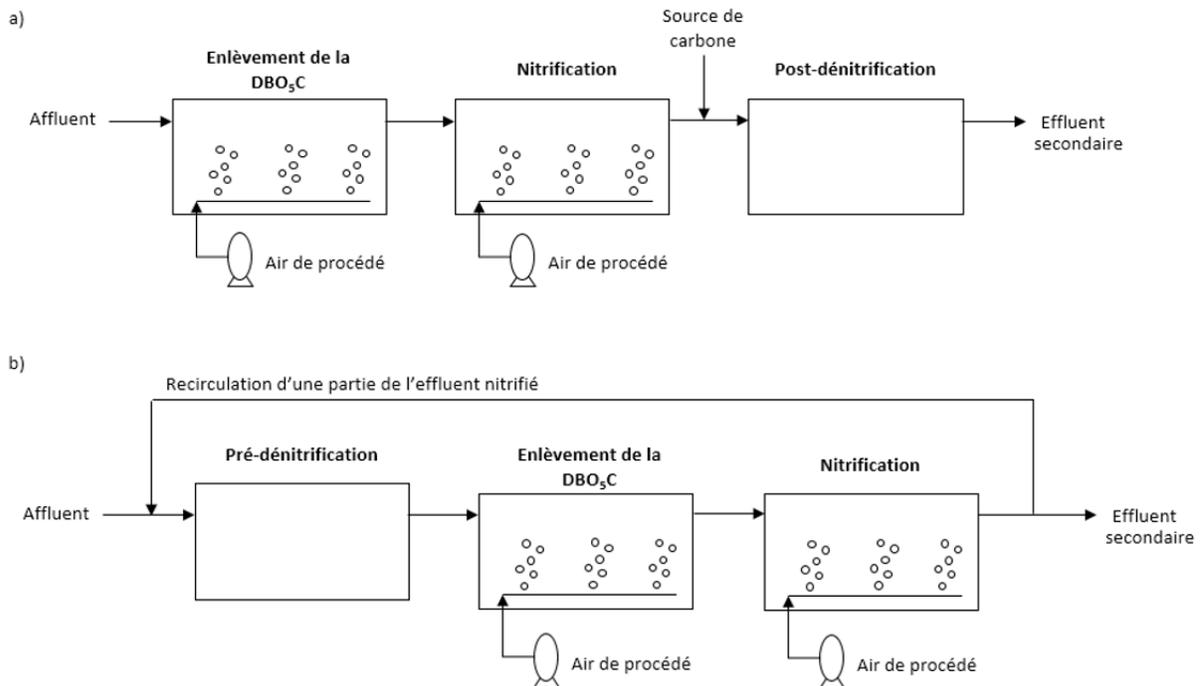
14.2.3.1 Principe de fonctionnement

La dénitrification est requise lorsqu'on recherche une réduction de l'azote total. Certains concepteurs proposent aussi cette étape dans le but de réduire la consommation énergétique requise pour l'aération du procédé de traitement.

En l'absence d'oxygène, les bactéries hétérotrophes qui oxydent la matière organique sont capables d'utiliser les nitrates (NO_3^-) produits lors de l'étape de nitrification comme accepteurs finaux d'électrons. Les nitrates sont alors transformés en diazote gazeux (N_2). Ce processus est la dénitrification. La réaction se produit en conditions anoxiques³, et une source de carbone est nécessaire pour subvenir aux besoins métaboliques de la biomasse dénitrifiante.

³ Conditions anoxiques : absence d' O_2 , présence de NO_x

La Figure 14.2.3-1 présente deux configurations possibles pour la dénitrification, soit en aval du traitement secondaire (postdénitrification) soit en amont (prédénitrification). Pour une dénitrification avancée, il est possible de prévoir à la fois une prédénitrification et une postdénitrification.



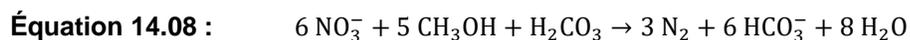
Notes :

- 1) Différents types de procédés biologiques peuvent être utilisés à chaque étape de traitement (BA, RBGS, biofiltration, etc.).
- 2) Aucune séparation solide-liquide n'est représentée sur les schémas. Elle peut être insérée entre chaque étape ou à la fin du traitement biologique.

Figure 14.2.3-1 – Schémas de procédé a) d'une postdénitrification et b) d'une prédénitrification

• Postdénitrification

Lorsque le réacteur pour la dénitrification se trouve en aval de la filière de traitement, à la suite d'une nitrification (postdénitrification), il est nécessaire d'ajouter une source de carbone externe, car celui présent naturellement dans les eaux usées a été en majeure partie consommé dans les réacteurs précédents. Cette source de carbone externe devrait, de préférence, être rapidement biodégradable, sans nutriment et stable lorsque stockée (WEF et ASCE/EWRI, 2005). Le méthanol (CH_3OH) est le plus utilisé, chaque gramme correspondant à 1,5 gramme de DCO (M&EA, 2014). La dénitrification en présence de méthanol peut être décrite de façon simplifiée à l'aide de l'équation suivante (WEF et ASCE/EWRI, 2005) :



Bassin anoxie : bassin non aéré recevant surtout des NO_x , mais aussi un peu d' O_2 (p. ex. recirculation d'effluent ou de boues)

Théoriquement, en incluant l'assimilation biologique (non présentée dans l'équation 14.08), il faut environ 2,5 g CH₃OH/g NO₃-N à réduire (Environnement Canada, 2003). Dans la pratique, de 20 à 100 % plus de méthanol que la quantité théorique est nécessaire en raison de sa consommation par les réactions compétitives dues à la présence résiduelle d'oxygène et de nitrite (Environnement Canada, 2003). La dose de méthanol requise peut se calculer à l'aide de la formule suivante (WEF, 2011) :

Équation 14.09 : $D_{\text{CH}_3\text{OH}} = 2,47 \text{ NO}_3^- + 1,53 \text{ NO}_2^- + 0,87 \text{ OD}$

où :

$D_{\text{CH}_3\text{OH}}$: dose de méthanol requise pour la dénitrification (mg CH₃OH/l) ;

NO_3^- : concentration de nitrate (mg N/l) ;

NO_2^- : concentration de nitrite (mg N/l) ;

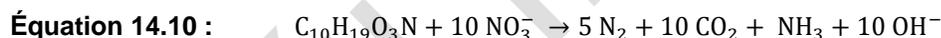
OD : concentration d'oxygène dissous (mg O₂/l).

Comme la quantité d'oxygène dissous dans le réacteur est censée être très faible, il est raisonnable de prévoir une consommation de 3 g DBO₅C/g NO₃-N dénitrifié (WEF et ASCE/EWRI, 2005).

Dans le cas d'une postdénitrification, il est recommandé de prévoir un bassin d'aération après le bassin anoxique pour oxyder tout excès de méthanol et dégazer les bulles de diazote contenues dans l'effluent dénitrifié (WEF et ASCE/EWRI, 2005).

- **Prédénitrification**

Une autre option consiste à effectuer la dénitrification en tête de traitement secondaire (prédénitrification) en recirculant une partie de l'effluent nitrifié avec l'affluent qui contient de la matière organique. Dans un tel cas, les besoins en oxygène de la biomasse hétérotrophe aérobie présente dans le procédé biologique subséquent (pour l'enlèvement de la DBO₅C) seront réduits puisqu'il y aura moins de matière organique à consommer. Avec cette configuration, 1 g de NO₃-N dénitrifié économisera théoriquement 2,86 g d'O₂ pour l'oxydation de la matière organique (Environnement Canada, 2003). La réaction de dénitrification dans l'affluent peut se traduire par l'équation suivante où la matière organique est représentée par C₁₀H₁₉O₃N (US EPA, 2010) :



Dans le cas de la prédénitrification, l'enlèvement de l'azote dépend du ratio de recirculation de l'effluent nitrifié. Par ailleurs, il faut exercer un bon contrôle de l'oxygène dissous dans le dernier bassin aéré pour permettre la nitrification, mais éviter un apport d'oxygène trop important dans la zone anoxique, ce qui limiterait voire inhiberait la dénitrification (WEF et ASCE/EWRI, 2005). En cas de faible taux de dénitrification, l'important apport de nitrate dans la zone aérobie pourrait favoriser la prolifération de bactéries filamenteuses (WEF et ASCE/EWRI, 2005).

14.2.3.2 Biomasse

La production de biomasse hétérotrophe (boues) lors de la dénitrification est théoriquement de 0,52 g MVES/g NO₃-N réduit, mais varie plutôt entre 0,4 et 0,8 g MVES/g NO₃-N (Qasim et Zhu, 2018). Lorsque le méthanol est utilisé comme source de carbone, la production de biomasse est d'environ 0,18 g MVES/g DCO à 20 °C (WEF, 2011).

14.2.3.3 Conditions optimales pour la dénitrification

L'oxygène constitue l'accepteur d'électrons privilégié lors des réactions d'oxydation de la matière organique. Dans des conditions anoxiques, le taux de croissance des bactéries hétérotrophes est d'environ 20 % moindre que celui observé en présence d'oxygène (Environnement Canada, 2003). Il est considéré que la dénitrification est complètement interrompue lorsque la concentration d'oxygène dissous dépasse 1 mg O₂/l (Environnement Canada, 2003). Elle peut toutefois commencer à être limitée dès une

concentration d'oxygène dissous de 0,1 mg/l (Qasim et Zhu, 2018) ou de 0,2 mg/l (Randall et collab., 1992, cités par WEF et ASCE/EWRI, 2005).

La gamme optimale de pH pour la dénitrification est de 6,5 à 7,5 (Environnement Canada, 2003).

Les bactéries dénitrifiantes étant des bactéries hétérotrophes aérobies facultatives, leur activité est ralentie à des températures froides (inférieures à 15 °C). On devrait ajuster leur taux de croissance selon la relation d'Arrhenius.

Pour assurer une quantité suffisante d'accepteurs d'électrons lors de la dénitrification, Randall et collab. recommandent un ratio DBO₅C : NTK de l'ordre de 4 : 1 (1992, cités par M&EA, 2014).

On devrait trouver une concentration suffisante de phosphore dans l'affluent du réacteur pour combler les besoins métaboliques de la biomasse hétérotrophe. En présence d'une déphosphatation chimique en amont du réacteur, il peut être nécessaire d'optimiser le dosage du coagulant ou d'ajouter de l'acide phosphorique pour maintenir un bon taux de dénitrification (WEF et ASCE, 2010).

14.2.3.4 Alcalinité

Contrairement à la nitrification, la dénitrification augmente l'alcalinité des eaux d'un ratio théorique de 3,57 mg CaCO₃/mg NO₃-N dénitrifié (Environnement Canada, 2003). Cet apport étant moindre que la consommation par nitrification, il reste nécessaire de prévoir les équipements de dosage d'alcalinité au besoin (voir chapitre 17).

14.2.3.5 Procédés biologiques

Les critères de conception des procédés biologiques permettant de réaliser la dénitrification sont indiqués dans les chapitres consacrés à chacune des technologies. Lorsque l'enlèvement de l'azote total est requis, une prédénitrification est généralement prévue en premier lieu. Au besoin, une postdénitrification (avec ajout de carbone) peut être ajoutée à la filière de traitement. À noter qu'une bonne nitrification est primordiale pour obtenir une dénitrification efficace.

14.2.4 Procédé NP/A

NP/A signifie nitrification partielle/anammox. Ce procédé présente un important potentiel dans le traitement biologique de l'azote. Le terme « anammox » pour *anaerobic ammonium oxidation* représente en fait un type de biomasse qui se développe en milieu anoxique (bactéries de type planctomycète). Découverte durant les années 1990, son application est de plus en plus explorée, mais demeure récente.

Ce procédé a été développé pour les eaux hautement chargées d'azote ammoniacal comme les filtrats, les concentrats ou les surnageants produits par la filière solide. En raison de leur température et de leur forte concentration d'azote, on peut envisager d'intégrer le procédé NP/A à la filière solide avant le retour des effluents en tête de filière liquide. Il est généralement nécessaire d'inoculer le réacteur étant donné le développement très lent des bactéries anammox. Plus de 75 % des installations à pleine échelle des procédés NP/A traitent d'ailleurs les effluents de la filière solide de stations d'épuration municipales (Lackner et collab., 2014). Bien que l'intégration du procédé NP/A à la filière liquide soit théoriquement possible, elle demeure plus complexe, et cette application n'est pas qualifiée comme « conventionnelle ».

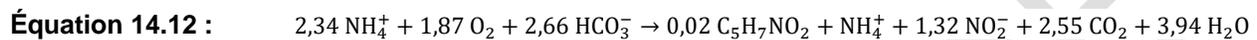
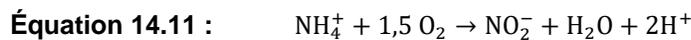
Par conséquent, les caractéristiques et les critères de conception présentés dans ce chapitre ne s'appliquent qu'aux procédés NP/A installés dans la filière solide. L'installation d'un procédé NP/A dans la filière liquide devra suivre le processus de validation des technologies de traitement de l'eau du BNQ pour obtenir une fiche du CTTEU.

14.2.4.1 Principe de fonctionnement

14.2.4.1.1 Réactions

- **Nitritation partielle**

Lors de la nitritation partielle, on vise une conversion de 57 % de l'azote ammoniacal en nitrite dans le but d'obtenir suffisamment de réactifs pour amorcer la réaction anammox subséquente. On peut décrire de façon simplifiée la nitrification partielle par l'équation 14.11 ou en incluant la croissance de la biomasse par l'équation 14.12 (M&EA, 2014).



- **Réaction anammox**

La réaction anammox se traduit par une conversion d'azote ammoniacal et de nitrite en diazote gazeux. Elle peut se traduire de façon simplifiée par l'équation 14.13 ou en incluant la croissance de la biomasse par l'équation 14.14 (M&EA, 2014 ; US EPA, 2010) :



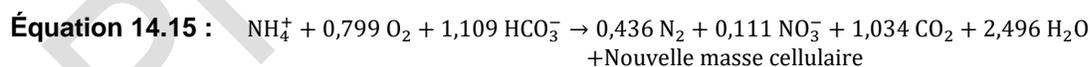
L'équation 14.14 montre que le ratio idéal $\text{NH}_4^+ : \text{NO}_2^-$ est de 1 : 1,32.

La réaction anammox se produit en milieu anoxique, tout comme la dénitrification. Toutefois, contrairement aux bactéries dénitrifiantes, les bactéries anammox ne requièrent pas d'ajout de carbone organique pour leur croissance. Elles sont autotrophes et utilisent le HCO_3^- pour leur synthèse cellulaire.

Bien qu'ils soient un des réactifs, les nitrites inhibent la réaction anammox lorsqu'ils sont présents en trop grandes concentrations. Le seuil d'inhibition varie selon les types de procédés; ceux à boues granulaires ou à garnissage semblent en effet moins sensibles (Bowden et collab., 2015). Lackner et collab. (2014) rapportent de leur revue de littérature des inhibitions de la réaction anammox parfois dès 5 mg $\text{NO}_2\text{-N/l}$, alors que d'autres fois l'inhibition n'est que partielle en présence de 350 mg $\text{NO}_2\text{-N/l}$. Outre la concentration, le temps d'exposition des bactéries anammox aux nitrites influe aussi sur l'ampleur de l'inhibition (Van Hulle et collab., 2010, cités par Bowden et collab., 2015).

- **Réaction globale**

La réaction globale du procédé anammox est représentée par l'équation suivante (Qasim et Zhu, 2018) :



Stœchiométriquement, le procédé NP/A permet de convertir 87 % de l'azote ammoniacal en diazote gazeux, 11 % en nitrate et 2 % en nouvelle masse cellulaire (Qasim et Zhu, 2018).

14.2.4.1.2 Avantages et inconvénients

Le Tableau 14.2.4-1 présente les avantages et inconvénients de la réaction anammox comparativement à la dénitrification hétérotrophe.

Tableau 14.2.4-1 – Avantages et inconvénients de la réaction anammox

Avantages	Inconvénients
Demande réduite d'oxygène (nitrification partielle au lieu d'une nitrification complète)	Moins bonne capacité d'adaptation du système aux variations de charge
Ajout de matière organique non requis	Biomasse plus sensible aux changements de conditions de traitement (température, pH, etc.)
Production de boues réduite (taux de croissance plus faible)	Requiert un suivi et un contrôle des paramètres d'exploitation plus rigoureux

14.2.4.1.3 Types de procédés

Plusieurs procédés ciblant la réaction anammox ont fait l'objet de brevets au cours des dernières années. Les procédés NP/A sont principalement de types réacteur à boues granulaires (à écoulement continu ou séquentiel) ou RBGS (WEF et ASCE, 2018). Des procédés de types RBS, BAGI, RBR ou autre existent aussi.

Deux configurations de procédés NP/A sont possibles :

- Un seul réacteur permettant à la fois d'effectuer la nitrification partielle et la réaction anammox.
- Deux réacteurs qui permettent de réaliser les deux réactions séparément.

La configuration en un seul réacteur tend à se généraliser (Droste et Gehr, 2019).

14.2.4.2 Conditions de conception

14.2.4.2.1 Traitement préalable

Un dégrillage fin peut être requis en amont des procédés NP/A à biofilm pour protéger le garnissage (RBGS) ou le système de récupération des granules (réacteur à boues granulaires), des fibres fines comme les cheveux. Sa présence est particulièrement nécessaire s'il n'y en a pas en prétraitement dans la filière liquide ou solide (WEF et ASCE, 2018).

Il est généralement nécessaire d'installer un bassin d'égalisation en amont du procédé NP/A pour égaliser les charges et les débits des effluents de la filière solide, qui peuvent varier au cours de la journée (WEF et ASCE, 2018).

L'affluent du procédé NP/A devrait être peu chargé de DCO pour éviter que la dénitrification se réalise au détriment de la réaction anammox ou que des réactions biologiques parasites compétitionnent avec la nitrification partielle pour l'oxygène dissous. Dans leur revue des installations pleine échelle existantes, Lackner et collab. (2014) ont noté que le ratio DCO : N était inférieur à 2, et même souvent inférieur à 1. Une zone d'enlèvement de la DCO peut être envisagée soit dans le réacteur lui-même ou dans le bassin d'égalisation localisé en amont (WEF et ASCE, 2018).

14.2.4.2.2 Température

La croissance optimale des AOB s'effectue à 28 °C (Hu et collab., 2013). À 38 °C, leur activité commence à ralentir, et l'inhibition peut être complète à partir de 40 °C (WEF et ASCE, 2018).

La température influe fortement sur la croissance de la biomasse anammox, surtout en dessous de 20 °C. La plage optimale est de 30-35 °C (Hu et collab., 2013). À 12 °C ou moins, l'activité de la biomasse anammox est limitée et peut même cesser si la période d'exposition à ces basses températures est prolongée (Oleszkiewicz et collab., 2015). Les procédés granulaires et à culture fixée se révèlent

généralement plus résistants aux faibles températures (Oleszkiewicz et collab., 2015). L'adaptation de la biomasse anammox aux basses températures fait actuellement l'objet de recherches.

Il est recommandé de maintenir la température du ou des réacteur(s) à 30-35 °C (WEF et ASCE, 2018). La température de l'affluent du procédé NP/A dépend de la présence d'une digestion anaérobie et de son type (thermophile ou mésophile) ainsi que du type de déshydratation (WEF et ASCE, 2018; Bowden et collab., 2015). Il peut être nécessaire de refroidir ou de réchauffer l'affluent.

14.2.4.2.3 Traitement subséquent

Étant donné que l'effluent du procédé NP/A contient une biomasse utile au traitement biologique de la filière liquide, celui-ci devrait être retourné directement en tête du procédé biologique. Si ce dernier n'a pas la capacité requise pour traiter ce retour en plus de son affluent, l'effluent du procédé NP/A devrait être retourné en tête du traitement primaire (WEF et ASCE, 2018).

14.2.4.3 Critères de conception

14.2.4.3.1 Paramètres cinétiques

Le Tableau 14.2.4-2 compare les paramètres cinétiques des bactéries anammox et des bactéries nitrifiantes (AOB et NOB).

Tableau 14.2.4-2. Paramètres cinétiques des bactéries autotrophes

Paramètre	Symbole	Unité	Aérobie		Anoxie Anammox (à 30 °C)
			AOB	NOB	
Coefficient de synthèse	Y	mg MVES/mg N	0,12	0,05	0,11
Taux de croissance maximal	μ_{\max}	d ⁻¹	0,90	1,00	0,08
Constante de demi-saturation pour le substrat	K _s	mg N/l	0,74	0,20	0,07 (NH ₄ ⁺) 0,05 (NO ₂ ⁻)
Constante de demi-saturation pour l'oxygène	K _o	mg O ₂ /l	0,50	0,90	0,01
Coefficient de respiration endogène	k _d	d ⁻¹	0,17	0,17	0,003
Fraction de débris cellulaires non biodégradables	f _d	-	0,15	0,15	-
Coefficient de température	$\theta_{\mu_{\max}}$	-	1,07	1,06	-
	θ_{k_d}	-	1,03	1,06	-
	θ_{K_s}	-	1,05	1,0	-
	θ_{K_o}	-	1,0	1,0	-

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

Pour éviter la croissance des NOB transformant les nitrites en nitrates, il existe plusieurs stratégies de contrôle. Comme le taux de croissance des bactéries anammox est supérieur à celui des NOB à des températures élevées (>30 °C), une des plus simples stratégies applicables aux procédés à culture en suspension consiste à maintenir un TRB faible (Hellinga et collab., 1998, cités par Lackner et collab., 2014).

Une autre stratégie est de fournir de l'oxygène dissous de façon intermittente ou continue à de faibles concentrations (voir section 14.2.4.3.3).

14.2.4.3.2 Taux de charge massique

Le Tableau 14.2.4-3 présente les taux de charge massique (TCM) que peuvent traiter les procédés NP/A de types réacteur à boues granulaires (RBG) et RBGS d'après la littérature. Le TCM volumique est appliqué au volume de réacteur et celui surfacique s'applique à la surface de garnissage.

Tableau 14.2.4-3 – Taux de charge massiques applicables aux procédés NP/A

Type de procédé NP/A	Taux de charge massique (TCM)	
	Volumétrique (kg AAT-N.m ⁻³ .d ⁻¹)	Surfacique (g AAT-N.m ⁻² .d ⁻¹)
Boues granulaires avec décantation secondaire	0,5-0,8	s. o.
Boues granulaires avec système externe de récupération des granules (hydrocyclone, dégrilleur ultrafin)	0,7-1,0 (conditions moyennes) 1,2 (conditions de pointe)	s. o.
RBGS	1,0-1,5	1,5-3,0

* D'après les données d'exploitation d'installations existantes

Source : WEF et ASCE (2018); Bowden et collab. (2015); Lackner et collab. (2014).

14.2.4.3.3 Besoin en oxygène

La biomasse AOB responsable de la nitrification requiert de l'oxygène pour se développer. C'est toutefois le contraire pour la biomasse anammox qui est strictement anaérobie et qui est inhibée par la présence d'oxygène (Bowden et collab., 2015). Cette inhibition est cependant réversible, ce qui permet de réaliser le procédé NP/A en une seule étape (Third et collab., 2005, cités par Lackner et collab., 2014). La concentration d'oxygène dissous devrait faire l'objet d'une optimisation, que le procédé présente un seul ou deux réacteurs.

Pour la configuration à un seul réacteur, l'aération intermittente est plus utilisée (Droste et Gehr, 2019) que l'aération continue. L'usage de garnissages ou de boues granulaires confère l'avantage d'établir un gradient d'oxygène au travers du biofilm, créant une zone aérobie en surface et une zone anoxique en profondeur. Une concentration d'oxygène dissous inférieure à 1,5 mg O₂/l permet à la nitrification partielle et à la réaction anammox de se produire dans le même réacteur (Droste et Gehr, 2019 ; Dimitrova et collab., 2020). D'après la revue faite par Lackner et collab. (2014) et Bowden et collab. (2015) des conditions d'exploitation des procédés NP/A existant à pleine échelle, les consignes d'oxygène dissous varient selon chaque installation. Beaucoup d'entre elles sont exploitées avec des concentrations d'oxygène dissous inférieures à 0,5 mg/l (en continu ou lors des phases aérées) alors que d'autres fonctionnent à des concentrations de 1,5 mg O₂/l. Par ailleurs, WEF et ASCE (2018) indiquent qu'une concentration d'oxygène dissous entre 0,2 et 0,5 mg O₂/l permet de limiter le dégazage du CO₂.

Les besoins en oxygène par le procédé NP/A sont de 1,83 g O₂/g AAT-N enlevé (Qasim et Zhu, 2018).

14.2.4.3.4 Mélange

Dans le cas des procédés classiques (p. ex. RBGS), le mélange prodigué devrait permettre le maintien de la biomasse ou du garnissage en suspension. Le lecteur est invité à se référer au besoin de mélange indiqué dans les chapitres 10 et 11 portant sur les dits procédés.

Pour le réacteur à boues granulaires, il semble que le brassage favorise la croissance des AOB par rapport aux NOB. On recommande une puissance de mélange de 0,2 W/m³ (WEF et ASCE, 2018).

14.2.4.3.5 pH et alcalinité

La réaction anammox s'effectue à des pH allant de 6,3 à 7,8, mais il est préférable de le maintenir entre 7,1 et 7,4 (CCNY, 2013).

Stœchiométriquement, le procédé NP/A consomme 3,97 g CaCO₃/g AAT-N enlevé (Qasim et Zhu, 2018).

14.2.4.3.6 Production de biomasse

Le procédé NP/A engendre une production de boues de 0,12 g MVES/g AAT-N, répartie en 0,07 et 0,05 g MVES/g AAT-N respectivement pour les AOB et les bactéries anammox (Qasim et Zhu, 2018).

14.2.4.4 Aménagements et composantes

14.2.4.4.1 Procédé NP/A à boues granulaires

Les composantes importantes des procédés NP/A à boues granulaires, outre le réacteur en soi, sont les systèmes d'aération fines bulles, de mélange et de récupération des granules.

La conception d'un réacteur NP/A est similaire à celui d'un réacteur de boues activées ou d'un RBS dans la filière liquide (WEF et ASCE, 2018). Pour assurer une concentration de CO₂ ainsi qu'un pH stables dans le réacteur, il est recommandé de privilégier les bassins profonds (≥ 6 m) (WEF et ASCE, 2018). Toutefois, leur profondeur ne dépasse généralement pas 7,6 m en raison de contraintes économiques et de problématiques d'aération (WEF et ASCE, 2018).

Bien que la récupération des granules puisse se faire à l'aide d'une décantation lamellaire, l'utilisation d'hydrocyclones ou de dégrilleurs ultrafins (200-500 microns) se répand de plus en plus, car ils aident à stabiliser le procédé (WEF et ASCE, 2018).

14.2.4.4.2 Procédé NP/A de type RBGS

Comme un RBGS utilisé dans la filière liquide, les composantes importantes des procédés NP/A de type RBGS sont le type de garnissage, le système d'évacuation de l'effluent (grilles de retenue) ainsi que les systèmes d'aération à grosses bulles et de mélange (voir chapitre 11 – section 11.3).

Aucune séparation solide-liquide n'est requise après un RBGS anammox (WEF et ASCE, 2018), car la biomasse est fixée sur le garnissage, et l'effluent est retourné en tête de traitement.

14.2.4.4.3 Recirculation de l'effluent

Il est recommandé de prévoir une boucle de recirculation interne qui retourne une partie de l'effluent en tête du procédé. En effet, la dilution de la concentration d'azote ammoniacal et la diminution du pH permettent de limiter les dépôts de struvite dans le réacteur. De plus, la recirculation de l'effluent offre la possibilité de consommer par dénitrification les nitrates formés lors de la réaction anammox (WEF et ASCE, 2018).

La concentration d'azote ammoniacal dans l'affluent combiné devrait toutefois demeurer supérieure à 50 voire 100 mg AAT-N/l pour que le milieu demeure défavorable à la croissance des bactéries NOB (WEF et ASCE, 2018).

Il est préférable que la recirculation se fasse dans le bassin d'égalisation en amont du réacteur NP/A ou même en amont du dégrillage fin pour être plus sécuritaire compte tenu de la possible précipitation de struvite (WEF et ASCE, 2018).

14.2.4.4 Formation de struvite

La struvite ($\text{MgNH}_4\text{PO}_4 \cdot 6 \text{H}_2\text{O}$) est un cristal blanc qui peut colmater les conduites de boue et les équipements de traitement. La précipitation de la struvite dépend du pH, de la température, de la force ionique du liquide et des concentrations de magnésium, de phosphate et d'azote ammoniacal. La relation pH/phosphate est le facteur ayant le plus d'incidence sur la précipitation de la struvite dans les systèmes de digestion et de déshydratation des boues ; la forme d'ion phosphate est prédominante à pH basique (WEF et ASCE, 2018).

14.2.4.5 Performances épuratoires

Généralement, un procédé anammox installé en une seule étape dans la filière solide pour le traitement des retours en tête de la filière liquide peut atteindre des performances de 80-85 % d'enlèvement d'azote total (jusqu'à 90 %) et de 85-90 % d'enlèvement d'AAT (jusqu'à 95 %) (Oleszkiewicz et collab., 2015).

La concentration d'azote ammoniacal de l'effluent peut toutefois être encore élevée, de l'ordre de 100 mg N/l ou plus, en fonction de celle à l'affluent du procédé NP/A (voir chapitre 16 [à venir]) (WEF et ASCE, 2018).

14.2.4.6 Installation

Étant donné les températures d'exploitation requises pour maintenir la biomasse active, le bassin d'égalisation et les réacteurs devraient être abrités. Selon les traitements présents dans la filière solide, il peut être requis de refroidir ou de réchauffer l'affluent du procédé NP/A pour maintenir la température dans la gamme de fonctionnement optimale.

14.2.4.7 Exploitation

En raison du faible taux de croissance de la biomasse anammox, le temps de démarrage du procédé peut être très long. Pour le diminuer, il est recommandé d'ensemencer le réacteur avec de la biomasse anammox provenant d'une autre installation. Selon l'ensemencement, le temps de démarrage peut prendre de 50 jours à plusieurs mois (Bowden et collab., 2015), alors qu'il atteint souvent 8 à 10 mois en son absence (Dimitrova et collab., 2020).

On devrait exploiter et contrôler précisément le procédé NP/A pour favoriser la croissance de la biomasse anammox au détriment de la biomasse NOB. Les principaux paramètres de contrôle sont la concentration d'oxygène dissous et le pH (Droste et Gehr, 2019) ainsi que les concentrations d'AAT et de NO_2 (Lackner et collab., 2014). Les boucles de contrôle de l'aération voire de l'alimentation en affluent (cas des RBS) reposent sur la mesure en continu de l'un ou de plusieurs de ces paramètres (Lackner et collab., 2014).

14.3 Références bibliographiques

- BENISCH, M., D. CLARK, J. B. NEETHLING, H. S. FREDRICKSON et A. GU (2007). « Can Tertiary Phosphorus Removal Reliably Produce 10 µm/L? Pilot Results from Cœur D'Alene, ID », *Proceedings of the Water Environment Federation, Nutrient Removal Conference*, Baltimore, Water Environment Federation, p. 1 470-1 491.
- BOTT, C. B., S. N. MURTHY, T. T. SPANO et C. W. RANDALL (2007). « How Low Can We Go and What is Stopping Us from Going Lower? », *WERF Workshop on Nutrient Removal*, Alexandria, VA, WERF.
- BOWDEN, G., R. TSUCHIHASHI et H. D. STENSEL (2015). *Technologies for Sidestream Nitrogen Removal – Final report*, WERF et IWA Publishing, vol. 15.
- DERONZIER, G. et J.-M. CHOUBERT (2004). *Traitement du phosphore dans les petites stations d'épuration à boues activées*, CÉMAGREF, FNDAE, n° 29, 24 p.
- CANLER, P., et J. M. PERRET (2007). *Les clari-floculateurs plus particulièrement utilisés en traitement tertiaire*, CÉMAGREF, FNDAE, n° 35, 80 p.
- CITY COLLEGE OF NEW YORK (CCNY) – DEPARTMENT OF CIVIL ENGINEERING (2013). *Autotrophic nitrogen removal from high strength ammonia streams using anaerobic ammonium oxidation*, New York State Energy Research & Development Authority, Project 23145.
- DIMITROVA, I., A. DBROWSKA et S. EKSTRÖM (2020). « Start-up of a full-scale partial nitrification-anammox MBBR without inoculum at Klagshamn WWTP », *Water Science & Technology*, vol. 81, n° 9, p. 2 033-2 042.
- DROSTE, R. et R. GEHR (2019). *Theory and Practice of Water and Wastewater Treatment*, 2^e édition. Hoboken, NJ, Wiley, 956 p.
- ENVIRONNEMENT CANADA (2003). *Procédés de traitement pour l'enlèvement de l'ammoniac des eaux usées municipales*, Service de la protection de l'environnement, 281 p.
- HELLINGA, C., A. SCHELLEN, J. MULDER, M. C. M. VAN LOOSDRECHT et J. J. HEIJNEN (1998). «The Sharon process: An innovative method for nitrogen removal from ammonium-rich waste water », *Water Science & Technology*, vol. 37, n° 9, p.135-142.
- HENZE, M., et Y. COMEAU (2008). « Wastewater Characterization », *Biological Wastewater Treatment: Principles Modelling and Design*, M. Henze, M. C. M. van Loosdrecht, G. A. Ekama et D. Brdjanovic (éd.), Londres, R-U, IWA Publishing, 511 p.
- HU, Z., T. LOTTI, M. DE KREUK, R. KLEEREBEZEM, M. VAN LOOSDRECHT, M. JETTEN et B. KARTAL (2013). «Nitrogen removal by Nitrification-Anammox bioreactor at low temperature », *Applied and Environmental Microbiology*, vol. 79 n° 8, p. 2 807-2 812.
- JUTRAS, M., C. O. DUFOUR, A. MUCCI, F. CYR et D. GILBERT (2020). « Temporal changes in the causes of the observed oxygen decline in the St. Lawrence Estuary », *Journal of Geophysical Research: Oceans*, 20 p.
- KANG, S., K. HOVERTEN et D. LUND (2001). «The Highest Level of Phosphorus Removal Practice from Municipal Wastewater Treatment Plants », *Proceedings of Annual Conference*, Arlington, VA, Water Environmental Federation, p. 183-197.

LACKNER, S., E. M. GILBERT, S. E. VLAEMINCK, A. JOSS, H. HORN et M. C. M. VAN LOOSDRECHT (2014). « Full-scale partial nitrification/anammox experiences – An application survey ». *Water Research*, vol. 55, p. 292-303.

LARSEN, T. A. et J. LIENERT (2007). *Novaquatis Final Report. NoMix – A New Approach to Urban Water Management*, Duebendorf: Swiss Federal Institute for Environmental Science: (EAWAG), Novaquatis, 30 p.

METCALF & EDDY-AECOM (M&EA) (2014). *Wastewater Engineering Treatment and Resource Recovery*, 5^e éd., New York, NY, É.-U., McGraw-Hill Education, 2 018 p.

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

MINISTÈRE DE L'ENVIRONNEMENT ET DE LA LUTTE CONTRE LES CHANGEMENTS CLIMATIQUES (MELCC) (2020b). *Bilan de performance des ouvrages municipaux d'assainissement des eaux usées pour l'année 2018*, [En ligne], 77 p.

MINISTÈRE DE L'ENVIRONNEMENT ET DE LA LUTTE CONTRE LES CHANGEMENTS CLIMATIQUES (MELCC) (2021). *Bilan de performance des ouvrages municipaux d'assainissement des eaux usées pour l'année 2019*, [En ligne], 79 p.

NUTT, S. G. (1991). « A Review of Approaches to Achieve Low Effluent Phosphorus Concentrations », *Water Quality Research Journal of Canada*, vol. 26, no 4, p. 495-547.

OLESZKIEWICZ, J., D. KRUK, T. DEVLIN, M. LASHKARIZADEH et Q. YUAN (2015). *Options for improved Nutrient Removal and Recovery from Municipal Wastewater in the Canadian Context – Final report*, Canadian Water Network.

PYCHA, C., et E. LOPEZ (2000). *Municipal Wastewater Lagoon Phosphorus Removal*, US EPA, Region 5 Water Division.

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

RANDALL, C. W., J. L. BARNARD et H. D. STENSEL (1992). *Design and Retrofit of Wastewater Treatment Plants for Biological Nutrient Removal*, Lancaster, PA, É.-U., Technomic Publishing.

REARDON, R. D. (2005). «Tertiary Clarifier Design Concepts and Considerations », WEFTEC, *Water Environment Federation*, p. 4 453-4 466.

SMITH, S., A. SZABÓ, I. TAKÁCS, S. MURTHY, I. LIESKÓ et G. DAIGGER (2007). « The Significance of Chemical Phosphorus Removal Theory for Engineering Practice », Nutrient Removal 2007, *Proceedings of the Water Environment Federation*, p. 1 436-1 459.

SZABÓ, A., I. TAKÁCS, S. MURTHY, G.T. DAIGGER, I. LIESKÓ et S. SMITH (2008). « The Significance of Design and Operational Variables in Chemical Phosphorus Removal », *Water Environment Research*, vol. 80, n° 5, p. 407-416.

THIBODEAU, B. (2010). *Eutrophisation et hypoxie de l'estuaire maritime du Saint-Laurent : aspects géochimiques*, thèse de doctorat en sciences de l'environnement, Université du Québec à Montréal, Canada.

THIRD, K., J. PAXMAN, M. SCHMID, M. STROUS, M. S. M. JETTEN et R. CORD-RUWISCH (2005). « Enrichment of anammox from activated sludge and its application in the CANON process », *Microbial Ecology*, vol. 49, p. 236-244.

UNITED STATES ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY (US EPA) (1987a). *Design Manual – Phosphorus Removal*, EPA/625/1-87/001, Cincinnati, OH, Center for Environmental Research Information, Water Engineering Research Laboratory.

UNITED STATES ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY (US EPA) (1987b). *Handbook – Retrofitting POTWs for Phosphorus Removal in the Chesapeake Bay Drainage Basin*, EPA/625/6-87/017, Cincinnati, OH, Center for Environmental Research Information, Water Engineering Research Laboratory.

UNITED STATES ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY (US EPA) (2008). *Municipal Nutrient Removal Technologies – Reference Document*, EPA/832/R-08/006, US Environmental Protection Agency, Office of Wastewater Management, Municipal Support Division, volumes 1 et 2.

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

VAN HULLE, S. W. H., H. J. P. VANDEWEYER, B. D. MEESSCHAERT, P. A. VANROLLEGHEM, P. DEJANS et A. DUMOULIN (2010). « Engineering aspects and practical application of autotrophic nitrogen removal from nitrogen rich streams », *Chemical Engineering Journal*, vol. 162, n° 1, p.1-20.

WATER ENVIRONMENT FEDERATION (WEF) (2011). *Nutrient Removal*, WEF Manual of Practice, n° 34, Alexandria, VA, WEF Press.

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

WATER ENVIRONMENT FEDERATION (WEF) et AMERICAN SOCIETY OF CIVIL ENGINEERS (ASCE) (2018). *Design of Water resource recovery facilities*, WEF Manual of Practice, n° 8, ASCE Manuals and Reports on Engineering Practice n° 76, 6^e éd., New York, É.-U., McGraw-Hill Education, 2 240 p.

WATER POLLUTION CONTROL FEDERATION et AMERICAN SOCIETY OF CIVIL ENGINEERS (WPCF et ASCE) (1982). *Wastewater Treatment Plant Design*, 2^e éd., WPCF Manual of Practice, n° 8, ASCE Manual on Engineering Practice, n° 36, Lancaster, PA, Lancaster Press Inc.



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

Québec 