

8. TRAITEMENT TERTIAIRE

Le traitement tertiaire, parfois décrit comme un traitement avancé, est généralement effectué après un traitement biologique suivi d'une étape de séparation « solide-liquide ». Le traitement tertiaire peut être de différente nature, tel que la déphosphatation, la désinfection, la réduction de l'azote ammoniacal ou encore la réduction de l'azote total. Dans ce présent chapitre, les traitements tertiaires abordés sont: 8.1 « Déphosphatation » et 8.2 « Désinfection ».

8.1 DÉPHOSPHATATION

Au cours de la dernière décennie, la prolifération des cyanobactéries, aussi appelée algue bleu-vert, a pris de l'ampleur dans certains milieux lacustres au Québec. Pour contrer cette situation, le gouvernement a produit le [Plan d'intervention sur les algues bleu-vert - 2007-2017](#). Suite à la publication de ce plan, le gouvernement a 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 est exigée lorsque la protection des usages du milieu récepteur le requiert;*
- *La meilleure technologie disponible, compte tenu des contraintes techniques, économiques et environnementales, doit être mise en place pour réduire les concentrations de phosphore dans les eaux usées;*

Au Québec, les exigences en phosphore varient entre 0,1 et 1 mg P/L. Pour les projets municipaux de plus de 100 m³/d un enlèvement minimum de 60 % est de plus exigé. Comme le phosphore particulaire excède rarement 15 % du phosphore total des eaux usées brutes domestiques, une décantation primaire retient très peu de phosphore. Ceci est d'autant plus vrai pour les fosses septiques puisqu'il y a solubilisation partielle du phosphore particulaire accumulé sur une longue période suite à une digestion des boues. Sans ajout de produit chimique, une décantation primaire enlève de 5 à 10 % du phosphore total, alors qu'une boue activée retient de 10 à 20 % du phosphore total (USEPA, 1987a).

Une réduction importante du phosphore soluble est nécessaire pour atteindre des rendements supérieurs à 20 % de réduction. La « déphosphatation biologique », qui requiert une alternance de zones anaérobiques et aérobies, n'est pas décrite dans le présent document malgré qu'elle peut enlever plus de 20 % du phosphore total sans l'usage de produit chimique. Advenant des propositions de traitement avec une « déphosphatation biologique », elles seront analysées selon la littérature scientifique pertinente, mais devront inclure les équipements de dosage de produits chimiques afin de pallier aux déficiences possibles du système biologique.

Le déphosphatation chimique nécessite des équipements appropriés et une exploitation adéquate des infrastructures afin de transformer suffisamment de phosphore soluble en phosphore particulaire, permettant une réduction adéquate du phosphore total suite à une séparation « solide-liquide ». Cinq sous-chapitres présentent la déphosphatation, soit : 8.1.1 « Analyses du phosphore », 8.1.2 « Sources et concentrations du phosphore », 8.1.3

« Déphosphatation chimique ». 8.1.4 « Séparation « solide-liquide » et niveaux de performances épuratoire » et 8.1.5 « Effets secondaires de la déphosphatation chimique ».

8.1.1 Analyses du phosphore

Le phosphore peut être caractérisé sous la forme inorganique ou organique. Le phosphore inorganique est la somme du phosphore réactif et condensé, alors que le phosphore total « P_t » est la somme du phosphore inorganique et du phosphore organique.

Enfin, l'analyse du phosphore peut être réalisée sur un échantillon filtré ou non filtré. Les analyses réalisées sur le liquide filtré, soit le filtrat, sont associées au phosphore dissous « P_d » aussi appelé phosphore soluble. Le phosphore particulaire « P_p », aussi appelé phosphore en suspension, s'obtient par différence entre l'analyse de l'échantillon non filtré et l'analyse du filtrat. La membrane utilisée pour la filtration a typiquement 0,45 µm comme diamètre d'orifices (USEPA, 2009). La fraction colloïdale, dont la taille se situe entre 0,001 et 1 µm, se retrouve en partie dans l'analyse de la fraction soluble et en partie dans la fraction particulaire.

Des détails des méthodes d'analyse du phosphore se retrouvent sur le site du [Centre d'expertise en analyse environnementale du Québec](#) (CEAEQ) du ministère du Développement durable, de l'Environnement et de la Lutte contre les changements climatiques (MDDELCC). Si les résultats sont exprimés en « PO₄ », ils devront être divisés par 3,1 pour les exprimer en « P » étant donné le rapport des poids moléculaires (PO₄/P = 94,971 g/30,975 g = 3,066 ≈ 3,1).

Phosphore inorganique

L'approche usuelle pour analyser le phosphore réactif est par colorimétrie. Cette méthode mesure la concentration des orthophosphates « o-PO₄ » car les autres formes de phosphore sont peu réactives à cette analyse. Les orthophosphates sont solubles et la figure 8.1 présente les quatre niveaux de dissociation en fonction du potentiel d'hydrogène « pH ».

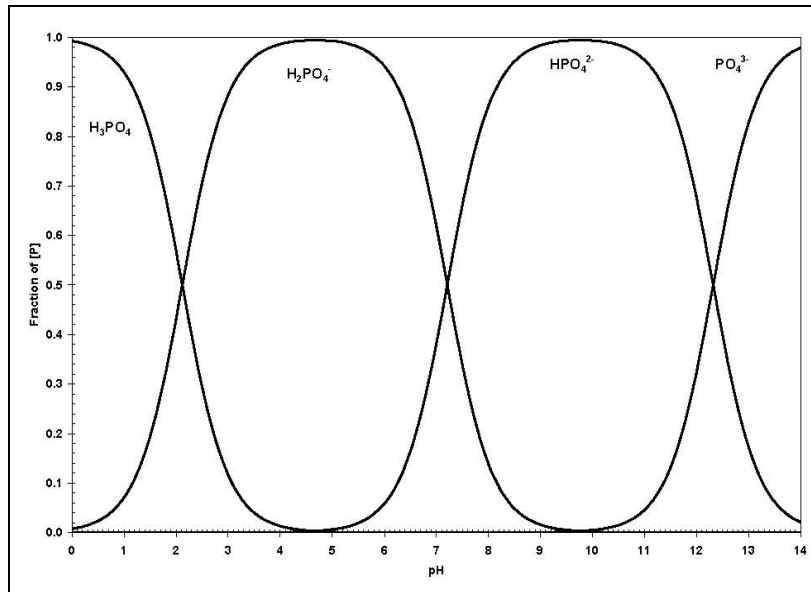


Figure 8.1 : Distribution de composés d'orthophosphates en solution (Conroy & Couturier, 2008)

Le phosphore condensé est typiquement associé aux polyphosphates qui sont également solubles. Comme les polyphosphates s'expriment peu lors de la détermination du phosphore réactif, ils nécessitent une transformation préalable par hydrolyse afin de se retrouver sous la forme d'o- PO_4 avant d'être mesurés par colorimétrie. Une fois les polyphosphates hydrolysés, l'analyse des o- PO_4 donne la concentration du « phosphore inorganique ». Conséquemment, « phosphore inorganique » moins le « phosphore réactif » donne le « phosphore condensé ».

Phosphore total et Phosphore Organique

L'analyse du phosphore total « P_t » s'obtient sur un échantillon non filtré après digestion des formes de phosphore. Le phosphore organique est lié au carbone et peut être biodégradable ou non biodégradable. Il s'obtient en soustrayant du phosphore total, le phosphore inorganique. Le phosphore particulaire est obtenu par soustraction du phosphore total, le phosphore dissous typiquement associé au phosphore réactif et condensé qui sont inorganiques. De façon indirecte, le phosphore particulaire s'apparente au phosphore organique.

8.1.2 Sources et concentrations du phosphore

Une proportion de 50 % du phosphore total des eaux usées domestiques est issue des urines, et ce, dans moins de 1 % du débit domestique (Larsen et al., 2007 cité par USEPA, 2010).

La littérature situe généralement la concentration du phosphore entre 6 et 8 mg P_t/L dans les eaux usées à l'affluent des stations d'épuration municipales. Ces concentrations de phosphore total se subdivisent : de 3 à 4 mg P/L d'o- PO_4 soit environ 50 % du P_t , de 2 à 3 mg P/L de polyphosphates soit environ 35 % du P_t , et un maximum de 1 mg P/L de phosphore organique soit un maximum de 15 % du P_t (WEF & ASCE, 2006 cité par USEPA,

2009). Toutefois, l'accroissement du séjour du phosphore dans le réseau de collecte augmente la proportion d'orthophosphates qui peut atteindre 85 % du P_t (Cémagref, 2004). Les orthophosphates sont d'ailleurs la forme finale de la décomposition du phosphore (WPCF & ASCE, 1982).

La concentration moyenne à l'effluent de l'ensemble des stations d'épuration municipales au Québec en 2013 était de 2,3 mg P/L, soit 2,6 % des 89 mg DBO_5C/L (MAMROT, 2014). La concentration théorique des eaux usées domestique est de 10 mg P/L, soit 4 % des 250 mg DBO_5/L selon le chapitre 2 « Débits et charges » du présent guide. La norme NQ3680-910 du [Bureau de normalisation du Québec](#) (BNQ) précise des gammes de concentrations typiques à l'affluent des systèmes d'épuration autonome, soit de 4 à 15 mg P/L et de 100 à 300 mg DBO_5C/L , à son l'annexe B. Ces valeurs correspondent à celles observées sur le terrain pour des résidences isolées. L'absence ou la faible quantité d'eau d'infiltration peut expliquer ces fortes concentrations dans les eaux usées résidentielles des systèmes autonomes.

8.1.3 Déphosphatation chimique

Le déphosphatation chimique vise la transformation sous la forme particulière d'une quantité suffisante d'orthophosphate après liaison chimique avec un coagulant métallique. Ces mêmes coagulants peuvent neutraliser des charges répulsives des particules pour favoriser la floculation et la sédimentation. De plus, diverses réactions compétitives favorisent aussi la formation de solides et de floc. Une fois la formation suffisante de floc, la séparation « solide-liquide » est réalisée par décantation et/ou par filtration. L'ajout de coagulant engendre toutefois des effets secondaires dont il faut tenir compte comme une variation du niveau de pH et l'accroissement du volume de boues (résidus) produit.

Malgré différents efforts de traitement, une partie du phosphore des eaux usées reste difficilement traitable. Selon Benisch et al. (2007), les limites de phosphore récalcitrant au traitement ont été évaluées entre 0,011 à 0,015 mg P/L lors d'une étude pilote réalisée avec dosage de sulfate d'aluminium ou du chlorure ferrique.

Le présent sous-chapitre de la déphosphatation chimique est divisé en trois sections, soit : 8.1.3.1 « Dosage du coagulant », 8.1.3.2 « Pompe d'injection, point d'injection et mélange » et 8.1.3.3 « Durée de vie, livraison, abris, stockage et sécurité ».

8.1.3.1 Dosage du coagulant

Les sels métalliques d'aluminium, de fer ou de calcium peuvent réagir avec les orthophosphates et former un composé peu soluble selon le niveau de pH comme le laisse comprendre la figure 8.2. Les solubilités minimales des phosphates d'aluminium et de fer se retrouvent à des pH acides (< 7), alors qu'elles sont à des pH basiques (> 7) pour le calcium.

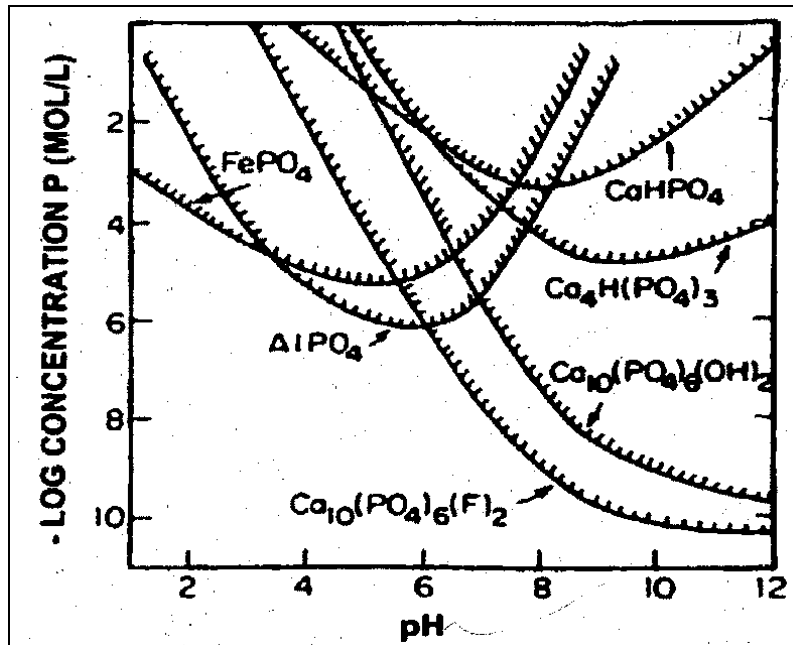
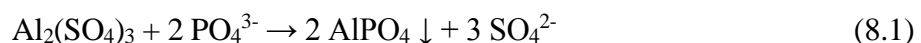


Figure 8.2 : Solubilité de composés de phosphates (Stumm & Morgan, 1981)

Au Québec, les coagulants les plus utilisés pour la précipitation du phosphore sur la chaîne dite « liquide » des stations d'épuration municipales sont, dans l'ordre d'utilisation : l'alun constitué de sulfate d'aluminium « $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ » pour environ 48 % des cas, le sulfate ferrique « $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ » pour environ 36 % des cas et le chlorure ferrique « FeCl_3 » pour environ 1 % des cas. Certains coagulants pré-hydrolysés moins acides, comme les poly-aluminium-silico-sulfate « PASS » sont utilisés pour environ 1 % des cas. Dans les autres cas (15 %), les informations sont imprécises ou il n'y a pas de produit chimique dosé spécifiquement comme ceux bénéficiant du pouvoir résiduel des boues chimiques rejetées, au réseau d'égout d'eau usée, par les stations de production d'eau potable.

Sulfate d'aluminium (alun)

Le sulfate d'aluminium « $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ », qui pèse 342,1 g/mole se compose de 15,8 % d'aluminium. L'alun sec en poudre ou en granule est constitué de « $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ » lié typiquement à 14 ou à 18 H_2O . L'alun liquide qui contient 48 % d'alun sec sous forme de « $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18 (\text{H}_2\text{O})$ » a une densité de 1,2 kg/L (Metcalf & Eddy, 2003). Ce dernier est composé de 3,9 % d'Al. Les fiches techniques commerciales mentionnent la densité ainsi que le pourcentage d'aluminium dans chaque produit. La connaissance du produit utilisé permet un raffinement des calculs du dosage de coagulant. L'équation 8.1 présente la réaction chimique dominante entre le cation « Al^{3+} » du sulfate d'aluminium et l'anion « PO_4^{3-} » d'orthophosphates pour la formation de phosphate d'aluminium « AlPO_4 ».



Au pH optimal d'environ 6, la solubilité résiduelle du phosphore est d'environ $10^{-6.4}$ mole/L, telle que montrée à la figure 8.3, soit l'équivalent de 0,01 mg P/L. Toutefois, de bonnes performances sont obtenues avec un sel d'aluminium entre les pH de 5,5 à 7,0, dont

notamment une concentration de 0,01 mg P/L aux pH de 6,6 à 7,2 (Smith et al., 2007; Kang et al. 2001 cités par USEPA 2008).

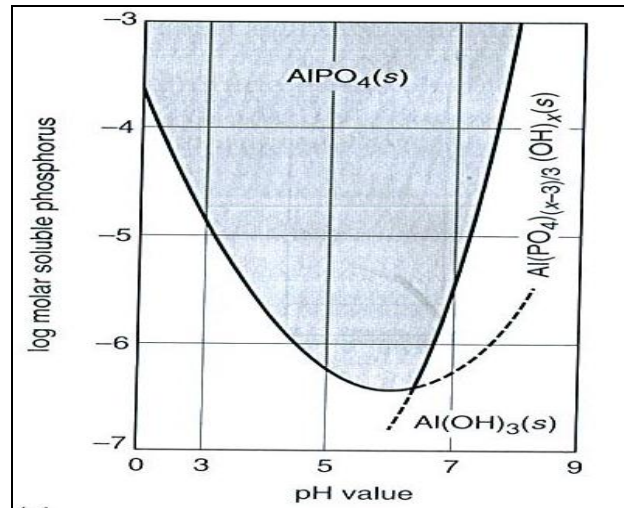


Figure 8.3 : Concentration du phosphate d'aluminium avec la solubilisation du phosphore (Metcalf & Eddy, 2003)

Théoriquement, une mole de Al est nécessaire pour réagir avec une mole de P afin de précipiter sous la forme du AlPO₄. En pratique, le rapport molaire aluminium sur phosphore à appliquer aux eaux usées est supérieur au rapport stoechiométrique. Une partie des cations aluminium « Al³⁺ » précipitent en parallèle avec des ions hydroxydes « OH⁻ » pour former des précipités d'hydroxyde d'aluminium « Al(OH)₃ » comme le montrent l'équation 8.2. Cette précipitation simultanée accroît la consommation d'aluminium, mais ces hydroxydes contribuent à la floculation et à la décantation des particules de phosphore.



Les dosages sont notamment fonction des caractéristiques des eaux usées, des conditions de brassage et de dispersion, de la concentration de phosphore à l'eau brute et de la concentration recherchée au point de rejet. La figure 8.4 et le tableau 8.1 indiquent qu'un fort niveau de réduction nécessite un fort ratio molaire Al : P. De plus, on peut anticiper qu'une faible concentration initiale du P, qui est le cas des eaux municipales diluées, nécessite aussi un fort ratio molaire pour atteindre une faible concentration résultante, et ce, malgré un pourcentage de réduction inférieure. Le tableau 8.1 montre que le ratio molaire peut atteindre 6 Al : 1 P_t ou 7 Al : 1 P_d selon le phosphore de départ. On présume que ces ratios élevés sont nécessaires pour favoriser la précipitation et la floculation lors d'une séparation « solide-liquide » par décantation. La présence d'une étape de filtration devrait réduire ces ratios molaires, toute autre chose étant identique.

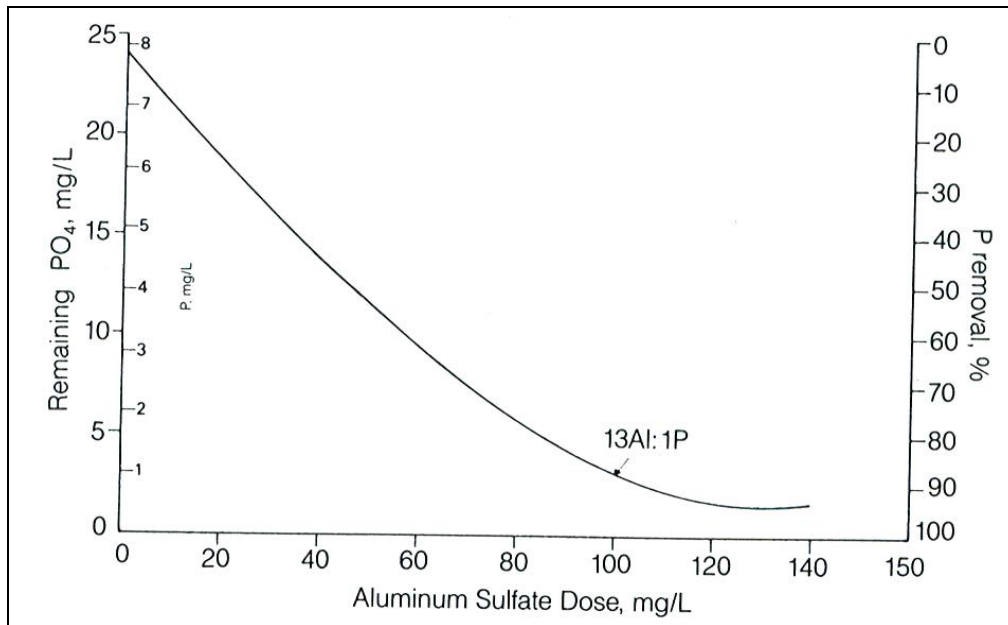


Figure 8.4 : Réduction du phosphore en fonction du dosage d'alun (WEF & ASCE, 1998)

Tableau 8.1 Ratio Al ou Fe sur P– Références et résultats de la déphosphatation

Effluent (concentration ou % d'enlèvement)	Précisions	Références
Al ou Fe		
≥ 1 mg P/L	rapport molaire 1 : 1	Sedlak (1991) cité par US EPA (2010)
80 à 98 % P _{soluble}	1,5 à 2,0 Me _{dose} /P _{ini} soluble	Smith et al. (2007) cité par US EPA (2010)
0,5 à 1,0 mg P/L	2 Me _{dose} /P _{ini} dosage au traitement secondaire	WEF & ASCE (2009) cité par US EPA (2010)
> 95 % P _{total}	2 à 6 Me _{dose} /P _{ini}	WEF & ASCE (1998)
< 0,1 mg P/L	4 à 6 Me _{dose} /P _{ini} dosage au traitement secondaire	WEF & ASCE (2009) cité par US EPA (2010)
< 0,1 mg P/L	6 à 7 Me _{dose} /P _{ini} soluble	Smith et al. (2007) cité par US EPA (2010)
Al		
75 % P _{total}	Rapport molaire : 1,38 Al/P	Rushton (1952) cité par WEF & ASCE (1998)
85 % P _{total}	Rapport molaire : 1,72 Al/P	Rushton (1952) cité par WEF & ASCE (1998)
95 % P _{total}	Rapport molaire : 2,3 Al/P	Rushton (1952) cité par WEF & ASCE (1998)
Fe		
0,2 à 0,5 mg P/L	Soit 90 % de réduction d'une eau de 2 à 5 mg P/L appliquée : ratio molaire 3,5 Fe/P	Cémagref (2007)
0,5 à 1 mg P/L	Soit 90 % de réduction d'une eau de 5 à 10 mg P/L appliquée : ratio molaire 2,5 Fe/P	Cémagref (2007)

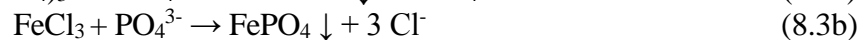
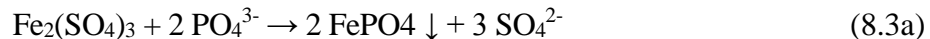
Me_{dose} est la dose molaire de l'ion métallique (fer ou aluminium), et ce, liée à la quantité molaire du phosphore à l'affluent

Sulfate et chlorure ferrique

Le sulfate ferrique « $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ », dont le poids molaire est de 399,9 g, peut représenter entre 10 à 60 % en poids du liquide commercial dont la densité peut atteindre 1,62 kg/L. Le pourcentage de fer atteint 12 % en poids lorsque la solution commerciale contient 60 % de sulfate ferrique sec. Le sulfate ferrique sec peut avec comme formule chimique « $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 8,8 \text{H}_2\text{O}$ », dont le poids moléculaire est d'environ 558 g.

Le chlorure ferrique « FeCl_3 », dont le poids molaire est de 162,2 g, représente entre 35 et 45 % en poids du liquide commercial dont la densité est de 1,34 à 1,49 kg /L (EPA, 1987a). Comme le fer représente 34,4 % du poids du FeCl_3 , le pourcentage de fer dans la solution commerciale oscille entre 12 à 15,5 %. On considère usuellement que le fer représente 14 % en poids d'une solution commerciale à 40 % en poids de FeCl_3 dont la densité est de 1,4 kg /L (EPA 2010).

Les équations 8.3a et b présentent les réactions chimiques dominantes entre le cation « Fe^{3+} » du sulfate ferrique ou du chlorure ferrique et les anions « PO_4^{3-} » d'orthophosphates pour la formation de phosphate de fer « FePO_4 ».



Les phosphates de fer sont peu solubles aux pH acides comme le laisse comprendre la figure 8.5. Au pH optimal d'environ 5, la solubilité résiduelle du phosphore est d'environ $10^{-5.7}$ mole/L, soit l'équivalent de 0,06 mg P/L. Cette faible concentration est néanmoins six fois supérieure au 0,01 mg P/L obtenu avec le sel d'aluminium. Une faible concentration de 0,07 mg P/L avec un sel de fer est obtenue aux pH de 6,9 à 7,0 (Smith et al., 2007 cité par EPA, 2008).

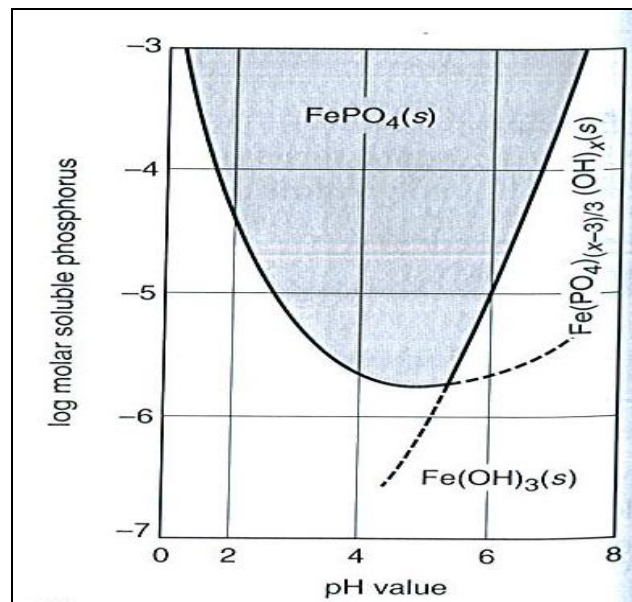


Figure 8.5 : Concentration du phosphate ferrique avec la solubilisation du phosphore (Metcalf & Eddy, 2003)

Théoriquement, un rapport stoechiométrique d'une mole de Fe est nécessaire afin de réagir avec une mole de P pour précipiter sous la forme du FePO_4 . Un rapport molaire de 1 Fe : 1 P correspond au rapport massique de 1,80 g de Fe^{3+} ou à 15 g d'une solution commerciale de sulfate ferrique contenant 12 % de fer ou à 12,9 g d'une solution commerciale de chlorure ferrique contenant 14 % de fer pour 1,0 g de P.

En pratique, tout comme pour l'aluminium, le rapport molaire fer sur phosphore à appliquer est supérieur au rapport stoechiométrique, car des cations ferriques (Fe^{3+}) réagissent avec des ions hydroxydes (OH^-) pour former des précipités d'hydroxyde de fer « $\text{Fe}(\text{OH})_3$ » comme le montrent l'équation 8.4. Cette précipitation simultanée accroît la consommation de fer, mais ces hydroxydes contribuent à la floculation et à la décantation des particules de phosphore.



Les dosages sont notamment fonction des caractéristiques des eaux usées, des conditions de brassage et de dispersion, de la concentration de phosphore à l'eau brute et de la concentration recherchée au point de rejet. La figure 8.6 et le tableau 8.1 montrent qu'un fort niveau de réduction du phosphore nécessite un fort ratio molaire Fe : P. De plus, on peut anticiper qu'une faible concentration initiale du P, qui est le cas des eaux municipales diluées, nécessite aussi un fort ratio molaire pour atteindre une faible concentration résultante, et ce, malgré un pourcentage de réduction inférieur. Le tableau 8.1 indique que le ratio molaire peut atteindre 6 Fe : 1 P_i ou 7 Fe : 1 P_d selon le phosphore de départ. On présume que ces ratios élevés sont nécessaires pour favoriser précipitation et la floculation lors d'une séparation « solide-liquide » par décantation. La présence d'une étape de filtration devrait réduire ces ratios molaires, toute autre chose étant identique.

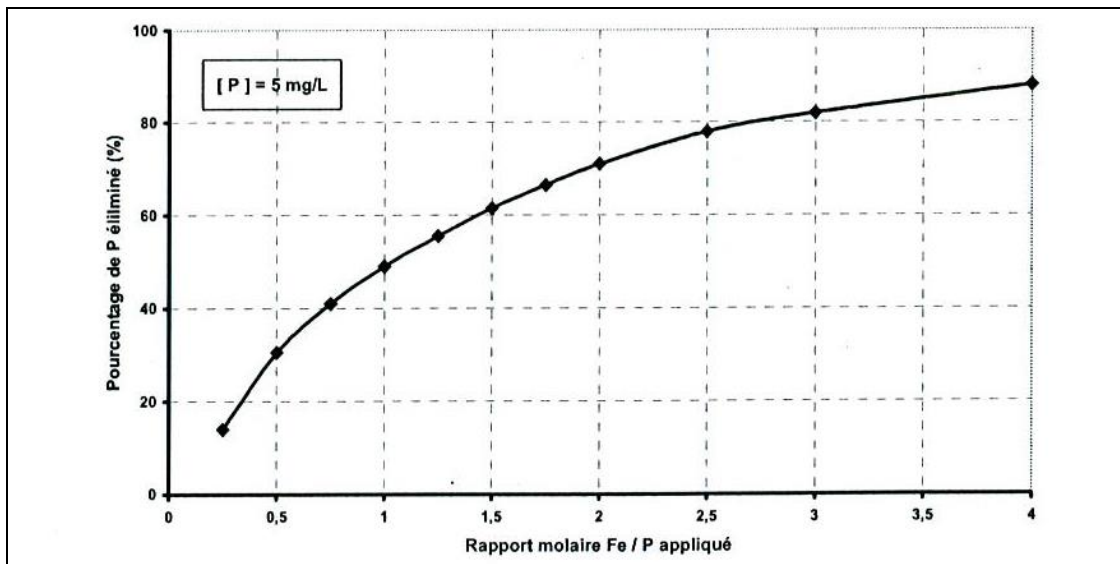


Figure 8.6 : Évolution du rendement d'élimination du P en fonction du ratio molaire Fe apporté / P appliqué. (Cémagref, 2007)

Coagulant pré-hydrolysés

Certains coagulants pré-hydrolysés renferment des ions OH^- , ce qui les rendent moins acides que les coagulants usuels comme le sulfate ferrique « $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ » ou l'alun. Ces coagulants peuvent être notamment du poly-aluminium-silico-sulfate (PASS) ou des hydroxydes de sulfate de chlorure d'aluminium (ex. : PALC 108, PAX-XL6). Ces coagulants pré-hydrolysés consomment moins d'alcalinité par gramme de Al dosé que celui issu de l'alun. À partir de l'équation chimique du coagulant pré-hydrolysé, il est possible d'évaluer théoriquement la quantité d'alcalinité incorporée, mais compte tenu de multitudes réactions chimiques possibles, des essais avec l'eau usée à traiter sont fortement encouragés. Fait intéressant, certains hydroxydes de sulfate de chlorure d'aluminium liquide peuvent supporter des températures de moins de 30°C.

Essais et ajustement du dosage

La réalisation d'essais en laboratoire ou à échelle réduite sur le terrain, préalable à la conception ou en cours d'opération, permet de vérifier notamment la réduction du phosphore soluble et les effets sur le pH. Ces essais donnent également l'occasion de vérifier l'influence du point d'injection, du produit chimique, du dosage et des conditions de mélanges. L'utilisation d'un banc de mélange de type *jar test* permet, à faibles coûts, de réaliser six comparables en même temps (EPA, 2010). Les essais sont encouragés, mais leurs absences peuvent être compensées en partie par des résultats de références bibliographiques.

De plus, il est recommandé d'effectuer un suivi au moyen d'analyses d'orthophosphates, qui peuvent être réalisées facilement et fréquemment sur place à peu de frais, afin d'ajuster le dosage de coagulant. Le rapport $\text{P}/\text{o-PO}_4$ doit alors être établi puisque les exigences de rejet s'appliquent au phosphore total. Le phosphore total doit toutefois être réalisé par un laboratoire accrédité étant donné que les suivis transmis au MDDELCC doivent y être réalisés.

Différents modes de contrôle du dosage des produits chimiques sont possibles dont l'ajustement manuel, le dosage proportionnel au débit, le dosage préprogrammé ou le système à rétroaction automatique avec analyseur de phosphore. Ce sont les systèmes à rétroaction automatique qui optimisent le mieux le dosage de coagulant. Comme les dosages asservis (temps, débit, rétroaction) sont plus complexes d'opération et onéreux en capitalisation, ils se retrouvent typiquement dans des grandes stations d'épuration où l'économie. L'optimisation en temps réel de grandes quantités de produits chimiques, justifie la complexité d'opération et les coûts de capitalisation des équipements asservis.

Contrairement aux stations mécanisées, les stations d'épuration de type étangs aérés ne nécessitent habituellement pas la présence continue d'opérateurs sur le site, ce qui limite les interventions manuelles d'optimisation. Les recommandations qui suivent permettent d'améliorer les procédures de dosage :

- effectuer périodiquement des tests pour déterminer la dose de coagulant requis pour respecter l'exigence de rejet;
- valider le facteur de conversion $\text{P}/\text{o-PO}_4$ à l'effluent toutes les semaines durant la période où l'exigence de rejet est en vigueur, et ce, selon différentes conditions météorologiques

(température, pluie, etc.) ou de fonctionnement (présence d'algues, etc.). Cette validation permettrait de prédire de façon plus précise la concentration en phosphore total à partir d'une valeur mesurée sur le terrain en orthophosphate. De plus, une courbe de dosage (coagulant par rapport au o-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, ou encore mieux en mesurant le débit dosé au point d'injection ou très près de ce point;
- amorcer la déphosphatation un mois avant la période d'exigence en utilisant une dose normalement afin d'être pleinement efficace durant la période de contrôle de l'exigence.

8.1.3.2 Pompe d'injection, point d'injection et mélange

Pompe d'injection

Les équipements de dosage de coagulant (ex. : pompe d'injection) doivent être suffisamment flexibles pour couvrir toutes les situations d'écoulement dans la station d'épuration (concentrations faibles et élevées en phosphore, débit actuel nappe basse, débit futur nappe haute, facteur de surdosage faible et élevé). Les stations d'épuration avec de très grandes variations de débits et/ou de charges comme les petites stations d'épuration sans apport de nuit ou celles avec des apports industriels ponctuels importants sont des candidates à des dosages très variables durant la journée. Pour les très grandes variations de dosage, les pompes d'injection doivent avoir des plages de capacités variables, parfois à plus de 1 à 20 fois le débit par un simple ajustement.

Il faut prévoir minimalement une pompe d'injection en réserve afin de pallier à un dysfonctionnement de celle(s) en fonction. Tel que mentionné précédemment, le ou les pompes d'injections doivent être précédées d'un cylindre gradué avec jeu de vannes afin de procéder périodiquement à la calibration. Les pompes d'injection et le ou les cylindres gradués doivent être installés dans un bâtiment chauffé.

Lorsque le débit d'eaux usées est discontinu au point d'injection, suite à un effet de pompage discontinué non temporisé par les unités de traitement préalable, il peut être nécessaire d'asservir le fonctionnement des pompes doseuses à celui des pompes d'eaux usées en amont.

Point d'injection

Selon le type de station d'épuration, les coagulants et aide-coagulants peuvent être ajoutés à de multiples endroits de la chaîne dite « liquide » (ex. : prétraitement, traitement primaire, secondaire ou tertiaire) ou de la chaîne dite « solide » (ex. : surnageant de bassin d'accumulation, étapes de déshydratation). Peu importe le point d'injection, l'optimal serait que le coagulant soit injecté dans un réservoir de mélange rapide où toute l'eau usée à traiter y s'écoule, le tout suivi d'une étape de floculation comportant un mélange lent (voir la section ultérieure « Mélange »). L'étape de floculation peut être accompagnée d'un dosage d'aide coagulant. Le réservoir de mélange peut être spécifique ou être une structure s'y apparentant comme un regard de transfert ou une chicane refermée à l'entrée du dernier étang aéré à parois verticales. Les coagulants chimiques pour la déphosphatation sont généralement ajoutés à l'affluent du décanteur alors que les polymères sont ajoutés dans le puits d'entrée du décanteur (EPA, 2010).

L'ajout du coagulant en aval du réacteur biologique peut être nécessaire, car les polyphosphates, qui peuvent représenter 35 % du phosphore total à l'affluent, réagissent peu aux coagulants métalliques, mais peuvent se transformer en orthophosphates suite au traitement biologique.

Il est recommandé de prévoir plus d'un point de dosage tel qu'en amont du décanteur primaire et en amont du décanteur secondaire ou en amont du décanteur secondaire et en amont du traitement tertiaire afin d'offrir une plus grande souplesse d'opération. De plus, lorsqu'on recherche une déphosphatation élevée qui requiert l'emploi d'une grande quantité de coagulants, ou tout simplement une optimisation des quantités dosées, l'approche d'injection multipoints devrait être envisagée. À titre indicatif, trois points de dosage peuvent être appropriés aux stations d'épuration où la concentration en phosphore est supérieure à 6 mg/L à l'affluent (EPA, 2008).

Dans les étangs, le point d'injection du produit peut être très éloigné de la pompe d'injection. Dans un tel cas, la quantité de coagulants arrivant au point d'injection doit pouvoir être mesurée de façon volumétrique afin de vérifier la quantité réellement injectée et confirmer l'absence de fuite. La figure 8.7 présente un schéma d'installation où un coagulant est dosé à même un regard avec un diffuseur d'air comme source d'agitation.

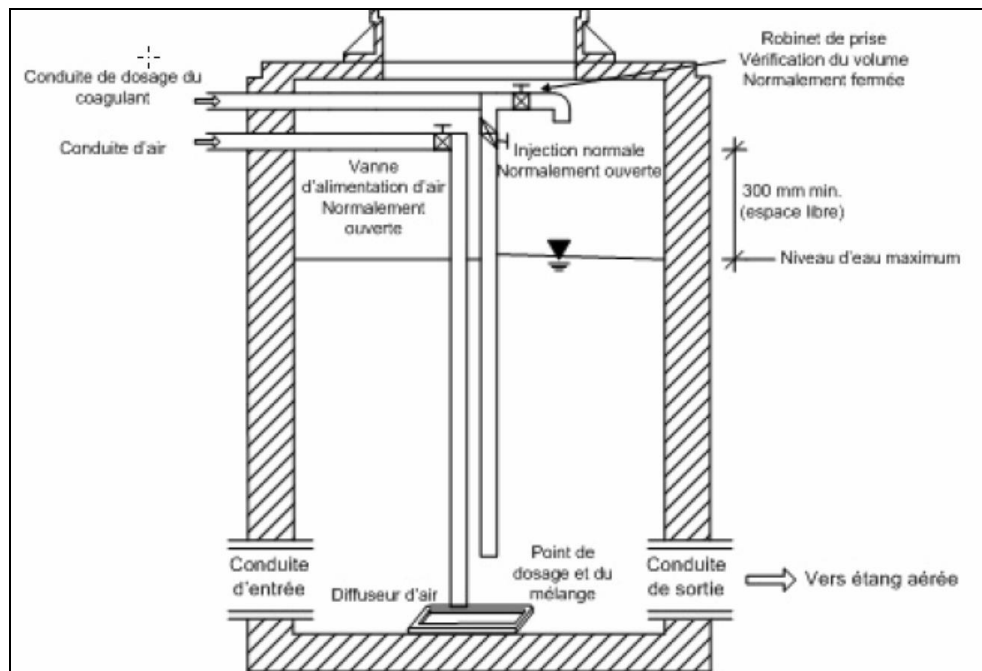


Figure 8.7 : Schéma d'un regard d'injection de coagulant

Pour les nouveaux projets, l'emploi de rideau flottant pour séparer le dernier étang ainsi que le dosage de coagulant directement dans le dernier étang aéré près d'un diffuseur sans confinement est à proscrire, car ils ne permettent pas d'assurer un contact du coagulant avec toute l'eau à traiter ni une garantie d'un mélange rapide efficace.

La figure 8.8 schématise les localisations des points d'injection d'un coagulant en pré-précipitation, en précipitation simultanée ou en post-précipitation sur la ligne liquide, alors que le tableau 8.2 présente des tendances (effets) selon le point d'injection retenu. La pré-précipitation est réalisée en injectant les coagulants en amont du décanteur primaire.

La précipitation simultanée est réalisée en injectant les coagulants au réacteur biologique (ex.: dans la conduite d'entrée ou dans la liqueur mixte d'une boue activée) ou entre le réacteur et le décanteur secondaire. Dans le cas d'étangs aérés, non illustré, le coagulant est typiquement injecté juste avant d'entrer dans le dernier étang. Dans le cas d'étangs non aérés à vidange périodique semi-annuelle, le dosage des produits chimiques peut se faire directement dans les étangs au moyen d'une embarcation (chaloupe) à moteur. Cette pratique consiste à doser près de l'hélice un coagulant chimique liquide et à parcourir l'ensemble de la superficie de l'étang avant chaque vidange périodique. Cette approche a été éprouvée notamment en Ontario et aux États-Unis (Pycha et Lopez, 2000) et est utilisée à quelques endroits au Québec. Une chaloupe de type commercial à fond plat doit pouvoir accueillir en toute sécurité: deux personnes, les équipements du dosage chimique ainsi que les équipements assurant la santé et la sécurité du personnel (ex.: écope, paire de rames, ligne d'attache flottante). La chaloupe doit respecter la norme de la partie III du Règlement sur les petits bâtiments (DORS 2010/91) ainsi que celle applicable aux bâtiments autres que ceux de plaisance (TP 1332) de Transports Canada. Le numéro d'identification de coque (NIC) doit apparaître sur l'embarcation (MAMOT, 2012). La légèreté de l'embarcation peut être un critère selon le mode de mise et de sortie à l'eau.

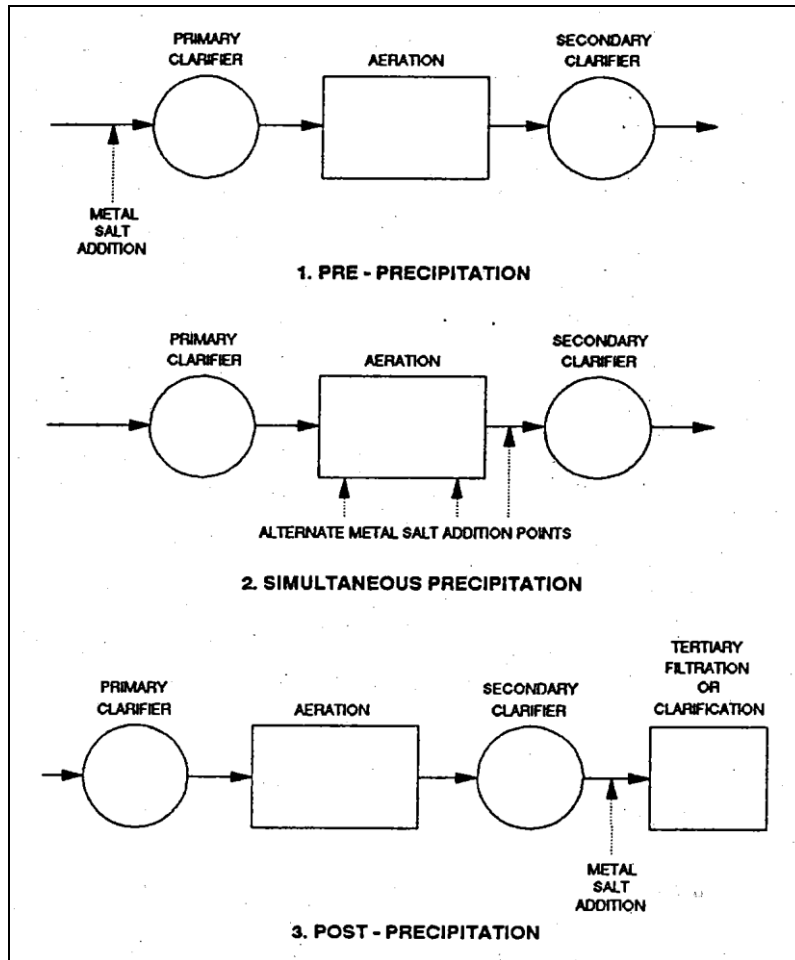


Figure 8.8 : Schéma de représentation des options de dosages de coagulant métallique pour la déphosphatation (Nutt, 1991)

Tableau 8.2 Effet du choix du point d'injection de coagulant

Critère	Pré-précipitation	Précipitation simultanée	Post-précipitation
Dosage requis	élevé	modéré	faible
Aide-coagulant normalement requis	oui	non	possiblement
Nuisance à la transformation carbonée et/ou azotée	possible	possible	nulle
Enlèvement des MES et de la DBO	élevé	modéré	faible
Production de boues	élevée	modérée	faible
% phosphore dans les MES	faible	modéré	élevé
Métaux à l'effluent final	faible	modéré	élevé

Lors d'une pré-précipitation ou en précipitation simultanée, il faut garder une concentration minimale du phosphore qui équivaut à 1 à 1,5 % de la DBO à enlever, et ce, comme nutriment biologique. Un manque de phosphore au traitement biologique peut engendrer des effets négatifs (EPA, 2008). Un enlèvement excessif du phosphore en amont du traitement biologique ou dans le réacteur pourrait subvenir notamment dans des stations d'épuration où le contrôle automatisé asservi aux concentrations d'orthophosphates sont typiquement absent et où il y a de grandes variations de débits sans opérateur en permanence comme pour les petites stations

d'épuration. De plus, la forme du phosphore restant (orthophosphates, polyphosphates, phosphore organique particulaire) pourrait influencer la transformation de la partie carbonée. Certes, les microorganismes peuvent extraire du phosphore de la fraction particulaire, mais cela demande plus d'effort que celui utilisé directement des orthophosphates. Or, ces orthophosphates réagissent rapidement aux coagulants chimiques pour former des composés peu solubles, ce qui laisse peu d'orthophosphates facilement disponibles lorsqu'il se pratique une pré-précipitation ou d'une précipitation simultanée inadéquate. Si en plus, le temps de rétention des solides est faible dans le réacteur, les microorganismes disposent de peu de temps pour extraire le phosphore des solides.

De plus, une pré-précipitation ou la précipitation simultanée pourraient engendrer une baisse excessive de pH dans certains cas, ce qui nuirait à la transformation de la pollution carbonée et azotée. Conséquemment, advenant une pré-précipitation ou une précipitation simultanée dans le réacteur sans surveillance soutenue, les quantités de coagulants dosées devraient laisser une marge de manoeuvre suffisante à l'activité biologique (P et pH). Pour ce faire, les quantités dosées devront être limitées et un point d'injection en aval (ex. entre le réacteur et le décanteur secondaire) devra être aménagé pour compléter l'enlèvement du phosphore. Dans le cas des biofiltres, un dosage subséquent ne peut pas avoir lieu, car il n'y a généralement pas de séparation solide-liquide après le réacteur biologique.

En ce qui a trait à la post-précipitation, elle implique la mise en place d'équipements de séparation solides-liquides, comme la décantation ou la filtration tertiaire, après un traitement secondaire complet.

Mélange

La réaction des phosphates avec les oxydes métalliques dépend fortement des conditions de mélange (Smith et al., 2007). De plus, en absence d'agitation suffisante, les sels métalliques risquent de couler étant plus denses que les eaux usées (EPA, 2008). Pour une utilisation optimale des produits chimiques, ils doivent être injectés dans un endroit de forte agitation, qu'on associe à l'étape du « mélange rapide » afin d'assurer une dispersion rapide des sels métalliques. Ce mélange peut être obtenu par l'emploi d'un moteur couplé à une hélice ou par l'effet de brassage obtenu à l'aide de diffusion d'air dans l'eau à titre d'exemple. Les mélangeurs statiques, qui font intervenir l'énergie de l'écoulement hydraulique requiert un entretien régulier pour prévenir le colmatage. De plus, ils sont mal adaptés aux variations importantes des débits avec un brassage parfois insuffisant à faible débit ou une perte de charge excessive à fort débit. L'usage de mélangeur statique devrait être limité qu'aux installations où le débit anticipé est peu variable, comme sur une conduite de refoulement d'une pompe à débit unique avec accès facile pour son entretien. Une section de remplacement doit pouvoir prendre la place du mélangeur statique lors de son entretien.

Une floculation, avec des équipements dédiés (bassin et mélangeur) ou par l'existence d'une zone hydraulique légèrement en mouvement, favorise le grossissement des floccs ce qui accroît l'efficacité de la séparation solide-liquide. Il faut éviter les zones de fortes turbulences après un mélange rapide ou après une floculation afin de préserver les floccs formés.

Le tableau 8.3 présente des critères liés au mélange rapide ainsi qu'à la floculation selon différentes sources. Le « T » est le temps d'agitation, usuellement de 5 à 120 secondes au mélange rapide, alors que le paramètre « G » est le gradient de vitesse, usuellement de 250 à 1 500 s⁻¹ au mélange rapide. Le « GT » est usuellement de 36 000 à 45 000 au mélange rapide.

Tableau 8.3 : Critères du mélange rapide et de la floculation

	<i>WPCF & ASCE (1982)</i>	<i>Metcalf & Eddy (2003)</i>	<i>Gamme</i>
	<i>T (s)</i>		
<i>Mélange rapide</i>	<i>30 à 120</i>	<i>5 à 30</i>	<i>5 à 120</i>
<i>Floculation</i>	<i>300 à 1 800</i>	<i>1 800 à 3 600</i>	<i>300 à 1 800</i>
	<i>G (s⁻¹)</i>		
<i>Mélange rapide</i>	<i>300 à 1 500</i>	<i>250 à 1 500</i>	<i>250 à 1 500</i>
<i>Floculation</i>	<i>40 à 100</i>	<i>50 à 100</i>	<i>40 à 100</i>
	<i>GT</i>		
<i>Mélange rapide</i>	<i>36 000 à 45 000</i>	<i>nd</i>	<i>36 000 à 45 000</i>
<i>Floculation</i>	<i>12 000 à 30 000</i>	<i>nd</i>	<i>12 000 à 30 000</i>

En complément au tableau 8.3, d'autres auteurs recommandent un G entre 200 à 300 s⁻¹ sur une période de 10 à 30 secondes (Szabo et al., 2008 cité par EPA, 2010), alors que certains autres recommandent un G de 300 à 1 000 s⁻¹ (Smith et al. 2007). La réaction du coagulant se fait en 1 à 10 secondes en eau chaude, selon le mécanisme de coagulation impliqué, mais peut être passablement ralentie à une température inférieure à 4°C (AWWA, 1990 cité dans le [Guide de conception des installations de production d'eau potable](#)). Basé sur un banc d'essai

expérimental, il a été constaté que la majorité du phosphate réagit avec le fer dans les 10 à 20 premières secondes au gradient de mélange de $G \cong 425 \text{ s}^{-1}$.

L'équation 8.5 relie le gradient de vitesse « G » à la puissance « P », au volume « V » et à la viscosité du liquide (Camp & Stein, 1943 cité par Metcalf & Eddy, 2003). À partir du tableau 8.3 et de l'équation 8.5, il devient possible de calculer, à titre d'exemple, la puissance à fournir par un aérateur dans un regard en amont du dernier étang où un coagulant serait ajouté.

$$G = (P/(\mu V))^{0,5} \quad (8.5)$$

où : G : gradient de vitesse (s^{-1})

P : puissance réelle dissipée au liquide (W)

μ : viscosité dynamique ($(\text{N s})/\text{m}^2$)

V : volume occupé par le liquide dans le bassin d'agitation (m^3)

Les petits projets d'assainissement des eaux usées, comparativement aux plus grands, coûtent plus cher, ce qui conduit très souvent au réemploi d'équipements sans vérification formelle. Le dosage de coagulant à même un regard de transfert avec alimentation d'air à partir de la conduite principale peut être un bon exemple. Or, l'absence d'opérateur en permanence dans les petits projets pénalise l'optimisation des dosages et fragilise l'obtention d'excellents rendements constants. Conséquemment, il faut concevoir les petits projets avec la même minutie que les grands projets, compte tenu de la présence restreinte de l'opérateur. Le dosage de coagulant dans un regard de transfert reste acceptable, mais il devra respecter les critères du mélange rapide pour la grande majorité du temps d'opération.

8.1.3.3 Durée de vie, livraison, abris, stockage et sécurité

Durée de vie

Les besoins futurs doivent être envisagés sur une période d'une vingtaine d'années (EPA, 2010). De façon plus spécifique, selon le [Guide de conception des installations de production d'eau potable](#), on pourrait envisager une durée de vie utile d'environ 5 à 7 ans pour l'instrumentation et le contrôle, d'environ 7 à 10 ans pour l'équipement électromécanique et de l'ordre de 30 ans pour les ouvrages de génie civil.

Livraison, abris et stockage

Le chemin d'accès et les aires de circulation autour du bâtiment doivent permettre à tout camion de livraison de pouvoir quitter et s'engager sur la voie publique en marche avant.

Il faut minimalement un abri afin de protéger les réservoirs de coagulants contre les intempéries, le rayonnement du soleil et le vandalisme. L'exigence semi-annuelle en déphosphatation peut couvrir maximalement du 15 mai au 14 novembre, où du gel est possible en début comme en fin de période au Québec, d'autant plus qu'il faut débiter le dosage bien avant le 15 mai. Un abri rudimentaire, sans isolation et sans chauffage, ne peut être prévu qu'avec l'emploi de coagulant liquide et de réservoir pouvant supporter des températures sous zéro. Lorsqu'une exigence annuelle est imposée, un bâtiment isolé et chauffé à une température minimale de 10°C doit être prévu. Un bâtiment chauffé, en plus de contenir les pompes d'injection, permet l'usage d'une plus grande variété de produits, dont ceux nécessitant une

solubilisation ou une dilution. Fait à noter : les polymères sont usuellement dilués avant le dosage, mais pas les coagulants (EPA, 2010).

Le volume d'emmagasinement des produits chimiques à la station d'épuration doit permettre une autonomie d'au moins 30 jours ou correspondant à environ 1,5 fois le volume de livraison en vrac. Pour les produits livrés sous forme liquide, la gestion par baril de 200 L (45 gallons) est intéressante pour les projets nécessitant moins de 2 000 L/an du produit chimique. À 2 000 L et plus par année, un réservoir fixe de 5 000 L est recommandé afin de réduire les coûts de transport. L'usage de réservoirs cubiques de 1 000 L « totes » est aussi possible, mais devrait être limité aux stations munies de quai de déchargement dont la hauteur correspond à celle de la plateforme du camion livreur, car plusieurs petits chariots élévateurs de livreur ne permettent pas de manipuler des « totes » pouvant dépasser 1 600 kg lorsque utilisé notamment avec du sulfate ferrique. Fait à noter, les « totes » ne peuvent subir qu'un nombre limité de remplissages avant le remplacement régulier de la robinetterie.

Tous les matériaux du système de dosage (réservoir, pompe, tuyauterie, robinetterie) doivent être choisis en tenant compte de la nature corrosive des produits chimiques susceptibles d'y s'écouler. De plus, la tuyauterie doit être aménagée de façon à en faciliter son entretien préventif ainsi que les interventions curatives, advenant une cristallisation à la suite notamment d'une baisse de température excessive. Lorsque les conduites qui acheminent les produits liquides sont enfouies, elles doivent être installées dans une gaine (conduite de diamètre supérieur) afin de la protéger des travaux d'excavation et permettre la détection de fuite. De plus, le rayon de courbure de la gaine et/ou la présence de regard(s) devront faciliter la réintroduction d'une conduite de remplacement.

Les coagulants à base de sels d'aluminium peuvent être conservés dans un réservoir en acier inoxydable nuance 316 ou en plastique renforcé de fibre de verre (FRP : Fiber Reinforced Plastic). Les coagulants à base de fer peuvent être entreposés dans des réservoirs en FRP ou des réservoirs en polypropylène (EPA, 2010).

Tous les produits chimiques liquides doivent être entreposés dans une aire de confinement ou dans un réservoir à doubles parois en cas de bris ou d'écoulement accidentel. Le volume de confinement doit être minimalement égal au volume du réservoir s'il n'y a qu'un, ou égale à 125 % du plus volumineux des réservoirs regroupés. Dans le cas d'utilisation des « totes » de 1 000 L ou des barils de 200 L, entreposés sur un caillebotis, le volume de confinement peut être sous le plancher ou décalé via un plan d'écoulement. Les eaux de pluies et de drainage extérieures ne doivent pas être acheminées au bassin de confinement. Les bassins de confinement ne doivent pas disposer de drain ou de trop-plein, mais un point bas faciliterait la récupération par pompage du liquide accumulé.

Sécurité

Les fiches signalétiques des produits utilisées doivent être tenues en compte afin de choisir les équipements selon la sécurité des lieux et du personnel. La [Commission de la santé et de la sécurité au travail](#) (CSST) présente notamment le Système d'information sur les matières dangereuses utilisées au travail ([SIMDUT](#)) sur son site internet.

De l'aire d'entreposage jusqu'aux points de mélange, les liquides se manipulent plus facilement que les solides. Advenant la réception de produits chimiques sous forme solide, ils seront solubilisés avant d'être acheminés aux points d'injection. La solubilisation préalable à l'injection augmente le temps de manipulation en plus d'accroître les risques de contacts avec les travailleurs (peau, yeux, poumons). De plus, la ventilation des aires de travail devrait être adéquate advenant la manipulation de solides ayant une dangerosité comme les coagulants acides. Lorsqu'ils sont disponibles, les produits liquides devraient être priorisés, tout particulièrement pour les coagulants.

La soude caustique liquide, pour compenser un pH trop acide, est toutefois à proscrire, car elle peut provoquer un pH excessif à l'effluent avec un faible écart de dosage (voir section 8.1.5 pour plus de détails) et constitue un produit très risqué à manipuler et à entreposer.

8.1.4 Séparation « solide-liquide » et niveaux de performance épuratoire

Le phosphore dissous peut être réduit théoriquement à 0,01 mg P/L avec l'aluminium ou à 0,06 mg P/L avec le fer tel que mentionné à la section 8.1.3.1. Une fois la réduction importante du phosphore soluble obtenue, l'efficacité de la réduction du phosphore dépend de la capacité du système de traitement à retenir le phosphore particulaire. La section 7.3 « Séparation solide-liquide » du présent guide précise des critères de conception sur la décantation et la filtration membranaire. Deux sous-sections sont présentées, soit : 8.1.4.1 « Décantation » et 8.1.4.2 « Filtration » en lien notamment avec les performances en déphosphatation.

Il est intéressant de noter que le resserrement des normes sur le phosphore passe par une réduction de la concentration des MES à l'effluent. Le phosphore peut représenter 1,5 % des MES dans les traitements qui utilisent les produits chimiques (EPA, 1987b cité par EPA, 2008). En tenant compte du phosphore dissous, il faut généralement moins de 5 mg/L de MES à l'effluent pour obtenir moins de 0,2 mg Pt/L (EPA, 2009).

La turbidité peut être mesurée en continu facilement par des équipements standard et elle est souvent utilisée pour suivre l'évolution de la qualité du filtra et estimer les MES. À titre indicatif, la filtration peut produire un effluent inférieur à 2 UTN qui correspond à environ 2,8 à 3,2 mg MES/L, et lorsque la turbidité à l'affluent d'un filtre est inférieure à 7 UTN elle correspond à environ 10 à 17 mg MES/L.

Les équations empiriques 8.6 et 8.7 établissent des liens entre la turbidité et les MES à l'effluent d'un traitement secondaire ainsi qu'à l'effluent d'une filtration (Metcalf & Eddy, 2003).

- Effluent d'un système de traitement secondaire :
$$\text{MES [mg/L]} = (2,0 \text{ à } 2,4) \times \text{Turbidité [UTN]} \quad (8.6)$$

- Effluent d'un filtre :
$$\text{MES [mg/L]} = (1,3 \text{ à } 1,5) \times \text{Turbidité [UTN]} \quad (8.7)$$

8.1.4.1 Décantation

La décantation peut se limiter au décanteur primaire en pré-précipitation comme dans le cas des traitements physico-chimique ou de la biofiltration. Elle peut se faire en partie ou en totalité en dans un décanteur secondaire qui suit une précipitation simultanée d'une boue activée à titre d'exemple ou à même un étang peu ou pas agité. La post-précipitation peut compléter le tout par un décanteur tertiaire installé après un traitement secondaire complet.

Traitement en pré-précipitation

Dans la pré-précipitation, le point d'injection est situé en amont de la décantation primaire. Le tableau 8.4 présente des résultats obtenus de l'application Suivi des ouvrages municipaux d'assainissement des eaux (SOMAE) de stations d'épuration du Québec utilisant un traitement physico-chimique sans traitement biologique (2010-2013) ainsi qu'un traitement par biofiltres avec coagulant (2009-2013). De plus, ce tableau présente les niveaux d'exigences technologiques en lien avec le tableau 2 de la [Position ministérielle sur la réduction du phosphore dans les rejets d'eaux usées d'origine domestique](#).

Tableau 8.4 Performances rapportées de traitements en pré-précipitation

Physico-chimique (exigence technologique : 0,5 mg P/L)	
Nombre d'installations	Effluent
8 installations	moy. 0,4 mg P/L, écart type 0,1 mg P/L
Biofiltre (exigence technologique : 0,6 mg P/L)	
Nombre d'installations	Effluent
4 installations	moy. 0,52 mg P _t /L, écart type 0,06 mg P _t /L

L'ensemble des stations de traitement du Québec, dosant des produits chimiques uniquement en pré-précipitation (physico-chimique, biofiltration), présente des concentrations moyennes qui respectent leur performance technologique. Les performances technologiques sont identiques à celles de la [Position ministérielle sur la réduction du phosphore dans les rejets d'eaux usées d'origine domestique](#).

L'effluent de huit stations physico-chimique a présenté une concentration moyenne de 0,4 mg P/L avec un écart type de 0,1 mg/L et respecte l'exigence technologique retenue à 0,5 mg P/L. Cette moyenne à l'effluent, en comparaison avec la concentration moyenne de 1,6 mg P/L en 2013 à l'affluent des traitements physico-chimiques, correspond à un enlèvement moyen de 75 %. Ce pourcentage se retrouve dans la gamme d'enlèvements de 70 à 90 % du phosphore total de l'affluent répertorié par EPA (1987a). Selon l'EPA(2008), l'effluent d'un traitement physico-chimique pourrait se situer entre 0,5 et 1 mg P/L. Les très petites tailles d'installations municipales (débit moyen annuel $\leq 500 \text{ m}^3/\text{d}$) avec peu de souplesse et où l'opérateur est peu présent, pourraient toutefois éprouver des difficultés à respecter une exigence inférieure à 1 mg P/L.

Les quatre installations de biofiltration ont respecté l'exigence technologique de 0,6 mg P/L, avec comme moyenne de 0,52 mg P/L et un écart type de 0,06 mg/L. Il faut rappeler que le

dosage de coagulant en amont d'un réacteur biologique, comme la biofiltration, doit laisser passer suffisamment de phosphore pour combler les besoins des microorganismes à transformer la DBO soluble en DBO particulaire.

Lors d'une déphosphatation chimique, la charge superficielle « Cs » sur un décanteur primaire ne devrait pas excéder $24 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ au débit moyen ni excéder $48 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ au débit de pointe (Metcalf & Eddy, 1991). Avec l'usage de polymère, la Cs pourrait doubler pour atteindre $49 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ au débit moyen (EPA, 1987a). Le Ministère recommande toutefois, à la section 7.3 du présent guide, des Cs plus contraignants, soit un maximum de 8 à $16 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ au débit moyen et un maximum de 24 à $32 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ au débit de pointe.

La décantation lamellaire permet d'accroître de plusieurs fois la surface effective du décanteur. L'espacement, la longueur et l'angle d'inclinaison des lamelles ainsi que l'approche et la reprise hydraulique près des lamelles sont des éléments à se préoccuper lors de la conception. L'exploitation devra tenir compte de l'entretien des lamelles dans ses recommandations d'exploitation afin de limiter un colmatage significatif qui nuirait à la performance épuratoire. Si la décantation lamellaire est retenue, la proposition devra justifier les critères de conception.

Traitement en précipitation simultanée

Dans la précipitation simultanée, le point d'injection du coagulant est situé en amont ou directement dans le réacteur biologique. Un point d'injection additionnel peut se retrouver entre le réacteur biologique et le décanteur secondaire.

Un réacteur biologique convertit rapidement les polyphosphates en orthophosphates. Ainsi, le phosphore soluble à l'effluent se retrouve majoritairement sous la forme d'orthophosphates (EPA, 2010). Cette conversion facilite la réaction du phosphore soluble (orthophosphates) avec le coagulant métallique dosé. L'EPA (2010) rapporte que la décantation secondaire conventionnelle peut abaisser la concentration de phosphore total à moins de 0,5 ou à moins de 1 mg/L, selon le type de traitement secondaire installé en amont.

Le tableau 8.5 présente des résultats de suivi en phosphore obtenus de l'application SOMAE pour la période de 2009 à 2013 de divers traitements biologiques avec coagulation chimique sans post-précipitation et sans décantation ou filtration tertiaire. De plus, ce tableau présente les niveaux d'exigences technologiques en lien avec le tableau 2 de la [Position ministérielle sur la réduction du phosphore dans les rejets d'eaux usées d'origine domestique](#).

Tableau 8.5 Performances rapportées de traitements en précipitation simultanée,

Nombre d'installations	Effluent
Boue activée (exigence technologique : 0,6 mg P_T/L)	
35 installations	moy. 0,35 mg P _T /L, écart type 0,03 mg P _T /L
Biofiltre (exigence technologique : 0,6 mg P_T/L)	
4 installations	moy. 0,52 mg P _T /L, écart type 0,06 mg P _T /L
Biodisque (exigence technologique : 0,8 mg P_T/L)	
12 installations.	moy. 0,89 mg P _T /L, écart type 0,17 mg P _T /L
Étang aéré (exigence technologique : 0,8 mg P_T/L)	
310 installations	moy. 0,56 mg P _T /L, écart type 0,05 mg P _T /L
Étangs non aérés à décharge périodique (exigence technologique : 1 mg P_T/L)	
13 installations	moy. 0,66 mg P _T /L, écart type 0,10 mg P _T /L

L'ensemble des stations de traitement du Québec dosant des produits en précipitation simultanée présente des concentrations moyennes qui respectent leur performance technologique, sauf pour celle des biodisques. Ces dernières, avec une moyenne de 0,89 mg P/L, ne respectent pas l'exigence de 0,8 mg/L. Malgré ce constat, le Ministère maintient la limite technologique à 0,8 mg P/L, car les dépassements seraient majoritairement dus à des bris ou de problèmes d'exploitations. Les performances technologiques sont identiques à celles de la [Position ministérielle sur la réduction du phosphore dans les rejets d'eaux usées d'origine domestique](#).

Les informations sur les charges superficielles présentées à l'item précédent (pré-précipitation) ainsi qu'au chapitre 7.3 sont applicables au décanteur secondaire en précipitation simultanée.

Pour les étangs aérés et non aérés, la décantation s'effectue à même les étangs. Dans le cas d'étangs aérés, le point d'injection du coagulant se situe généralement en amont du dernier étang. Tout en maintenant un niveau d'oxygène minimal de 2 mg/L, l'aération doit être maintenue au minimum au début du dernier étang afin de favoriser la floculation et maximiser la superficie de la zone tranquille (zone de décantation). Cette dernière devrait correspondre à plus de deux jours de temps de rétention hydraulique, sans excéder quatre jours (voir section 6.1.3 du présent guide). Une zone de sédimentation correspondant à une rétention hydraulique de deux journées au débit moyen avec une profondeur de 3,5 mètres d'eau correspond à une Cs de 1,75 m/d ou à 1,75 m³/m²/d, soit théoriquement bien meilleure que les Cs de 8 à 16 m/d mentionnées précédemment.

Dans le cas des étangs non aérés, le coagulant est dispersé sur toute la surface de l'étang à l'aide d'une embarcation motorisée. Le coagulant est déversé dans le bouillon de l'hélice du moteur. Un délai suffisant permet aux précipités formés de décanter (sédimer) avant l'évacuation du surnageant. Les délais doivent être d'au moins 24 heures pour une profondeur allant jusqu'à 1,8 m (liquide et boue) et un délai d'au moins 48 heures pour les étangs de plus de 1,8 m de profondeur.

Traitement par post-précipitation

À la suite d'un traitement secondaire complet, il peut être requis d'ajouter un point d'injection de coagulant avec une étape de séparation « solide-liquide » par décantation ou filtration, afin de réduire davantage le phosphore. Un effluent entre 0,1 à 0,2 mg P/L est possible avec coagulant et décantation tertiaire en aval d'une précipitation simultanée dans un traitement biologique incluant une décantation (Nutt, 1991). La décantation tertiaire a donné des concentrations de 0,032 à 0,62 mg P_v/L dans quatre stations d'épuration (Reardon, 2005 cité par EPA, 2010).

Les très petites tailles d'installations municipales (débit moyen annuel ≤ 500 m³/d) avec peu de souplesse et où l'opérateur est peu présent, pourraient toutefois éprouver des difficultés à respecter une exigence inférieure à 1 mg P/L, malgré l'ajout d'un traitement par post-précipitation. Une post-précipitation peut donc être ajoutée à la suite d'installations de très petites tailles, comme celles utilisant des nouvelles technologies classées sans déphosphatation spécifiée associée, avec une performance reconnue à 1 mg P/L. Évidemment, la post-précipitation est dépendante d'une bonne réduction du phosphore soluble par le coagulant.

8.1.4.2 Filtration

La fonction principale de la filtration est de retirer les solides du liquide à traiter. Elle est typiquement réalisée avec un média granulaire simple ou multicouche, en un ou deux étapes (stages). Les particules sont retenues plus ou moins profondément dans le média granulaire et en sont retirées lors de l'entretien plus ou moins rapproché (ex. : lavage automatique fréquent, scarification manuelle occasionnelle). La filtration peut être membranaire avec évacuation du liquide filtré d'un côté et purge occasionnelle du concentré.

La filtration après un traitement biologique est parfois désignée comme une filtration tertiaire, ou « post-filtration ». Idéalement, la concentration moyenne journalière à l'affluent

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

En 2013, des stations avec filtration dont l'exigence était de 0,3 mg Pt/L, ont rejeté en moyenne 0,20 mg P_T/L avec un écart type de 0,08 mg Pt/L selon l'application SOMAE. Certains filtres à sable classiques, à un taux de filtration de 0,06 L/(m² min) à la sortie d'étangs aérés, sont en opération depuis plus de 10 ans sans colmatage observé. Ces filtres donnent un effluent qui contient moins de 0,3 mg Pt/L. Ces résultats appuient les performances technologiques de la [Position ministérielle sur la réduction du phosphore dans les rejets d'eaux usées d'origine domestique](#).

Les tableaux 8.6 et 8.7 présentent des résultats de suivi en phosphore pour diverses stations de traitements avec filtration granulaire ou membranaire, et ce, selon plusieurs références. Majoritairement, on constate que les concentrations sont inférieures à 0,3 mg P/L pour la filtration granulaire et elles sont inférieures à 0,1 mg P/L pour la double filtration ou la filtration membranaire. Si le diamètre nominal (orifice libre à l'écoulement) de la membrane est inférieur à 0,05 µm, la filtration membranaire serait en mesure de réduire la concentration de phosphore en dessous de 0,1 mg P_T/L.

À rendement équivalent, une filtration tertiaire permet de réduire le dosage de coagulant et présente des résultats plus stables (Boller, 1976 et 1984 cité par Meunier, 1996). La filtration granulaire présente toutefois un prix d'exploitation comparable aux procédés de post-précipitation avec ajustement de pH (Meunier, 1996). L'économie en coagulant serait en partie ou en totalité annulée par les dépenses d'exploitation associée au coût d'énergie lié au rehaussement hydraulique du liquide à filtrer et au pompage des eaux de lavages.

Tableau 8.6 Réduction en phosphore rapportée pour divers traitements avec filtration granulaire ou membranaire

Effluent	Précisions	Références
Filtration granulaire simple ou double étape (stage)		
< 0,1 mg P/L	< 5 MES/L et absence de P _d	US EPA (2010)
0,1 à 0,5 mg P/L	Traitement primaire physico-chimique avec décantation et post-filtration	US EPA (2008)
0,1 mg P/L	Traitement physico-chimique (dosage et décantation) suivi d'un dosage de coagulant avant la filtration	US EPA (2008)
0,026 à 0,24 mg P/L moy. an. 0,058 mg P/L	Fossés d'oxydation avec décanteur secondaire Dosage de produit chimique en amont d'une décantation tertiaire avec filtration	US EPA (2008)
Moyenne mensuelle 0,017 à 0,13 mg Pt/L conc. max mesurée 0,13 mg Pt/L	Boue activée suivi d'une biofiltration et post-précipitation avec filtration 8 Filtres DynaSand de 2,4 m de profondeur.	US EPA (2007)
0,15 à 0,30 mg P/L	Précipitation simultanée dans le traitement biologique avec décantation suivie d'une filtration;	Nutt (1991)
0,10 à 0,20 mg P/L	Précipitation simultanée dans le traitement biologique avec décantation suivie du dosage de produit chimique en amont d'une filtration	Nutt (1991)
Filtration granulaire double étape (stage)		
moy. 0,084 mg P/L	Deux filtres Dynasand en série (Dynasand D2)	US EPA (2010)
< 0,1 mg P/L	Trident, Dynasand D2 Advanced Filtration System, Blue Pro, lit d'infiltration	US EPA (2008)
Filtration membranaire		
Effluent	Précisions	Références
< 0,01 mg P/L	Membrane basse pression	US EPA (2010)
0,024 à 0,067 mg P/L	Ultrafiltration à fibre creuse. Porosité nominale 0,04 (ZeeWeed 500)	US EPA (2010)
< 0,1 mg P/L	Membrane d'une façon générale	US EPA (2008)
moy. annuelle 0,07 mg P/L gamme : 0,011 à 0,554 mg Pt/L	Réacteur biologique à membrane avec ajout d'alun	US EPA (2008)

Tableau 8.7 Suivis d'installations québécoises avec traitements secondaires, coagulation chimique et filtration granulaire

Traitement secondaire	Type de filtre	Exigences		Année 2013		Charge superficielle (au débit moyen annuel de 2013) (L / (m ² min.))	Détails
		(mg P/L)	Moyenne	Affluent (mg P/L)	Effluent (mg P/L)		
Boues activées	Dynasand	0,8 0,6	mensuelle saisonnière	1,44	0,28	140	12 filtres de 2,3 m ² /filtre à lavage continu
Boues activées	Vortisand	0,3	annuelle	6,17	0,23	47	3 filtres de 0,66 m ² /filtres (dia. 0,91 m) ($d_{sable} = 0,4 \text{ mm}$) 2 sur 3 en opération normale filtre à vortex.
Boues activées	À pont roulant Magog	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
Boues activées	À pont roulant	0,5 0,3	mensuelle annuelle	2,67	0,11	77	2 filtres monocouches de 56,5 m ² /filtre
Physico-chimique	Filtre à sable conventionnel	0,5 0,3	mensuelle annuelle	3,03	0,27	84	10 filtres de 49 m ² /filtre 1,0 m d'épaisseur de sable; sable 1,8 mm
Boues activées	Filtre à sable conventionnel	0,5 0,3	mensuelle saisonnière	4,24	0,14	97	8 filtres monocouche de 28 m ² /filtre $D_{10} = 1,3 \text{ mm}$; $C_u = 1,6$; 1,5 m épaisseur de sable; goulotte pour les eaux sales
Étangs aérés	Filtre à sable classique	0,3	annuelle	2,94	< 0,02	0,079	750 mm d'épaisseur $D_{10} = 0,22 \text{ mm}$; $C_u = 4,0$
Étangs aérés	Filtre à sable classique St-Malo	0,3	annuelle	1,86	0,23	0,104	Un filtre opérationnel (sur trois) de 575 m ² /filtre de 750 mm épaisseur de sable
Étangs aérés	Filtre à sable classique Village de Warden	0,3	annuelle	6,59	0,23	0,021	3 des 4 filtres de 484 m ² /filtre sont en opération en même temps. de 750 mm épaisseur de sable classe A

10 L/m² min \equiv 14,4 m/h

Filtres monocouches ou multicouches

Lorsqu'un filtre monocouche de granules de même densité est fluidisé durant un lavage, une ségrégation physique se produit avec un regroupement des plus fines particules sur le dessus. Ce phénomène accélère le colmatage de surface en mode filtration descendante, avec accroissement de la fréquence des lavages et réduction du taux de récupération, soit le rapport entre l'eau rejetée (eau filtrée - eau de lavage) divisée par l'eau filtrée. Pour contrer ce phénomène on choisit soit l'approche des particules granulaires de diamètre homogènes ou l'approche de multicouches. Le gravier de support, lorsque présent, n'est pas comptabilisé comme une couche filtrante.

L'homogénéité d'une couche filtrante se vérifie en fonction du diamètre effectif « D_{10} » qui est le diamètre du tamis laissant passer uniquement 10 % de la masse du média granulaire, et du coefficient d'uniformité « C_u » est la résultante de D_{60} divisée par le D_{10} . En pratique, les valeurs de D_{10} et D_{60} sont obtenues d'une courbe tracée à partir des résultats de plusieurs tamis. Comme le D_{60} est supérieur au D_{10} , le C_u est une valeur supérieure à 1,0. Un média dont le D_{10} et le D_{60} sont très semblables donne un C_u très près de 1,0.

L'intérêt des multicouches est de maintenir en surface les grosses particules afin de présenter les plus grands vides au début de la filtration. Les grandes ouvertures permettent une meilleure utilisation de la profondeur du filtre, ce qui retarde un éventuel colmatage de surface. Lors des lavages par fluidisation, les plus grosses particules sont associées aux matériaux de faibles densités leur permettant de rester au-dessus. Les multicouches sont usuellement constitués de sable avec soit de l'ilménite et/ou du grenat et/ou de l'antracite (Metcalf & Eddy, 2003).

Diamètre des particules filtrantes et épaisseurs du média

Lorsqu'on recherche à l'effluent municipal une concentration inférieure ou égale à 10 mg/L en MES, les filtres ont rarement un média filtrant constitué de particules granulaires supérieures à 2 mm en diamètre. L'usage de média de 2 mm et moins en diamètre élimine typiquement l'écoulement préférentiel engendré par l'effet de percé (*breakthrough*) et permet d'obtenir un filtra à environ 5 mg/L de MES spécialement s'il est précédé du dosage d'un coagulant (WEF & ASCE, 1998).

Il n'y a pas un guide qui relie les diamètres des particules filtrantes et les profondeurs aux pourcentages d'enlèvement des MES (WEF & ASCE, 1998). Toutefois, les systèmes opèrent typiquement selon les informations au tableau 8.8. Le débit maximal appliqué sur les filtres devrait être compris dans la gamme des valeurs présentées. On constate que l'augmentation d'épaisseur du média filtrant s'accompagne d'une augmentation de diamètre effectif (0,45 à 2,5 mm pour le sable et de 1,3 à 2,7 mm pour l'antracite) et du taux moyen de filtration (120 à 200 L/(m² min)).

Tableau 8.8 Critères de conception des filtres à média granulaire et taux rapides

Type de filtre	Taux de filtration [L/m ² -min]	Type de matériau	Profondeur [mm]	Diamètre effectif (D ₁₀) [mm]	Coefficient d'uniformité (Cu)
Faible prof.					
a: monocouche	80 à 240 (120)	Anthracite	300 à 500 (400)	0,8 à 1,5 (1,3)	1,3 à 1,8 (≤ 1,5)
a: monocouche	80 à 240 (120)	Sable	300 à 360 (330)	0,45 à 0,65 (0,45)	1,2 à 1,6 (≤ 1,5)
Conventionnel					
a: monocouche	80 à 400 (160)	Anthracite	600 à 900 (750)	0,8 à 2,0 (1,3)	1,3 à 1,8 (≤ 1,5)
a: monocouche	80 à 240 (120)	Sable	500 à 750 (600)	0,4 à 0,8 (0,65)	1,2 à 1,6 (≤ 1,5)
Lit profond					
a: monocouche	80 à 400 (200)	Anthracite	900 à 2 100 (1 500)	2 à 4 (2,7)	1,3 à 1,8 (≤ 1,5)
a: monocouche	80 à 400 (200)	Sable	900 à 1 800 (1 200)	2 à 3 (2,5)	1,2 à 1,6 (≤ 1,5)
bicouche	80 à 400 (200)	Anthracite a: ρ = 1,60	a: 360 à 900 (720) b: 300 à 600 (450)	a: 0,8 à 2,0 (1,3) b: 0,8 à 2,0 (1,2)	a: 1,3 à 1,6 (≤ 1,5) b: 1,3 à 1,8 (1,6)
		Sable a: ρ = 2,65	a: 180 à 360 (360) b: 150 à 300 (300)	a: 0,4 à 0,8 (0,65) b: 0,4 à 0,8 (0,65)	a: 1,2 à 1,6 (≤ 1,5) b: 1,2 à 1,6 (1,5)
multicouche	80 à 400 (200)	Anthracite 1 ^{er} de 4 couches a: ρ = 1,60	a: 240 à 600 (480) b: 200 à 400 (200)	1,3 à 2,0 (1,6)	a: 1,3 à 1,6 (≤ 1,5) b: 1,5 à 1,8 (1,6)
		Anthracite 2 ^e de 4 couches a: ρ = 1,60	a: 120 à 480 (240) b: 100 à 400 (200)	a: 1,0 à 1,6 (1,1) b: 1,0 à 1,6 (1,2)	a: 1,5 à 1,8 (≤ 1,5) b: 1,5 à 1,8 (1,6)
		Anthracite 1 ^{er} de 3 couches a: ρ = 1,60	a: 240 à 600 (480) b: 200 à 500 (400)	1,0 à 2,0 (1,4)	a: 1,4 à 1,8 (≤ 1,5) b: 1,4 à 1,8 (1,6)
		Sable a: ρ = 2,65	a: 240 à 480 (300) b: 200 à 400 (250)	0,4 à 0,8 (0,5)	a: 1,3 à 1,8 (≤ 1,5) b: 1,3 à 1,8 (1,6)
		Grenat a: ρ = 4,2	50 à 150 (100)	a: 0,2 à 0,6 (0,35) b: 0,2 à 0,6 (0,3)	a: 1,5 à 1,8 (≤ 1,5) b: 1,5 à 1,8 (1,6)

Les valeurs sont les gammes généralement admises avec, entre parenthèses, les valeurs typiques.

(a) Metcalf & Eddy, (2003)

(b) WEF & ASCE, (1998)

En absence de "a" et de "b" les deux références présentent les mêmes valeurs

10 L/m² min ≡ 14,4 m/h

En général, un coefficient d'uniformité C_u inférieur ou égal à 1,7 est préférable pour tous les filtres. Par ailleurs, un C_u inférieur à 1,3 est recommandé pour les filtres monocouches profonds, tout particulièrement pour ceux nettoyés avec l'air (WEF & ASCE, 1998).

Choix du type de filtre granulaire

La conception des filtres se fait selon les règles de l'art pour les filtres sans propriété intellectuelle ou selon les informations spécifiques pour les équipements de compagnies (breveté, marque enregistrée).

Filtre à lavage intermittent

La filtration lente (1 à 2 L/(m²·min)) dont l'épaisseur de sable est de 150 à 380 mm sur une épaisseur équivalente de média grossier peut atteindre typiquement 60 % d'enlèvement des solides à partir d'un effluent de lit bactérien contenant de 20 à 90 mg/L de MES. Simple à construire, ce type de filtre est sensible à la température, sujet au colmatage, exige de grands espaces et un entretien manuel. Ce type de filtre est de moins en moins utilisé (WEF & ASCE, 1998).

La filtration rapide (80 à 250 L/(m² min)) sur sable ($D_{10} < 1$ mm) dont l'épaisseur peut atteindre 610 mm est à éviter dans le traitement des eaux usées étant donné sa susceptibilité à se colmater rapidement, car les solides pénètrent rarement à plus de 150 mm (WEF & ASCE, 1998).

La filtration rapide (taux moyen de 250 à 330 L/(m² min)) sur sable (D_{10} 1,48 à 2,5 mm) ou sur l'antracite (D_{10} 2,7 mm) dont l'épaisseur est de 1,2 à 1,8 m permet une meilleure utilisation de la profondeur du filtre avec un coefficient d'uniformité d'environ 1,1. Cette configuration permet de retarder le colmatage de surface et de réduire les lavages. La taille du média est limitée par la capacité de rétro lavage du filtre. Les problématiques de nettoyage et de grand volume d'eau de lavage peuvent être évitées par l'utilisation d'air aux taux de 0,03 à 0,04 m³/(m² s) avec un taux de rinçage de 250 à 330 L/m²·min. La hauteur totale du filtre peut atteindre 3,7 m en tenant compte de l'ensemble des compartiments. (WEF & ASCE, 1998).

Les filtres à lit profond bicouches ou multicouches semblent être la majorité des filtres utilisés aux États-Unis selon la revue des systèmes de filtration de traitement d'eaux usées municipales (WPCF, 1989 cité par WEF & ASCE, 1998).

D'autre part, les caractéristiques particulières des filtres brevetés ou enregistrés permettent de diminuer les phénomènes de colmatage précoce reproché au filtre à faible profondeur ou conventionnel. Les études réalisées spécifiquement sur ces produits de compagnie avec des eaux usées comparables de même que la documentation fournie par les compagnies permettent de faire un choix adéquat.

Le matériel granulaire du ou des médias doit être comblé advenant une perte excessive par abrasion graduelle engendrée par les lavages, ou lors d'un soulèvement localisé exagéré des suites d'un bris de buses de distribution d'eaux de lavages. Malgré les lavages standards répétés, des masses de particules (*mudball*) peuvent s'agglomérer au média filtrant réduisant la capacité de filtration. Des lavages avec des équipements complémentaires, comme l'aération, peuvent réduire ces accumulations. La présence d'huile émulsifiée est particulièrement difficile à retirer des filtres, et peut nécessiter un nettoyage à la vapeur.

Le déclenchement des lavages se fait usuellement selon l'atteinte d'une perte de charge maximale ou un niveau maximal de turbidité du filtra (EPA, 2010). Une capacité de filtration trop faible et/ou un intervalle maximal de temps atteint entre deux lavages peuvent également déclencher des lavages. Les eaux de rejet issues du lavage des filtres peuvent être dirigées en tête de traitement pour être mélangées aux eaux brutes à l'affluent de la station de traitement s'il y a une étape de séparation solide-liquide (ex. : boue activée avec décantation secondaire) avant la filtration. Au besoin, un bassin de rétention peut recevoir les eaux de lavage afin de les rediriger en tête de la station d'épuration à débit constant. Les filtres à lavage intermittent doivent être en mesure de traiter 100 % du débit maximal horaire attendu sur les filtres lorsqu'une partie des filtres est en rétro lavage.

Filtre à vortex

Certains filtres à vortex ont été mis en marché pour le traitement des eaux usées. Une filtration tangentielle, par un effet de vortex à l'admission du filtre, maintient en mouvement les particules des eaux usées en les projetant et les retenant sur les parois circulaires du filtre. La présence du micro sable en surface, maintenu en mouvement par l'effet de vortex, limite la pénétration profonde des solides ce qui réduit la quantité d'eau de lavage lors du déclenchement des rétrolavages.

Filtre à lavage continu

Le fonctionnement de filtre à sable à mouvement ascendant avec un lavage en continu peut se résumer comme suit. L'eau est introduite par des buses au fond du lit de sable et travers un lit de sable jusqu'au déversoir situé en haut du filtre. Une pompe à émulsion d'air (*air lift*) soulève, centrée au bas du filtre, le sable et les solides associés ce qui engendre la descente graduelle du média filtrant. Des solides et le sable, entraînés par l'émulsion, se séparent de façon à ce que les solides (plus légers) soient dirigés vers la sortie alors que le sable nettoyé (plus lourd) est redéposé au-dessus du lit de sable et recommence le processus. Ces filtres à lavage continu ont l'avantage de ne pas avoir de pièces mobiles autres que le compresseur d'air et requièrent moins d'énergie et d'entretien que les filtres à rétrolavage traditionnels. De plus, le lavage en continu ne requiert pas de bassin d'égalisation des eaux de lavages.

La filtration descendante sur sable peu profond avec pont laveur permet de maintenir la majorité de la capacité de filtration tout en permettant la régénération du filtre. Tout comme la filtration ascendante, le lavage en continu de la filtration descendante ne requiert pas de bassin d'égalisation des eaux de lavages.

8.1.5 Effets secondaires de la déphosphatation chimique

Les coagulants métalliques précipitent les orthophosphates, mais engendrent des effets secondaires. Ces effets se retrouvent notamment dans l'accroissement des concentrations de métaux à l'effluent, dans l'accroissement des quantités de boues générées ainsi qu'une réduction de l'alcalinité et du niveau de pH. Le choix du système de déphosphatation et du mode d'exploitation doit tenir compte des effets directs et indirects sur l'exploitation et l'environnement, conjointement aux coûts d'immobilisation qu'implique la mise en place de ces équipements.

Accroissement des sels métalliques à l'effluent

L'aluminium ou le fer sont notamment présents à l'effluent traité au sulfate d'aluminium ou au chlorure ferrique. Sur certaines installations en France, où le taux de traitement au FeCl_3 n'est pas optimisé et où des surdosages en fer sont régulièrement rencontrés, il a été noté une forte coloration (canal de sortie, milieu naturel sur plusieurs centaines de mètres). Un échantillonnage moyen journalier a présenté des concentrations de 1,1 à 1,7 mg Fe/L et de 6 mg MES/L à la sortie, soit un ratio d'environ 20 à 30 % Fe/MES (Cémagref, 2007). À cela s'ajoute le fait que le fer peut se fixer aux lampes UV, réduisant l'efficacité de désinfection et provoquant des entretiens plus fréquents. Un bon contrôle du dosage de fer et du niveau de pH, permettant au fer « Fe^{3+} » de précipiter sous forme de FePO_4 ou de $\text{Fe}(\text{OH})_3$, pourrait limiter cet inconvénient engendré par la présence de cations Fe^{3+} libres.

Le MDDELCC présente des [Critères de qualité de l'eau de surface](#) en concentrations de fer et d'aluminium à tenir compte, que ce soit directement à l'effluent (effet aigu) de la station d'épuration d'eau usée ou après une zone restreinte de mélange (effet chronique). Le [Guide de conception des installations de production d'eau potable](#) présente également des concentrations limites à l'effluent des stations de traitement d'eau potable pour des déversements.

Accroissement des boues (résidus) et valorisation

La production de boues supplémentaires est considérée comme un inconvénient majeur de la déphosphatation chimique. Le volume de boues additionnel dépend notamment de la concentration en phosphore de l'affluent et du dosage du coagulant choisi.

Pour estimer la quantité de boues chimiques produites par l'ajout de sels métalliques, il est admis que le phosphore précipite sous forme de phosphate d'aluminium « AlPO_4 » ou de phosphates de fer (FePO_4). Le reste des cations (dosage en excès) va précipiter sous forme d'hydroxyde d'aluminium « $\text{Al}(\text{OH})_3$ » ou d'hydroxyde de fer « $\text{Fe}(\text{OH})_3$ ».

À ces boues chimiques, s'ajoute également un enlèvement plus poussé des MES et des matières colloïdales. Comme diverses autres réactions chimiques peuvent se produire, l'EPA (1987a) recommande d'ajouter 35 % à l'estimation des quantités théoriques des boues chimiques.

Les boues issues du traitement chimique contiennent une grande proportion de matière inorganique que les boues primaires et secondaires usuellement. Cette caractéristique peut

avoir une incidence sur le traitement des boues, notamment l'épaississement et la déshydratation.

On peut estimer le volume des boues produites avec l'équation suivante :

$$V = Ms / ((1000 \text{ kg de boue liquide/m}^3 \text{ de boue}) \times Ps) \quad (2.8)$$

où : V : volume liquide de boue (m³)

Ms : masse sèche de solide (kg)

Ps : siccité des boues (kg de solides/kg de boue liquide)

Les boues chimiques ont un contenu élevé en phosphore, mais la forte teneur en sels métalliques peut les rendre impropres à la valorisation agricole. Le MDDELCC pense introduire, dans une prochaine version du [Guide sur le recyclage des matières résiduelles fertilisantes](#), des critères maximaux sur le fer et l'aluminium pour les biosolides municipaux et les boues de fosses septiques servant à la fertilisation. L'application de tels critères pourrait restreindre la valorisation de certaines boues (résidus) municipales advenant un fort dosage de coagulant à base de fer ou d'aluminium.

Alcalinité

Les sels métalliques peuvent engendrer une baisse d'alcalinité de l'eau usée traitée. Comme l'alcalinité de l'eau se définit par sa capacité à neutraliser un acide, une perte d'alcalinité réduit sa résistance à l'acidification.

L'alcalinité des rivières au Québec varie généralement de 5,8 à 76 mg CaCO₃/L (CEAEQ, 2011). Les activités domestiques peuvent s'accroître de 60 à 120 mg CaCO₃/L l'alcalinité d'une eau potable (Metcalf & Eddy, 2003). L'alcalinité d'une eau brute est souvent suffisante pour compenser la consommation du coagulant sans baisse significative du pH, mais dans certains cas, des baisses significatives du pH sont observées particulièrement s'il y a surdosage de coagulant.

Une baisse significative d'alcalinité peut provoquer des niveaux de pH inadéquats avec effet directement ou indirectement sur la vie aquatique du milieu récepteur. Le [Règlement sur les ouvrages municipaux d'assainissement des eaux usées](#) (ROMAEU) spécifie pour l'effluent des stations d'épuration municipales une norme sur le niveau de pH qui doit être compris entre 6,0 et 9,5 en tout temps ainsi que la norme d'absence de toxicité aiguë à la truite arc-en-ciel ou à la daphnie ou aux deux à la fois également en tout temps. À ces effets, s'ajoute celle au réacteur biologique où l'activité bactériologique peut être affectée par des pH trop faibles comme la nitrification lorsque le pH passe sous la valeur de 6,8. À titre indicatif, l'alcalinité résiduelle recommandée à l'effluent d'une station d'épuration secondaire est de 50 à 100 mg/L en CaCO₃ (WEF & ASCE, 2006 cité par EPA, 2008).

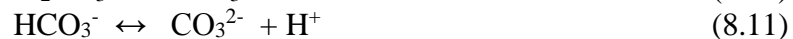
Au-delà des coagulants acides, une infiltration d'eau très douce (faible alcalinité) dans le réseau de collecte, une fermentation acidogène engendrées par des conditions anaérobiques dans le réseau d'égout et la nitrification qui consomme 7,14 mg/L de CaCO₃ par mg/L de NH₄⁺-N nitrifié peuvent contribuer individuellement ou collectivement à réduire l'alcalinité et le pH. Le cumul de ces effets peut provoquer une baisse excessive du

pH, d'où l'importance de considérer l'alcalinité et de pouvoir en estimer l'ampleur. Fait à noter, dans la perspective que l'alcalinité ne serait pas suffisante pour maintenir un résiduel de 50 mg/L, ou que l'ajout d'un produit alcalin est prévu, la station d'épuration devra posséder une sonde de pH à l'effluent afin de suivre en continu ce paramètre.

Plus spécifiquement, l'alcalinité de l'eau naturelle est principalement liée aux carbonates « CO_3^{2-} », aux bicarbonates « HCO_3^- » et aux hydroxydes « OH^- ». Vu l'importance usuelle des carbonates et des bicarbonates, l'alcalinité s'exprime en équivalence de carbonate de calcium « CaCO_3 ». L'équation 8.8 présente les principaux éléments qui composent l'alcalinité et les symboles « [] » désignent des concentrations molaires.

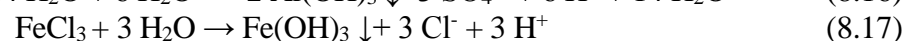
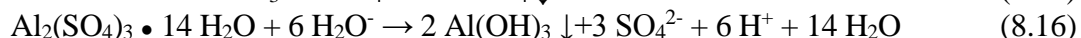
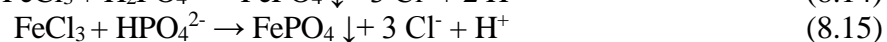
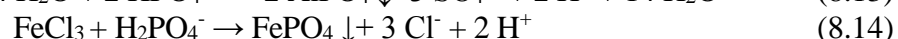
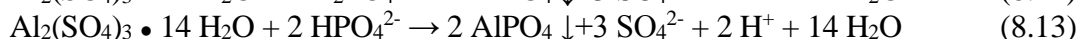
$$\text{alc} = ([\text{HCO}_3^-] + 2[\text{CO}_3^{2-}] + [\text{OH}^-] - [\text{H}^+]) \times (50 \text{ g CaCO}_3 \text{ d'alcalinité/mole}) \quad (8.8)$$

Le gaz carbonique peut réagir avec l'eau pour former de l'acide carbonique « H_2CO_3 » qui peut se transformer en bicarbonates « HCO_3^- », en carbonates « CO_3^{2-} » avec libération d'ion H^+ comme le montre les équations 8.9 à 8.11. Comme l'acide carbonique ne peut pas accepter d'ion H^+ , il ne fait pas partir des éléments alcalins.



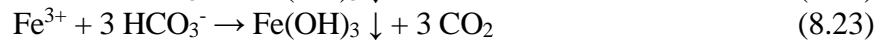
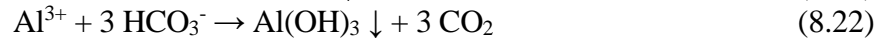
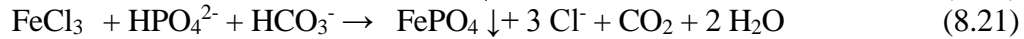
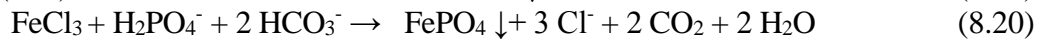
Libération d'ions H^+ et réduction d'alcalinité suite à l'usage de coagulant

Entre les pH de 5 à 9, la majorité des orthophosphates sont sous la forme ionique H_2PO_4^- ou HPO_4^{2-} comme l'indiquait la figure 8.1. Lorsqu'un cation de Al^{3+} ou de Fe^{3+} se lie à l'anion PO_4^{3-} du HPO_4^{2-} ou du H_2PO_4^- pour former un précipité de phosphate métallique, il y a libération d'un ou de deux ions H^+ comme le montre les équations 8.12 à 8.15. Il y a également libération d'ions H^+ suite à la formation de précipités d'hydroxyde métallique comme le montre les équations 8.16 et 8.17.



Ainsi, les ions H^+ libérés vont réagir avec l'alcalinité lors de la formation de précipités par les sels métalliques acides comme le montre les équations 8.18 à 8.23. Lorsque le pH s'abaisse sous une valeur approximative de 6,4, la transformation du HCO_3^- en H_2CO_3 engendre une perte d'alcalinité puisque le H_2CO_3 n'est pas un élément alcalinité. De plus, comme le H_2CO_3 peut se dégazer en partie sous forme de CO_2 (équ. 8.9), la perte d'alcalinité peut être irréversible sans nouvel apport. Le dosage de coagulant acide entraîne donc une réduction d'alcalinité et une baisse plus ou moins significative du pH.





Le tableau 8.9 présente la consommation théorique d'alcalinité en fonction que le fer ou que l'aluminium précipite sous forme de phosphates ou d'hydroxydes. Les orthophosphates initiaux pour l'évaluation théorique de ce tableau sont considérés sous la forme de H_2PO_4^- , soit la situation qui maximise la consommation d'alcalinité. Le surdosage de coagulant ou une consommation de 7,14 mg/L de CaCO_3 par mg/L de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ pour la nitrification combiné à une eau usée particulièrement douce (peu minéralisée) peuvent abaisser le pH à l'effluent. Conséquemment, il faut valider théoriquement l'alcalinité résiduelle en validant une concentration minimale de 50 mg CaCO_3/L .

Tableau 8.9 Quantité d'alcalinité nécessaire pour neutraliser l'acidité des trois sels métalliques selon les formes de précipités

Pour 1 mg de fer ou d'aluminium sous forme de:					
$\text{AlPO}_4 \downarrow$		$\text{Al}(\text{OH})_3 \downarrow$		$\text{FePO}_4 \downarrow$	
3,70 mg CaCO_3		5,56 mg CaCO_3		1,79 mg CaCO_3	
Pour 1 ml de solution commerciale de coagulant sous forme de:					
Alun à 4,3 % de Al (densité 1,3 kg/L)		FeCl ₃ à 14 % de fer (densité 1,4 kg/L)		Fe ₂ (SO ₄) ₃ à 12% de fer (densité 1,6 kg/L)	
$\text{AlPO}_4 \downarrow$	$\text{Al}(\text{OH})_3 \downarrow$	$\text{FePO}_4 \downarrow$	$\text{Fe}(\text{OH})_3 \downarrow$	$\text{FePO}_4 \downarrow$	$\text{Fe}(\text{OH})_3 \downarrow$
0,21 g CaCO_3	0,31 g CaCO_3	0,35 g CaCO_3	0,53 g CaCO_3	0,34 g CaCO_3	0,52 g CaCO_3

Certains coagulants pré-hydrolysés renferment des ions OH^- , ce qui les rendent moins acides par gramme de Al que celui issu des coagulants usuels comme le sulfate ferrique « $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ » ou l'alun. À partir de l'équation chimique du coagulant pré-hydrolysé, il est possible d'évaluer théoriquement la quantité d'alcalinité incorporée, mais compte tenu de multitudes de réactions chimiques possibles, des essais avec l'eau usée à traiter sont fortement encouragés.

Ajout de produits alcalins

Le tableau 8.10 présente des bases fortes et faibles selon des poids moléculaires et quelques solubilités exprimées en gramme par centimètre cube d'eau. Les bases faibles ont des pH maximaux inférieurs aux pH des bases fortes.

Tableau 8.10 Liste de produits basiques avec équivalence en alcalinité CaCO₃

Base	Formule	Poids	Solubilité	Équivalent
		$\frac{\text{g}}{\text{mole}}$	$\frac{\text{g base (*)}}{100 \text{ cc d'eau}}$	$\frac{\text{g base}}{\text{g CaCO}_3}$
Forte - Groupe I				
Hydroxyde de sodium	NaOH	40,0	42 à 347	0,400
Hydroxyde de potassium	KOH	56,2	107 à 178	0,562
Forte - Groupe II				
Oxyde de calcium	CaO	56,1	0,07 à 0,131	0,561
Hydroxyde de calcium	Ca(OH) ₂	74,1	0,077 à 0,185	0,741
Hydroxyde de magnésium	Mg(OH) ₂	58,3	0,0009 à 0,004	0,583
Oxyde de magnésium	MgO	40,3	0,00062 à 0,0086	0,403
Chaux dolomitique vive	(CaO) _{0,6} (MgO) _{0,4}	49,8		0,498
Chaux dolomitique hydratée	[Ca(OH) ₂] _{0,6} [Mg(OH) ₂] _{0,4}	67,8		0,678
Faible				
Bicarbonate de sodium	NaHCO ₃	84,1	6,9 à 16,4	1,682
Carbonate de sodium	Na ₂ CO ₃	106,0	7,1 à 45,5	1,060
Carbonate de calcium	CaCO ₃	100,1	0,0014 à 0,0019	1,0

(*: source CRC 1987)

Il est possible de compenser la perte d'alcalinité par l'ajout de bases, comme le laisse comprendre le tableau 8.10 où des équivalences en alcalinité CaCO₃ sont présentées pour plusieurs produits. À titre indicatif, une valeur de 50 mg/L d'alcalinité CaCO₃ peut être obtenue par une 10⁻³ mole/L de OH⁻ ou par une 10⁻³ mole/L de HCO₃⁻ comme le laisse comprendre l'équation 8.8. Malgré l'équivalence d'alcalinité, le pH d'une solution peut être très différent selon le produit alcalin choisi. Une eau initialement pure avec une concentration de 10⁻³ mole/L de OH⁻ aurait un pH¹ de 11, alors qu'une eau pure avec 10⁻³ mole/L de HCO₃⁻, en équilibre chimique avec 10^{-6,63} mole/L de H₂CO₃, aurait un pH² de 7. Une eau de même alcalinité peut donc avoir des pH très différents selon le produit utilisé, car l'alcalinité n'est pas en soi une mesure de pH. Des essais en laboratoire et/ou à petite échelle sont recommandés notamment pour valider le dosage d'un produit alcalin en fonction des dosages de coagulants et du pH recherché.

A priori, le dosage de produit alcalin peut s'effectuer à plusieurs endroits dans une station d'épuration. Toutefois, l'ajout d'une base forte peut entraîner une forte augmentation du pH jusqu'au point de dosage du coagulant en aval. *A priori*, le dosage du produit alcalin devrait être en fonction du dosage de coagulant et réalisé préférentiellement au même point de dosage que le coagulant.

Base forte (usage à proscrire)

La grande solubilité de l'hydroxyde de sodium « NaOH » (soude caustique) permet d'atteindre un pH de 14. Or, une surdose d'uniquement 10 % d'une base forte, alors qu'on viserait d'atteindre un pH de 7 d'une eau à un pH inférieure à 5, peut produire un pH final supérieur à 10. C'est l'écart de plus de 2 unités de pH et la capacité des bases fortes à

¹ pH = 14 - pOH = 14 - (- log [OH⁻]) = 14 - (- log 0,001) = 14 - (3) = 11

² pH = - log [H⁺] = - log ((10^{-6,37} x [H₂CO₃])/[HCO₃⁻]) = - log ((10^{-6,37} x 10^{-3,63})/10⁻³) = 7

hausser facilement le pH qui peut engendrer une sur correction importante du pH malgré un faible écart du dosage.

La base forte d'oxyde de calcium « CaO » (chaux vive), tout comme l'hydroxyde de calcium « Ca(OH)₂ » (chaux éteinte) peuvent atteindre également des pH de plus de 12. L'utilisation d'un lait de chaux à base de CaO ou de Ca(OH)₂, dont la concentration est usuellement de 50 à 100 g/L et majoritairement sous forme particulaire, peut engendrer des variations excessives du pH au point de dosage advenant un manque d'homogénéité du lait de chaux.

Conséquemment, l'emploi d'une base forte, non ou peu diluée, peut engendrer un pH au-delà de 9,5. Pour éviter des pH excessifs, l'emploi des bases fortes n'est pas accepté sur la ligne liquide des stations d'épuration des eaux domestiques.

Base faible (usage recommandé)

Les bases faibles ont des solubilités et des pH maximaux inférieurs aux bases fortes du groupe I, limitant l'atteinte de pH excessif. De plus, des bases faibles apportent et/ou forment des éléments tampons intermédiaires qui réduisent les variations brusques de pH. Si le pH minimal de 6 de la norme du ROMAEU n'était pas respecté, l'usage de bases faibles est recommandé en complément aux coagulants de faibles ou de fortes acidités.

Il existe différentes bases faibles et il faut prioriser celles qui ont les plus grandes solubilités afin de limiter les volumes de préparation et de dosage. Si le point d'injection est loin du bâtiment de service, il faut porter attention au choix du produit, à la concentration et à la température d'opération afin d'éviter la cristallisation dans la conduite d'injection.

Le concepteur des équipements de manipulation, d'entreposage et de dosage doit se référer notamment aux recommandations du fournisseur du produit. Il est déconseillé de mélanger un produit basique avec un produit acide avant le point de mélange des eaux usées à traiter, car cela pourrait accroître la production d'hydroxyde (ex. : Al(OH)₃) au détriment de la formation de précipités de phosphate métallique (ex. : AlPO₄).

À titre indicatif, le carbonate de sodium « Na₂CO₃ » est une base faible et livrable sous forme de granules ou en poudre, emballé en poche ou livré en vrac par camion. La solubilité à saturation du Na₂CO₃ dans l'eau pure est de 71 g par litre à 0°C, et augmente avec la température jusqu'à 45°C. Un mg/L de Na₂CO₃ augmente de 0,94 mg/L l'alcalinité de l'eau exprimée en CaCO₃. En ce qui a trait au bicarbonate de sodium « NaHCO₃ », il est typiquement livrable sous forme de poudre. La solubilité à saturation du NaHCO₃ dans l'eau pure est de 69 g/L à 0°C et de 96 g/L à 20°C. Un mg/L de bicarbonate de sodium augmente de 0,6 mg/L l'alcalinité exprimée en CaCO₃. La préparation de la solution de carbonate et de bicarbonate se fait dans un bac agité et le dosage est réalisé par pompes d'injections.

Révision globale, Daniel Gagnon, ing. M.Sc.A. (24/11/2015)

Références

- AMERICAN WATER WORKS ASSOCIATION (AWWA), 1990. *Water Quality and Treatment*, F.W. Pontius (dir.), New York, McGraw-Hill.
- ASSOCIATION QUÉBÉCOISE DES TECHNIQUES DE L'EAU (AQTE), 1994. *Compte rendu : 17^e Symposium international sur le traitement des eaux usées*, Montréal, Université de Montréal, coll. Environnement, p. 172-196.
- 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. 1470-1491.
- BOLLER, M., 1976. "Process Technological Background Regarding New Protective Regulations of Water Bobies – Results of Nitrification and Phosphorus Elimination Experiments in Zurich and Bern II: Filtration by Flocculation for Elimination of Phosphorus from Communal Waste Water", *Gas-Vasser-Abwasser*, vol. 56, n° 11, p. 615-622.
- BOLLER, M., A. GROHMANN, H.H. HAHN et R. KLUTE, 1984. "Chemical Optimization of Tertiary Contact Filters", *Journal of Environment Engineering*, vol. 110, n° 1, p. 263-276.
- CAMP, T.R., et P.C. STEIN, 1943. "Velocity Gradients and Internal Work in Fluid Motion", *Journal of the Boston Society of Civil Engineers*, vol. 30, p. 209.
- CÉMAGREF, 2004. *Traitement du phosphore dans les petites stations d'épuration à boues activées*, document technique FNDAE n° 29, p. 12.
- CÉMAGREF, 2007. *Les clari-floculateurs plus particulièrement utilisés en traitement tertiaire*, document technique FNDAE n° 35, p. 9, 55, 74.
- CENTRE D'EXPERTISE EN ANALYSE ENVIRONNEMENTALE DU QUÉBEC (CEAEQ), 2011. *Méthode d'analyse, MA. 303 – Alc 1.0, Détermination de l'alcalinité totale par titrage à l'acide nitrique dans l'eau : méthode par titrateur automatique*, [<http://www.ceaeq.gouv.qc.ca/methodes/pdf/MA303Alc10.pdf>] (consulté le 31 mars 2015).
- CONROY, J., et M.F COUTURIER, 2009. "Phosphorus Leaching During the Hydrolysis of Fish Waste Solids", *Aquaculture Canada 2008 – Proceedings of Contributed Papers, Saint John, NB, May 10-14, 2008*, Aquaculture Association of Canada, Special Publication, n° 14, 2009, p. 33-35.
- HAYNES, W.M (dir.), 1987. *CRC Handbook of Chemistry and Physics*, 68^e éd., Édition 1987-1988, CRC Press, 2416 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.

LARSEN, T.A., et J. LIENERT, 2007. *Novaquatis Final Report. NoMix – A New Approach to Urban Water Management*, Switzerland: EAWAG, Novaquatis, 30 p.

MINISTÈRE DES AFFAIRES MUNICIPALES, DES RÉGIONS ET DE L’OCCUPATION DU TERRITOIRE (MAMROT), 2012. *Guide de sélection des équipements – Exploitation des stations de traitement des eaux usées*, p. 4, [http://www.mamrot.gouv.qc.ca/pub/infrastructures/suivi_ouvrages_assainissement_eaux/guide_selection_equipements.pdf].

MINISTÈRE DES AFFAIRES MUNICIPALES ET DE L’OCCUPATION DU TERRITOIRE (MAMROT), 2014. *Ouvrages de surverse et stations d’épuration – Évaluation de performance des ouvrages municipaux d’assainissement des eaux pour l’année 2013*, p. 16-17, [http://www.mamrot.gouv.qc.ca/pub/infrastructures/suivi_ouvrages_assainissement_eaux/eval_perform_rapport_2013.pdf].

METCALF & EDDY (1991). *Wastewater Engineering – Treatment, Disposal and Reuse*, 3^e éd., New York, McGraw-Hill, p. 488.

METCALF & EDDY (2003). *Wastewater Engineering – Treatment and Reuse*, 4^e éd., New York, McGraw-Hill, p. 184, 187, 348, 502, 503, 1079, 1086, 1087.

MEUNIER (JOHN MEUNIER INC.), 1996. *La déphosphatation des eaux usées au Québec. Volet 2 : Procédés de remplacement – Étude comparative*, p. 3.19.

NEETHLING, J.B., C. LANCASTER, G. MOLLER, A.B. PINCINCE, S. SMITH et H. ZHANG, 2008, *Tertiary Phosphorus Removal*, Last updated November 4, 2008, Water Environment Research Foundation (WERF), 19 p.

NUTT, S.G., 1991. “A Review of Approaches to Achieve Low Effluent Phosphorus Concentrations”, *Water Quality Research Journal of Canada*, vol. 26, n° 4, p. 495-547.

ØDEGAARD, H., 1992. “Norwegian Experiences with Chemical Treatment of Raw Wastewater”, *Water Science and Technology*, vol. 25, n° 12, p. 255-264.

PYCHA, C., et E. LOPEZ, 2000. *Municipal Wastewater Lagoon Phosphorus Removal*, U.S. EPA Region 5 Water Division.

REARDON, R.D., 2005. “Tertiary Clarifier Design Concepts and Considerations” *WEFTEC*, Water Environment Federation, p. 4453-4466.

ROCHE, 1986. *La production des boues dans les étangs aérés facultatifs*, Rapport final, Québec, p. 143.

RUSHTON, J.H., 1952. "Mixing of Liquids in Chemical Processing", *Industrial & Engineering Chemistry*, vol.° 44, n° 1, p. 88-91.

SEDLACK, R.I., 1991. *Phosphorus and Nitrogen Removal from Municipal Wastewater – Principles and Practice*, 2^e éd., Boca Raton, FL, Lewis Publication, 256 p.

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*, Water Environment Federation, p. 1436-1459.

SMITH, S., I. TAKÁCS, S. MURTHY, G.T. DAIGGER et A. SZABÓ, 2008. "Phosphate Complexation Model and its Implications for Chemical Phosphorus Removal", *Water Environment Research*, Alexandria, VA, Water Environment Federation, vol. 80, n° 5, p. 428-438.

STUMM, W., et J.J. MORGAN, 1981. *Aquatic Chemistry – An Introduction Emphasizing Chemical Equilibria in Natural Waters*, 2^e éd., New York, John Wiley & Sons Inc., p. 627-635.

UNITED STATES ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY (US EPA), 1987a. *Design Manual – Phosphorus Removal*, EPA/625/1-87/001, Cincinnati, OH, U.S. Environmental Protection Agency, Center for Environmental Research Information, Water Engineering Research Laboratory, p. 57, 59, 75, 90.

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, U.S. Environmental Protection Agency, Center for Environmental Research Information, Water Engineering Research Laboratory.

UNITED STATES ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY (US EPA), 2007. *Advanced Wastewater Treatment to Achieve Low Concentration of Phosphorus*, EPA/910/R-07/002, Seattle, WA, U.S. Environmental Protection Agency, Office of Water and Watersheds.

UNITED STATES ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY (US EPA), 2008. *Municipal Nutrient Removal Technologies – Reference Document*, vol. 1 et 2, EPA/832/R-08/006, U.S. Environmental Protection Agency, Office of Wastewater Management, Municipal Support Division, p. 2-6, 2-33-34.

UNITED STATES ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY (US EPA), 2009. *Nutrient Control Design Manual – State of Technology Review Report*, EPA/600/R-09/012, Cincinnati, OH, U.S. Environmental Protection Agency, Office of Research and Development, National Risk Management Research Laboratory, p. 27, 48.

UNITED STATES ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY (US EPA), 2010. *Nutrient Control Design Manual*, EPA/600/R-10/100, Cincinnati, OH, U.S. Environmental Protection Agency, Office of Research and Development, National Risk Management Research Laboratory, p. 2-3, 6-17, 7-1, 9-9, 9-11, 11-2, 14-1.

WATER ENVIRONMENT FEDERATION et AMERICAN SOCIETY OF CIVIL ENGINEERS (WEF et ASCE), 1998. *Design of Municipal Wastewater Treatment Plants*, 4^e éd., WEF Manual of Practice No. 8, ASCE Manual and Report on Engineering Practice No. 76, Reston, VA, vol. 2, p. 15-1 à 114, 16-7, 16-12, 16-15, 16-16, 16-67, 16-69.

WATER ENVIRONMENT FEDERATION et AMERICAN SOCIETY OF CIVIL ENGINEERS (WEF et ASCE), 2006. *Biological Nutrient Removal (BNR) Operation in Wastewater Plants*, Manual of Practice No. 29, Alexandria, VA, WEFPress, p. 44.

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 No. 8, ASCE Manual on Engineering Practice No. 36, Lancaster, Pa, Lancaster Press Inc., p. 177.

WATER POLLUTION CONTROL FEDERATION (WPCF), 1989. *Technology and Design Deficiencies at Publicly Owned Treatment Works*, Alexandria, VA, Water Environment Technology, p. 1, 4, 515.

8.2 DÉSINFECTION

8.2.1 Problématique et méthodes de désinfection

Les rejets d'eaux usées domestiques peuvent causer une contamination microbienne susceptible d'affecter une prise d'eau en aval ou de compromettre la pratique sécuritaire de nombreux usages de l'eau, comme la consommation de mollusques et les activités récréatives de contact direct avec l'eau (dont la baignade, le ski nautique et la planche à voile) ainsi que de contact indirect avec l'eau (dont la pêche sportive, le canotage et la voile). La désinfection des eaux usées s'avère donc parfois nécessaire. La désinfection des eaux usées est exigée lorsque la protection des usages du milieu récepteur le requiert et seulement durant les périodes de l'année où cette protection est nécessaire.

Le moyen de désinfection choisi doit renfermer les caractéristiques suivantes :

- être efficace pour la plupart des micro-organismes pathogènes;
- ne pas engendrer la formation de sous-produits indésirables;
- être non dangereux pour les humains et pour la vie aquatique.

Les moyens de désinfection des eaux usées utilisés couramment dans le monde sont la chloration, la chloration-déchloration, l'ozonation, le rayonnement ultraviolet ainsi que des techniques de traitement secondaire qui permettent de réduire de façon significative le nombre de micro-organismes, en particulier le traitement par lagunage (étangs aérés ou non aérés) mais aussi les marais artificiels et divers types de filtres.

Au Québec, le ministère de l'Environnement a pris position en 1999 : seuls les moyens de désinfection des eaux usées qui ne causent pas d'effets nocifs sur la vie aquatique et qui ne génèrent pas de sous-produits indésirables pour la santé publique sont admis. Conséquemment, les systèmes de chloration (incluant les systèmes de chlore gazeux, hypochlorite de sodium et bioxyde de chlore) et de chloration-déchloration sont proscrits.

La réduction des micro-organismes dans les filtres à sable ou à gravier, dans les marais artificiels ainsi que dans les étangs aérés et non aérés a déjà été abordée dans les sections 4, 5 et 6. L'ozonation a été appliquée surtout dans quelques grandes stations. Seule la désinfection par rayonnement ultraviolet est abordée de façon plus détaillée dans cette section.

8.2.2 Désinfection par rayonnement ultraviolet

La désinfection des eaux usées par rayonnement ultraviolet consiste à faire passer les eaux usées dans un réacteur dans lequel sont placées des lampes à vapeur de mercure qui émettent des rayons UV.

L'utilisation de cette technologie dans le traitement des eaux usées s'est rapidement répandue depuis les années 1980. On compte maintenant plus de 1 000 installations en Amérique du Nord (WEF-ASCE, 1998). Cette technologie a également été utilisée au Québec dans plusieurs ouvrages municipaux d'assainissement des eaux, à partir de petites stations (30 m³/d) jusqu'à de grandes stations (près de 300 000 m³/d). Il s'agit donc d'une technologie éprouvée. Les connaissances relatives à l'application de cette technologie continuent toutefois d'évoluer de sorte que l'on trouve diverses approches de conception dans la littérature.

Facteurs à considérer

Les principaux facteurs à considérer lors de la conception d'une installation de désinfection des eaux usées par rayonnement ultraviolet sont :

- les débits d'eaux usées, en particulier le débit maximal;
- les caractéristiques des eaux usées incluant le type de traitement préalable au réacteur UV, la concentration en MES et le pourcentage de transmission;
- la concentration en coliformes fécaux permise à l'effluent, en tenant compte du facteur de photoréactivation;
- la dose requise de rayons UV;
- les caractéristiques hydrauliques du réacteur.

Méthodes de conception

Diverses méthodes de conception peuvent être utilisées :

- les essais pilotes ou les essais en laboratoire;
- les modèles mathématiques;
- les données provenant d'installations similaires.

⇒ Essais pilotes ou essais en laboratoire

La meilleure façon de tenir compte des caractéristiques particulières d'une eau usée à désinfecter est de procéder à des essais au moyen d'une installation pilote avec les eaux usées à désinfecter ou encore de procéder à des essais en laboratoire sur des échantillons représentatifs des eaux usées à désinfecter à l'aide d'un montage avec collimateur (Crites et Tchobanoglous, 1998, WEF-ASCE, 1998). De tels essais sont réalisés surtout pour des grandes installations. Lors de la conception d'une nouvelle station d'épuration, il peut ne pas être possible de réaliser des essais parce que les eaux usées traitées à désinfecter ne sont pas disponibles.

⇒ Modèles mathématiques

Différents modèles mathématiques ont été élaborés pour calculer la qualité de l'effluent en fonction de la dose de rayons UV appliqués. Nous présentons ci-après trois des principaux modèles de calcul que l'on trouve dans la littérature.

Le modèle de Scheible est présenté dans le manuel de conception de l'U.S. EPA (U.S. EPA, 1986a) et s'écrit de la façon suivante :

$$N = N_0 \exp \left\{ \frac{u x}{2 E} \left[1 - \left(1 + \frac{4 E (a I_{moy}^b)}{u^2} \right)^{1/2} \right] \right\} + c \text{MES}^m \quad (8.24)$$

où	N	=	concentration de coliformes fécaux à l'effluent du réacteur UV, UFC/100 mL
	N ₀	=	concentration de coliformes fécaux à l'affluent, UFC/100 mL
	u	=	vitesse des eaux usées dans le réacteur, cm/s
	x	=	longueur de la zone irradiée, cm
	E	=	coefficient de dispersion longitudinale, cm ² /s
	I _{moy}	=	intensité moyenne des rayons UV dans la zone irradiée, mW/cm ²
	MES	=	concentration en MES à l'affluent du réacteur UV, mg/L
	a, b, c, m	=	coefficients empiriques

L'intensité est fonction de la puissance des lampes, de leur arrangement à l'intérieur du réacteur et de l'atténuation du rayonnement lors de son passage à travers les eaux usées. L'intensité diffère d'un point à l'autre de sorte que les calculs doivent être basés sur l'intensité moyenne. Une méthode de calcul de l'intensité moyenne a été présentée dans la littérature (EPA, 1986a). En général, le calcul de l'intensité moyenne est fait par le fabricant en tenant compte de l'arrangement qu'il propose et du pourcentage de transmission spécifique à l'installation à concevoir déterminé par le concepteur de la station d'épuration.

Pour calculer le nombre de lampes requises, il faut tenir compte de la perte d'intensité reliée au vieillissement des lampes et de celle causée par leur encrassement (EPA, 1986a). Un facteur de l'ordre de 0,7 à 0,8 est appliqué à l'intensité nominale (l'intensité nominale étant définie comme l'intensité au bout de 100 heures) des lampes pour tenir compte de leur intensité à la fin de leur vie utile. Un autre facteur de l'ordre de 0,6 à 0,7 est appliqué pour tenir compte de l'encrassement des lampes.

Comme les coefficients peuvent varier d'une installation à l'autre, l'utilisation rigoureuse du modèle nécessiterait sa calibration préalable en fonction des eaux usées à traiter. La valeur typique du coefficient de dispersion longitudinale, E, est de 100 cm²/s (WEF, 1986). À défaut de pouvoir calibrer le modèle pour un cas donné, les valeurs suivantes ont été proposées (EPA, 1986a, WEF, 1986) comme approximation pour les coefficients du modèle : a=1,4 x 10⁻⁵; b=1,3; c=0,25 et m=2,0. À la suite d'une étude ultérieure sur un plus

grand nombre d'installations (HydroQual, 1994, WEF-ASCE, 1998) des valeurs différentes ont été déterminées pour les coefficients suivants : $c=0,69$ et $m=1,6$.

Un modèle empirique plus simple a été élaboré par la suite (Emerick et Darby, 1993, Lodge *et al.*, 1996). Les facteurs ayant un effet significatif dans le modèle, outre la dose de rayon UV, sont la concentration en MES et le pourcentage de transmission. Ce modèle peut être exprimé au moyen des équations suivantes :

$$N = f(D)^n \quad (8.25)$$

$$f = A (\text{MES})^a (T)^b \quad (8.26)$$

$$D = I_{\text{moy}} t \quad (8.27)$$

où	N	=	concentration de coliformes à l'effluent du réacteur UV, UFC/100 mL
	f	=	facteur empirique de qualité de l'eau
	D	=	dose de rayons UV, mW.s/cm^2
	MES	=	concentration en MES à l'affluent du réacteur UV, mg/L
	T	=	pourcentage de transmission des rayons UV, %
	I_{moy}	=	intensité moyenne des rayons UV dans la zone irradiée, mW/cm^2
	t	=	temps d'exposition, s
	A, a, b	=	coefficients empiriques

Ce modèle a été calibré à partir d'effluent de deux installations de boues activées. Les valeurs obtenues pour les différents coefficients sont les suivantes : $n=-1,877$, $A=10^{11,133}$, $a=0,976$, $b=-4,053$. Ces valeurs ne peuvent toutefois pas être généralisées et l'application du modèle à des eaux usées différentes nécessite qu'il soit calibré avec des eaux représentatives de celles à désinfecter. Le modèle a été calibré à partir des coliformes totaux mais il est considéré conservateur s'il est appliqué aux coliformes fécaux.

Un nouveau modèle a été élaboré récemment (Emerick *et al.*, 2000). Contrairement aux modèles précédents, il tient compte des bactéries coliformes associées aux particules, ce qui permet une évaluation plus précise du rendement, surtout pour des exigences de rejet très sévères. Ce modèle s'exprime sous la forme suivante :

$$N = ND_0 e^{-kd} + \frac{NP_0}{k I_{\text{moy}} t} (1 - e^{-kd}) \quad (8.28)$$

$$d = I_{\text{moy}} t \quad (8.29)$$

où	N	=	concentration totale de coliformes à l'effluent du réacteur UV, UFC/100 mL
	ND_0	=	concentration de coliformes dispersés à l'affluent du réacteur UV, UFC/100 mL
	NP_0	=	concentration de coliformes associés à des particules à l'affluent

		du réacteur UV, UFC/100 mL
k	=	constante d'inactivation, $\text{cm}^2/\text{mW}\cdot\text{s}$
d	=	dose de rayons UV, $\text{mW}\cdot\text{s}/\text{cm}^2$
t	=	temps d'exposition, s
I_{moy}	=	intensité moyenne des rayons UV dans la zone irradiée, mW/cm^2

L'étude du modèle a été faite à partir d'échantillons provenant de 11 stations d'épuration de différents procédés. Les valeurs obtenues pour le coefficient k se situaient entre 0,22 et 0,54. Ces valeurs ne doivent toutefois pas être généralisées à d'autres stations sans que le modèle ne soit calibré avec les eaux usées à traiter. Par ailleurs, les valeurs de ND_0 et NP_0 peuvent être très variables d'une station à l'autre et d'un moment à l'autre pour une même station et il existe peu de statistiques sur les valeurs typiques de NP_0 . Ce modèle, comme le précédent, a été établi à partir des coliformes totaux et s'avère plus conservateur s'il est utilisé pour les coliformes fécaux.

L'utilisation de l'un ou l'autre des modèles ci-dessus est acceptable dans la mesure où il est démontré que les paramètres et coefficients utilisés sont représentatifs du cas auquel il est appliqué. Par contre, ils peuvent s'avérer difficiles à appliquer, surtout pour une nouvelle station pour laquelle il n'est pas possible d'obtenir des données sur les eaux à désinfecter.

⇒ Données provenant d'installations similaires

Dans plusieurs cas, la réalisation d'essais pilotes ou d'essais en laboratoire et l'utilisation de modèles mathématiques peuvent ne pas être possibles. Dans les cas de petites stations d'épuration, d'une part, et de situations pour lesquelles les exigences de rejet ne sont pas excessivement sévères pour une désinfection UV, d'autre part (par exemple de l'ordre de 10^2 à 10^3 UFC/100 mL pour des rejets dans les eaux de surface comparativement à des exigences plus sévères parfois fixées pour un recyclage de l'effluent), l'utilisation de ces méthodes de conception est moins essentielle. Un degré de précision moindre peut alors être acceptable lors de la conception à condition d'opter pour une conception conservatrice, d'autant plus que le coût associé à une marge de sécurité est relativement peu élevé pour une installation comprenant quelques lampes ou quelques modules seulement. La conception peut alors être faite à partir de l'expérience de manufacturiers ayant une vaste expérience sur des installations comparables déjà en exploitation.

Lorsque cette approche est utilisée, il est toutefois nécessaire de fournir les diverses hypothèses retenues pour la conception de l'installation comme le pourcentage de transmission, la concentration en MES, la concentration initiale en coliformes fécaux l'intensité moyenne, le temps d'exposition et autres. Le consultant doit alors s'assurer que le manufacturier possède effectivement des données sur des installations comparables à l'appui de la conception proposée.

Débits

C'est le débit maximal qui sert de base pour le calcul du temps de rétention dans le réacteur UV ou temps d'exposition. Les autres conditions de débits (débit minimum, débit moyen) servent à vérifier le comportement hydraulique du réacteur.

Caractéristiques des eaux usées

Les caractéristiques des eaux usées à désinfecter ayant le plus d'incidence sur le système de désinfection sont le pourcentage de transmission, la concentration en MES et la concentration en coliformes fécaux. Ces paramètres sont par ailleurs intimement liés au type de traitement introduit en amont du système de désinfection.

Le pourcentage de transmission de rayons UV influence directement l'intensité moyenne qui sera produite dans le réacteur par les lampes. Il est fonction de la quantité de rayons UV qui sera absorbée par les substances présentes dans les eaux usées. Pour une station existante, il peut être déterminé sur des échantillons en laboratoire. Lors de la conception d'une nouvelle station, les eaux usées traitées avant désinfection n'étant pas disponibles, des valeurs typiques de transmission peuvent être utilisées en fonction du type de traitement prévu. Le pourcentage de transmission dans un effluent de traitement secondaire peut être de l'ordre de 60 à 74 % alors que dans un effluent de traitement tertiaire (secondaire suivi d'une filtration), il peut être de l'ordre de 67 à 82 % (EPA, 1986a). Dans un effluent d'étangs, le pourcentage de transmission est plus faible, soit de l'ordre de 30 à 50 %. En l'absence de pourcentage de transmission mesuré, les valeurs les plus faibles de la plage doivent être retenues pour la conception. Une attention particulière doit être portée aux eaux usées susceptibles de contenir des substances ayant une incidence importante sur le pourcentage de transmission comme des composés organiques, des matières humiques ou une teneur élevée en fer, qu'il s'agisse de substances présentes dans les eaux usées brutes ou générées dans le système de traitement.

La concentration en MES à l'affluent du réacteur UV est fonction du rendement du système de traitement situé en amont. La valeur utilisée pour la conception doit donc correspondre au rendement en MES reconnu pour le type de traitement secondaire utilisé.

La concentration en coliformes fécaux dans les eaux à désinfecter dépend aussi du système de traitement en amont. Elle peut être très variable. L'ordre de grandeur typique de la concentration en coliformes fécaux à l'effluent d'un système de traitement secondaire est de 10^4 à 10^5 UFC/100 mL avec un maximum de l'ordre de 10^6 UFC/100 mL (EPA, 1986a). Il est aussi démontré que les coliformes associés à des particules présentes dans les eaux usées ont une incidence sur le rendement d'un système de désinfection UV. Une étude menée avec des échantillons d'effluents de 11 stations d'épuration de différents procédés (Emerick *et al.*, 2000) indiquait des taux de coliformes totaux associés à des particules de l'ordre de 10^3 à 10^4 UFC/100 mL pour des traitements secondaires de type boues activées, de l'ordre de 10^4 à 10^5 UFC/100 mL pour des systèmes à cultures fixées (lits bactériens) et des valeurs plus faibles de l'ordre de 10^2 à 10^3 pour des effluents d'étangs.

Concentration permise à l'effluent et photoréactivation

Les coliformes fécaux sont l'indicateur utilisé au Québec pour fixer le niveau de désinfection requis pour les eaux usées.

Lors de la conception d'un système de désinfection UV, il faut tenir compte du facteur de photoréactivation. Les dommages causés aux micro-organismes lors du processus de désinfection peuvent être en partie réparés après désinfection. Le taux d'augmentation de coliformes fécaux peut être variable selon les conditions du milieu mais une augmentation de l'ordre d'une unité logarithmique est considérée pour fins de conception. Le système de désinfection doit donc être conçu pour atteindre une concentration en coliformes fécaux 10 fois plus faibles que celle visée.

Équipements

Les composantes d'un système de désinfection UV comprennent les lampes, le réacteur dans lequel elles sont situées, les régulateurs de puissance (« ballast ») et un régulateur de niveau d'eau dans le réacteur.

La désinfection des eaux usées par rayonnement ultraviolet se fait généralement au moyen de lampes submergées dans un canal ouvert (figure 8.9). Les lampes peuvent être installées en position horizontale, parallèlement à l'écoulement, ou en position verticale, perpendiculairement à l'écoulement, mais la majorité des installations sont avec des lampes en position horizontale. Le canal doit être muni d'un régulateur de niveau d'eau pour maintenir les lampes submergées. Dans les grandes installations, ce dispositif est souvent constitué d'une vanne basculante à contrepoids alors que dans les petites installations, il s'agit généralement d'un seuil déversoir offrant une longueur de déversoir suffisante pour minimiser les variations de hauteur d'eau. Les petites installations peuvent se faire au moyen d'un canal préfabriqué.

La plupart des installations de désinfection par rayonnement ultraviolet sont constituées de lampes au mercure à basse pression émettant une lumière monochrome d'une longueur d'onde de 253,7 nm. Les lampes sont insérées dans des gaines de quartz. L'espacement typique entre les lampes est de 75 mm. Des lampes à moyenne pression et des lampes à basse pression et forte intensité sont également disponibles surtout pour des applications de grande capacité ou des effluents de moins bonne qualité.

Dosage de rayons UV

La dose de rayons UV est le produit de l'intensité moyenne par le temps d'exposition tel qu'indiqué aux équations 8.27 et 8.29.

Le temps d'exposition utilisé pour calculer la dose de rayons UV est déterminé en divisant le volume utile du réacteur par le débit maximal d'eaux usées à désinfecter. Le volume utile du réacteur est le volume liquide correspondant à la section utile des lampes, soit la longueur

de la partie lumineuse. Le temps d'exposition est généralement de l'ordre de 5 à 10 secondes à débit maximal pour la désinfection d'effluent d'un système de traitement secondaire. Pour des petites installations où le débit est intermittent ou très variable, un bassin d'égalisation ou une recirculation peut être considéré si requis.

Caractéristiques hydrauliques

Les caractéristiques hydrauliques visées à l'intérieur du réacteur sont un écoulement de type piston, un écoulement uniforme à travers la section entière du canal et une dispersion transversale suffisante pour permettre à l'ensemble des eaux usées de recevoir une dose moyenne en cheminant successivement dans les points les plus rapprochés et les points les plus éloignés des lampes. L'écoulement de type piston est assuré au moyen de canaux allongés et étroits. Les zones d'entrée et de sortie du réacteur doivent être conçues de manière à favoriser un écoulement uniforme dans le réacteur, soit au moyen d'un canal de longueur suffisante, d'une zone de dissipation d'énergie ou autre. La dispersion transversale est favorisée en s'assurant d'avoir une vitesse d'écoulement suffisante pour créer un écoulement turbulent (nombre de Reynolds supérieur à 6 000 selon EPA, 1986a) tout en évitant des vitesses trop élevées pour minimiser les pertes de charge. Les systèmes conventionnels fonctionnant avec des vitesses d'approches de l'ordre de 5 à 50 cm/s semblent satisfaire ces objectifs (WEF-ASCE, 1998).

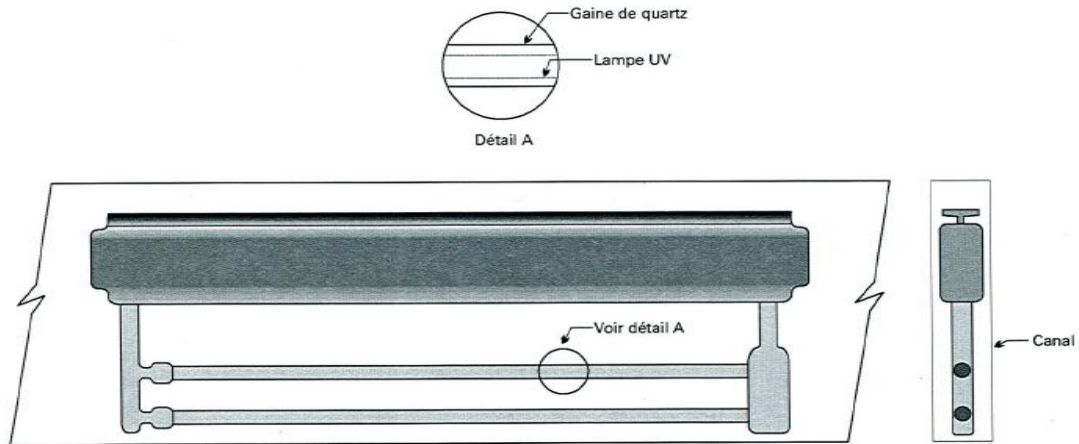


Figure 8.9 Schéma d'installation à deux lampes

Rendement

On ne peut déterminer un rendement typique d'un système de désinfection par rayonnement UV puisque celui-ci peut être dimensionné pour fournir différentes doses selon l'objectif à l'effluent visé lors de la conception.

Crites et Tchobanoglous (1998) indiquent que des dosages UV se situant entre 10 et 85 mW.s/cm² permettent d'atteindre des rendements de 1 000 à 23 UFC/100 mL en coliformes totaux avant réactivation pour un effluent typique de boues activées ayant un pourcentage de transmission de 65 % et une concentration en MES de 20 mg/L. En considérant un facteur de réactivation d'une unité logarithmique, ces rendements seraient de l'ordre de 10 000 à 230 UFC/100 mL en coliformes totaux. La teneur en coliformes fécaux serait inférieure à celle en coliformes totaux pour les mêmes dosages.

Exploitation

L'analyse du nombre de coliformes fécaux doit être ajoutée aux autres paramètres de suivi de la qualité de l'effluent lorsqu'une exigence s'applique pour ce paramètre, tel que prévu à l'annexe 4 du *Guide de présentation des demandes d'autorisation pour les systèmes de traitement des eaux usées d'origine domestique*.

Un nettoyage fréquent ainsi que le remplacement lorsque requis des lampes, des régulateurs de puissance et des gaines de quartz sont des fonctions essentielles pour assurer le maintien du rendement d'un système de désinfection par rayonnement ultraviolet. Le système doit être conçu et installé de façon à faciliter le nettoyage et le remplacement des pièces.

La fréquence de nettoyage des gaines peut varier d'une installation à l'autre selon les caractéristiques des eaux usées. La fréquence médiane de nettoyage est d'environ une fois par mois (WEF-ASCE, 1998) mais certaines installations nécessitent un nettoyage plus

fréquent. Elle doit être précisée dans le manuel d'exploitation basée sur l'expérience acquise lors de la période de rodage et être ajustée au besoin.

La durée de vie des lampes est de l'ordre de 8 760 à 14 000 heures mais elles sont généralement remplacées après 12 000 heures d'utilisation (EPA, 1999). La durée de vie des régulateurs de puissance est d'environ 10 à 15 ans et ils sont habituellement remplacés aux 10 ans. La durée de vie des gaines de quartz est d'environ 5 à 8 ans mais ils sont généralement remplacés aux 5 ans.

SOMMAIRE – DÉSINFECTION UV	
Méthodes de conception	Essais pilotes ou essais en laboratoire Modèles mathématiques équation 8.24 ou équations 8.25 à 8.27 ou équations 8.28 à 8.29 Données d'installations similaires
Temps d'exposition	5 à 10 secondes à débit maximal
Intensité	
Nominale	Après 100 heures
Facteur relié à l'âge des lampes	0,7 à 0,8
Facteur d'encrassement	0,6 à 0,7
Pourcentage de transmission	Selon efficacité et type de traitement amont
Facteur de photoréactivation	1 unité logarithmique

Révision sommaire : Daniel Gagnon, ing. M.Sc.A. (27/11/2015)