

TRAITEMENT DES MICROPOLLUANTS DANS LES EAUX USÉES

AIDE A LA CONCEPTION DES OUVRAGES



Rapport établi par le groupement Holinger SA – Triform SA
sous mandat du Service d'assainissement de la Ville de Lausanne
et du Service des Eaux, Sols et Assainissement du Canton de Vaud (SESA)

Impressum

Editeur

Ville de Lausanne

Groupe de rédaction

Michael Thomann, Johanna Obrecht (Holinger SA), Peter Lehmann, Christian Balsinger (Triform SA)

Groupe de relecture

Gregor Maurer, Denis Thonney, Anoÿs Magnet (Service d'assainissement, Ville de Lausanne), Philippe Vioget, Claude-Alain Jaquerod (Service cantonal des eaux, sols et assainissement (SESA)), Christian Abegglen (Eawag), Sébastien Lehmann (Office fédéral de l'environnement (OFEV)), Jonas Margot (Ecole Polytechnique Fédérale de Lausanne)

Consultants externes

Jean-Marc Cuanillon, Thomas Haltmeier (BG Ingénieurs Conseils SA), Jean-Gabriel Hammerschlag (Holcim Suisse SA)

Groupe de coordination du projet

Fadi Kadri, Gregor Maurer, Yves Duperrex, Denis Thonney, Anoÿs Magnet (Service d'assainissement, Ville de Lausanne), Henri Burnier, Brigitte Schmidt (**ea**uservice, Ville de Lausanne), Philippe Vioget, Claude-Alain Jaquerod (Service cantonal des eaux, sols et assainissement (SESA)), Christian Abegglen (Eawag), Michael Schärer, Sébastien Lehmann (Office fédéral de l'environnement (OFEV))

Personnes chargées de la mise en place et de l'exploitation des installations pilotes

Anoÿs Magnet, Denis Thonney (Service d'assainissement, Ville de Lausanne)

Photos de couvertures

Lit fluidisé, production d'ozone, charbon actif et membranes (J. Margot et A. Magnet),

Citation de ce document

Traitement des micropolluants dans les eaux usées – Aide à la conception des ouvrages. Ed. Ville de Lausanne. 2011

Ce document et des documents complémentaires sont téléchargeables sur www.lausanne.ch/micropolluants

Lausanne, le 20 juin 2011

TABLE DES MATIERES

LISTE DES TABLEAUX.....III

LISTE DES FIGURESIII

ABREVIATIONS..... IV

1 INTRODUCTION1

2 OBJECTIFS 2

3 GÉNIE CIVIL 3

3.1 MATÉRIAUX DE CONSTRUCTION 3

3.1.1 Béton..... 3

3.1.2 Mise en œuvre du béton 4

3.1.3 Joints, étapes de bétonnage 5

3.1.4 Enduits 5

3.1.5 Passages muraux 5

4 BIOLOGIE.....6

4.1 OBJECTIFS 6

4.2 CONCEPT DE DIMENSIONNEMENT 8

4.2.1 Spécifications 8

4.2.2 Description du procédé 9

4.2.3 Dimensionnement du lit fluidisé..... 10

4.2.4 Dimensionnement de la précipitation de phosphore 12

4.2.5 Dimensionnement de la décantation secondaire du lit fluidisé..... 13

4.2.6 Synthèse..... 13

4.3 CONSTRUCTION - RÉALISATION 14

4.3.1 Éléments mécaniques 14

4.3.2 Techniques de mesure..... 14

4.3.3 Mise en service..... 15

4.3.4 Régulation du procédé 15

4.4 RÉSULTATS 15

4.4.1 Nitrification 15

4.4.2 Dégradation organique..... 17

4.4.3 Micropolluants 19

4.5 INTERPRÉTATION DES RÉSULTATS D'ANALYSE 20

4.5.1 Nitrification 20

4.5.2 Dégradation organique..... 21

4.6 DISCUSSION..... 21

4.7 PLANIFICATION D'UNE NOUVELLE LIGNE DE TRAITEMENT SUR LIT FLUIDISÉ 23

5 OZONATION 25

5.1 OBJECTIFS 25

5.2 CONCEPT DE DIMENSIONNEMENT 26

5.2.1 Spécifications 26

5.2.2 Description du procédé 27

5.2.3 Dimensionnement du générateur d'ozone 28

5.2.4 Synthèse..... 29

5.3 CONSTRUCTION – RÉALISATION 29

5.3.1 Éléments mécaniques 29

5.3.2 Techniques de mesures 30

5.3.3 Mise en service..... 31

5.3.4	<i>Régulation du procédé</i>	31
5.3.5	<i>Sécurité</i>	33
5.4	RÉSULTATS	33
5.4.1	<i>Phases d'exploitation du réacteur d'ozone</i>	33
5.4.2	<i>Élimination des micropolluants organiques</i>	35
5.4.3	<i>Sous-produit d'oxydation</i>	35
5.5	INTERPRÉTATION DES RÉSULTATS D'ANALYSE	36
5.6	DISCUSSION	36
5.7	PLANIFICATION D'UNE NOUVELLE INSTALLATION D'OZONATION	37
6	CHARBON ACTIF EN POUDRE (CAP)	39
6.1	OBJECTIFS	39
6.2	CONCEPT DE DIMENSIONNEMENT.....	39
6.2.1	<i>Spécifications</i>	41
6.2.2	<i>Description du procédé</i>	41
6.3	CONSTRUCTION - RÉALISATION	42
6.3.1	<i>Éléments mécaniques</i>	42
6.3.2	<i>Techniques de mesures</i>	43
6.3.3	<i>Mise en service</i>	43
6.3.4	<i>Régulation du procédé</i>	43
6.4	RÉSULTATS	44
6.4.1	<i>Phases d'exploitation du CAP-UF</i>	44
6.4.2	<i>Élimination des micropolluants organiques</i>	45
6.5	INTERPRÉTATION DES RÉSULTATS D'ANALYSE	46
6.6	DISCUSSION	46
6.7	PLANIFICATION D'UNE NOUVELLE LIGNE D'ADSORPTION CAP.....	47
7	CHOIX DU PROCÉDÉ	49
7.1	PARAMÈTRES À CONSIDÉRER	49
7.2	CHECK-LISTS.....	50
7.2.1	<i>Traitement biologique sur lit fluidisé</i>	50
7.2.2	<i>Traitement par ozonation</i>	51
7.2.3	<i>Traitement par CAP</i>	51
7.3	ÉTAPES DE DÉCISION	51
7.3.1	<i>Critères techniques</i>	51
7.3.2	<i>Critères de géométrie et coûts de l'installation</i>	52
7.3.3	<i>Critères de développement durable</i>	53
7.3.4	<i>Critères de sécurité</i>	53
8	BIBLIOGRAPHIE	54

LISTE DES TABLEAUX

TABLEAU 1 : OBJECTIFS DE L'ÉTUDE	2
TABLEAU 2 : COMPARAISON DES DIFFÉRENTS TRAITEMENTS BIOLOGIQUES	7
TABLEAU 3 : DÉBIT D'EAUX USÉES APRÈS DÉCANTATION PRIMAIRE À TRAITER DANS LA BIOLOGIE.....	8
TABLEAU 4 : CHARGE EN POLLUANTS À L'ENTRÉE DE LA BIOLOGIE.....	8
TABLEAU 5 : EXIGENCES GÉNÉRALES EN SORTIE DU TRAITEMENT BIOLOGIQUE PAR LIT FLUIDISÉ	9
TABLEAU 6 : SYNTHÈSE DES VOLUMES ET QUANTITÉS CALCULÉS POUR LA BIOLOGIE.....	13
TABLEAU 7 : CONCENTRATION DE DCO, MES ET COD DES EFFLUENTS DES DIVERS SYSTÈMES DE TRAITEMENT BIOLOGIQUE	18
TABLEAU 8 : SUBSTANCES INDICATIVES PROPOSÉES PAR L'OFEV	26
TABLEAU 9 : CHARGES HYDRAULIQUES ET CARACTÉRISTIQUES DU RÉACTEUR D'OZONE	26
TABLEAU 10 : QUALITÉ DE L'EAU À L'ENTRÉE DU RÉACTEUR D'OZONATION (AVEC NITRIFICATION / SANS NITRIFICATION).....	26
TABLEAU 11 : COMPARAISON DE DIFFÉRENTES STRATÉGIES DE PILOTAGE ET DE RÉGULATION DE L'OZONATION.....	32
TABLEAU 12 : PROVENANCE DE L'EAU DURANT LES 4 PHASES D'OBSERVATION	33
TABLEAU 13 : RÉSULTATS DE L'ÉLIMINATION DES 5 SUBSTANCES INDICATIVES DANS LE RÉACTEUR OZONE	35
TABLEAU 14 : GRANDEURS DE DIMENSIONNEMENT POUR L'INSTALLATION D'ADSORPTION.....	40
TABLEAU 15 : DÉBIT D'ENTRÉE ET CONCENTRATIONS DANS L'EFFLUENT.....	41
TABLEAU 16 : DOSAGE DU CAP (CHARGE DE CAP PAR LITRE D'EAU À TRAITER).....	44
TABLEAU 17 : RÉSULTATS DE L'ÉLIMINATION DE 6 SUBSTANCES INDICATIVES DANS LE RÉACTEUR CAP.....	45
TABLEAU 18 : CHECK-LIST : TRAITEMENT BIOLOGIQUE SUR LIT FLUIDISÉ.....	50
TABLEAU 19 : CHECK-LIST : TRAITEMENT PAR OZONATION.....	51
TABLEAU 20 : CHECK-LIST: TRAITEMENT PAR CAP	51

LISTE DES FIGURES

FIGURE 1 : SCHÉMA DU PROCÉDÉ DE TRAITEMENT BIOLOGIQUE (LIT FLUIDISÉ)	10
FIGURE 2 : LIGNES DE TRAITEMENT DE LA BIOLOGIE: VOLUMES ET RÉPARTITION (V : VOLUME ; L : LONGUEUR ; B : LARGEUR ; T : PROFONDEUR)	10
FIGURE 3 : DÉBITS D'EAU BRUTE (=SORTIE DÉCANTATION PRIMAIRE), TEMPÉRATURE ET CHARGE D'AMMONIUM DU LIT FLUIDISÉ ..	16
FIGURE 4 : PARAMÈTRES D'EXPLOITATION DE L'AÉRATION DU LIT FLUIDISÉ	16
FIGURE 5 : CONCENTRATIONS DU NH ₄ -N, NO ₃ -N ET NO ₂ -N À L'EFFLUENT DU LIT FLUIDISÉ.....	17
FIGURE 6 : CONCENTRATIONS DE DCO ET MES AU NIVEAU DES EFFLUENTS DU TRAITEMENT PAR BOUES ACTIVÉES ET SUR LIT FLUIDISÉ	18
FIGURE 7 : ÉLIMINATION DE LA DCO DES DEUX SYSTÈMES BIOLOGIQUES (TRAITEMENT PAR BOUES ACTIVÉES À FORTE CHARGE ET SUR LIT FLUIDISÉ).....	18
FIGURE 8 : COMPARAISON DE L'ÉLIMINATION DES MICROPOLLUANTS PAR LES PROCÉDÉS À BOUES ACTIVÉES ET SUR LIT FLUIDISÉ À VIDY	19
FIGURE 9 : COMPARAISON DE L'ÉLIMINATION DES MICROPOLLUANTS POUR LE LIT FLUIDISÉ À LA STEP DE VIDY ET LE PROCÉDÉ DE LA STEP WÜERI À REGENSDORF (SYSTÈME À BOUES ACTIVÉES, NITRIFICATION ET DÉNITRIFICATION).	19
FIGURE 10 : SCHÉMA SIMPLIFIÉ DE L'OZONATION	27
FIGURE 11 : PARAMÈTRES D'EXPLOITATION DU RÉACTEUR D'OZONE.....	33
FIGURE 12 : DÉBIT D'OZONE, DOSAGE D'OZONE DANS L'EAU À TRAITER ET RAPPORT O ₃ /COD À L'ENTRÉE DU RÉACTEUR D'OZONATION.....	34
FIGURE 13 : ÉLIMINATION DES SUBSTANCES INDICATIVES CHOISIES DANS LE RÉACTEUR D'OZONE.....	35
FIGURE 14 : SCHÉMA SIMPLIFIÉ DE L'ADSORPTION PAR CHARBON ACTIF EN POUVRE	41
FIGURE 15 : TEMPS DE SÉJOUR HYDRAULIQUE, CONCENTRATION DE CAP DOSÉ ET ÂGE DES BOUES DU CAP DANS LE RÉACTEUR CAP À LAUSANNE.....	44
FIGURE 16 : CONCENTRATION DE COD (CARBONE ORGANIQUE DISSOUS) À L'ENTRÉE DU RÉACTEUR CAP LAUSANNE	45
FIGURE 17 : RÉSULTATS DE L'ÉLIMINATION DE 6 SUBSTANCES INDICATIVES DANS LE RÉACTEUR CAP	45
FIGURE 18 : CRITÈRES DE DÉVELOPPEMENT DURABLE (LISTE NON EXHAUSTIVE)	53

ABREVIATIONS

CAP	Charbon actif en poudre
COD	Carbone organique dissous
COT	Carbone organique total
DBO ₅	Demande biochimique en oxygène sur 5 jours
DCO	Demande chimique en oxygène
EH	Equivalent-habitants
j :	Jour
MES	Matières en suspension
MS	Matière sèche
NH ₄ ⁺ -N	Azote sous forme d'ammonium
NTK	Azote total Kjeldahl (azote organique et ammoniacal)
NO ₃ -N	Azote sous forme de nitrate (azote nitrique)
NO ₂ -N	Azote sous forme de nitrite (azote nitreux)
OEaux	Ordonnance fédérale sur la protection des eaux
P _{tot}	Phosphore total

1 INTRODUCTION

Les micropolluants sont des substances présentes dans toutes sortes de produits d'usage courant, tels que biocides, produits phytosanitaires, médicaments, produits de consommation (produits de beauté ou de nettoyage, etc.), pour des applications elles-mêmes très diverses dans l'industrie, le commerce ou la sphère privée. Depuis quelques années, la présence de ces composés dans les milieux aquatiques a été mise en évidence. La source de ces substances est diffuse, et l'une des pistes qui ont été suivies pour tenter de diminuer l'impact environnemental de ces substances consiste en un traitement approprié dans les stations d'épuration (STEP) qui traitent les eaux résiduaires en provenance des systèmes d'évacuation des eaux urbaines.

Selon l'état actuel des connaissances, l'élimination des micropolluants dans les eaux biologiquement traitées peut se faire par traitement oxydatif avec de l'ozone ou par adsorption sur charbon actif (Abegglen et al., 2009). La faisabilité du traitement par l'ozone a été démontrée lors des essais pilotes menés à Regensdorf (Abegglen et al., 2009). La réalisation d'essais à grande échelle pour l'élimination de micropolluants par traitement sur charbon actif en poudre a débuté en Allemagne en 2010 sur plusieurs installations de traitement des eaux usées (DWA 2010). Les essais menés à la STEP de Vidy à Lausanne ont été conduits sous la direction des partenaires du projet, à savoir le Service des eaux, sols et assainissement du canton de Vaud (SESA), la ville de Lausanne et l'Office Fédéral de l'Environnement (OFEV) dans le cadre du projet « Stratégie Micropoll ».

En plus de la comparaison des deux méthodes de traitement par ozonation et par charbon actif en poudre, le rendement du traitement biologique sur lit fluidisé a également été étudié.

Le présent rapport est à considérer comme une aide technique à la conception de futures installations de traitement. Il traite donc essentiellement les aspects nécessaires à la conception et est destinés aux concepteurs de ces installations. Il se base plus particulièrement sur les essais menés à la STEP de Vidy à Lausanne, en incluant également les résultats et le retour d'expériences d'autres installations.

Les résultats des études se référant aux conditions spécifiques des essais menés à la STEP de Vidy (Margot J. et al., 2011) et à celle de Regensdorf (Abegglen C. et al., 2009) sont disponibles sur le site internet de l'OFEV¹.

¹<http://www.bafu.admin.ch/gewaesserschutz/03716/11218/11223/index.html?lang=fr>

2 OBJECTIFS

Un bureau d'ingénieur mandaté pour équiper une installation de traitement des eaux usées d'une étape supplémentaire de traitement pour l'élimination des micropolluants devrait réaliser les mesures de planification suivantes :

- Etablir les valeurs de dimensionnement et les objectifs de traitement de l'agrandissement des installations ;
- Analyser les rendements de l'infrastructure existante en regard des objectifs de traitement
- Choisir et dimensionner un traitement biologique idéal pour le traitement des eaux usées avant l'étape de traitement supplémentaire ; la qualité de l'étape de traitement biologique est d'une grande importance pour l'étape de traitement supplémentaire (p. ex. concentrations en DCO, NO₂-N, MES) ;
- Choisir et dimensionner le procédé de traitement supplémentaire pour l'élimination des micropolluants ;
- Détailler l'implémentation d'une éventuelle extension de l'étape de traitement biologique et de l'étape de traitement supplémentaire dans les infrastructures de l'installation ;
- Planifier un concept de conduite et de réglage de l'étape de traitement supplémentaire.

Les objectifs des essais réalisés à la STEP de Vidy s'inscrivent dans cette démarche et sont les suivants :

- Définir des critères d'évaluation permettant aux concepteurs de futures installations de traitement de micropolluants de choisir le type de traitement le plus approprié ;
- Déterminer la stratégie de régulation des procédés permettant une exploitation dans les règles usuelles des STEP en exploitation ;
- Définir ou vérifier les paramètres de dimensionnement des ouvrages et des équipements ;
- Débuter une collection d'expériences d'exploitation avec les installations mises en œuvre en vue de formuler des propositions d'améliorations possibles.

Les différentes phases d'étude avaient chacune des objectifs spécifiques qui sont présentés ci-dessous.

Tableau 1 : Objectifs de l'étude

Etape	Réalisation	Objectifs
Biologie	Installation de traitement sur lit fluidisé	Comparaison du traitement biologique sur lit fluidisé nitrifiant avec le traitement existant par boues activées non nitrifiant ; évaluation du traitement biologique sur lit fluidisé dans le but du remplacement des installations existantes
Ozonation	Installation de traitement par ozonation avec filtration granulaire	Etude de la faisabilité du traitement des micropolluants par ozonation en fonction de la qualité des eaux issues du traitement biologique ; comparaison directe du rendement d'élimination des micropolluants organiques et de la désinfection par ozonation avec le traitement par charbon actif en poudre suivi d'une ultrafiltration sur membrane effectué en parallèle
Charbon actif	Installation de traitement par adsorption sur charbon actif avec séparation par ultrafiltration	Etude de la faisabilité du traitement des micropolluants par adsorption sur charbon actif en fonction de la qualité des eaux issues du traitement biologique ; évaluation du procédé de séparation de la membrane d'ultrafiltration pour la réinjection de charbon actif dans le système ; comparaison directe du rendement d'élimination des micropolluants organiques et de la désinfection par traitement sur charbon actif en poudre suivi d'une ultrafiltration sur membrane avec le traitement d'ozonation effectué en parallèle

3 GÉNIE CIVIL

Lors de la construction d'une STEP, plusieurs paramètres sont à prendre en considération dans le cadre de la définition des éléments constructifs. Ils dépendent des milieux ambiants auxquels sont confrontés les matériaux de construction ainsi que des machines et des instruments de mesures.

Le long de la chaîne de traitement, les propriétés chimiques et biologiques des milieux varient en fonction du niveau d'épuration atteint et de la technique mise en œuvre pour répondre à l'objectif d'épuration finale. Le procédé d'épuration détermine le stress de corrosion, la formation de biofilm et d'autres processus chimiques, physiques et biochimiques auxquels sont soumis les matériaux de construction. Le choix des matériaux de construction et des équipements doit donc se faire en considérant ces éléments et peut différer le long de la chaîne de traitement.

Les conclusions résumées dans ce rapport se rapportent aux procédés suivants :

- Traitement biologique par un lit fluidisé ;
- Traitement chimique avec de l'ozone à l'aval d'un décanteur couplé à une biologie forte charge ou à un traitement nitrifiant sur lit fluidisé ;
- Traitement chimique de l'effluent du décanteur du lit fluidisé par du charbon actif en poudre (CAP) avec séparation du charbon par ultrafiltration.

3.1 MATÉRIAUX DE CONSTRUCTION

3.1.1 BÉTON

Le dimensionnement des éléments construits en béton suit les directives de la Norme SIA 262. Les stations d'épuration correspondent au secteur B7² selon la norme SIA 270. Pour l'étanchéité des bétons, les exigences de la classe 2³ selon la norme SIA 272 s'appliquent.

Les bassins formant les réacteurs sont constitués en majeure partie de béton. Les milieux ambiants régnant et définissant les conditions d'exposition des surfaces de béton ne sont pas extrêmes au niveau du pH et des composants de l'eau. Des problèmes de corrosion avancée de béton ont été reportés pour d'autres stations d'épuration. Des recherches par les fabricants de ciment ont été menées en vue de connaître les raisons de ces phénomènes. Les résultats de ces recherches ont abouti à des recommandations de mise en œuvre du béton et de sa composition. Comme les raisons de ces problèmes ne sont toujours pas connues avec certitude, ce qui permettrait de prendre des mesures en conséquence, les mesures générales suivantes ont été mises en œuvre :

Couverture de l'armature

Pour la classe d'exposition admise (XAA(CH), Secteur de risque B), une couverture générale de 45 mm a été préconisée.

Qualité du béton

En fonction de la classe d'exposition, la qualité de béton a été définie comme suit pour les éléments en contact avec de l'eau dans les réacteurs du lit fluidisé, le réacteur d'ozonation et les réacteurs de contact du carbone :

- Rapport eau sur ciment W/Z : ≤ 0.45 ;
- Teneur en ciment minimale : 320 kg/m^3 .

² B7: Mesures d'étanchéité et assèchements des ouvrages souterrains

³ Classe 2: Sec à légèrement humide, pas de gouttes d'eau du côté sec de l'élément.

La description au niveau de la soumission se basant sur les termes et le format définis par la norme SIA 262 se présente comme suit :

- Béton selon norme SN EN 206-1 ;
- Classe de résistance à la compression C30/37 ;
- Classe d'exposition XC4, XF4, XD3, XAA ;
- Diamètre nominal du grain maximal D max. 32 ;
- Classe de teneur en chlorure Cl 0,10 ;
- Classe de consistance F4.

A noter que l'utilisation d'adjuvants (retardateurs de prise, antigels, fluidifiants, etc.) dans le béton a été proscrite dans le cadre des essais réalisés à la STEP de Vidy. En effet, la dissolution de ces composés dans les eaux risquait d'interférer sur les résultats du traitement des micropolluants et de ne pas pouvoir les utiliser pour comparaison avec les résultats obtenus à Regensdorf (cf. §5.3). Cette proscription a nécessité l'adaptation des étapes de bétonnage. Comme les éléments à mettre en œuvre dans les différents ouvrages étaient de petite taille, les étapes de bétonnage n'étaient pas de grande envergure. Ce travail, sans recours aux agents modernes, n'a donc pas eu d'influence sur les coûts de construction

Le choix de la méthode de mise en œuvre du béton, les étapes de bétonnage et la cure réduite sont spécifiques aux conditions locales de Vidy et de ces essais. Ils ne peuvent pas être extrapolés tels quels sur d'autres réalisations

De plus amples informations concernant les spécifications d'ouvrages en béton pour les bassins dans lesquels une activité biologique a lieu (épuration des eaux) ou pour les réacteurs d'ozonation sont disponibles dans les publications suivantes :

- SIA, Constructions en béton, norme 262, révision 2003 ;
- BETONSUISSE, Erosion du béton dans les bassins d'épuration, rapport explicatif du cahier technique 01 cemsuisse, juin 2010.

Les connaissances actuelles issues des travaux de la recherche scientifique dans le domaine de l'érosion des bétons dans les stations d'épuration, et en particulier dans celles équipées avec des lits fluidisés nitrifiant/dénitrifiant et un biofiltre présentant en même temps une attaque chimique et mécanique, ne permettent pas de définir une stratégie unique et sûre pour des ouvrages en béton sans protection spéciale.

La construction des ouvrages récents pour les stations d'épuration ont mis en évidence le fait que le respect des normes de construction en vigueur n'est pas un gage d'élimination des problèmes d'érosion précoce du béton. Il demeure par conséquent nécessaire de définir une stratégie d'utilisation du béton définissant le degré de corrosion acceptable. Cette stratégie ne doit pas se limiter aux aspects de l'ouvrage soumis à la corrosion mais également tenir compte des éléments qui serviront de réceptacle aux parties érodées (digesteur, conduites, pompes, etc.). Les mesures de protection adéquates pourront être déterminées en se basant sur cette stratégie.

3.1.2 MISE EN ŒUVRE DU BÉTON

Chaque ouvrage en béton est soumis à des conditions qui diffèrent en fonction des processus d'épuration se déroulant dans les volumes formés.

Les attaques possibles et l'érosion résultante se résument ainsi :

- Attaques chimiques par la formation de bases et acides résultant de l'activité bactérienne dans les réacteurs de traitement biologique ;
- Attaques chimiques par des agents oxydants ;
- Attaques mécaniques par l'abrasion.

Souvent les différentes causes d'érosion du béton agissent simultanément dans un réacteur, ce qui a pour résultat d'accélérer le processus et d'augmenter la profondeur d'attaque.

Il est néanmoins possible de prévoir le type d'attaque prédominante, et de définir une stratégie de protection du béton adéquate. Cette stratégie définit ensuite :

- La qualité du béton ;
- La mise en œuvre ;
- Les étapes de bétonnages ;
- Le choix des coffrages et des drainages ;
- La cure du béton.

Tous ces éléments doivent être pris en considération. Ils ont une influence sur le déroulement du chantier. Il est donc nécessaire de les prévoir déjà au niveau de l'appel d'offre et du planning.

3.1.3 JOINTS, ÉTAPES DE BÉTONNAGE

Les reprises entre les étapes de bétonnage doivent être étanches. A Vidy, le principe suivant a été appliqué :

- Pour assurer l'étanchéité entre les étapes de bétonnage consécutives, des doubles gaines ont été posées entre les deux surfaces de contact ;
- Si des fuites d'eau se manifestaient lors du test d'étanchéité, ces gaines ont été injectées avec un mortier minéral à base de ciment. Le même détail constructif a été mis en œuvre pour le passage mural avec des conduites où des évidements étaient prévus ;
- Les passages pour les conduites de petit diamètre ont été réalisés par carottage ;
- D'autres solutions sont également envisageables. Il est primordial de choisir des systèmes d'étanchéité compatibles avec les caractéristiques du béton choisi et permettant d'assurer la fonctionnalité de l'ouvrage pendant le temps d'utilisation défini dans le plan de sécurité et d'utilisation.

3.1.4 ENDUITS

Si le choix de la protection des surfaces de béton se porte sur des enduits, ces derniers doivent être compatibles avec les propriétés mécaniques et chimiques du milieu :

- Réacteur sur lit fluidisé, biofiltre, résistance mécanique à l'abrasion, résistance aux biofilm et aux attaques chimiques résultantes ;
- Réacteur d'ozonation: résistance aux agents d'oxydation (résistance à l'ozone) ;
- Réacteurs à charbon: résistance aux effets abrasifs des particules de charbon (roues et corps des pompes, brasseurs).

3.1.5 PASSAGES MURAUX

Les passages muraux avec systèmes d'étanchéité en retrait sont à éviter.

Le volume mort formé ne participe que dans une moindre mesure au processus global du réacteur. Il en résulte des réactions non prévisibles ayant des effets non désirables. (Attaques du béton, attaques du joint, interférences avec le processus principal).

Les surfaces dans le réacteur doivent de préférence être lisses ; pour cela il faut respecter les points suivants :

- Pas de retrait pour l'étanchéité du côté réacteur ;
- Incorporation des passages dans le béton ;
- Evidements et carottages fermés et rhabillés.

4 BIOLOGIE

4.1 OBJECTIFS

L'objectif principal visé dans l'étape du traitement biologique est l'obtention d'une eau de qualité idéale pour l'étape de traitement supplémentaire. Le choix des procédés vise à atteindre les objectifs suivants :

- Elimination maximale des traces de composés organiques dans l'étape de traitement biologique. Les composés biodégradables ou adsorbables devraient être autant que possible éliminés lors du traitement biologique ;
- Elimination maximale des composés organiques contenus dans les eaux usées (caractérisés par le COD) ; nitrification complète et stable et si exigé par la loi dénitrification élevée ;
- En relation avec le traitement par ozonation suivant l'étape de traitement biologique, des concentrations faibles en COD et nitrite sont préférables. Des concentrations en MES en dessous de 20 mg/l ne diminuent pas le rendement d'élimination des micropolluants organiques par ozonation (Huber et al., 2005). Le modèle permettant de décrire l'influence de matière particulaire sur l'élimination de micropolluants organiques n'est pas encore élucidé (Zimmermann et al. 2010) ;
- En relation avec le traitement par charbon actif en poudre suivant l'étape de traitement biologique, des concentrations faibles en COD et MES sont préférables. La concentration en COD influence l'adsorption des micropolluants organiques par le CAP (Zwickenpflug et al., 2010). La concentration en MES à la sortie du traitement biologique est un paramètre important dans le cas d'une étape de traitement par charbon actif en poudre, car les particules organiques sont retenues de manière similaire au charbon actif en poudre. Cela implique une diminution du rendement du procédé de séparation liée à la présence de MES au sortir du traitement biologique ;
- Afin de pouvoir utiliser les infrastructures existantes, le procédé de traitement biologique devrait pouvoir s'intégrer dans celles-ci moyennant un effort minimal ;
- Le procédé devrait être le plus stable possible et montrer une faible dynamique en relation avec la charge et le débit ;
- Le procédé devrait être adaptable aux variations de charge et de débit ;
- Minimalisation des besoins en surface et en volume ;
- Minimalisation des coûts d'investissement et d'exploitation.

Différents procédés de traitement biologique sont comparés dans le tableau suivant.

Tableau 2 : Comparaison des différents traitements biologiques

Critères	Boues activées	SBR	MBR	Lit fluidisé	Biofiltration
Volume nécessaire	≈ 2-3 fois plus grand que pour le lit fluidisé	≈ 2-3 fois plus grand que pour le lit fluidisé	≈ comparable au lit fluidisé	=	≈ comparable au lit fluidisé
Flexibilité aux changements hydrauliques et de charge dans le bassin de réception	Adaptable seulement par modification du volume du bassin de biologie et de décantation	Adaptable seulement par modification du volume du bassin de biologie et de décantation	Grande flexibilité si le nombre de modules membranaires utilisés peut être augmenté	Grande flexibilité si le taux de remplissage de support peut être adapté.	Adaptable seulement par extension des installations (ajout de cellules de filtration)
Adaptation aux bassins existants		Installations existantes facilement extensibles, car le type de construction des SBR est très flexible au niveau de la forme et de la hauteur	Installations existantes facilement extensibles, car le type de construction des MBR est très flexible au niveau de la forme et de la hauteur	Les installations de traitement par boues activées se convertissent très bien en traitement sur lit fluidisé	Le plus souvent une nouvelle construction est nécessaire à cause de la méthode de construction plus compacte
Élimination des micropolluants organiques	Sans problème (voir essais pilotes de Regensdorf, Abegglen et al., 2009)	Rendement ≈ analogue au procédé par boues activées	Meilleur rendement que pour les autres procédés biologiques, car la matière particulaire est totalement retenue (micropolluants adsorbés; voir Tadkaew et al., 2011 pour une revue sur les rendements)	Rendement ≈ identique au traitement par boues activées (voir Margot et al., 2011)	Rendement ≈ identique au traitement par boues activées (voir Joss et al., 2005)
Extensibilité à l'ozonation	Sans problème lorsque les concentrations en COD et en nitrite sont faibles (voir essais pilotes de Regensdorf (Abegglen et al., 2009)	Similaire au procédé par boues activées si le système de traitement par ozonation peut compenser les variations hydrauliques	Pas optimal car une étape biologique (filtration) doit encore être construite après le MBR et l'ozonation	Meilleur que pour le procédé à boues activées car la dégradation de COD est meilleure dans les bassins en cascade	Similaire au procédé par boues activées
Extensibilité à l'adsorption sur charbon actif en poudre	Sans problème si une recirculation du charbon actif est possible en fonction de l'âge des boues (procédé en deux étapes, selon Zwickenpflug et al., 2010)	Similaire au procédé par boues activées	Similaire au procédé par boues activées	Similaire au procédé par boues activées, le dosage direct de charbon actif en poudre dans le lit fluidisé doit encore être testé	Moins bon que le procédé par boues activées, car la réinjection de charbon actif chargé (= procédé à charbon actif en deux étapes) dans la biofiltration n'est pas possible
Consommation d'énergie	Optimale La consommation d'énergie est potentiellement la plus faible si le processus est bien régulé.	Plus importante que pour le procédé à boues activées, à cause de l'énergie de pompage	Beaucoup plus importante que pour le procédé à boues activées, à cause de l'énergie d'aération et de la filtration sur membrane	Plus importante que pour le procédé à boues activées à cause de l'énergie d'aération	Plus importante que pour le procédé à boues activées, à cause de l'énergie de pompage
Coûts d'investissement	Le plus souvent optimaux, si la place nécessaire est disponible	≈ similaire au procédé à boues activées	Plus importants que pour le procédé à boues activées	Moindres que pour le procédé à boues activées pour des rendements similaires dans le cas d'utilisation d'infrastructures existantes	Plus importants que pour le procédé à boues activées

La construction de l'étape de traitement biologique sur lit fluidisé dans le cadre de l'installation pilote de la STEP de Vidy visait plusieurs objectifs :

- Evaluation d'un traitement biologique sur lit fluidisé avec précipitation supplémentaire de phosphore pour l'élimination de micropolluants contenus dans des eaux usées préalablement décantées ;
- Production d'eaux traitées biologiquement exemptes de nitrite (biodégradation+nitrification complètes) en vue de l'étape de traitement suivante par ozonation ;
- Evaluation du rendement d'épuration de la nouvelle filière mise en place en comparaison avec la biologie à boues activées forte charge ;
- Evaluation de la possibilité d'augmenter la capacité d'élimination du traitement biologique par boues activées existant avec un procédé plus compact : dans un futur proche, les STEP vaudoises seront amenées à réaliser des projets de rénovation/traitement similaires ; cette étude représente donc un cas d'école.

En ce qui concerne l'infrastructure, les conditions suivantes ont dû être respectées : le fond des bassins existants ne devait pas être perforé et le couronnement des bassins existants ne devait pas être surélevé.

4.2 CONCEPT DE DIMENSIONNEMENT

4.2.1 SPÉCIFICATIONS

Débits d'eaux usées

Les débits d'eaux usées à traiter par l'installation sont indiqués dans le tableau suivant. Les eaux à traiter sont prises à la sortie de la décantation primaire de la STEP de Vidy. Il s'agit donc d'eaux usées n'ayant subi qu'un prétraitement mécanique.

Tableau 3 : Débit d'eaux usées après décantation primaire à traiter dans la biologie

Paramètre	Unité	Valeur minimum	Valeur moyenne	Valeur maximum
Débit d'eaux usées	[l/s]	20	60	80
	[m ³ /j]	1'728	5'184	6'912

Charge en polluants

Sur la base des mesures faites à la STEP de Vidy en 2006 et 2007, les charges attendues à l'entrée de l'installation pilote ont pu être définies en fonction des concentrations mesurées à la sortie de la décantation primaire et des débits à traiter selon le Tableau 3. Ces charges sont résumées dans le tableau suivant.

Tableau 4 : Charge en polluants à l'entrée de la biologie

Paramètre	Unité	Valeur minimum	Valeur moyenne	Valeur maximum
DCO (demande chimique en oxygène)	[kg _{O2} /j]	178	855	1'548
MES (total des matières en suspension)	[kg/j]	107	441	760
DBO ₅ (demande biochimique en oxygène sur 5 j)	[kg _{O2} /j]	93	446	795
NH ₄ -N (azote ammoniacal)	[kg _N /j]	14	72	137
NO ₂ -N (azote nitreux)	[kg _N /j]	0	0.4	6.1
NO ₃ -N (azote nitrique)	[kg _N /j]	0.2	1	2.6
NTK (azote total Kjeldahl)	[kg _N /j]	20	101	192
Phosphore total dissous	[kg _P /j]	1.4	7.7	14
Phosphore total	[kg _P /j]	4.2	18.7	31.1
pH	[-]	7.5	7.7	7.8
Conductivité	[mS/cm]	0.710	0.863	0.969

Pour le dimensionnement, des températures minimale et maximale de respectivement 10°C et 20°C ont été considérées.

Les concentrations effectives mesurées à l'entrée du lit fluidisé en été 2009 présentaient d'importantes différences par rapport à celles mesurées en 2006-07 qui ont servi de base pour le dimensionnement. Les concentrations effectives étaient env. 50% plus élevées que celles attendues. L'exploitation du lit fluidisé avec un débit nominal dans ces conditions de concentrations élevées a donc été réalisée dans des conditions de surcharge nominale. Cet état de charge a permis d'observer le fonctionnement du lit fluidisé en limite de ces capacités.

Valeurs exigées

Les valeurs limites de concentrations à respecter à la sortie de l'épuration biologique ont été définies pour divers paramètres selon l'annexe 3 de l'ordonnance sur la protection des eaux⁴. Elles sont données dans le tableau suivant.

Tableau 5 : Exigences générales en sortie du traitement biologique par lit fluidisé

Paramètre	Abrév.	Valeur exigée [mg/l]
Total des matières en suspension	MES	15
Demande chimique en oxygène	DCO	30
Demande biochimique en oxygène sur 5 jours	DBO ₅	15
Carbone organique dissous	COD	10
Azote sous forme ammonium	NH ₄ -N	2
Azote nitreux	NO ₂ -N	0.3
Phosphore total	P _{total}	0.8

4.2.2 DESCRIPTION DU PROCÉDÉ

Le choix du procédé biologique s'est porté sur un lit fluidisé (procédé à biomasse immobilisée) qui permet de traiter des débits importants, ce qui était un avantage au vu de la surface et des volumes des installations existantes mises à dispositions pour les essais à Vidy. La Figure 1 montre le schéma du procédé de traitement biologique retenu. Le lit fluidisé est composé de deux lignes de traitement identiques, décrites ci-après.

Après l'étape de décantation primaire de la STEP de Vidy, une partie des eaux décantées est soutirée dans un courant latéral et acheminée vers une fosse de pompage. L'effluent à traiter est ensuite réparti sur les deux lignes du lit fluidisé.

Chacune des 2 lignes est composée de 2 pompes centrifuges avec variateur de fréquence pour l'alimentation, de 4 compartiments aérés, disposés en série et remplis avec des matériaux de support AnoxKaldnes (type M) pour fixer la biomasse. Après passage par les réacteurs où a lieu la biodégradation de la matière organique (oxydation du carbone) et par les réacteurs de nitrification, l'eau traitée ainsi que les boues produites arrivent au réacteur de précipitation du phosphore. La réaction de précipitation est assurée par l'ajout de chlorure ferrique (FeCl₃). Les boues sont ensuite sédimentées au niveau des décanteurs à racleurs à chaînes et pompées vers le canal de boues de la STEP de Vidy (hors du système étudié). Les flottants sont récupérés à l'aide d'écumeurs et ensuite pompés vers le canal des boues.

⁴ OEaux, RS 814.201

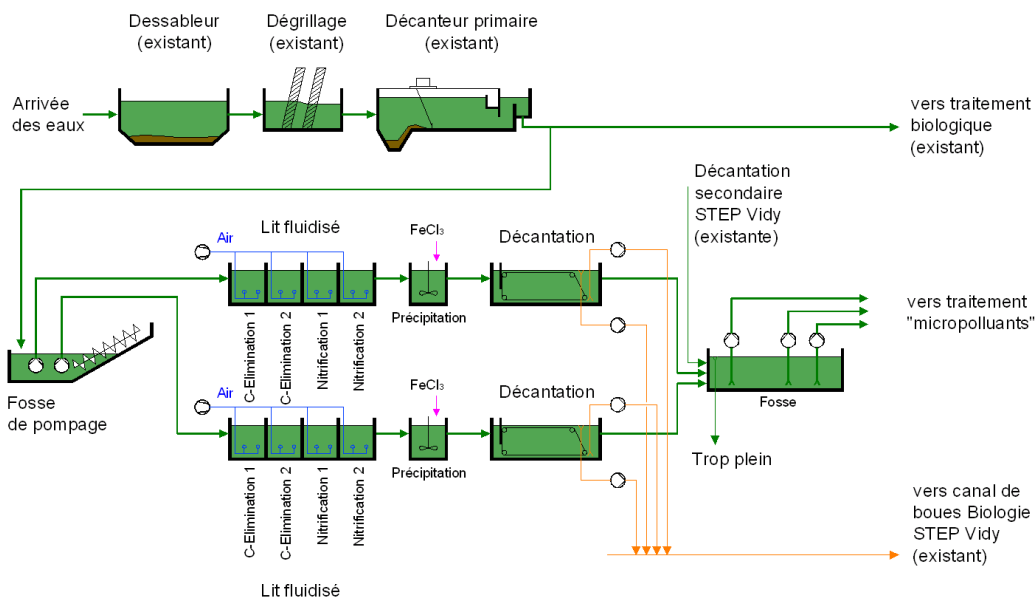


Figure 1 : Schéma du procédé de traitement biologique (lit fluidisé)

4.2.3 DIMENSIONNEMENT DU LIT FLUIDISÉ

D'après la littérature, il est admis que la plupart des micropolluants biodégradables peuvent être éliminés dans des installations à boues activées avec nitrification complète lorsque l'âge de ces boues dépasse 10 jours (Joss et al., 2006).

Etant donné que l'élimination se fait essentiellement par biodégradation et non pas par sorption, on admet que le taux de dégradation de micropolluants par lit fluidisé avec nitrification complète est équivalent à celui pouvant être obtenu par un système à boues activées avec nitrification. La similitude d'élimination des micropolluants par l'un ou l'autre système (biofilm nitrifiant ou boues activées avec nitrification) a été reportée dans la littérature (Joss et al., 2006).

Le dimensionnement des réacteurs AnoxKaldnes a été calculé sur la base d'un rendement d'épuration surfacique spécifique en considérant que l'élimination du carbone se produit dans les deux premiers réacteurs et qu'un biofilm suffisamment épais se développe. Dans les deux réacteurs qui suivent, un biofilm nitrifiant plus fin se forme.

Les diverses étapes de la biologie pour chacune des lignes de traitement est représentée sur la Figure 2.

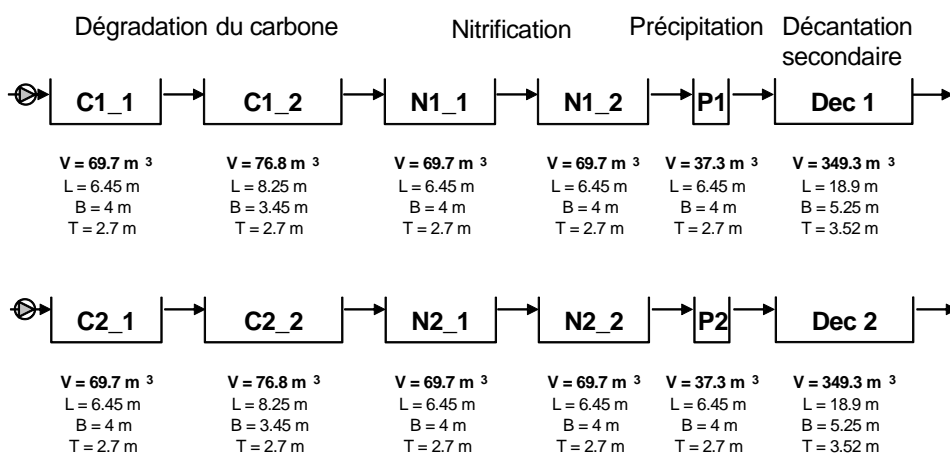


Figure 2 : Lignes de traitement de la biologie: volumes et répartition (V : Volume ; L : longueur ; B : largeur ; T : profondeur)

Volume des compartiments d'élimination de la matière organique

Pour éliminer la DBO₅ au niveau du lit fluidisé, pour une température de dimensionnement de 10°C, la surface de support AnoxKaldnes (appelés aussi biochips Kaldnes) nécessaire est déterminée comme suit :

$$A_{\text{Surfacutile DBO}_5} = \frac{DBO_5 - \text{Charge}}{4 \frac{\text{g DBO}_5}{\text{m}^2 \cdot \text{j}}} = \frac{795'000 \frac{\text{g}}{\text{j}}}{4 \frac{\text{g DBO}_5}{\text{m}^2 \cdot \text{j}}} = 198'750 \text{m}^2$$

où DBO₅ – Charge est la charge en DBO₅ à l'entrée de la STEP (la valeur maximale a été considérée) ; la valeur de 4 g_{DBO5}/m².j a été prise comme valeur standard de consommation de DBO₅.

Les biochips Kaldnes ont une surface spécifique de 1'200 m²/m³. Ainsi, le volume de supports nécessaire pour l'élimination de DBO₅ est de :

$$V_{\text{Biochipsutile DBO}_5} = \frac{A_{\text{Surfacutile DBO}_5}}{1'200 \frac{\text{m}^2}{\text{m}^3}} = \frac{198'750 \text{m}^2}{1'200 \frac{\text{m}^2}{\text{m}^3}} = 166 \text{m}^3$$

Pour l'installation pilote, un volume de 162 m³ de biochips a été effectivement mis en place, ce qui correspond à un volume total de 293 m³ au niveau des zones d'élimination de la matière organique (pour un taux moyen de garnissage posé à 55%).

Volume des compartiments à nitrification

Pour la conception du lit fluidisé avec nitrification complète dans les réacteurs N1 et N2, la charge en NH₄⁺-N à éliminer par le biofilm doit d'abord être déterminée. Elle est définie par la charge entrante d'azote total moins celle assimilée par la biomasse pour dégrader la matière organique. L'entrepreneur a garanti dans son offre, sous condition des spécifications d'entrée données dans le Tableau 4, une élimination de DBO₅ de 743 kg_{DBO5}/j. Ainsi, la quantité de NH₄⁺-N devant être éliminée dans les bioréacteurs est de :

$$\begin{aligned} (NH_4^+ - N)_{\text{nitrifié}} &= NTK_{\text{entrée}} - 0.05 \cdot DBO_{5,\text{éliminée}} - (NH_4^+ - N)_{\text{effluent}} \\ (NH_4^+ - N)_{\text{nitrifié}} &= 192 \frac{\text{kg}_N}{\text{j}} - 0.05 \frac{\text{kg}_N}{\text{kg}_{\text{DBO}_5}} \cdot 743 \frac{\text{kg}_{\text{DBO}_5}}{\text{j}} - 6'912 \frac{\text{m}^3}{\text{j}} \cdot 0.002 \frac{\text{kg}_N}{\text{m}^3} = 141 \frac{\text{kg}_N}{\text{j}} \end{aligned}$$

où (NH₄⁺-N)_{nitrifié} est la quantité d'azote ammoniacal, NTK_{entrée} la charge d'azote total à l'entrée de la STEP, DBO_{5,éliminée} la quantité de DBO₅ éliminée par la biomasse et (NH₄⁺-N)_{effluent} la teneur en azote ammoniacal résiduaire ; la quantité d'azote assimilée par la biomasse lors de la dégradation est de 0.05 kg_N/kg_{DBO5}; la valeur exigée d'ammoniac dans l'eau résiduaire est de 2 mg/l.

La surface nécessaire des supports AnoxKaldnes pour réaliser la nitrification au niveau du lit fluidisé est définie de la manière suivante, pour une température de dimensionnement de 10°C et une concentration en oxygène de 6 mg_{O2}/l dans les bassins:

$$A_{\text{Surfacutile Nitrification}} = \frac{(NH_4^+ - N)_{\text{nitrifié}}}{0.7 \frac{\text{g}_N}{\text{m}^2 \cdot \text{j}}} = \frac{141'000 \frac{\text{g}}{\text{j}}}{0.7 \frac{\text{g}}{\text{m}^2 \cdot \text{j}}} = 201'429 \text{m}^2$$

où l'on considère une assimilation d'azote de 0.7 g_N/m².j par la biomasse fixée sur le biofilm.

Avec la surface spécifique de 1'200 m²/m³, le volume nécessaire de biochips pour la nitrification est de :

$$V_{\text{Biochipsutile Nitrification}} = \frac{A_{\text{Surfacutile Nitrification}}}{1'200 \frac{\text{m}^2}{\text{m}^3}} = \frac{201'429 \text{m}^2}{1'200 \frac{\text{m}^2}{\text{m}^3}} = 168 \text{m}^3$$

Pour l'installation pilote, un volume de 168 m³ de biochips a été effectivement mis en place dans les réacteurs dédiés à la nitrification, ce qui correspond à un volume total de 278.8 m³ au niveau des zones de nitrification, pour un taux moyen de garnissage posé à 60%. Ce taux correspond à la limite de remplissage des bassins pour obtenir un mélange/répartition homogène des biochips Kaldnes.

Besoin en oxygène

Le besoin en oxygène pour l'aération est déterminé en fonction de la DCO à éliminer (en considérant une élimination de 90% de la DCO et un rendement (Y_{DCO}) de 0.5) et du besoin en oxygène pour la nitrification. Afin de tenir compte de l'évolution journalière de l'ammonium, avec parfois des pointes, on a considéré pour le dimensionnement de l'aération que la charge de pointe de l'ammonium (valeur moyenne sur deux heures) correspondait à 1.8 fois la charge moyenne journalière. Ceci à défaut d'autres valeurs, car aucune mesure en continu du NH_4^+ -N journalière n'était disponible.

$$\text{Dégradation DCO : } O_2 = 90\% \cdot (1 - Y_{DCO}) \cdot DCO_{\text{entrée}} = 0.9 \cdot (1 - 0.5) \cdot 1'548 \frac{kg_{DCO}}{j} = 697 \frac{kg_{O_2}}{j}$$

$$\text{Nitrification : } O_2 = 180\% \cdot 4.3 \cdot (NH_4^+ - N)_{\text{nitrifiée}} = 1.8 \cdot 4.3 \cdot 141 \frac{kg_N}{j} = 1'091 \frac{kg_{O_2}}{j}$$

Le besoin total en oxygène pour le lit fluidisé, selon les spécifications du Tableau 4, est donc de 1'788 kg_{O₂}/j.

Boues produites

La quantité maximale de boues produites au niveau du lit fluidisé par dégradation de matière organique peut être déterminée par un bilan DCO :

$$\text{Dégradation DCO : } DCO_{\text{boues}} = 90\% \cdot Y_{DCO} \cdot DCO_{\text{entrée}} = 0.9 \cdot 0.5 \cdot 1'548 \frac{kg_{DCO}}{j} = 697 \frac{kg_{DCO}}{j}$$

4.2.4 DIMENSIONNEMENT DE LA PRÉCIPITATION DE PHOSPHORE

Pour la précipitation du phosphore, et pour un débit maximum, un temps de séjour minimum de 15 min dans le réacteur de précipitation doit être maintenu. Ainsi, le volume du réacteur doit être de :

$$V_{\text{Précipitation utile}} = 15 \text{ min} \cdot 6'912 \frac{m^3}{j} \cdot \frac{1j}{24h} \cdot \frac{1h}{60 \text{ min}} = 72 m^3$$

Pour l'installation pilote, un volume de 74.6 m³ a été mis en place. Afin de définir la quantité de fer (Fe) nécessaire pour la précipitation de phosphore, on détermine d'abord la part de phosphore à précipiter :

$$\begin{aligned} P_{\text{Précipitation}} &= P_{\text{entrée}} - 0.015 \frac{kg_P}{kg_{DBO_5}} \cdot DBO_{5,\text{éliminée}} - P_{\text{effluent}} \\ &= 31.1 \frac{kg_P}{j} - 0.015 \frac{kg_P}{kg_{DBO_5}} \cdot 743 \frac{kg_{DBO_5}}{j} - 6'912 \frac{m^3}{j} \cdot 0.0008 \frac{kg_P}{m^3} = 14.4 \frac{kg_P}{j} \end{aligned}$$

où $P_{\text{Précipitation}}$ est la quantité de phosphore à précipiter, $P_{\text{entrée}}$ la charge de phosphore à l'entrée de la STEP, $DBO_{5,\text{éliminée}}$ la quantité de matière organique biodégradée et P_{effluent} la teneur en phosphore résiduaire ; on considère une assimilation de 0.015 kg_P/kg_{DBO₅} lors de la biodégradation ; la concentration de phosphore exigée dans l'effluent est de 0.8 mg/l.

Pour la précipitation de phosphore, un rapport stœchiométrique de 1.5 est considéré entre le fer à doser et le phosphore à précipiter. La quantité de fer nécessaire à la précipitation du phosphore est donnée par :

$$Fe_{Précipitation} = 1.5 \cdot \frac{mol_{Fe}}{mol_P} \cdot \frac{56 \frac{g_{Fe}}{mol_{Fe}}}{31 \frac{g_P}{mol_P}} \cdot 14.4 \frac{kg_P}{j} = 39 \frac{kg_{Fe}}{j}$$

Avec un rapport stœchiométrique de 1.5, on obtient une production d'environ 6.8 kg de matière sèche (MS) par kg de phosphore précipité. Ainsi, la quantité de boues (MS) produite par la précipitation de 14.4 kgP/j de phosphate s'élève à :

$$TS_{Précipitation} = 14.4 \frac{kg_P}{j} \cdot 6.8 \frac{kg_{MS}}{kg_{P,précipité}} = 97.9 \frac{kg_{MS}}{j}$$

4.2.5 DIMENSIONNEMENT DE LA DÉCANTATION SECONDAIRE DU LIT FLUIDISÉ

La surface de décantation nécessaire pour l'étape de décantation secondaire du lit fluidisé est définie en fonction de la vitesse ascensionnelle maximale v_{asc} , posée à 1.5 m/h pour le débit maximum.

$$A_{Décantation} = \frac{Q_{max}}{v_{asc}} = \frac{6'912 \frac{m^3}{j} \cdot \frac{1j}{24h}}{1.5 \frac{m}{h}} = 192m^2$$

La surface totale pour les 2 bassins de décantation effectivement réalisée pour l'installation pilote est de 198.5 m² (voir Figure 2). La profondeur optimale est d'environ 4m.

4.2.6 SYNTHÈSE

Les volumes et quantités calculés sur la base des informations spécifiques de charges d'entrées de la STEP sont donnés dans le tableau suivant :

Tableau 6 : Synthèse des volumes et quantités calculés pour la biologie

Compartiments à biodégradation	Charge DBO ₅	795	kg/j
	Volume de biochips	166	m ³
	Taux de garnissage	55	%
	Volume du compartiment	293	m ³
Compartiment à nitrification	Charge NH ₄ ⁺ -N	141	kg _N /j
	Volume de biochips	168	m ³
	Taux de garnissage	60	%
	Volume du compartiment	278.8	m ³
Besoin en oxygène	Dégradation DCO	697	kg _{O2} /j
	Nitrification	1'091	kg _{O2} /j
	Total	1'788	kg _{O2} /j
	Boues produites	697	kg _{DCO} /j
Précipitation de phosphore	Charge phosphore	14.4	kg _P /j
	Quantité de fer nécessaire	39	kg _{Fe} /j
	Matière sèche produite	97.9	kg _{MS} /j
Décantation secondaire	Surface nécessaire	192	m ²

4.3 CONSTRUCTION - RÉALISATION

L'étape de traitement biologique est constituée d'un lit fluidisé d'AnoxKaldnes pour l'élimination du carbone et la nitrification et d'une étape de floculation pour la précipitation du phosphore. Les boues produites sédimentent dans une décantation finale.

4.3.1 ELÉMENTS MÉCANIQUES

Les équipements nécessaires pour le traitement biologique sont classiques et adaptés à la situation particulière des installations en place. Les éléments suivants sont installés :

- Des pompes de relevage des eaux issues de la décantation primaire pour l'alimentation ;
- Des soufflantes pour l'aération ;
- Des conduites d'amenée d'air avec vannes de régulation et rampes de diffusion d'air ;
- Le garnissage AnoxKaldnes dans les réacteurs ;
- Des tamis de retenue du garnissage ;
- Des brasseurs dans le bassin de floculation ;
- Des racleurs à chaîne pour le ramassage des boues décantées au fond du décanteur ;
- Des pompes pour la reprise de boues ;
- Des pompes doseuses et des réservoirs pour l'introduction de l'agent précipitant.

Le respect des règles connues de la protection contre la corrosion est de rigueur pour tous les éléments.

Dans tous les lits fluidisés, il est important d'assurer le bon dimensionnement des tamis de retenue du garnissage. Les paramètres importants sont la charge hydraulique et le degré de remplissage du réacteur.

Il est important de prévoir des systèmes stand-by qui permettent de libérer les tamis à tout moment si le niveau du plan d'eau tolérable dans le réacteur est dépassé pour garantir la capacité hydraulique exigée.

4.3.2 TECHNIQUES DE MESURE

Pour assurer le bon fonctionnement du lit fluidisé, deux types de mesures sont nécessaires :

- Des mesures du niveau d'eau dans les réacteurs ;
- Des mesures des paramètres réglant les processus biologiques.

Les mesures de niveau d'eau dans les réacteurs se font avec des sondes de pression. Des sondes sélectives sont utilisées pour mesurer la concentration d'oxygène et d'ammonium dans les réacteurs.

Les valeurs de mesures sont comparées avec une consigne. La régulation agissant sur les soufflantes et les vannes de régulation assure que la concentration de l'oxygène dans les bassins est suffisante pour les besoins du procédé biologique. Les consignes doivent être définies en fonction des résultats obtenus.

Le niveau du plan d'eau dans le réacteur monte dès que les pertes de charge de l'écoulement à travers les tamis de retenue augmentent. L'accroissement de la perte de charge est dû au colmatage des tamis par les éléments de garnissage qui sont poussés contre ces tamis par le flux hydraulique. Dès que le niveau dépasse les cotes admissibles, la régulation de base des soufflantes basée sur les consignes et la mesure des paramètres O_2 et NH_4^+ est mise en attente pour permettre un sursoufflage qui vise à augmenter la turbulence dans les bassins et permet ainsi de repousser les pièces du garnissage pour éviter le colmatage. Dès que les pertes de charge de l'écoulement à travers les tamis diminuent, le niveau du plan d'eau baisse également et la régulation de base est réactivée.

Les sondes de mesure sont exposées à l'abrasion du garnissage dans les bassins. De plus elles ont tendance à flotter sur les biochips durant les périodes où l'on a une faible agitation des bassins. Il est donc vital d'assurer une immersion correcte des capteurs et une protection de la membrane contre l'abrasion par un grillage.

4.3.3 MISE EN SERVICE

Le film biologique sur le garnissage se met en place séquentiellement avec en premier temps les bactéries hétérotrophes suivies des bactéries autotrophes. L'immersion du garnissage et l'extension correcte du lit fluidisé assurant que toute la biomasse soit mise à contribution pour le traitement biologique exige une densité du film biologique suffisante sur le support. Pour remplir cette condition, il faut accorder le temps nécessaire à la croissance du biofilm.

Avec les conditions de charge de la STEP de Lausanne, il a fallu environ 2 mois (à 18°C) pour atteindre une exploitation stable du lit fluidisé. Le temps nécessaire à la colonisation peut être réduit en remplissant de manière progressive les réacteurs, ce qui améliore l'immersion des chips.

4.3.4 RÉGULATION DU PROCÉDÉ

Le procédé est piloté en fonction des concentrations d'O₂ et NH₄⁺ dans les différents réacteurs. La surveillance du plan d'eau dans le réacteur se fait par des sondes de pression. Les deux cycles de régulation agissent sur le régime des soufflantes et sur la position des vannes de distribution du flux d'air.

4.4 RÉSULTATS

4.4.1 NITRIFICATION

La Figure 3 indique les moyennes des débits journaliers des deux lits fluidisés. Le débit instantané a été varié en fonction du débit total à l'entrée de la STEP de Vidy. Cinq périodes différentes ont été représentées. Elles ont été sélectionnées en fonction du rendement d'épuration des lits fluidisés et des conditions aux limites de divers paramètres (débit, température, charge, aération).

La Figure 4 montre les moyennes journalières de la concentration d'oxygène mesurée dans les premiers compartiments (dégradation du carbone) et dans les troisièmes compartiments (nitrification) des deux lignes du lit fluidisé.

La consommation énergétique de l'installation sur lit fluidisé est représentée en Figure 4, en kWh/m³ d'eau usée. Elle se situe en moyenne à 0.26 kWh/m³ d'eau usée. Cette valeur est comparable avec l'énergie consommée lors des essais réalisés sur lit fluidisé à la STEP de Wohlen (0.27 kWh/m³) et sur biofiltre à la STEP de Lyss (0.27 kWh/m³) (Kempf et Sigel, 2006). L'essai sur membrane biologique réalisé à la STEP de Wädenswil a montré une consommation nettement plus élevée avec 0.49 kWh/m³ (Kempf et Sigel, 2006). La valeur de référence pour une installation de traitement par boues activées est de 0.2 kWh/m³.

Lors de l'implantation d'un nouveau procédé sur lit fluidisé dans une installation existante de traitement par boues activées, il faut tenir compte du fait que la consommation d'énergie dépend des facteurs suivants:

- Le traitement sur lit fluidisé nécessite une concentration en oxygène importante dans les bassins aérobies, de 2 à 6 mg/l, afin que l'oxygène puisse diffuser dans le biofilm. L'augmentation de la concentration en oxygène améliore le rendement du procédé sur biofilm. L'inconvénient énergétique lié à l'apport plus important d'oxygène est ainsi négligeable en comparaison du gain de rendement. Le procédé sur lit fluidisé est avantageux du point de vue de l'optimisation du processus en comparaison du traitement par boues activées. Cette amélioration du rendement de la nitrification par augmentation de la concentration d'oxygène a été montrée (Maurer et al., 1999) ;
- Le type de système d'injection d'oxygène choisi pour le procédé sur lit fluidisé est très important. Il faut s'assurer que l'utilisation de l'oxygène soit optimale en fonction du taux de remplissage ;
- Fondamentalement, les systèmes permettant la séparation des fonctions d'agitation du support (maintien du lit fluidisé) et de l'aération de la biomasse sont à favoriser d'un point de vue énergétique. Le besoin en oxygène ne correspondant pas toujours à l'énergie utile au mélange des réacteurs du lit fluidisé, la séparation des fonctions est plus adaptée ;

- La profondeur d’injection d’oxygène est également importante d’un point de vue de l’efficacité énergétique du système d’injection d’oxygène, et ce pour tous les types d’aération. Une profondeur de bassin de plus de 4 m est recommandée ;
- La régulation de l’injection d’oxygène dans le lit fluidisé devrait être effectuée d’une manière optimale en fonction du rendement du processus de nitrification mesuré. L’alimentation en oxygène adaptée au rendement d’élimination se fait en mesurant la concentration en ammonium.

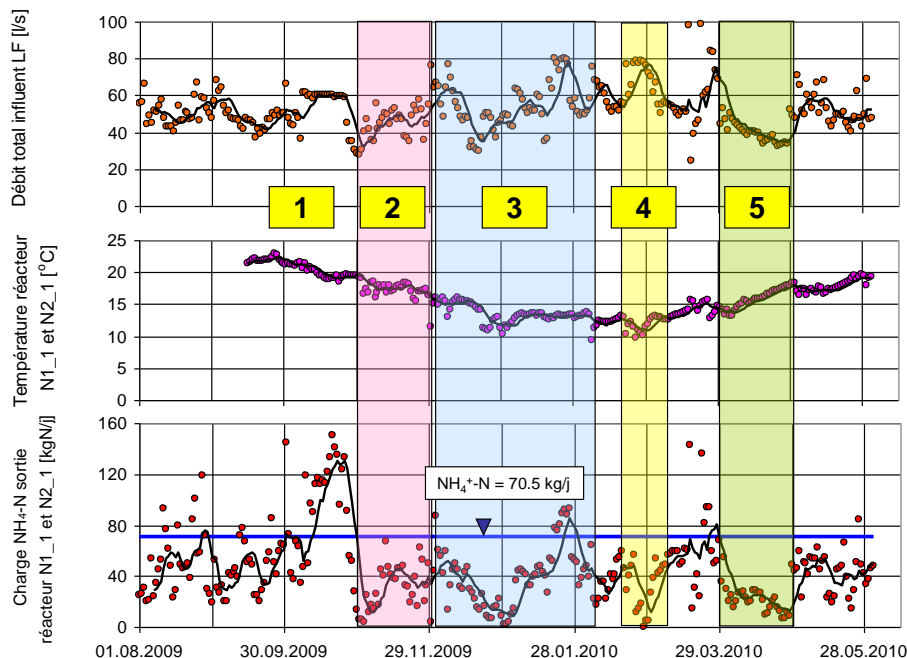


Figure 3 : Débits d’eau brute (=sortie décantation primaire), température et charge d’ammonium du lit fluidisé

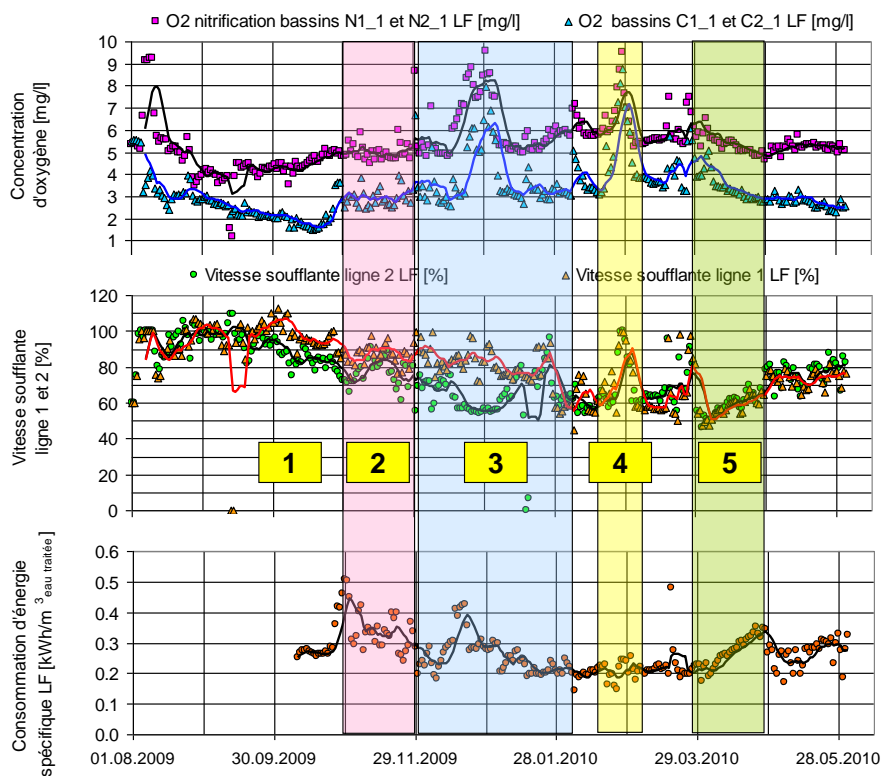


Figure 4 : Paramètres d’exploitation de l’aération du lit fluidisé

La Figure 5 présente les concentrations d’ammonium, de nitrite et nitrate à la sortie du lit fluidisé. La période 1 correspond à la phase de rodage du lit fluidisé.

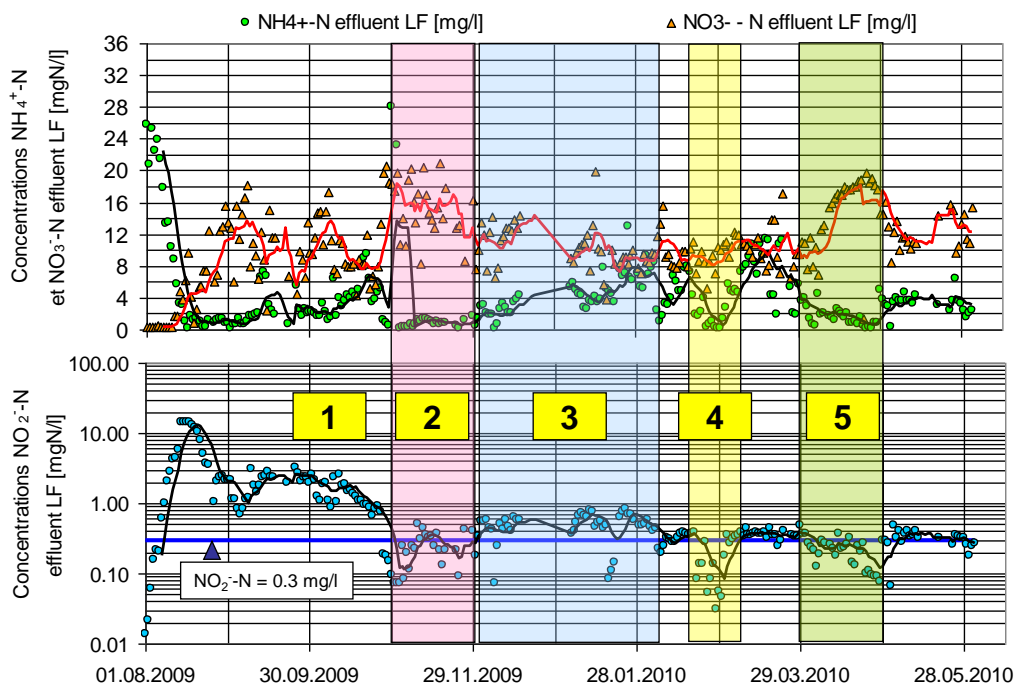


Figure 5 : Concentrations du NH4-N, NO3-N et NO2-N à l'effluent du lit fluidisé

4.4.2 DÉGRADATION ORGANIQUE

La Figure 6 présente l'évolution des concentrations en DCO et MES à la sortie des chaînes de traitement biologique par boues activées et sur lit fluidisé. A partir des valeurs DCO mesurées, les rendements des deux systèmes de traitement ont été calculés sur la base des équations suivantes, ce pour tout le traitement biologique, y compris le traitement mécanique:

$$\text{Elimination}_{DCO} = \frac{DCO_{\text{Entrée STEP}} - DCO_{\text{Sortie traitement biologique}}}{DCO_{\text{Entrée STEP}}} \cdot 100\%$$

L'évolution des rendements ainsi calculés est présentée à la Figure 7. Les valeurs médianes correspondantes sont présentées au Tableau 7. Les concentrations de COD données ont été mesurées par le laboratoire d'eau service de la ville de Lausanne.

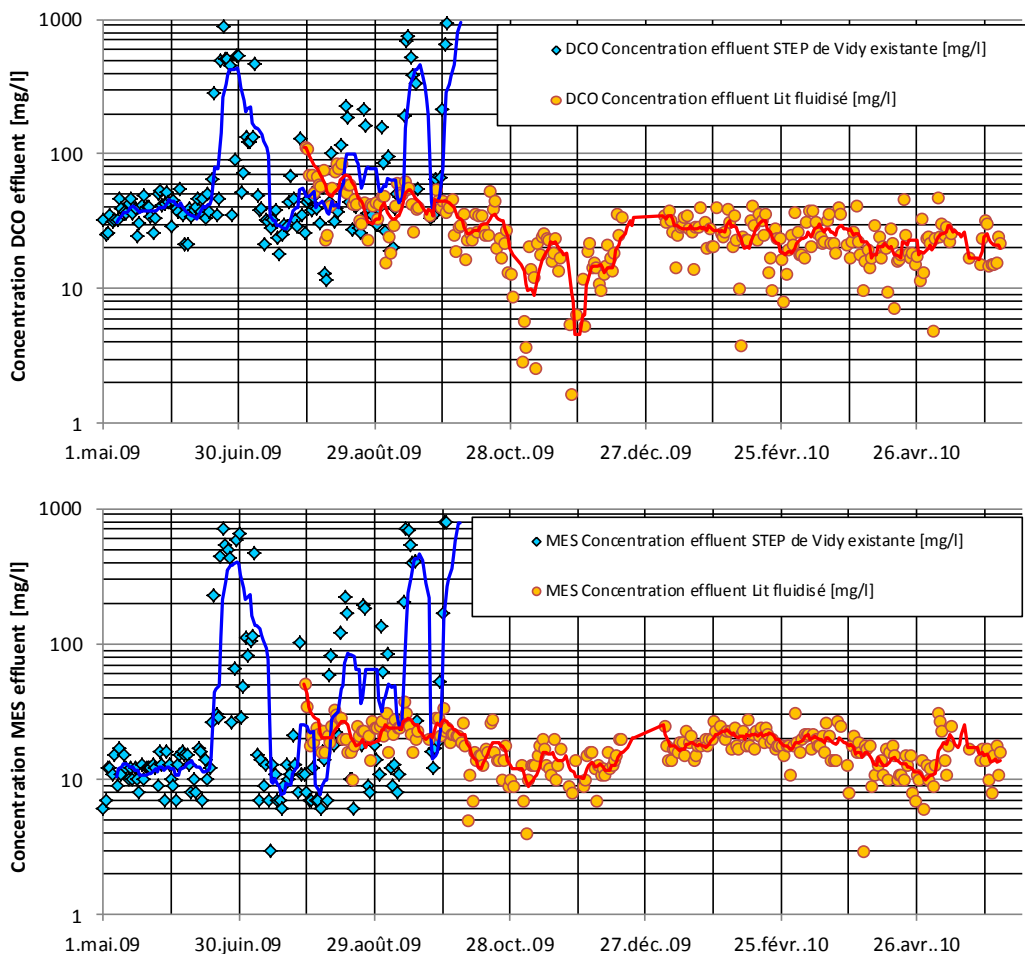


Figure 6 : Concentrations de DCO et MES au niveau des effluents du traitement par boues activées et sur lit fluidisé

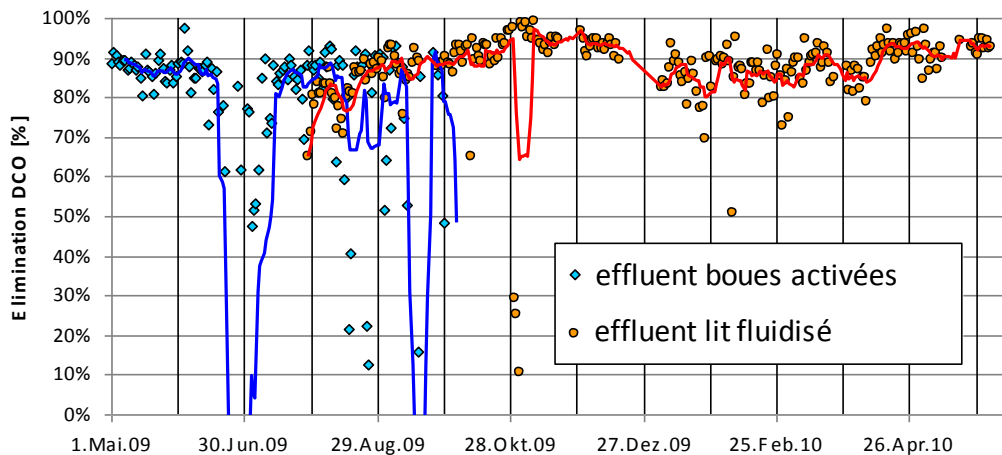


Figure 7 : Elimination de la DCO des deux systèmes biologiques (traitement par boues activées à forte charge et sur lit fluidisé)

Tableau 7 : Concentration de DCO, MES et COD des effluents des divers systèmes de traitement biologique

Paramètre	Unité	STEP de Vidy* Boues activées**	STEP de Vidy* Lit fluidisé
DCO	mg/l	40.7	25.1
MES	mg/l	13.5	18.0
COD	mg/l	n.a.***	7.4

*Toutes les valeurs sont des valeurs médianes

**valeurs de 2006/2007

*** non analysé

4.4.3 MICROPOLLUANTS

Les analyses des micropolluants après traitement biologique ont porté sur 41 substances (cf. Figure 8). La Figure 8 qui présente les taux d'élimination moyens du procédé à boues activées à forte charge sans nitrification comparés au nouveau procédé à lit fluidisé. La Figure 9 présente les taux d'élimination moyens du nouveau procédé à lit fluidisé comparés aux taux d'élimination obtenus par le procédé à boues activées nitrifiant et dénitrifiant de la STEP Wüeri à Regensdorf (Abegglen et al., 2009). Les résultats sont comparables entre le traitement sur lit fluidisé à Vidy et le traitement biologique à Regensdorf (Figure 9). En effet, les taux d'élimination obtenus par le traitement sur boues activées à Vidy sont plus faibles que ceux obtenus sur lit fluidisé (Figure 8).

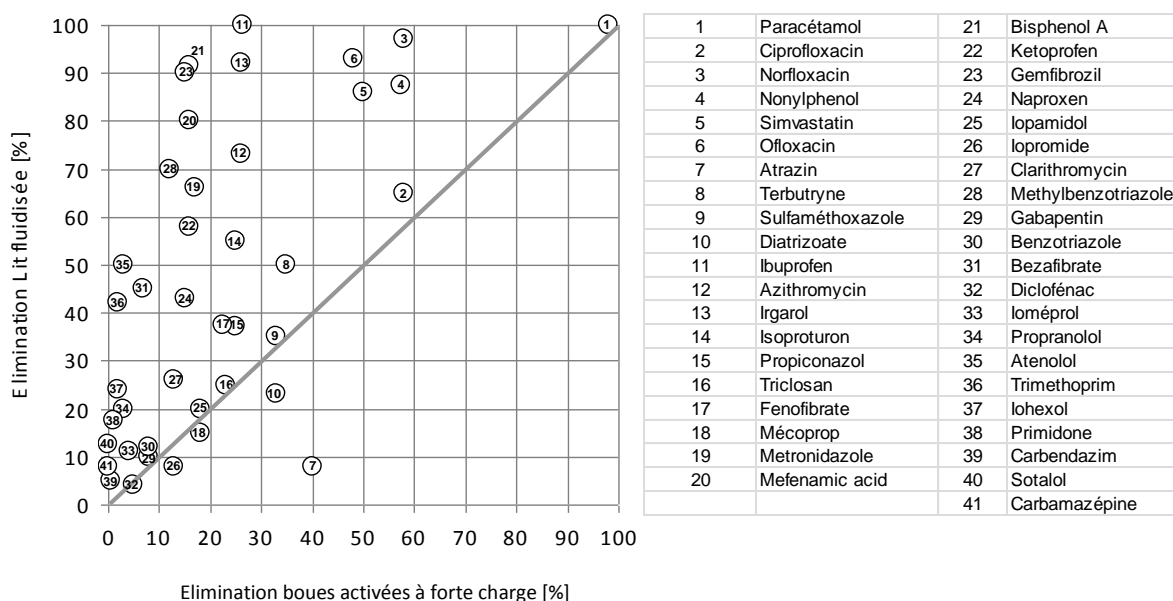


Figure 8 : Comparaison de l'élimination des micropolluants par les procédés à boues activées et sur lit fluidisé à Vidy

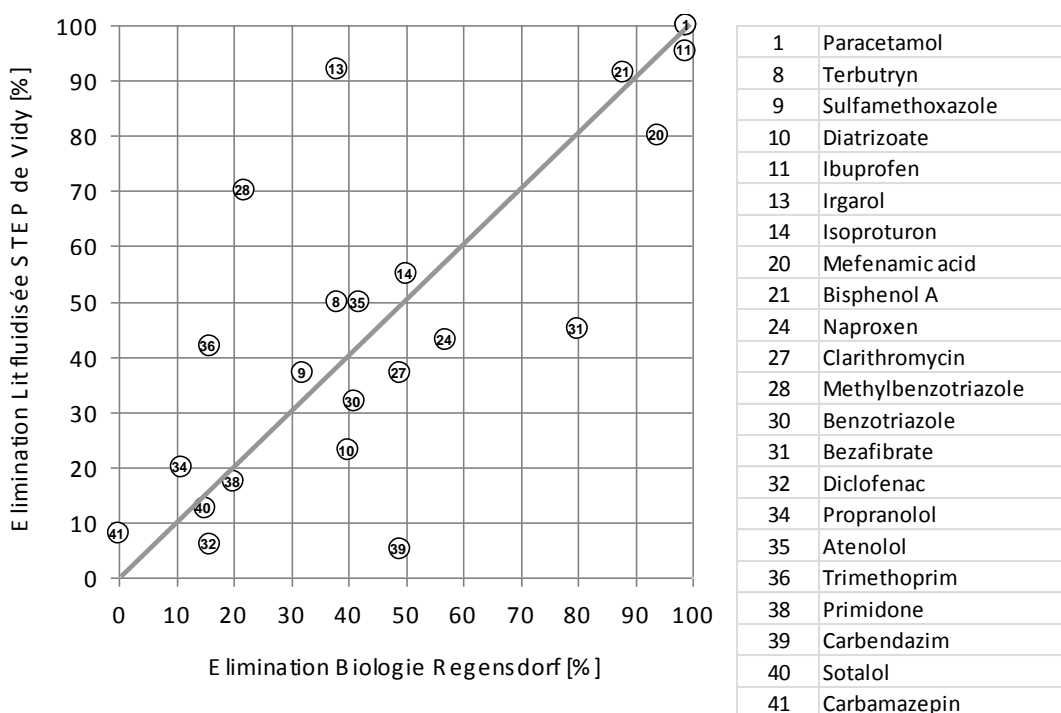


Figure 9 : Comparaison de l'élimination des micropolluants pour le lit fluidisé à la STEP de Vidy et le procédé de la STEP Wüeri à Regensdorf (système à boues activées, nitrification et dénitrification).

4.5 INTERPRÉTATION DES RÉSULTATS D'ANALYSE

4.5.1 NITRIFICATION

Charge d'ammonium

Pour analyser la dynamique de la charge dans la zone de nitrification du lit fluidisé, la charge d'ammonium qui arrive dans les derniers réacteurs de nitrification de chacune des deux lignes (resp. N1_2 et N2_2, selon Figure 2) a été déterminée (voir Figure 3). Elle a été calculée à partir des concentrations d'ammonium mesurées en continu dans les premières zones de nitrification (N1_1 et N2_1 ; Figure 2) et des débits moyens. Comme cela a été précisé au § 4.2.3, la charge d'ammonium maximale qui doit être nitrifiée dans les quatre bassins de nitrification est de 141 kgN/j. Ainsi, la charge d'ammonium pouvant être nitrifiée dans chacun des 2 derniers réacteurs de nitrification (N1_2 et N2_2 ; Figure 2) s'élève à 70.5 kgN/j. La Figure 5 montre que cette charge d'ammonium maximale a largement été dépassée pour certaines phases et pour quelques jours, et que le système a fonctionné durant de longues périodes pour des charges de dimensionnement moyennes à maximales. Comme mentionné au paragraphe 4.2.1, le lit fluidisé a été exploité dans des conditions de charge plus élevée que ce qui avait été retenu pour le dimensionnement.

Consommation d'ammonium

Pendant la phase 1, la concentration d'ammonium à la sortie du lit fluidisé a diminué de manière continue jusqu'en dessous de 2 mgN/l en l'espace de 14 jours. Parallèlement à cette baisse de concentration durant cette période de rodage, les concentrations de nitrite et de nitrate ont augmenté.

Pendant la phase 2, les concentrations en nitrite ont diminué de manière significative (Figure 5), ce qui peut être attribué à l'augmentation de la concentration d'oxygène dans les zones de dégradation de carbone. En effet une meilleure dégradation de matière organique dans les 2 premiers réacteurs influence de manière favorable les étapes de nitrification conduisant à la formation de nitrate. Cette forte dépendance de la performance de la nitrification et en particulier de la production de nitrite avec la concentration d'oxygène se constate également durant la phase 3, où l'effet inverse peut s'observer (augmentation de la concentration de nitrite liée à la diminution du rendement de la nitrification lors de la baisse de concentration d'oxygène). Il aurait fallu, lorsque les températures étaient basses, augmenter la concentration d'oxygène pour favoriser le processus de nitrification et réduire la concentration en nitrite.

Pendant les périodes 4 et 5, la nitrification dans le lit fluidisé a pu se faire de manière stable.

Conditions d'aération

Le système par biofilm, principe utilisé pour le traitement sur lit fluidisé, nécessite une concentration en oxygène plus importante que pour un procédé à boues activées à cause de la diffusion de l'oxygène devant être réalisée dans le biofilm.

Le bon réglage de la valeur de consigne de la concentration en oxygène est essentiel pour un procédé avec biofilm. La valeur de consigne pour la teneur en oxygène doit être adaptée aux concentrations en nitrite et ammonium mesurées à la sortie, surtout durant les périodes où le système travaille aux limites de performance.

Il a été constaté lors de la phase 2 que les concentrations idéales en oxygène dans le système se situaient à 4 mg/l dans les premiers réacteurs (dégradation de carbone) et à 5 mg/l dans les troisièmes (nitrification) pour un débit total de 40 à 60 l/s (valeur moyenne journalière) et une température d'environ 17°C. Durant cette phase, les concentrations d'ammonium et de nitrite étaient faibles, alors que la concentration de nitrate a significativement augmenté.

Lors de la phase 4, on a pu constater qu'avec une alimentation en oxygène plus importante (teneur en oxygène et vitesse de rotation des buses élevées), la performance du lit fluidisé peut être augmentée (voir § 4.4.1).

La possibilité d'augmenter le rendement du procédé à l'aide d'une aération supplémentaire est un avantage du lit fluidisé par rapport au procédé à boues activées. En effet, le rendement du procédé à boues activées reste dépendant de l'âge des boues et de la quantité de boues dans le système. Le procédé à boues activées a une certaine inertie et ne peut donc pas réagir rapidement à une modification de la charge car la biomasse doit d'abord se développer en conséquence.

Il a été confirmé comme l'on s'y attendait que la hauteur d'eau de 2.7 m des bassins du lit fluidisé de la STEP de Vidy n'est pas idéale pour le transfert de l'oxygène. Une partie du gaz produit atteint la surface avant d'avoir pu être dissous dans l'eau, ce qui génère des surcoûts d'exploitation. La profondeur était imposée du fait de la réutilisation des bassins existants. La hauteur d'eau devrait idéalement être supérieure à 4 m.

4.5.2 DÉGRADATION ORGANIQUE

DCO

L'élimination de la DCO par la biologie existante de la STEP de Vidy (procédé à boues activées) et celle du lit fluidisé sont pratiquement identiques. Les pourcentages médians d'élimination totale de la DCO sont de 89% dans le lit fluidisé et de 86% dans la biologie STEP de Vidy. L'évolution des taux d'élimination présentés en Figure 7 montre que le traitement par boues activées est sujet à de plus fortes variations de taux d'élimination que le traitement par lit fluidisé. Ces variations s'expliquent par la présence occasionnelle de boues non décantées (pertes) dans l'effluent. Parfois, le lit fluidisé a montré des périodes où le rendement d'élimination pouvait être supérieur à 90%.

COD

La dégradation des substances organiques dissoutes est nettement supérieure dans le lit fluidisé que dans le procédé à boues activées. Ceci est mis en évidence en comparant la médiane des concentrations en DCO et MES dans l'effluent (cf. Tableau 7). La médiane de la concentration de DCO totale à la sortie du lit fluidisé est, avec 25.1 mg/l, nettement inférieure à celle du procédé à boues activées qui est de 40.7 mg/l, ceci malgré le fait que la médiane de la concentration de MES de 18 mg/l pour le lit fluidisé soit légèrement supérieure à celle du procédé à boues activées qui est de 13.5 mg/l.

Micropolluants

Les résultats de la dégradation des micropolluants par traitement biologique avec nitrification (STEP de Regensdorf et lit fluidisé à Vidy) indiquent des taux d'élimination comparables (fig. 9), alors qu'en absence de nitrification les taux obtenus sont relativement faibles (comparaison du traitement biologique par boues activées et sur lit fluidisé à Vidy, fig. 8). Il est donc correct d'admettre la **nitrification** comme paramètre pour définir le taux d'élimination de micropolluants par un traitement biologique indépendamment du procédé d'épuration biologique mis en œuvre (bactéries en culture libre en suspension (Regensdorf) ou fixées sur un support (essais Vidy)).

4.6 DISCUSSION

Une check-list reprenant les éléments à considérer lors de la conception d'une installation de traitement biologique sur lit fluidisé est donnée au Tableau 18, §7.2.1.

Dégradation biologique et charge en COD

Les études menées sur l'installation de traitement sur lit fluidisé ont permis de montrer que le niveau de dégradation biologique atteint par ce système est élevé. En effet, les concentrations en DCO à la sortie du traitement sur lit fluidisé sont très basses, ce qui correspond à une dégradation biologique élevée des

substances organiques dissoutes. La concentration en COD qui en découle est une grandeur clé pour le traitement avancé des micropolluants qui suit (ozonation ou CAP), car elle influence fortement la performance et les coûts d'exploitation de ces procédés. La charge en COD doit être la plus basse possible pour la mise en œuvre économique des procédés d'oxydation ou d'adsorption.

Nitrification

La biomasse en suspension peut être caractérisée par l'âge des boues. On constate qu'une nitrification complète est atteinte avec un âge des boues élevé, ce qui se traduit par une bonne élimination des micropolluants au niveau du traitement biologique. L'étape de traitement biologique doit ainsi assurer une nitrification complète pour obtenir des bons résultats à ce niveau. Les systèmes à biomasse fixée se prêtent bien dans des cas où la surface à disposition est restreinte. Pour le parc vaudois actuel, avec beaucoup d'installations présentant une biologie par boues activées haute à moyenne charge, la transformation des volumes existant en lit fluidisé est une voie possible.

Dimensionnement

Le dimensionnement a été fait sur la base des spécifications fournies par le fournisseur. Si les résultats des essais ont confirmé les bases de dimensionnement admises pour le rabattement de la charge organique et la nitrification avec un rendement élevé, ils ont également mis en évidence des problèmes d'exploitation :

- Variations brusques et non maîtrisées avec les moyens initialement prévus des niveaux du plan d'eau dans les réacteurs ;
- Sondes de régulation du processus soumises à un stress mécanique important ;
- Formation de floccs non décantables.

Ces problèmes ne mettent pas en question le principe de la biomasse fixée sur un support flottant. Mais les essais menés en limite du domaine d'utilisation ont permis de mettre en évidence les points qui méritent une attention particulière lors de la conception d'un tel système.

Des moyens suffisants doivent être mis en œuvre pour combattre la montée du plan d'eau due au colmatage des tamis de séparation des réacteurs par les supports flottants. La charge hydraulique par tamis de séparation ne doit pas dépasser $40 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$.

Avec un taux de remplissage des bassins à supports flottants élevé, les sondes de mesure qui pilotent le procédé sont soumises à des conditions de travail extrêmes, qui provoquent d'une part l'abrasion des membranes et d'autre part leur déplacement hors du milieu à contrôler, ce déplacement étant provoqué par les supports.

Il y a lieu de prévoir une possibilité de séparation des floccs non décantables (filtration finale par un tamis ou adjonction d'un floculant). Lors du dosage d'un polymère, il faut veiller à ne pas augmenter la charge en COD en sortie de la décantation. Il est à considérer que le phénomène de production de floccs non décantables n'est pas observé si une partie des boues en excès est recirculée vers le réacteur (système hybride de lit fluidisé combiné avec boues activées).

Sécurité

Du point de vue de la sécurité, et en cas de défaillance du système (rupture de conduites, surremplissage des bassins, etc.), les risques pour la santé des exploitants peuvent être appréciés sans instrument de mesure auxiliaire. Le processus et les moyens mis en œuvre ne présentent pas de risque important et ne demandent pas de mesures sortant du cadre ordinaire des conditions de travail dans une STEP.

4.7 PLANIFICATION D'UNE NOUVELLE LIGNE DE TRAITEMENT SUR LIT FLUIDISÉ

Dimensionnement

- Le dimensionnement du lit fluidisé s'effectue sur la base du rendement de dégradation requis pour la matière organique, la nitrification et la dénitrification (voir § 4.2.3) ;
- Les données de dimensionnement devraient être vérifiées en effectuant des bilans de masse des flux de DCO, N et P sur plusieurs années à toutes les étapes des nouvelles installations de traitement ;
- Les variations dynamiques journalières hydrauliques et de charges doivent de plus être mesurées ;
- La valeur de dimensionnement décisive pour le rendement de dégradation est le rendement surfacique spécifique par m^2 de support. Cette valeur est du ressort du savoir-faire du fournisseur et varie pour différents supports de lit fluidisé disponibles sur le marché. Elle devrait être garantie par le fournisseur pour des conditions d'utilisation définies (p.ex. une température de 10°C) ;
- Le dimensionnement du système d'injection d'oxygène doit être considéré de telle manière que pour le procédé sur biofilm la concentration d'oxygène atteinte dans le biofilm se situe entre 2 et 6 mg/l. La manière d'atteindre ces concentrations dépend du fournisseur et du procédé utilisé. Une concentration en oxygène plus importante permet de significativement élever le rendement de la nitrification ;
- Le dimensionnement des éléments hydrauliques est de grande importance pour le procédé sur lit fluidisé, car le support doit être retenu par des tamis. Ces derniers, dont les caractéristiques dépendent du support utilisé, doivent être stables et de dimension suffisante d'un point de vue hydraulique, de telle manière à ce que les quantités d'eau maximales puissent s'écouler sans problème. Il est recommandé pour des raisons de sécurité de construire au minimum deux tamis par compartiment de bassin, lorsque la place nécessaire est disponible. Etant donné que les connaissances de ces tamis font partie du savoir-faire des fournisseurs, il faut vérifier lors de l'appel d'offre que les hauteurs d'eau maximales indiquées par le fournisseur soient techniquement contrôlables et garanties dans tous les compartiments du bassin.

Construction

- La forme du réacteur doit être adaptée au support et au taux de remplissage choisi afin de garantir le mélange du support. La répartition des réacteurs devrait être choisie librement par le fournisseur du support, afin qu'il puisse garantir un mélange homogène de ce dernier ;
- Les installations d'agitation, d'aération et les instruments de mesures subissent le plus de sollicitations par le support et doivent pouvoir y résister. Il est donc optimal de rédiger l'appel d'offre pour la totalité de l'équipement du lit fluidisé en un seul paquet, afin d'éviter des problèmes d'interface entre les différents équipements ;
- Plusieurs compartiments connectés en série sont à prévoir en tous les cas pour la dégradation. Cela permet d'assurer la croissance et la sélection de biomasses spécifiques dans les différents compartiments par le biais de gradients et de la quantité de substrat disponible ;
- Pour assurer l'épaississement et l'évacuation des boues surnageantes, il convient d'équiper d'une trémie les nouveaux bassins de décantation pour lit fluidisé construits dans des bassins plats existants ;
- Un système d'aspiration des boues efficace est à prévoir lorsque la construction d'une trémie n'est pas possible (terrain dur ou niveau d'eau souterraine élevé). Afin d'éviter des coûts supplémentaires au niveau de l'étape suivante de traitement des boues, les fournisseurs doivent garantir l'évacuation des boues en excès en fonction des quantités journalières maximales.

Frais d'investissement et d'exploitation

Les frais d'exploitation d'un lit fluidisé sont influencés par les facteurs suivants:

- *Consommation énergétique pour l'aération et l'agitation des bassins* : fondamentalement, les systèmes permettant la séparation des fonctions d'agitation du support (maintien du lit fluidisé) et de l'aération de la biomasse sont à favoriser d'un point de vue énergétique. L'agitation sera assurée par un agitateur et l'injection d'oxygène par une aération par membrane à fines bulles. Le besoin en

oxygène ne correspondant pas toujours à l'énergie utile au mélange des réacteurs du lit fluidisé, la séparation des fonctions est plus adaptée. Il faut cependant noter que tous les types de supports ne peuvent pas être agités par un agitateur ;

- *Maintenance des équipements mécaniques et électroniques* : lors de l'investissement le choix devrait se porter sur des constructions robustes. En comparaison avec une installation à boues activées, la maintenance est identique, voire même moindre, du fait qu'aucune pompe ni système de vannes et de conduites ne sont utilisés pour la recirculation des boues. La vidange des bassins et les travaux de nettoyage sont plus importants que pour une installation à boues activées ;
- *Besoin en personnel pour l'analyse et la surveillance* : identique que dans le cas d'une installation à boues activées.

Les coûts d'investissement d'un lit fluidisé sont influencés par les facteurs suivants:

- *Valeurs de dimensionnement de la charge en azote et en demande chimique en oxygène* : les charges en azote et en demande chimique en oxygène à traiter influencent directement et de manière proportionnelle les coûts d'investissement, de par la surface de supports nécessaire. Le lit fluidisé présente un avantage de par sa capacité de réaction à des variations de charge qui pourraient survenir lors de l'exploitation. Dans un premier temps, seule une partie des supports sera saturée dans le bassin. La pollution et le rendement du système pourront alors être analysés. Dans un deuxième temps, lors d'augmentation de la charge, les supports seront saturés jusqu'à la capacité maximale. Il faut toutefois remarquer que le système d'aération des bassins devra déjà être dimensionné au maximum de ses capacités. Le nombre de soufflantes pourra être adapté par la suite à la pollution effectivement présente ;
- *Utilisation et état des infrastructures existantes* : afin de réduire les coûts d'investissement, les bassins existants devraient pouvoir être transformés en installation à lit fluidisé avec un minimum de modifications ;
- *Utilisation de bassins de décantation secondaire existants* : la possibilité d'utiliser les bassins de décantation secondaire existants lors de la transformation d'une installation de traitement sur boues activées en installation de traitement sur lit fluidisé et d'une importance décisive. Du fait de l'absence de recirculation des boues, les charges en boues à séparer par m² de surface de bassin sont beaucoup plus faibles dans le cas de la décantation suivant le traitement sur lit fluidisé. Les installations de décantation secondaire peuvent être dimensionnées pour une charge hydraulique plus importante (voir chap. 4.2.5).

Questions ouvertes

- *Comparaison des rendements pour différents types de supports* : plusieurs brevets ont expiré en 2010, ce qui a provoqué l'émergence sur le marché de nouveaux fournisseurs d'installations à lit fluidisé présentant de nouveaux types de supports. L'utilisation de ces différents matériaux dans les prochaines années permettra d'en déterminer les avantages et les inconvénients ;
- *Dégradation du COD plus élevée sur lit fluidisé en comparaison du traitement sur boues activées* : étant donné que la concentration en COD à la sortie du traitement est la grandeur de dimensionnement essentielle pour les étapes suivantes de traitement, les suppositions selon lesquelles la sélection de biomasse spécialisée dans le traitement sur lit fluidisé permet la dégradation continue de matière organique dans les eaux usées en comparaison avec le traitement par boues activées devraient être parallèlement démontrées ;
- *Influence du charbon actif en poudre sur le rendement du traitement sur lit fluidisé* : le dosage direct de charbon actif en poudre lors du traitement par boues activées avec recirculation (introduction dans le flux après le bassin d'aération) représente une alternative intéressante à une étape d'adsorption séparée avec nouvelle sédimentation en raison de la disponibilité des bassins de décantation. Le dosage direct est également envisageable dans le cas du traitement sur lit fluidisé, sans que le rendement des processus de dégradation biologique ne s'en trouve entravé.

5 OZONATION

5.1 OBJECTIFS

Les objectifs du bureau d'ingénieur dans le cadre de la réalisation d'une installation de traitement par ozonation sont les suivants :

- Dimensionner et construire un réacteur d'ozonation et un système d'injection d'ozone pour atteindre l'élimination de 80% des substances de références Carbamazépine, Diclofénac, Sulfaméthoxazole, Mécoprop et Benzotriazole (taux d'élimination basés sur la proposition de modification de l'ordonnance fédérale sur la protection des eaux (OEaux)) ;
- Atteindre une régulation stable de l'injection d'ozone et éviter la perte d'ozone dans l'installation ;
- Utiliser un minimum d'énergie pour le traitement continu ;
- Construire une installation sécurisée ;
- Minimiser tant que possible l'investissement lié à la maintenance et la surveillance du système ;
- Utiliser dans la mesure du possible les infrastructures existantes ;
- Construire une installation la moins chère possible (coûts d'investissement et d'exploitation) ;
- Réaliser une installation extensible de manière la plus flexible possible.

Pour les essais à la STEP de Vidy menés sur l'installation de traitement par ozonation, les objectifs suivants ont été définis :

- Comparaison directe des taux d'élimination par ozonation pour divers micropolluants organiques avec ceux obtenus par traitement sur charbon actif se déroulant en parallèle ;
- Evaluation de la formation de produits secondaires toxiques dus à l'oxydation lors de l'ozonation (par ex. nitrosamine, bromate) ;
- Evaluation de l'effet désinfectant de l'ozonation ;
- Evaluation de l'influence de divers paramètres sur le taux d'élimination lors de l'ozonation (par ex. : part d'O₃ dosée, concentration en DCO à l'entrée, concentration en nitrite à l'entrée, température, pH, temps de séjour dans le réacteur d'ozone) ;
- Evaluation de l'exploitation (retour d'expérience) et des coûts d'investissement et d'exploitation pour l'ozonation, en particulier les besoins en énergie ;
- Evaluation de diverses stratégies de conduite/gestion et de techniques de mesure pour l'exploitation de l'ozonation.

Le Tableau 8 liste les substances indicatives proposées par l'OFEV dans le cadre du projet stratégie MicroPoll et dont la charge d'entrée devrait être réduite de 80%, selon la proposition de modification de l'OEaux. Il s'agit de 5 substances représentant différentes catégories de micropolluants. Ces substances ne sont pas ou peu biodégradées durant l'étape de biologie et ne sont pas significativement adsorbées au niveau des boues. Une étape supplémentaire de traitement est nécessaire pour atteindre les 80% d'élimination. On procède ainsi à un traitement par ozonation.

L'oxydation des micropolluants organiques durant l'ozonation a lieu à travers 2 réactions importantes :

- réaction directe avec l'ozone ;
- réaction avec les radicaux hydroxyles (radicaux •OH) formés lors de l'ozonation par le biais de réactions secondaires.

Les constantes de vitesses pour ces 2 réactions et pour les différentes substances sont listées dans Tableau 8. Les valeurs proviennent de l'essai pilote mené par l'EAWAG à Regensdorf (Abegglen et al., 2009).

La Carbamazépine, le Diclofenac et le Sulfaméthoxazole réagissent très rapidement avec l'ozone. Une réduction de 80% est ainsi possible avec une faible dose d'ozone. La réaction avec les radicaux •OH est de moindre importance pour ces substances. En effet le temps de réaction de ces substances avec l'ozone est plus rapide que le temps nécessaire à la formation des radicaux libres.

Tableau 8 : Substances indicatives proposées par l'OFEV

Substance	Constante de vitesse pour pH=7 et T= 20°C *	
	Ozone : k_{O_3} [$M^{-1}s^{-1}$]	Radical $OH\bullet$: k_{OH} [$M^{-1}s^{-1}$]
Carbamazépine	3.0E+05	8.8E+09
Diclofénac	6.8E+05	7.5E+09
Sulfaméthoxazole	5.5E+05	5.5E+09
Benzotriazole	1.9E+02 à 2.3E+02	7.6E+09
Mécoprop	1.0E+02 à 1.1E+02	1.9E+09

* tiré de Abegglen et al., 2009

La vitesse de réaction du Benzotriazole et du Mécoprop avec l'ozone est plus lente. La réaction avec les radicaux $\bullet OH$ lors de l'ozonation joue un rôle plus important pour ces substances. Les constantes de vitesse données dans le Tableau 8 indiquent que le Mécoprop est la substance la plus difficile à éliminer (réaction la plus lente avec l'ozone). De plus, au contraire du Benzotriazole, on n'observe qu'une faible dégradation ou adsorption du Mécoprop durant l'étape de traitement biologique. Le Mécoprop peut donc être considéré comme substance limitante. Pour parvenir à une élimination moyenne de 80% des substances indicatives, l'ozonation doit être conçue de manière à éliminer environ 75% (à définir plus précisément) de Mécoprop.

5.2 CONCEPT DE DIMENSIONNEMENT

5.2.1 SPÉCIFICATIONS

Charges hydrauliques

Le Tableau 9 montre les charges d'entrée maximales vers l'ozonation et les caractéristiques du réacteur qui ont servi de bases pour le dimensionnement.

Tableau 9 : Charges hydrauliques et caractéristiques du réacteur d'ozone

Paramètre		unité
Nombre de lignes de traitement	1	-
Débit maximum	100	l/s
Largeur de bassin par ligne	2.85	m
Longueur de bassin par ligne	9.85	m
Profondeur d'eau (plan d'eau hydrostatique)	4.6	m
Volume de réacteur total	130	m^3
Temps de séjour à Q_{max}	22	min

Qualité de l'eau

Les paramètres de qualité de l'eau déterminants pour l'ozonation sont donnés dans le Tableau 10. Les valeurs en rouge correspondent à la qualité de l'eau à l'entrée de l'ozonation après un traitement biologique avec une nitrification stable. Les valeurs en italique correspondent à la qualité de l'eau à l'entrée de l'ozonation avec traitement biologique sans nitrification (uniquement dégradation de matière organique).

Tableau 10 : Qualité de l'eau à l'entrée du réacteur d'ozonation (avec nitrification / sans nitrification)

Paramètres	Abréviation	Concentration (mg/l)
Matières en suspension	MES	15 - 20
Demande chimique en oxygène	DCO	30 - 60
Demande biochimique en oxygène	DBO ₅	15 - 20
Carbone organique dissous	COD	10 - 20
Ammonium	NH ₄ -N	2 - 14
Nitrite	NO ₂ -N	0.3 - 5
Phosphore total	P _{tot}	0.8 - 2

Le pH à l'entrée de l'ozonation se situait à 7.8 ± 0.2 pour l'eau en provenance de la décantation secondaire (boues activées forte charge) et à pH 7.1 ± 0.2 pour le lit fluidisé avec nitrification.

5.2.2 DESCRIPTION DU PROCÉDÉ

La figure suivante montre le schéma du processus d'ozonation.

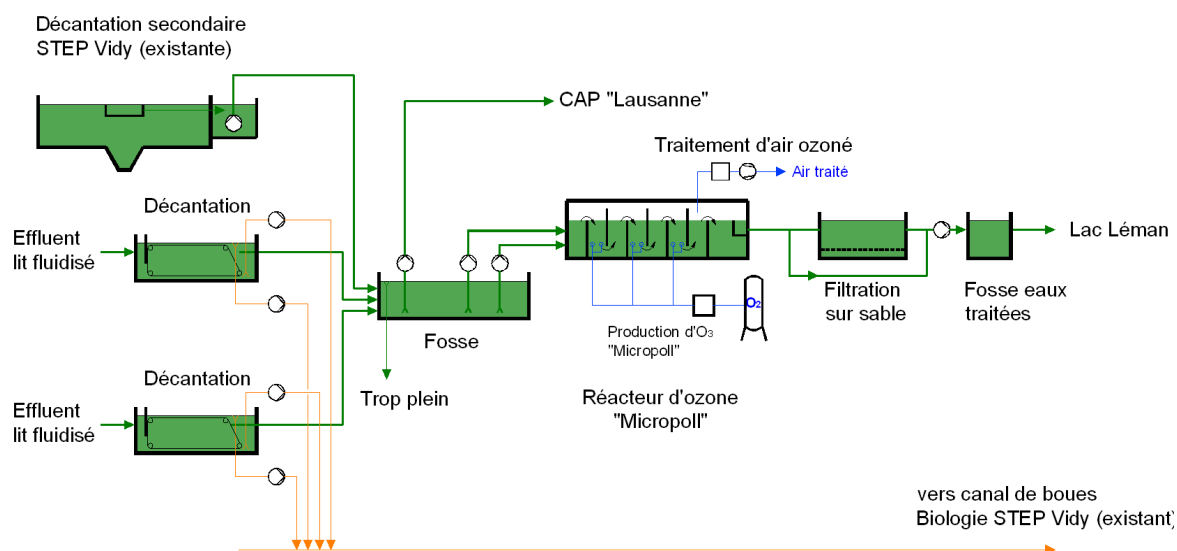


Figure 10 : Schéma simplifié de l'ozonation

Alimentation de l'installation

Une fosse équipée de 2 pompes immergées alimente l'installation d'ozonation. La fosse peut être alimentée par les eaux décantées après traitement biologique en provenance soit du traitement par boues activées, soit du lit fluidisé. Le traitement par ozonation peut ainsi se faire soit sur de l'eau traitée uniquement avec une dégradation de matière organique, soit sur de l'eau traitée avec dégradation de matière organique et nitrification complète.

Injection d'ozone

L'eau à traiter est acheminée vers la chambre de mélange située dans le réacteur d'ozone fermé et opaque. De là, l'eau est conduite par seuil déversant vers le premier élément du réacteur, alimenté en ozone. L'apport en ozone se fait toujours à contre-courant de l'effluent. Dans les cuves en aval, l'ozone peut être introduit dans deux autres compartiments. Cette configuration du réacteur a été choisie pour deux raisons :

- Avec plusieurs postes d'introduction d'ozone, il est possible d'injecter de l'ozone dans tout le volume du réacteur ;
- Cela permet de faire varier la quantité d'ozone utilisée dans l'ensemble du réacteur en fonction du débit ou de la charge en COD à l'entrée. Pour de faibles charges, on ne fera fonctionner qu'un volume réduit; le solde volumique (en amont) ne sera dédié qu'au transport de l'eau. Pour des débits plus importants, les autres points d'injection seront également activés. Le temps de contact de l'eau dans le réacteur d'ozone peut ainsi être adapté en fonction de la charge ou du débit.

Production d'ozone

L'ozone est produit à partir d'oxygène pur (réservoir d'une contenance de 21 m³) dans un générateur d'ozone et amené aux différents postes d'introduction via des diffuseurs en céramiques à fines buses.

Les facteurs suivants sont à considérer lors du dimensionnement du système d'injection de l'ozone :

- Variabilité de la quantité de gaz à introduire aux différents points d'injection. Cette quantité peut éventuellement varier avec le contenu en ozone dans le flux de gaz ;

- Quantités nominales, minimale et maximale de débit de gaz par diffuseur. Du fait que selon le fournisseur une distance minimale entre les diffuseurs est à respecter, il faut démontrer que pour tout état de fonctionnement les quantités de gaz introduites apportent l’ozone nécessaire par les diffuseurs installés ;
- Les diffuseurs devraient dans la mesure du possible être utilisés à régime nominal, afin d’optimiser la consommation d’énergie ;
- La construction devrait permettre un accès sécurisé aux diffuseurs, afin que les travaux de maintenance puissent être effectués.

Le réacteur d’ozone est confiné dans une enveloppe en acier inox / béton étanche. L’air à l’intérieur du réacteur, chargé en ozone, est extrait avec un ventilateur et est traité dans un destructeur catalytique d’ozone.

Dosage du bisulfite de sodium

L’élimination d’ozone résiduel dans l’eau sortant du réacteur est prévue à partir d’un dépassement de la concentration de 0.2mgO₃/l par adjonction de bisulfite de sodium. La quantité de bisulfite de sodium nécessaire se détermine ainsi (Margot et al., 2011) :

2.2 mg NaHSO₃ neutralisent 1 mg O₃ selon la réaction: SO₃²⁻ + O₃ → SO₄²⁻ + O₂

Effluent

Les étapes à installer après le réacteur d’ozonation ont les deux fonctions suivantes :

- Dégradation biologique de substances organiques générées pendant l’étape d’ozonation et présentant des effets écotoxicologiques (p. ex. aldéhydes) ;
- Eviter la présence d’ozone résiduaire à la sortie de l’installation. De par la présence de substances organiques (biomasse p. ex) dans ces étapes, l’ozone résiduaire sera rapidement éliminé.

L’effluent du réacteur d’ozone, préalablement traité au bisulfite en cas de présence d’ozone excédentaire, est dirigé vers deux cellules existantes de filtration par charbon actif qui font partie de l’installation de traitement physico-chimique de la STEP de Vidy. Le filtre à charbon actif granulé utilisé au début de l’essai après le traitement par ozonation n’était pas optimal, car des substances adsorbées en provenance d’exploitations antérieures ont du être rincées au préalable. Cette étape permet l’élimination des sous-produits de réaction par voie biologique et filtration. Afin d’étudier la dégradation biologique des sous-produits formés par les réactions dues à l’ozonation, un flux partiel de l’effluent a été conduit, ponctuellement lors de phases d’essais, vers une installation pilote de filtration par sable. La nécessité d’une étape biologique (p. ex. filtration sur sable) à la sortie du traitement à l’ozone pour éliminer les sous-produits d’ozonation a été démontrée par le biais de tests éco-toxicologiques (Stalter et al., 2010).

5.2.3 DIMENSIONNEMENT DU GÉNÉRATEUR D'OZONE

Dans le cadre des essais à la STEP de Regensdorf, un dosage de 0.8 kg_{O₃}/kg_{COD} a été déterminé en laboratoire. Pour l’oxydation du nitrite, 3.43 kg_{O₃}/kg_{NO_{2-N}} sont nécessaires (Abegglen et al., 2009).

En tenant compte des valeurs données dans le Tableau 9 et le Tableau 10, le besoin maximal en ozone se détermine comme suit, pour une eau d’entrée dans le système de traitement par ozonation ayant subi uniquement une dégradation biologique :

$$\begin{aligned}
 O_3 &= 0.8 \cdot \frac{kg_{O_3}}{kg_{COD}} \cdot COD_{effluent} + 3.43 \frac{kg_{O_3}}{kg_{NO_2-N}} \cdot NO_2 - N_{effluent} \\
 &= 0.8 \frac{kg_{O_3}}{kg_{COD}} \cdot 360 \frac{m^3}{h} \cdot 0.02 \frac{kg_{COD}}{m^3} + 3.43 \frac{kg_{O_3}}{kg_{NO_2-N}} \cdot 360 \frac{m^3}{h} \cdot 0.005 \frac{kg_{NO_2-N}}{m^3} = 11.9 \frac{kg_{O_3}}{h}
 \end{aligned}$$

où le débit maximum considéré est de 100 l/s (360 m³/h) et la concentration de nitrite maximale de 5 mg/l.

Pour un effluent ayant subi en plus une nitrification complète, le besoin en ozone pour l'ozonation se détermine comme suit :

$$O_3 = 0.8 \cdot \frac{kg_{O_3}}{kg_{COD}} \cdot COD_{effluent} + 3.43 \cdot \frac{kg_{O_3}}{kg_{NO_2-N}} \cdot NO_2 - N_{effluent}$$

$$= 0.8 \cdot \frac{kg_{O_3}}{kg_{COD}} \cdot 288 \frac{m^3}{h} \cdot 0.01 \frac{kg_{COD}}{m^3} + 3.43 \cdot \frac{kg_{O_3}}{kg_{NO_2-N}} \cdot 288 \frac{m^3}{h} \cdot 0.0003 \frac{kg_{NO_2-N}}{m^3} = 2.6 \frac{kg_{O_3}}{h}$$

où le débit maximum considéré correspond à celui de l'eau prétraitée sur lit fluidisé (80 l/s, soit 288 m³/h) et la concentration maximale de nitrite après dénitrification est de 0.3 mg/l.

Le calcul ci-dessus montre que le générateur d'ozone utilisé pour les essais de Regensdorf avec une performance de 5 kgO₃/h était insuffisant pour de l'eau usée n'ayant subi qu'une dégradation biologique tandis qu'il était largement suffisant pour traiter l'effluent du lit fluidisé.

5.2.4 SYNTHÈSE

Le design de l'installation de traitement par ozone permet de traiter des eaux en provenance de deux lignes différentes: la ligne existante de traitement par boues activées et la ligne nouvellement mise en place de traitement sur lit fluidisé avec nitrification. La mise en place de trois postes d'introduction d'ozone assure une plus grande souplesse d'utilisation et une plus grande réactivité face aux variations de charge en COD à l'entrée du système. Les besoins en ozone calculés montrent l'importance du type de prétraitement utilisé en amont de l'ozonation. L'étape de nitrification en amont du traitement par ozone permet de réduire considérablement les besoins en ozone.

5.3 CONSTRUCTION – RÉALISATION

Les ouvrages construits lors de cette étude étaient destinés aux essais de traitement des micropolluants. Il était donc primordial d'éviter dans la mesure du possible d'introduire des substances supplémentaires par l'ouvrage de traitement lui-même. Etant donné que les mécanismes de dissolution des adjuvants facilitant la manutention des bétons dans un milieu acide par une activité biologique ou agressive en présence d'ozone ne sont pas connus, l'utilisation d'adjuvant de toutes sortes (retardateurs de prise, antigels, fluidifiants, etc.) a été proscrite dans le cadre de ces essais.

Le seul inconvénient lié à la présence d'adjuvants dans le béton est le risque d'engendrer une surconsommation d'ozone dans les premiers temps d'exploitation du réacteur de par la consommation de ces composés une fois qu'ils se sont dissous. Dans des installations plus anciennes telle que celle de Regensdorf, les adjuvants initialement présents ont été entièrement consommés durant les années d'exploitation, de sorte que la construction des nouveaux bassins à la STEP de Vidy sans adjuvants permet une comparaison des résultats avec ceux obtenus à Regensdorf.

La durée de vie des ouvrages en béton n'était pas un critère pris en considération pour la conception des ouvrages. Dans la pratique, la présence d'adjuvants pour béton dans les installations n'est pas un problème en soi. Il existe cependant des moyens de contourner leur utilisation, tels que la réalisation d'une couverture plus large autour de l'armature, afin d'assurer une plus longue durée de vie à l'installation, ou l'utilisation de revêtements à base de mortiers minéraux, qui assurent la stabilité des installations tout en évitant la présence de composés organiques dans les eaux.

5.3.1 ÉLÉMENTS MÉCANIQUES

Les installations pour le traitement des micropolluants peuvent être classées en cinq groupes :

- Les équipements nécessaires à la production de l'ozone ;
- Le réacteur de contact étanche entre l'eau à traiter et l'ozone ;

- Les éléments nécessaires à la rétention ou dégradation des molécules formées par l’ozone (filtre à sable ou à CA) ;
- Les équipements de destruction d’ozone dans la partie gazeuse ;
- Les équipements nécessaires à la protection de personnes en cas de fuite d’ozone.

Le générateur d’ozone à partir d’oxygène liquide stocké dans un réservoir et les installations annexes comme le système de réfrigération du générateur ou l’évaporateur d’O₂ font partie du premier groupe.

Le deuxième groupe est constitué d’une part par le réacteur de contact (avec ses rampes d’injection d’ozone et ses déflecteurs pour augmenter la rugosité si nécessaire) et le système de filtration finale, d’autre part par les systèmes de mesure pour le contrôle du procédé.

Une partie de l’ozone introduit dans le réacteur va dégazer, formant ainsi un coussin de gaz sur le plan d’eau dans le réacteur. Cet air contient des quantités d’ozone trop importantes pour autoriser un rejet direct dans l’atmosphère. L’air doit au préalable être traité par un destructeur d’ozone. Pour assurer des conditions d’exploitation empêchant toute fuite d’ozone incontrôlée, le réacteur est soumis à une légère dépression par une soufflante. Le gaz extrait passe par le destructeur d’ozone.

Tout le périmètre de l’installation présentant un risque de fuite d’ozone est muni de sondes de détection d’ozone. L’installation est mise hors service dès qu’un de ces capteurs détecte des concentrations d’ozone dépassant les seuils d’intervention définis.

5.3.2 TECHNIQUES DE MESURES

Pour le contrôle du procédé (définition de la quantité d’ozone nécessaire et contrôle de la quantité injectée), les paramètres suivants sont mesurés :

- Le débit de gaz O₂/O₃ injecté dans le réacteur ainsi que la répartition du flux sur les rampes ;
- La concentration d’O₃ dissous dans les compartiments ;
- La concentration d’O₃ dans le gaz injecté ;
- La concentration d’O₃ dans le gaz évacué ;
- La concentration de COD dans l’affluent du réacteur ;
- Le débit d’eau dans le réacteur.

La mesure des débits de gaz et de l’eau se fait avec des techniques de mesures éprouvées et avec une reproductibilité suffisante qui permet une régulation sûre du procédé.

La mesure des concentrations d’O₃ sous forme gazeux, soit en continu dans le flux de gaz extrait du réacteur pour le maintien de la dépression, soit dans les cellules de détection de présence d’O₃ dans l’air ambiant, est fiable et permet un asservissement de la commande.

La technique mise en œuvre pour la mesure de l’O₃ dissous dans les réacteurs a été mise au point et utilisée à la base pour la régulation de la désinfection de l’eau potable. Les principes de mesures sont colorimétriques ou ampérométriques. La plage de mesure des capteurs utilisés est de 0 à 20 mg/l avec une sensibilité selon les fournisseurs de 0.01 mg/l. Dans un milieu avec des concentrations de MES d’environ 15 mg/l, les sondes de mesures ampérométriques demandent un entretien important pour assurer une fiabilité suffisante pour une régulation du procédé d’ozonation sur la base de la mesure de l’ozone résiduel. Les mesures sont sensibles à la température. Il est donc important de prévoir une zone climatisée.

Deux principes de mesure pour la détermination de la concentration du carbone organique total (COT) sont mis en œuvre.

La mesure de l’absorption UV par les molécules organiques est une possibilité permettant la mesure en continu de la concentration d’un paramètre potentiellement utilisable pour la régulation du procédé d’ozonation. Ce type de matériel comporte certaines contraintes. Les molécules organiques doivent

comporter des liaisons insaturées, sinon elles sont "invisibles" dans le domaine UV. La matrice à analyser doit être relativement stable dans le temps sinon le modèle mathématique devient très difficile à établir.

La mesure classique du COT nécessite une oxydation de la matière organique (conversion en CO_2) suivie de la mesure du CO_2 via une cellule NDIR, ce qui implique un équipement plus volumineux. Le résultat de l'analyse est donné en 4 minutes. Une membrane avec une porosité de $0.45\mu\text{m}$ est mise en place en amont des installations de mesure du COT pour assurer que l'analyse correspond bien au COD.

Vu le temps de séjour dans le réacteur, les deux principes de mesures sont théoriquement capables de fournir un signal permettant la conduite du procédé d'oxydation.

5.3.3 MISE EN SERVICE

Le réacteur d'ozonation est fermé mais en même temps très turbulent. Une formation possible de mousse met en danger le bon fonctionnement des soupapes de sécurité dépression/surpression ainsi que du destructeur d'ozone et de la soufflante.

L'utilisation d'agents anti mousse n'est pas conseillée car elle résulte en l'introduction de molécules organiques supplémentaires dont la destruction va augmenter la consommation d'ozone. Il est possible de combattre la formation de mousse avec une installation d'arrosage alimentée par de l'eau sortant du réacteur. Un traitement biologique en amont avec des conditions d'exploitation stables (en été comme en hiver) permet de maîtriser correctement la formation de mousse. Les installations ne doivent pas être mises en service pendant les phases de transition.

5.3.4 RÉGULATION DU PROCÉDÉ

Les objectifs du pilotage et de la régulation de l'ozonation sont les suivants:

- Introduire la quantité d'ozone nécessaire pour atteindre l'élimination de 80% des substances de références Carbamazépine, Diclofénac, Sulfaméthoxazole, Mécoprop et Benzotriazole (taux d'élimination basés sur la proposition de modification de l'OEaux) ;
- Consommation complète de l'ozone dans le réacteur d'ozonation afin d'éviter la présence d'ozone résiduaire dans les étapes suivantes (p. ex filtration sur sable) ;
- Consommation de l'ozone dans la phase aqueuse pour minimiser les pertes d'ozone dans la phase gazeuse du réacteur d'ozonation ;
- Personnel nécessaire à la surveillance des instruments de mesure de l'ozone en phase aqueuse et gazeuse le plus réduit possible ;
- Eviter la production de sous-produits d'oxydation (p.ex. bromate).

Différentes stratégies de pilotage et de régulation pour l'injection d'ozone existent; elles sont comparées dans le Tableau 11 :

- Pilotage en fonction des débits d'eau usée (Q-proportionnel): L'injection d'ozone se fait de manière proportionnelle au débit d'eau usée à travers le réacteur d'ozonation ;
- Pilotage en fonction de la charge en COD (COD-proportionnel): La charge en COD est calculée à partir des valeurs mesurées de concentration en COD et du débit. L'injection d'ozone se fait de manière proportionnelle à la charge en COD à travers le réacteur d'ozonation calculée ;
- Pilotage en fonction de la concentration d'ozone dans le réacteur d'ozonation (O_3 -proportionnel): L'injection d'ozone se fait de manière proportionnelle à la concentration d'ozone mesurée dans la phase aqueuse (p. ex. pour une concentration résiduelle de $0.05 \text{ mg}_{\text{O}_3}/\text{l}$) ;
- Pilotage en fonction de la différence d'absorption UV à 254 nm dans le réacteur d'ozonation (UV-proportionnel): L'élimination de différents micropolluants organiques est corrélée à une variation de l'absorption UV à 254 nm (Wert et al., 2009, Dickenson et al., 2009, Nanaboina et Korshin, 2010). L'injection d'ozone se fait proportionnellement à la différence d'absorption UV entre l'entrée et la sortie du réacteur d'ozonation.

Dans un premier temps, la mesure du pourcentage d'élimination d'un composé témoin (p. ex. Mécoprop) permet d'ajuster de manière grossière la quantité d'ozone nécessaire dans le réacteur. Il est ensuite possible d'ajuster de manière plus fine ces paramètres en mesurant l'ozone résiduel dans la partie finale du réacteur.

Tableau 11 : Comparaison de différentes stratégies de pilotage et de régulation de l'ozonation

Critères	Q-proportionnel	COD-proportionnel	O ₃ -proportionnel	UV-proportionnel
Quantité d'ozone injectée suffisante pour l'élimination des micropolluants organiques	Fonctionne pour une composition de l'eau à traiter constante	Fonctionne (voir Abegglen et al., 2009)	Fonctionne (voir Margot et al., 2011)	Pas de publication sur une application à large échelle disponible. L'avantage réside dans le fait que l'injection d'ozone est couplée au taux d'élimination des micropolluants organiques.
Eviter la présence d'ozone résiduaire dans les étapes suivantes	N'est pas mesurable dans la phase aqueuse; doit être surveillé par mesure de l'ozone en phase gazeuse des étapes suivantes	N'est pas mesurable dans la phase aqueuse; doit être surveillé par mesure de l'ozone en phase gazeuse des étapes suivantes. C'est pourquoi une combinaison de COD-proportionnel et O ₃ -proportionnel a été implémentée dans les essais menés à Regensdorf (Abegglen et al., 2009)	Surveillé	Pas de publication sur une application à large échelle disponible.
Stabilité du pilotage / réglage lors de variation des conditions cadres (charge des eaux à traiter, Q)	Fonctionne uniquement pour des faibles variations	Problématique, car d'autres paramètres que le COD sont importants pour la consommation d'ozone (p. ex. pH, T, alc., NO ₂ -N ; voir Buffle et al., 2006)	Très bonne, car le type de substances consommées par l'ozone n'est pas relevant pour le réglage de l'ozone et que des concentrations d'ozone résiduaire basses peuvent être maintenues constantes (voir Margot et al., 2011).	Pas de publication sur une application à large échelle disponible.
Influence du point de mesure et d'échantillonnage	Sans problème, car le seul paramètre est le débit.	Les mesures de COD dans un flux nécessitent une bonne préparation de l'échantillon en ce qui concerne les matières solides.	L'emplacement du point de mesure d'ozone dissous est décisif pour une régulation stable. A des débits différents, l'endroit où l'ozone est complètement consommé dans le réacteur diffère. Plusieurs points de mesure peuvent être nécessaires. Afin de diminuer la consommation d'ozone dans l'échantillon lors du prélèvement, la mesure doit s'effectuer rapidement (5-10 s).	Pas de publication sur une application à large échelle disponible. Un point de mesure à l'entrée et un à la sortie devraient suffire.
Entretien des instruments de mesure	Pas de problème, la mesure ne porte que sur le débit	L'entretien de l'analyseur COD et la préfiltration nécessitent du temps	Les sondes de mesure photométriques pour l'ozone sont plus fiables que des sondes ampérométriques. L'entretien est moindre que pour l'analyseur COD.	Pas de publication sur une application à large échelle disponible. L'entretien du spectrophotomètre UV est comparable à celui des sondes photométriques pour l'ozone.

5.3.5 SÉCURITÉ

Si l'oxydation par ozonation des micropolluants contenus dans l'eau est l'effet recherché lors de cette étape, il faut absolument éviter la mise en contact des éléments constituant les réacteurs et accessoires afin qu'ils ne s'oxydent pas à leur tour. Ceci implique des exigences de sécurité strictes. Toute l'installation doit être conçue de sorte qu'une fuite d'ozone puisse être évitée par un choix de matériaux de construction adéquats et une conduite du procédé ne produisant pas d'ozone excédentaire. Une fuite d'ozone ne peut pas être exclue, et un système de surveillance et d'alarme est indispensable. La formation et la mise en garde du personnel d'exploitation sont tout aussi importantes que les mesures techniques mises en œuvre. De fausses manipulations avec l'ozone peuvent avoir de graves conséquences.

5.4 RÉSULTATS

5.4.1 PHASES D'EXPLOITATION DU RÉACTEUR D'OZONE

Le Tableau 12 présente les différentes phases de tests d'oxydation par ozonation. Les périodes correspondantes sont indiquées, ainsi que la provenance de l'eau et les points d'injection actifs. L'alimentation en eau s'est effectuée par les eaux usées décantées provenant soit du traitement par boues activées existant, soit du traitement biologique sur lit fluidisé.

Tableau 12 : Provenance de l'eau durant les 4 phases d'observation

Phase	Période	Provenance de l'eau	Point d'injection actif
1	05.07.2009 – 26.07.2009	Boues activées	1 +2/ 2+3
2	23.10.2009 – 16.12.2009	Lit fluidisé	2+3
3	21.02.2010 – 15.03.2010	Lit fluidisé	2+3
4	06.05.2010 – 01.06.2010	Lit fluidisé	1 +3

Les débits d'eau entrant sont représentés sur la Figure 11, en bleu pour les eaux provenant du traitement par boues activées et en rose pour les eaux sortant du lit fluidisé. La charge hydraulique du réacteur d'ozone et les rampes d'injection d'ozone en fonction (voir Tableau 12) donnent le temps de réaction de l'ozone avec l'eau à traiter. Ainsi, lors des phases 1 à 4, le temps de réaction se situait en moyenne entre 35 et 52 minutes (voir Tableau 13).

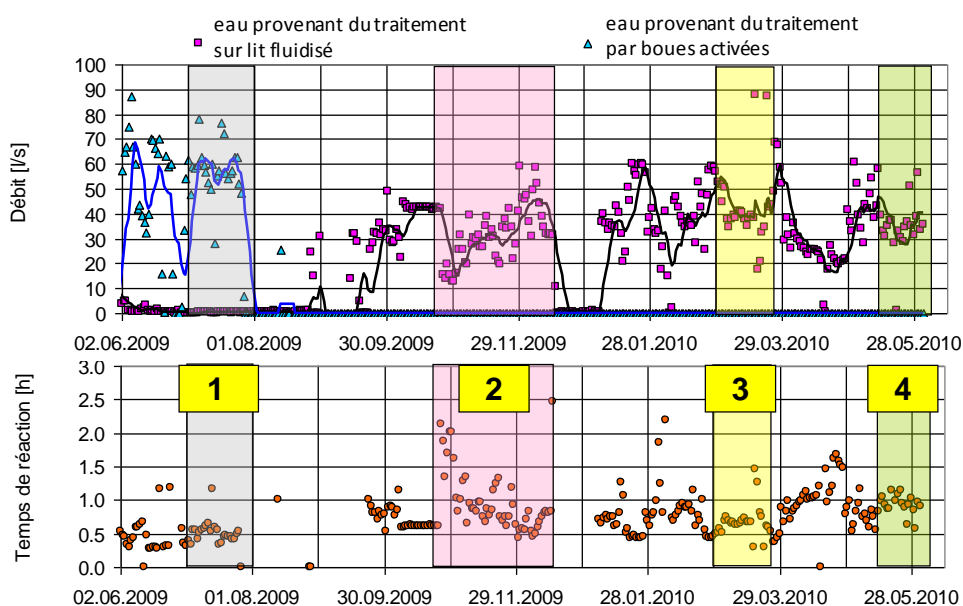


Figure 11 : Paramètres d'exploitation du réacteur d'ozone

La Figure 12 représente les débits de gaz des points d'injections actifs 1 à 3 pour les différentes périodes d'observation, exprimés en m³/h. Sur cette base, le dosage d'ozone dans la phase aqueuse aux points d'injection peut être calculé. Il se situe entre 4.2 et 5.6 g_{O₃}/m³.

Durant la phase 1 (traitement des eaux en provenance du réacteur à boues activées), le dosage d'ozone dans le réacteur de 5.6 g_{O₃}/m³ étaient comparables à celles des phases 2 à 4 (Tableau 13). Pendant les phases 2 à 4, pour le traitement des eaux décantées provenant du lit fluidisé, le rapport ozone/COD se situait entre 0.45 et 0.94 g_{O₃}/ g_{COD} (Figure 12 et Tableau 13).

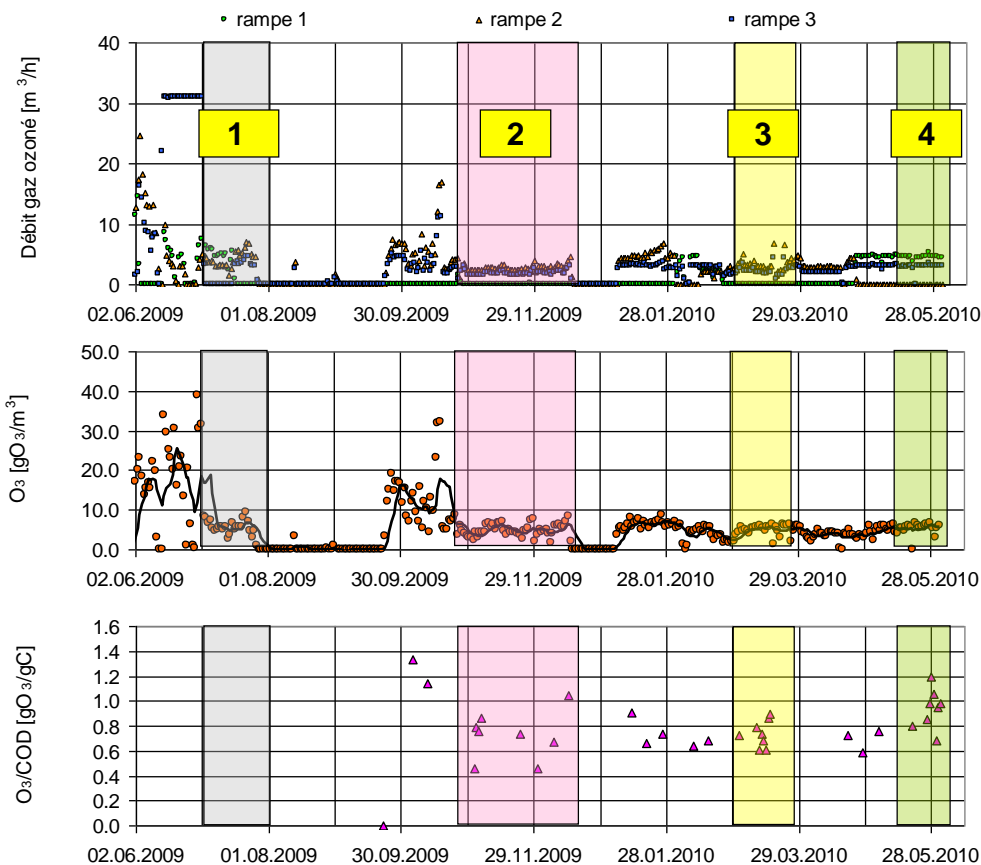


Figure 12 : Débit d'ozone, dosage d'ozone dans l'eau à traiter et rapport O₃/COD à l'entrée du réacteur d'ozonation

5.4.2 ELIMINATION DES MICROPOLLUANTS ORGANIQUES

Les analyses des micropolluants ont systématiquement porté sur l'ensemble des 41 substances listées en Figure 8.

Le rendement de l'élimination du procédé d'ozonation a été évalué à l'aide de divers indicateurs (substances de référence) durant 4 phases (Figure 13) pour 7 substances. Les valeurs sont données dans le Tableau 13, qui liste également les paramètres liés à la quantité d'ozone pendant les différentes phases.

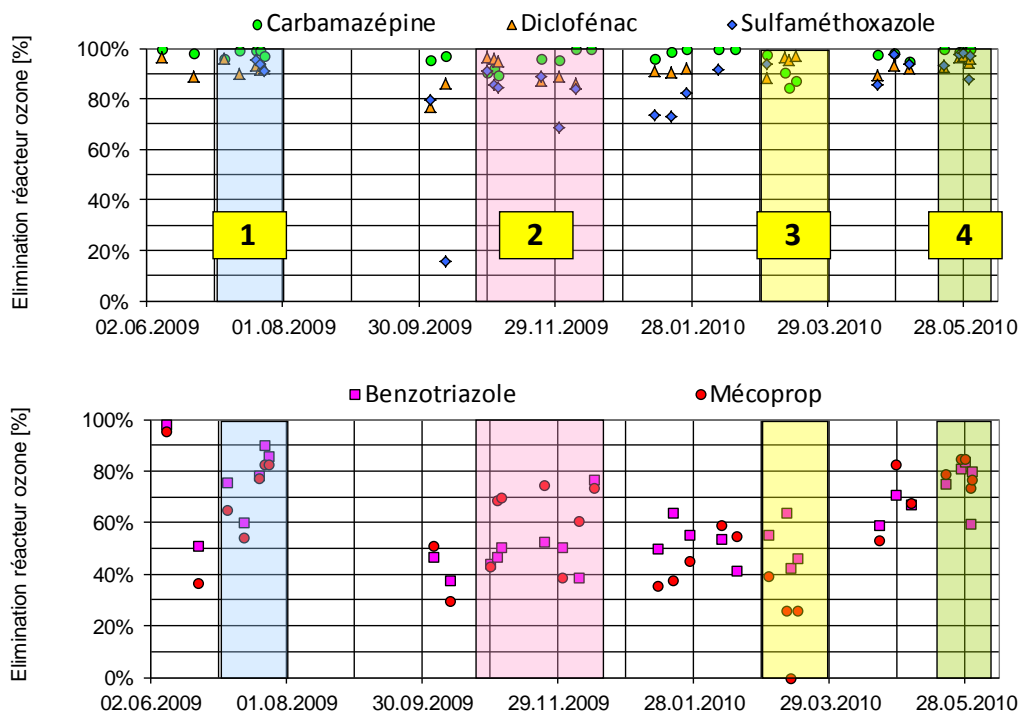


Figure 13 : Élimination des substances indicatives choisies dans le réacteur d'ozone

5.4.3 SOUS-PRODUIT D'OXYDATION

Tableau 13 : Résultats de l'élimination des 5 substances indicatives dans le réacteur ozone

Paramètre	Unité	Périodes			
		1	2	3	4
Benzotriazole	[%]	78	51	52	76
Carbamazépine	[%]	98	95	90	99
Diclofénac	[%]	93	91	94	95
Mécoprop	[%]	72	61	23	80
Sulfaméthoxazole	[%]	93	84	94	95
Postes d'introduction d'O ₃ actifs		1+2 / 2+3	2+3	2+3	1+3
Injection d'ozone (dose)	[gO ₃ /j]	27536	13839	15057	17849
Dosage d'ozone	[gO ₃ /m ³]	5.60	4.98	4.15	5.38
Temps de réaction	[min]	35	58	37	52
Ozone/COD sortie biologie	[gO ₃ /g _{cod}]	n.d.			
Ozone/COD sortie lit fluidisé	[gO ₃ /g _{cod}]		0.72	0.74	0.94
COD sortie biologie	[mg/l]	n.d.			
COD sortie lit fluidisé	[mg/l]		5.73	7.48	6.07
Conc. O ₃ résiduel chambre 7	[mg/l]	0.11	0.09	0.05	0.12
Conc. NO ₂ -N	[mg/l]		0.34	0.35	0.28

Les tests éco-toxicologiques conduits sur les eaux traitées de Lausanne n'ont mis en évidence aucune influence sur le développement des souches de test (Kienle et al., 2011). On peut donc admettre que l'oxydation des micropolluants par ozonation sous les conditions des procédés techniques en place à la STEP de Vidy n'engendre pas de substances toxiques nuisibles à l'équilibre écologique. En cas de dosage plus élevé d'ozone ou de charge plus forte en eaux usées industrielles, d'autres conditions cadre peuvent se présenter qui pourraient conduire à la formation de sous-produits d'ozonation. C'est pourquoi la formation de sous-produits d'ozonation doit être évaluée en détail par des essais en laboratoire en cas d'utilisation d'ozone.

5.5 INTERPRÉTATION DES RÉSULTATS D'ANALYSE

Les rendements d'élimination de micropolluants atteints lors du traitement des eaux par boues activées avec nitrification et dénitrification (STEP de Regensdorf) et du traitement sur lit fluidisé (STEP de Vidy) sont similaires (voir Figure 9). Par contre les rendements sont nettement plus faibles suite au traitement biologique par boues activées de la STEP actuelle de Vidy, où la nitrification n'a pas lieu (voir Figure 8). Ceci signifie que ce n'est pas le type de procédé choisi pour le traitement biologique (procédé à boues activées ou procédé à biofilm) qui est déterminant pour parvenir à un taux d'élimination élevé, mais la capacité de maintenir en place une biocénose spécifique dans le système, capable de dégrader des micropolluants organiques. Un procédé nitrifiant possède cette faculté de maintenir la biocénose voulue.

Les substances réagissant plus lentement avec l'ozone, soit le Benzotriazole, l'Ioméprol, et le Mécoprop, ont montré des taux d'élimination moyens compris entre 48% et 78%. Les résultats de la phase 1 (ozonation des eaux en provenance du traitement par boues activées) indiquent que le traitement par ozonation est néanmoins possible pour des eaux partiellement nitrifiées et que les taux d'élimination sont satisfaisants. Les meilleurs taux d'élimination sont obtenus avec un dosage plus important d'ozone. Une faible concentration en COD améliore également dans une moindre mesure le rendement d'élimination. Lorsque le dosage d'ozone est suffisant, le temps de réaction n'influence que très peu le rendement d'élimination.

Les substances réagissant plus rapidement avec l'ozone, soit la Carbamazépine, le Diclofénac et le Sulfaméthaxole ont montré des taux d'élimination stables de plus de 90% lors des 4 phases. La dose d'ozone spécifique en phase 4 est, avec $0.9 \text{ g}_{\text{O}_3} / \text{g}_{\text{COD}}$, similaire à celle obtenue lors de l'expérience pilote menée à la STEP de Regensdorf ($0.7 \text{ g}_{\text{O}_3} / \text{g}_{\text{COD}}$) dans des conditions comparables.

Le traitement avec des eaux provenant du traitement biologique sur lit fluidisé montre que les Benzotriazole, Mécoprop et Primidon atteignent un taux d'élimination supérieur à 70% avec un temps de réaction de plus de 50 minutes et une concentration d'ozone de 5 à $6 \text{ g}_{\text{O}_3} / \text{m}^3$ ($0.94 \text{ g}_{\text{O}_3} / \text{g}_{\text{COD}}$).

5.6 DISCUSSION

Une check-list reprenant les éléments à considérer lors de la conception d'une installation de traitement par ozonation est donnée au Tableau 19, §7.2.2.

Qualité du prétraitement biologique

Les résultats obtenus lors des essais de traitement par ozonation permettent de confirmer l'hypothèse qu'un traitement biologique nitrifiant permet d'obtenir une meilleure élimination des micropolluants organiques biodégradables qu'un procédé uniquement dédié à la dégradation de la matière organique.

Production

La production d'ozone nécessaire à des fins d'oxydation doit se faire à l'aide d'une installation locale sur place. Les techniques de production sont connues et ont fait leur preuve dans les domaines de la désinfection de l'eau potable ou encore de la préparation de l'eau de piscines. Les différences entre les applications dans les domaines de la production de l'eau potable et du traitement des eaux usées proviennent de la concentration des substances à oxyder et des flux d'eau. Si ces deux paramètres sont relativement constants pour l'eau potable, ils varient énormément pour l'eau usée. La production d'ozone

en temps réel en fonction de la demande est un défi non négligeable. Un facteur de 10 entre des conditions de faible et forte charge est souvent rencontré.

Il est donc important de définir le volume d'eau à traiter par ozonation. Le débit 2QTS admis usuellement est probablement trop élevé parce que le gain potentiel ne justifie pas les investissements élevés ainsi qu'une régulation très poussée. L'évaluation de la quantité d'eau à traiter peut se faire en calculant le bilan sur des données de plusieurs années à l'entrée de l'installation en considérant les critères qualitatifs chroniques pour différentes substances chimiques (Götz et al., 2010).

5.7 PLANIFICATION D'UNE NOUVELLE INSTALLATION D'OZONATION

Dimensionnement

- Le dimensionnement de l'installation d'ozonation s'effectue comme indiqué au chapitre 5.2 sur la base du rendement nécessaire pour l'élimination des substances de référence qui sont plus ou moins facilement oxydable (p. ex. Mécoprop ou Benzotriazole). Si le taux d'élimination de 80% demandé dans le projet de modification de l'OEaux est atteint pour ces substances, on peut considérer que tous les micropolluants oxydables seront également éliminés ;
- L'apport d'ozone nécessaire pour des concentrations de nitrite négligeable devrait se situer au moins à $0.9 \text{ g}_{\text{O}_3}/\text{g}_{\text{COD}}$ pour éliminer le 80% de la substance de référence Mécoprop ;
- La valeur déterminante à considérer pour la charge en COD est la pointe de charge journalière en COD (moyenne de 2 heures) qui devrait être déterminée sur la base de l'analyse des mesures et des quantités d'eaux usée ;
- Dans le cas où la charge en nitrite est importante, celle-ci devrait être considérée pour le calcul de quantité d'ozone nécessaire ;
- Sur la base des résultats des deux essais pilotes d'ozonation menés à large échelle, le temps de séjour dans le réacteur d'ozonation devrait être supérieur à 20 minutes pour un débit par temps sec déterminant. Pour l'élimination du 80% de Mécoprop (oxydation lente), le temps de séjour dans le réacteur d'ozonation nécessaire recommandé sur la base des essais à Vidy est de 30 min ;
- Lors du dimensionnement de l'installation d'ozonation, d'autres éléments en plus du réacteur d'ozonation et du système de production d'ozone sont à dimensionner: le système d'injection d'ozone dans le réacteur, le système d'élimination de l'ozone résiduaire et le système de refroidissement du générateur d'ozone. La dimension de ces éléments doit être coordonnée de telle manière à ce que l'apport d'ozone maximal nécessaire puisse être garanti par le fournisseur.

Construction

- Le réacteur d'ozonation doit être totalement étanche au gaz, afin qu'aucune fuite d'ozone ne puisse se produire ;
- Les ouvertures du réacteur d'ozonation, qui seront refermées par des couvercles, devraient dans la mesure du possible être agencées à l'air libre, afin qu'une éventuelle fuite d'ozone n'engendre pas des concentrations supérieures à la valeur MAK de concentration pour l'ozone dans des espaces fermés de 0.1 ppm ($=200 \text{ } \mu\text{g}/\text{m}^3$) ;
- Les locaux et endroits de la station d'épuration déclarés comme locaux de travail où des personnes sont amenés à stationner régulièrement (p. ex. galeries techniques) et où de l'ozone pourrait parvenir doivent être équipés de détecteurs d'ozone en phase gazeuse et de systèmes de ventilation automatiques pour l'aération en cas d'alarme. Du fait que l'ozone est plus lourd que l'air, les grilles d'aspiration du système de ventilation doivent se trouver à proximité du sol ;
- Tous les instruments de mesure d'ozone en phase aqueuse et gazeuse doivent être contrôlés et entretenus régulièrement (1 fois par semaine) ;
- Dans le réacteur d'ozonation, la formation éventuelle de mousse doit pouvoir être détectée à l'aide d'une sonde et combattue par des systèmes d'aspersion à eau industrielle sur toute la surface d'eau. En tous les cas un piège à mousse devrait être installé avant le réacteur de destruction d'ozone résiduaire pour en assurer le bon fonctionnement ;

- Les matériaux de constructions en contact avec l’ozone seront exclusivement en béton, en acier inoxydable et en plastique fluoré (PTFE). La plupart des plastiques ne sont pas résistants à l’ozone ;
- Aucun joint d’étanchéité (link-seal) ne devrait être utilisé pour les conduites passant à travers le sol, les murs ou les dalles du réacteur d’ozonation. Il est préférable de les incorporer directement dans le béton ;
- En cas de vidange du réacteur d’ozonation, l’eau de vidange devrait être amenée avant l’étape de traitement biologique, afin d’éliminer l’ozone résiduel ;
- Le générateur d’ozone devrait être construit de manière résistante aux intempéries et mis en place dans un local bien ventilé ;
- Des mesures de protection suffisante contre les émissions sonores devront être prises, afin que les valeurs légales d’émissions sonores ne soient pas dépassées pour le générateur d’ozone, le système de refroidissement et le destructeur d’ozone résiduaire.

Coûts d’investissement et d’exploitation

Les coûts d’exploitation du réacteur d’ozonation sont influencés principalement par les facteurs suivants :

- Charge en COD et en nitrite: Le besoin en ozone est essentiellement dépendant de la charge en COD et en nitrite arrivant au réacteur d’ozonation. Il faut donc absolument vérifier s’il n’est pas possible de réduire ces charges par une meilleure dégradation lors du traitement biologique ;
- Utilisation d’oxygène pur pour la production d’ozone nécessaire (accès et stockage) ;
- Consommation électrique des pompes utilisées pour l’injection d’ozone, le générateur d’ozone, le refroidissement du générateur d’ozone, l’aération des locaux de travail et le destructeur d’ozone résiduaire ;
- Travaux de maintenance et d’entretien des instruments de mesure du réacteur d’ozonation ;
- Coûts des analyses effectuées pour surveiller le rendement d’élimination.

Les coûts d’investissement du réacteur d’ozonation sont influencés principalement par les facteurs suivants :

- Volume du réacteur d’ozonation, resp. quantité d’eau usée à traiter ;
- Nécessité d’installations redondantes (nombre de lignes de traitement dans le réacteur d’ozonation, de générateur d’ozone, de réacteur de destruction d’ozone, d’aération) ;
- Utilisation d’infrastructures existantes (par ex. bassins existants, filtre à sable disponibles, transformateurs existants, nécessité de pomper entre les traitements) ;
- Nécessité de construire une nouvelle halle pour le réacteur d’ozone et le générateur d’ozone ;
- Concept MCR (Mesure, contrôle, régulation) ;
- Conditions cadres (p. ex. Protection contre le bruit, terrain à bâtir, eaux souterraines).

Questions ouvertes

- *Temps de séjour minimal dans le réacteur d’ozonation*: Le temps de séjour minimal nécessaire dans le réacteur d’ozonation pour une élimination suffisante des substances de référence et une exploitation stable devrait être analysé plus précisément par des applications à large échelle ;
- *Peroxyde d’hydrogène*: La présence de radicaux •OH permet l’oxydation des micropolluants organiques qui ne sont que lentement oxydables. Ces radicaux peuvent être produits en introduisant l’ozone dans deux rampes d’injection et en dosant du H₂O₂ dans la seconde (Nöthe et al., 2009, Merényi et al., 2010). La question reste de savoir dans quelle mesure un tel procédé peut être appliqué de manière scientifique et stable dans les stations d’épuration ;
- *Régulation UV*: La régulation de l’apport d’ozone par mesure d’absorption UV décrite au chapitre 5.2.2 devrait impérativement être testée en laboratoire et à grande échelle, du fait de l’existence d’une corrélation entre la baisse d’absorption UV et l’élimination de micropolluants organiques lors du processus d’ozonation (Wert et al., 2009, Dickenson et al., 2009, Nanaboina et Korshin, 2010) ;
- *Toxicité des sous-produits d’ozonation* : La formation éventuelle de sous-produits d’ozonation doit être évaluée d’un point de vue de la toxicité de ces sous-produits.

6 CHARBON ACTIF EN POUDRE (CAP)

6.1 OBJECTIFS

Les objectifs du bureau d'ingénieur dans le cadre de la réalisation d'une installation de traitement des micropolluants avec du charbon actif en poudre (CAP) sont les suivants :

- Dimensionner et construire une étape d'adsorption par du charbon actif en poudre dans le but d'atteindre l'élimination de 80% des 5 substances de références Carbamazépine, Diclofénac, Sulfaméthoxazole, Mécoprop et Benzotriazole (taux d'élimination basés sur la proposition de modification de l'OEaux) ;
- Doser la quantité optimale de charbon actif en poudre pour atteindre l'efficacité de traitement à des frais aussi bas que possible ;
- Séparer de manière efficace le charbon actif chargé afin de perdre un minimum de poudre de charbon actif dans l'effluent ;
- Utiliser un minimum de poudre de charbon actif et d'énergie électrique pour le traitement en continu tout en assurant que les objectifs de traitement soient atteints ;
- Utiliser autant que possible la capacité d'adsorption du CAP introduit ;
- Ne pas réduire les capacités de traitement des autres étapes du procédé (traitement sur boues activées p.ex.) par l'adjonction de CAP et dans la mesure du possible les augmenter ;
- Construire une installation sécurisée ;
- Minimiser tant que possible l'investissement lié à la maintenance et la surveillance du système ;
- Utiliser dans la mesure du possible les infrastructures existantes ;
- Construire une installation la moins chère possible (coûts d'investissement et d'exploitation) ;
- Réaliser une installation extensible de manière la plus flexible possible.

Pour les essais à la STEP de Vidy menés sur l'installation de traitement sur CAP, les objectifs été les suivants :

- Comparaison directe du taux d'élimination par traitement CAP pour plusieurs micropolluants organiques avec celui obtenu par le traitement par ozonation mené en parallèle ;
- Evaluation de l'influence de divers paramètres sur le rendement du procédé CAP (dose de charbon actif, concentration en COD dans l'effluent, température, pH, temps de séjour dans le système à charbon actif, temps de séjour hydraulique, dosage des précipitants, type de charbon actif,...) ;
- Evaluation de l'exploitation (retour d'expérience) et des coûts d'investissement et d'exploitation pour l'adsorption par CAP et le procédé par membranes pour la séparation du CAP.

Pour la séparation du CAP, un procédé d'ultrafiltration sur membrane a été choisi en aval du réacteur de contact CAP à la place d'un procédé de filtration sur sable. Ce procédé est plus coûteux, mais il permet l'élimination des germes dans l'eau épurée, ce qui est intéressant pour la STEP de Vidy dont les rejets sont déversés dans le lac Léman, qui sert à l'alimentation en eau potable et comme lieu de baignade. De plus, le procédé par membrane peut également s'avérer intéressant pour d'autres stations d'épurations suisses, lorsque pour des raisons de place il n'est pas possible de construire une installation de sédimentation avec filtration par sable pour la séparation du charbon actif en poudre.

6.2 CONCEPT DE DIMENSIONNEMENT

Pour l'adsorption par poudre à charbon actif, trois grandeurs de dimensionnement sont déterminantes :

- La quantité de charbon actif en poudre dosée dans l'effluent arrivant à l'adsorption ;
- Le temps de séjour hydraulique dans le réacteur d'adsorption, de manière à s'assurer que l'équilibre d'adsorption entre le charbon actif et les micropolluants organiques à adsorber soit atteint ;
- Le temps de séjour de la poudre de charbon dans le système, de manière à utiliser entièrement la capacité d'adsorption du charbon (celui-ci est séparé après passage dans le réacteur et est réinjecté dans le réacteur).

Le réacteur pour l'adsorption a été conçu en tenant compte des grandeurs de dimensionnement données dans le tableau suivant. Le temps de séjour du charbon actif en poudre dans le réacteur d'adsorption a été choisi sur la base de l'essai pilote mené à Ulm en Allemagne (Metzger et al., 2007).

Tableau 14 : Grandeurs de dimensionnement pour l'installation d'adsorption

Paramètre	Valeur	Unité
Quantité d'eau traitée	5 - 15	l/s
Concentration en CAP dosé (relative à la quantité d'eau traitée)	10 - 20	mg/l
Temps de séjour hydraulique dans le réacteur d'adsorption θ_h	15 - 100	min
Concentration en MES dans l'effluent (entrée)	15 - 30	mg/l
Dosage en $FeCl_3$	6 - 8	mgFe/l
Concentration en CAP dans le réacteur d'adsorption	2 - 4	gCAP/l
Temps de séjour du CAP dans le réacteur d'adsorption θ_{CAP}	6 - 8	j

Le temps de séjour moyen pour le CAP dans le réacteur d'adsorption est déterminé comme suit :

$$Ch\ arg\ e - CAP_{dosée} = 864 \frac{m^3}{j} \cdot 0.015 \frac{kg_{CAP}}{m^3} = 13 \frac{kg_{CAP}}{j}$$

$$Ch\ arg\ e - MES_{entrée} = 864 \frac{m^3}{j} \cdot 0.015 \frac{kg_{MES}}{m^3} = 13 \frac{kg_{MS}}{j}$$

$$Ch\ arg\ e - Fe(OH)_3\ formé = 864 \frac{m^3}{j} \cdot 0.007 \frac{kg_{Fe}}{m^3} \cdot \frac{107}{56} = 11.6 \frac{kg_{Fe(OH)_3}}{j}$$

$$Pr\ écipitatio\ ndeboues\ CAP - installati\ on = 13 \frac{kg_{CAP}}{j} + 13 \frac{kg_{MES}}{j} + 11.6 \frac{kg_{Fe(OH)_3}}{j} = 37.6 \frac{kg}{j}$$

où la valeur de $0.015\ kg_{CAP}/m^3$ eau correspond à la quantité de charbon nécessaire déterminée sur la base d'essais préalables (Metzger et al., 2007), $0.015\ kg_{MES}/m^3$ correspond à la charge en matières en suspension mesurée à la sortie du décanteur secondaire et $0.007\ kg_{Fe}/m^3$ correspond à la quantité nécessaire de Fe(III) par expérience.

$$\theta_{CAP} = \frac{V_{Réacteur\ d'adsorption} \cdot TS_{CAP, réacteur\ d'adsorption}}{CAP - Fraction_{dosée}}$$

$$V_{réacteur\ d'adsorption} = \frac{CAP - Fraction_{dosée} \cdot \theta_{CAP}}{TS_{CAP, réacteur\ d'adsorption}}$$

$$V_{réacteur\ d'adsorption} = \frac{13 \frac{kg_{CAP}}{j} \cdot 7\ j}{3 \frac{kg_{CAP}}{m^3}} = 30.3\ m^3$$

Le volume du réacteur a été déterminé à $30\ m^3$ ($= 3 \times 10\ m^3$).

La part de CAP à doser de $13\ kg_{CAP}/j$ correspond à 35% de l'ensemble des boues adsorbées dans le réacteur d'adsorption, soit $37.6\ kg/j$. La concentration totale en matière solide dans le réacteur d'adsorption est donc de $8.6\ kg/m^3$, ce qui permet de maintenir un temps de séjour de 7 jours pour le charbon actif en poudre dans le système. Ce temps de séjour a été déterminé expérimentalement comme celui pour lequel le rendement est optimal (Metzger et al., 2007).

6.2.1 SPÉCIFICATIONS

Les éléments de dimensionnement ainsi que les paramètres de qualité de l'eau déterminants pour le traitement par CAP sont donnés dans le Tableau 15. Les valeurs en rouges correspondent à la qualité de l'eau à l'entrée du traitement CAP après un traitement biologique avec une nitrification stable. Les valeurs en italique correspondent à la qualité de l'eau à l'entrée du réacteur CAP avec traitement biologique sans nitrification.

Tableau 15 : Débit d'entrée et concentrations dans l'effluent

Paramètre	Abréviation	Valeur	Unité
Débit		5 - 15	l/s
Débit moyen		10	l/s
Matières en suspension	MES	15 - 20	mg/l
Demande chimique en oxygène	DCO	30 - 60	mg/l
Demande biochimique en oxygène sur 5 jours	DBO ₅	15 - 20	mg/l
Carbone organique dissous	COD	10 - 20	mg/l
Ammonium	NH ₄ -N	2 - 14	mg/l
Nitrite	NO ₂ -N	0.3 - 5	mg/l
Phosphore total	P _{tot}	0.8 - 2	mg/l

La valeur de pH de l'effluent arrivant dans le réacteur de contact par charbon actif se situait entre 6 et 8 pour l'eau décantée de la STEP (biologie à forte charge) et pour le lit fluidisé nitrifiant.

La température de l'effluent arrivant à l'adsorption par charbon actif a été considérée comme pouvant varier entre 10° et 20°C (valeur min/max).

6.2.2 DESCRIPTION DU PROCÉDÉ

La figure suivante représente schématiquement l'étape d'adsorption par charbon actif suivie d'une filtration par membrane pour la séparation de la poudre à charbon actif.

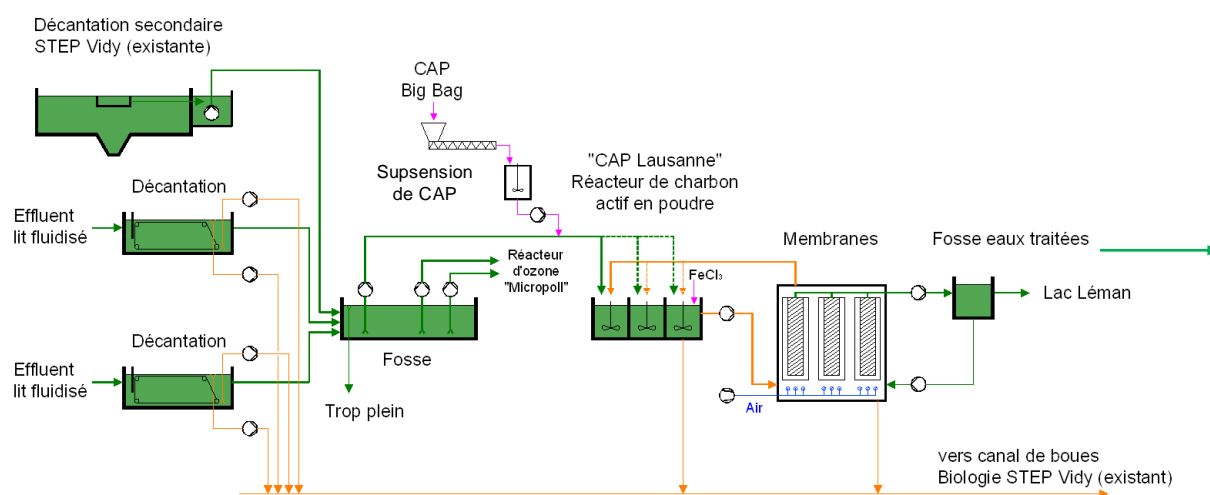


Figure 14 : Schéma simplifié de l'adsorption par charbon actif en poudre

Depuis la fosse de pompage, l'eau décantée est pompée au choix vers l'un des 3 réacteurs partiels de l'installation d'adsorption (volume unitaire de 10 m³). Le mélange avec la suspension de charbon actif en poudre se réalise dans la conduite d'amenée de l'effluent.

Le charbon actif en poudre est extrait d'un Big-Bag vers une cuve de mélange où le charbon est mouillé avec de l'eau en provenance de la fosse des eaux traitées, et ensuite mélangé pour obtenir une suspension. Celle-

ci est alors pompée à l'aide d'une pompe à membrane dans la conduite d'amenée de l'effluent qui alimente le réacteur d'adsorption.

Le chlorure ferrique, agent précipitant, est dosé dans le dernier compartiment.

L'effluent peut, au choix, être dirigé vers le 1^{er}, 2^{ème} ou le 3^{ème} compartiment du réacteur de manière à faire varier, pour les essais, le temps de séjour du charbon en poudre et le temps de séjour hydraulique pour des quantités d'eau à traiter identiques.

Le mélange effluent-charbon est pompé du 3^{ème} compartiment du réacteur vers le module d'ultrafiltration par membrane fonctionnant en mode cross-flow à l'aide d'une pompe de recirculation. De l'air est également injecté dans le module à l'aide d'un compresseur. Le mélange charbon-effluent-air est alors ramené vers le 1^{er}, 2^{ème} ou le 3^{ème} compartiment du réacteur. La pompe de perméat aspire l'eau à travers la membrane et l'amène vers la fosse des eaux traitées. Celle-ci est utilisée comme tampon pour le rinçage de la membrane.

Le module membranaire est rincé périodiquement avec de l'eau de Javel ou de l'acide citrique à froid.

L'eau de rinçage est évacuée vers la conduite à boues de la STEP. Le surplus de charbon du réacteur d'adsorption est directement pompé du réacteur et évacué également vers la conduite à boues de la STEP.

6.3 CONSTRUCTION - RÉALISATION

6.3.1 ELÉMENTS MÉCANIQUES

Le traitement des micropolluants par CAP est constitué de quatre groupes d'éléments mécaniques :

- Le réacteur de contact de charbon avec de l'eau ;
- Le dispositif de stockage, de mouillage et de dosage du CAP ;
- Le dispositif de dosage de flocculant ;
- Le dispositif de séparation du charbon de l'eau (avec éventuellement produits de nettoyage et bacs de rinçage, rétrolavage).

Le réacteur de contact est formé de trois compartiments réalisés en béton. Chaque compartiment est muni d'un brasseur pour assurer un bon mélange entre l'eau et le charbon ainsi que pour éviter une décantation et une séparation de la liqueur mixte.

L'introduction du charbon frais dans le système est opérée par l'injection d'une solution de charbon dans la conduite d'alimentation d'eau à traiter du réacteur.

La préparation de la solution de charbon se fait par une installation classique de mouillage. A partir du stock de charbon, une vis sans fin transporte le charbon sec dans le bac de mouillage. La préparation de la solution de charbon mouillé prêt pour l'injection est effectuée par injection séquentielle de charbon et d'eau dans le récipient de stockage tampon. Dès que le niveau minimal est atteint dans le bac, un nouveau batch est préparé. Avec la concentration connue de la solution, le dosage de la quantité de CAP proportionnel au volume d'eau à traiter se fait par une pompe de dosage à membrane asservie.

La coagulation permet de faciliter la séparation du CAP. L'agent de coagulation doit être choisi en fonction du dispositif de séparation en aval. Pour le pilote de Lausanne, la séparation du CAP a été effectuée par une membrane. Le choix du flocculant s'est porté sur du FeCl_3 du fait que ce réactif était déjà utilisé pour la déphosphoration et le traitement physico-chimique de la STEP. Une nouvelle installation de réception et de stockage n'a ainsi pas été nécessaire. Une nouvelle pompe de dosage destinée au dosage du FeCl_3 a été mise en place dans l'installation de distribution existante.

La séparation du charbon a été effectuée par une membrane externe de type cross-flow. Il existe plusieurs types de membranes ayant les caractéristiques adaptées pour la séparation du charbon et de l'eau. Le choix du système de séparation se fait en fonction des critères d'exploitation tels que :

- Consommation électrique ;
- Consommation de réactif pour la régénération ;
- Facilité des opérations de régénération ;
- Longévité des membranes ;
- Longévité des éléments mécaniques soumis à une usure par le CAP tels que pompes, vannes, joints mécaniques etc.

Les essais de Vidy ont été effectués sur une membrane type en PVDF (fluorure de polyvinylidène) avec des pores de 30 nm. On renonce ici volontairement à donner des informations plus précises quant au choix particulier de la membrane. Les critères listés ci-dessus doivent être étudiés au cas par cas.

6.3.2 TECHNIQUES DE MESURES

Les instruments de mesure pour la gestion du procédé sont simples et ont fait leurs preuves dans le domaine de l'épuration d'eau.

Des mesures de débit en continu et des capteurs de pression sont utilisés pour gérer le processus d'adsorption et de séparation.

6.3.3 MISE EN SERVICE

Le taux d'élimination des micropolluants n'est a priori fonction que de la présence en quantité suffisante de CAP non chargé ayant les bonnes caractéristiques.

Par contre il est plus difficile de trouver les paramètres de travail pour opérer cette élimination en consommant le moins d'énergie possible.

Les paramètres à optimiser sont :

- Temps de séjour du charbon dans le réacteur de contact (taux de recirculation, volume du réacteur) ;
- Taux de renouvellement du charbon (système de mouillage, dosage du charbon) ;
- Charge massique appliquée aux membranes (taux de recirculation, point d'aspiration dans le réacteur) ;
- Structure des floccs (dosage de FeCl_3) ;
- Contrôle des points de régénération des membranes (lavages avec de l'eau traitée, régénération et élimination du blocage ou de fouling).

La mise en service de l'installation de séparation à membranes est complexe puisque les différents paramètres qui influencent son fonctionnement sont interdépendants. Il n'est pas possible de définir une stratégie linéaire. De plus, le temps de réaction sur une modification d'un paramètre est long. La mise au point d'un set de paramètres est donc une opération à long terme (6 à 12 mois).

6.3.4 RÉGULATION DU PROCÉDÉ

La régulation du procédé est simple. L'introduction de charbon se fait proportionnellement au débit traité. La quantité spécifique de charbon nécessaire est définie par des tests préalables et confirmée par des analyses de la qualité du rejet.

Les cycles de lavage et de régénération des installations de séparation sont régulés par des mesures de la perte de charge.

6.4 RÉSULTATS

6.4.1 PHASES D'EXPLOITATION DU CAP-UF

Cinq phases de mesures ont été réalisées pour l'évaluation de l'installation d'adsorption sur CAP. La Figure 15 présente les temps de rétention, la quantité de CAP injectée et l'âge moyen des boues. « L'âge des boues du charbon actif en poudre » a été calculé pour chacune des phases selon la formule donnée au chapitre 6.2. Durant les 5 phases d'observation, l'âge des boues a oscillé entre 2 et 17 jours.

Tableau 16 : Dosage du CAP (charge de CAP par litre d'eau à traiter)

Phase	Période	Dosage injection CAP [mg/l]
1	16.09.2009 – 05.11.2009	10
2	05.01.2010 – 23.01.2010	10
3	16.02.2010 – 09.03.2010	10
4	10.03.2010 – 22.04.2010	12
5	20.05.2010 – 01.06.2010	20

La quantité de CAP injectée est une valeur de dimensionnement essentielle. Elle se situe entre 10 et 20 mg/l. Le Tableau 16 précise d'autre part les périodes correspondant aux différentes phases. La Figure 16 présente l'évolution de la concentration en COD à l'entrée du réacteur CAP Lausanne.

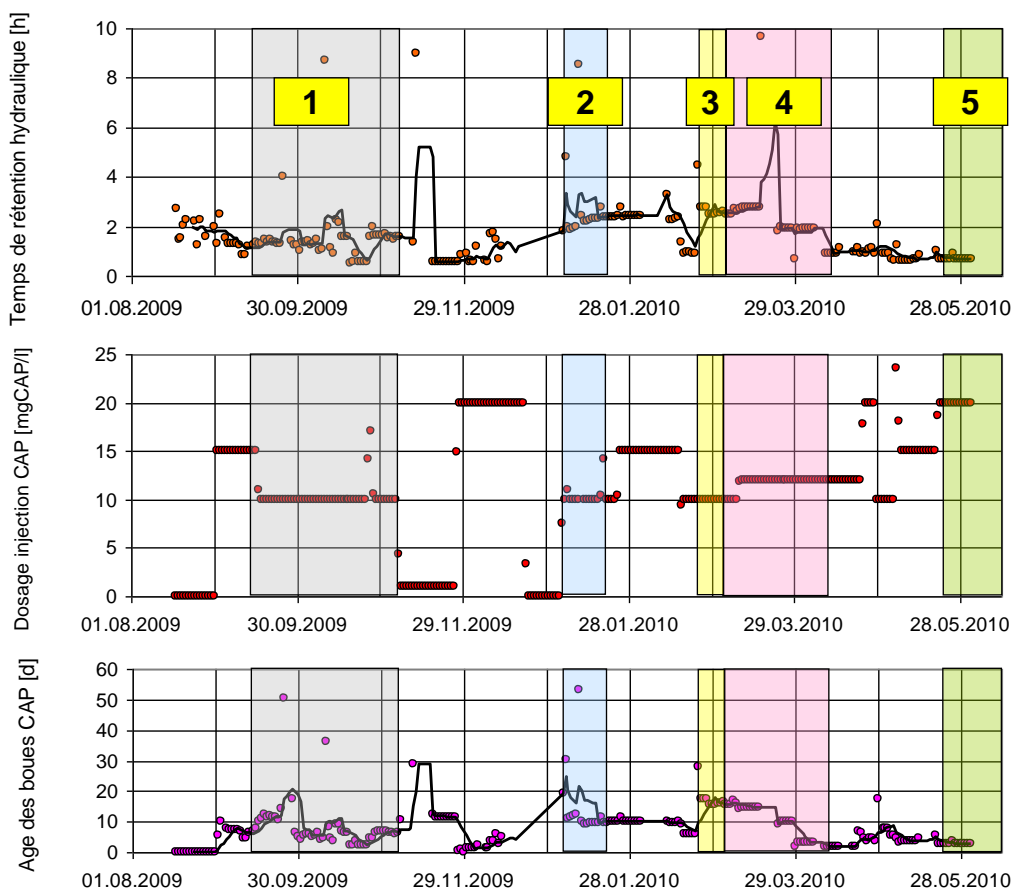


Figure 15 : Temps de séjour hydraulique, concentration de CAP dosé et âge des boues du CAP dans le réacteur CAP à Lausanne

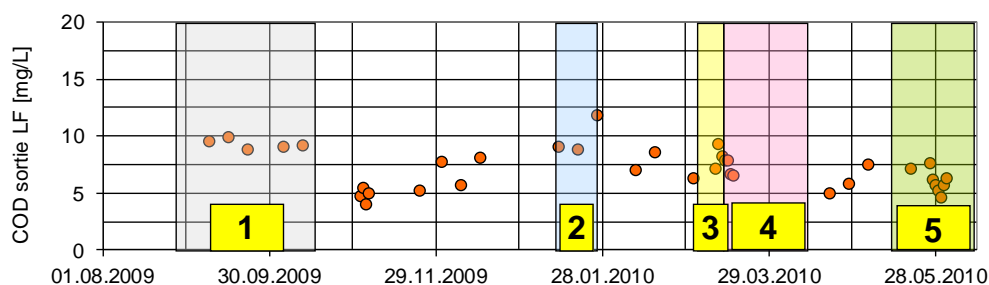


Figure 16 : Concentration de COD (carbone organique dissous) à l'entrée du réacteur CAP Lausanne

6.4.2 ELIMINATION DES MICROPOLLUANTS ORGANIQUES

Les rendements de l'élimination du procédé CAP pour sept substances de référence sont présentés en Figure 17. Les valeurs sont données dans le Tableau 17, qui liste également les quantités de charbon actif injecté, le COD, l'âge des boues et le temps de séjour hydraulique.

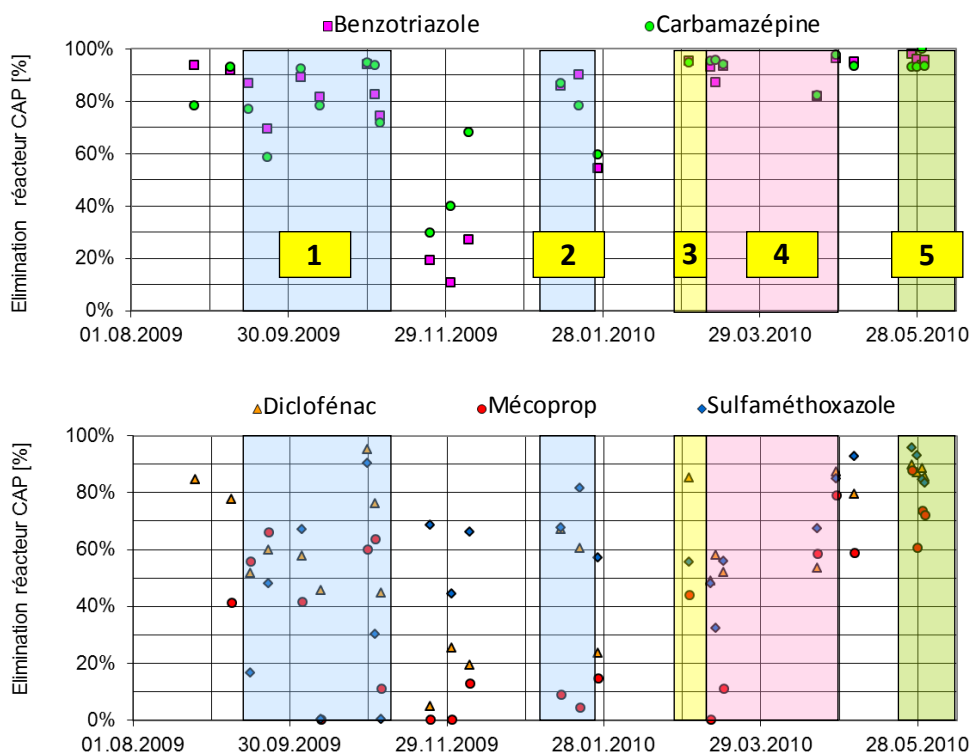


Figure 17 : Résultats de l'élimination de 6 substances indicatives dans le réacteur CAP

Tableau 17 : Résultats de l'élimination de 6 substances indicatives dans le réacteur CAP

Paramètre	Unité	Phase				
		1	2	3	4	5
Benzotriazole	[%]	82	88	95	89	96
Carbamazépine	[%]	82	83	95	92	95
Diclofénac	[%]	63	63	85	53	87
Mécoprop	[%]	40	7	44	23	73
Sulfaméthoxazole	[%]	39	74	55	51	89
Injection de CAP (dose)	[mg/l]	10	10	10	12	20
COD sortie lit fluidisé	[mg/l]	6.6	9.0	7.4	7.3	5.9
Age des boues CAP	[j]	8.33	13.62	13.96	6.83	2.87
Temps de séjour hydraulique	[h]	1.54	2.72	2.25	2.01	0.68

6.5 INTERPRÉTATION DES RÉSULTATS D'ANALYSE

Le taux d'élimination du réacteur CAP a été évalué à l'aide de 6 substances de référence (Figure 17). La Carbamazépine et le Benzotriazole représentent les substances qui s'adsorbent bien. Les substances présentant de moins bonnes qualités d'adsorption sont le Diclofénac, le Mécoprop et le Sulfaméthoxazole.

La concentration en COD dans l'affluent du réacteur CAP (Figure 16) est un facteur important. En effet, le carbone organique dissous influence de manière déterminante l'élimination des éléments traces organiques du fait de l'adsorption compétitive. Pendant les périodes 1 et 2, la concentration moyenne en COD était respectivement de 6.6 mg/l et 9.0 mg/l. Durant les périodes 3 et 4, elle est restée constante avec des valeurs de resp. 7.4 mg/l et 7.3 mg/l. Durant la phase 5, la concentration en COD était plus faible que lors de phases précédentes, avec des valeurs de 5.9 mg/l.

Les substances avec une mauvaise adsorption, soit le Mécoprop et le Sulfaméthoxazole, ont rarement été éliminées à plus de 80% avec un dosage de CAP de 10 mg/l. Même une augmentation de l'âge des boues CAP de 8.3 jours en phase 1 à près de 14 jours en phase 3 ne permet pas l'élimination du Sulfaméthoxazole à plus de 80%.

L'état idéal pour le système CAP choisi, se déroulant en une étape, est la période 5 avec un dosage de CAP de 20 mg/l. Malgré un âge des boues de 2.9 j, plus bas que pour les autres phases, et un temps de séjour hydraulique de 40 minutes, des taux d'élimination stables, de plus de 80%, sont atteints pour la Carbamazépine, le Benzotriazole, le Diclofénac et le Sulfaméthoxazole. Le Mécoprop est moins bien éliminé avec des taux de resp. 73% et 61%. On fera remarquer que la concentration en COD de fond de 5.9 mg/l était basse durant cette période 5. Pour pouvoir valider ces résultats, il serait nécessaire d'exploiter à nouveau le réacteur CAP sous les mêmes conditions opératoires et conditions aux limites que celles de la période 5, mais sur une durée plus longue.

Lors des phases avec un dosage CAP de 10 mg/l, les substances avec de bonnes propriétés d'adsorption, soit les Carbamazépine et Benzotriazole, n'indiquent un très bon rendement d'élimination (supérieur à 90%) que lorsque la concentration en COD de fond est de 7.4 mg/l (phase 3 dans Figure 17 et Tableau 17).

Il est à mentionner que les résultats présentés ont été obtenus à la suite d'une unique pulvérisation de charbon. Le rendement d'élimination peut être significativement augmenté par recirculation du charbon à contre-courant au niveau du traitement biologique, ce qui n'engendre pas de consommation supplémentaire (Zwickenpflug et al., 2010).

6.6 DISCUSSION

Une check-list reprenant les éléments à considérer lors de la conception d'une installation de traitement d'adsorption par CAP est donnée au Tableau 20, § 7.2.3.

Le choix de la méthode du CAP et de séparation est essentiellement basé sur des questions de consommation d'énergie, de surface à disposition et de la filière d'élimination du CAP chargé.

Choix du charbon

Pour assurer l'adsorption des micropolluants contenus dans une eau usée spécifique, il est important de définir au préalable et par des tests en laboratoire le charbon le plus adéquat.

Les tests conduits à Lausanne et à l'EAWAG ont mis en évidence que le temps de contact du charbon doit être suffisant, mais peut être réduit à moins de 2 jours (Margot et al., 2010). Une amélioration de l'adsorption n'est pas observée. Il est plus important de définir la bonne quantité de charbon ainsi que de choisir le charbon présentant les spécificités appropriées aux caractéristiques de l'eau à traiter. D'autre part, la recirculation du charbon engendre des coûts d'exploitation.

Méthodes de séparation

Les méthodes de séparation statiques ne sont pas suffisantes pour atteindre les exigences de qualité d'eau en sortie de traitement concernant les matières en suspension et de transparence. Il est nécessaire de séparer le CAP par filtration (granulaire ou membranaire, les deux méthodes sont efficaces).

Exigences accrues

Une séparation du CAP par membrane se justifie si la norme de rejet exige une désinfection ou des taux de MES en rejet très bas.

Les essais de séparation par membrane à Vidy se caractérisent par une exposition des membranes à la charge en MES totale du réacteur d'adsorption. Le contrôle de l'épaisseur du CAP qui s'accumule sur la membrane est assuré par un crossflow important couplé à une aération visant à augmenter le flux. L'objectif de cette mesure est de contrôler l'obturation progressive de la membrane et de maintenir la pression transmembranaire basse, ce qui permet de prolonger le laps de temps entre les lavages à contre-courant.

La consommation d'énergie est occasionnée principalement par les éléments suivants :

- les pompes de recirculation et les soufflantes pour assurer le crossflow ;
- les pompes transmembranaires ;
- les installations de rétrolavage des membranes.

Des résultats satisfaisants au niveau de la séparation ont été obtenus avec une consommation d'énergie élevés en comparaison des prévisions établies lors de la conception initiale.

Sécurité

La mise en œuvre du charbon ne présente pas de danger particulier pour le personnel d'exploitation ou l'environnement. Lors de la planification de l'installation de stockage et de dosage du charbon actif, les exigences en matière de protection contre le feu et l'explosion doivent être considérées pour éviter un coup de poussière ou un feu couvant.

6.7 PLANIFICATION D'UNE NOUVELLE LIGNE D'ADSORPTION CAP

Dimensionnement

- Le dimensionnement du réacteur de contact de CAP et de l'eau à traiter peut se faire selon les indications du chapitre 6.2. La grande quantité de CAP ainsi maintenue dans le système permet de répondre à la variation de charge et de flux. Le temps de séjour du CAP peut être réduit considérablement en fonction de la variabilité du flux ;
- Les temps de contact entre le CAP et l'eau à traiter, à savoir le temps de séjour hydraulique, se situe autour de 1 h avec une injection de CAP de 20 mg/l ;
- Les données de dimensionnement devraient être vérifiées par un bilan de masse sur le COD ;
- Des indications sur les variations journalières permettront de définir le facteur de sécurité nécessaire (réserve de CAP) à maintenir dans le système ;
- Le choix du charbon, la dose à injecter et le temps de séjour doivent être vérifiés par des tests en laboratoire effectués sur l'eau récoltée à l'endroit du traitement prévu. L'analyse de la réduction du Sulfaméthoxazole peut être utilisée comme paramètre de jugement ;
- Pour la séparation du charbon, plusieurs méthodes sont possibles. Elles sont combinées les unes avec les autres en fonction du concept retenu (recirculation ou non du CAP) ;
- Le dimensionnement des installations de séparation se fait à l'aide des paramètres classiques de dimensionnement (charge massique et débit) ;
- Une décantation statique simple ne garantit pas une bonne séparation en tout temps. Ainsi une filtration sur sable ou par membrane est recommandée. Cette étape de filtration supplémentaire est une sécurité visant à éviter le rejet de charbon actif dans l'effluent.

Construction

- Les installations d'agitation et les instruments de mesures subissent plus de sollicitations de la part du CAP et doivent pouvoir y résister ;
- Plusieurs compartiments connectés en série limitent des courants préférentiels ;
- Des ouvrages distincts pour les opérations d'adsorptions et de séparation sont à prévoir.

Frais d'investissement et d'exploitation

Les frais d'exploitation du procédé d'adsorption par CAP sont influencés par les facteurs suivants :

- *Consommation énergétique pour l'agitation des bassins d'adsorption ;*
- *Consommation énergétique pour la filtration membranaire : les moyens à mettre en œuvre pour la séparation dépassent de loin ceux nécessaires pour l'adsorption ;*
- *Maintenance des équipements mécaniques et électroniques : Lors de l'investissement le choix devrait se porter sur des constructions robustes ;*
- *Besoin en personnel pour l'analyse et la surveillance.*

Les coûts d'investissement pour une installation d'adsorption par CAP sont influencés par :

- *Valeurs de dimensionnement de l'unité.* Les coûts sont essentiellement déterminés par le choix du procédé de séparation du CAP ;
- *Utilisation et état des infrastructures existantes:* Afin de réduire les coûts d'investissement, les bassins existants devraient pouvoir être transformés pour recevoir avec un minimum de modifications les installations du CAP ;
- *Utilisation des bassins de décantation secondaire existants:* La possibilité d'utiliser les bassins de décantation secondaire existants lors de la transformation d'une installation de traitement sur boues activées doit être étudiée, avec une introduction du CAP entre le bassin d'aération et la décantation (procédé selon Zwickenpflug avec recirculation et polissage final).

Questions ouvertes

- *Influence du charbon actif en poudre sur le rendement du traitement.* Selon les travaux reportés dans la littérature (Zwickenpflug et al., 2010), le dosage direct de CAP lors du traitement par boues activées en amont du décanteur final représente une alternative intéressante à une étape d'adsorption séparée avec nouvelle sédimentation. Ces résultats devraient être confirmés ;
- *Méthodes de séparation.* Les analyses se sont orientées essentiellement sur la question de mise en œuvre du charbon pour l'adsorption. L'étape de séparation a moins été investiguée. Les constructions exécutées ou en réalisation actuellement se basent sur une séparation statique suivie d'une filtration sur sable comme solution de sécurité. Il serait nécessaire de procéder à des essais étendus pour trouver les procédés de séparation adaptés aux conditions de mise en œuvre du CAP et de définir quelle est la perte de CAP dans l'effluent autorisé.

7 CHOIX DU PROCÉDÉ

7.1 PARAMÈTRES À CONSIDÉRER

Certains paramètres liés aux spécificités des installations de traitement de l'eau et au type d'eau traitée et ayant une influence sur l'efficacité de l'élimination des micropolluants ont pu être mis en évidence dans cette étude. La connaissance de ces paramètres, associée aux contraintes techniques, de place ou économiques, est d'importance dans la conception des installations prévues pour le traitement des micropolluants dans les eaux usées en station d'épuration.

Charge en COD

Les deux systèmes de traitement (ozonation et CAP) étudiés présentent des rendements meilleurs pour l'élimination des micropolluants lorsque la charge en COD est faible. Il est donc préférable de tout mettre en œuvre pour réduire au maximum la charge en COD dans l'eau d'entrée du traitement par ozonation ou CAP. Il a été démontré dans cette étude que la diminution de charge en COD obtenue par traitement biologique sur lit fluidisé est adéquate pour le traitement par ozonation ou CAP des micropolluants. Un faible COD est obtenu par des installations nitrifiantes.

Réseau unitaire / séparatif

Les variations de charges en COD sont plus importantes pour une installation en réseau unitaire (pointe de charge en début de période de pluie). Dans le cas du CAP et avec un découplage du temps de séjour du CAP par rapport à celui de l'eau, il est possible de maintenir un stock de charbon excédentaire pendant l'exploitation, ce qui permet de gérer ces variations de charges plus facilement que dans le cas de l'ozone, où il n'est pas possible de maintenir une quantité d'ozone en réserve (l'ozone est produit et consommé en temps réel).

Le choix peut donc se poser dans le cas d'un réseau unitaire entre une installation avec recirculation du CAP ou une installation comprenant un nombre plus élevé de réacteurs (ozone ou CAP). Du fait que la concentration est plus élevée, l'adsorption devrait être plus efficace.

Eaux domestiques / industrielles

La qualité des eaux influence la formation de sous-produits d'ozonation (bromate, nitrosamines,...). Dans une eau industrielle, la présence d'éléments pouvant mener à la formation de sous-produits d'ozonation peut s'avérer problématique pour le traitement par ozonation et nécessiter une filtration sur charbon actif en aval pour filtrer ces sous-produits. Les éléments non ciblés par le traitement et présents dans l'eau vont s'adsorber également sur le charbon actif, engendrant ainsi une surconsommation de charbon. Une analyse de la qualité des eaux est nécessaire dans le processus de choix du traitement approprié.

Utilisation des rejets de STEP

Le type de traitement à l'aval de la phase d'élimination des micropolluants dépend de l'utilisation faite de l'eau de rejet. Pour le cas étudié ici, l'utilisation de l'eau de rejet comme eau de baignade a déterminé le choix d'utiliser un système d'ultrafiltration par membrane plutôt qu'une filtration sur sable. Ce système, plus coûteux, permet d'éviter une éventuelle désinfection supplémentaire de l'eau avant son rejet.

7.2 CHECK-LISTS

7.2.1 TRAITEMENT BIOLOGIQUE SUR LIT FLUIDISÉ

Tableau 18 : Check-list : traitement biologique sur lit fluidisé

Conception du réacteur	<ul style="list-style-type: none"> • Les dimensions des bassins, leur géométrie, les supports de colonisation et les tamis de séparation des différents compartiments forment un ensemble inséparable. Les caractéristiques de cet ensemble sont dépendantes du type de support de colonisation choisi. L'objectif est un brassage complet et une rétention intégrale des supports, avec des pertes de charge hydraulique minimale lors du passage d'un bassin vers l'autre ; • La résistance mécanique des supports doit si possible permettre un brassage mécanique pour donner la possibilité de séparer les fonctions d'aération et de brassage ; • Pour assurer le passage de l'eau avec une perte de charge acceptable entre deux compartiments, les tamis doivent au moins être doublés. Un système indépendant permettant la libération des tamis en cas de surcharge est souhaitable ; • Le dimensionnement des tamis doit prendre en considération les cas de charges mécaniques de remplissage et vidange des bassins ; • Les bassins doivent pouvoir être vidangés, si possible de manière indépendante et sans devoir sortir les supports ; • La qualité du béton doit répondre à des exigences accrues. Il faut tenir compte du potentiel d'érosion élevé dans les compartiments aérés et brassés dû aux supports en mouvement perpétuel qui frottent contre les parois ; • Des trémies sont à prévoir dans les bassins de décantation pour l'extraction des boues.
Sondes de mesure et régulation	<ul style="list-style-type: none"> • Les sondes de mesures doivent être protégées contre le frottement perpétuel des supports ; • Des fixations flexibles permettant un mouvement des sondes sont à favoriser ; • L'immersion permanente des sondes doit être assurée ; • Le processus de libération des tamis en cas de montée du plan d'eau doit faire partie intégrante du concept de régulation.
Mise en service	<ul style="list-style-type: none"> • L'introduction séquentielle des supports dans les compartiments facilite le démarrage du processus ; • Il est recommandé de prévoir la mise en service en été ; • Une charge élevée facilite la colonisation des supports et par la suite le brassage intégral ; • Un dispositif de dosage de produit anti-mousse est à prévoir lors du démarrage.

7.2.2 TRAITEMENT PAR OZONATION

Tableau 19 : Check-list : traitement par ozonation

Conception du réacteur	<ul style="list-style-type: none"> • Tous les matériaux en contact avec de l’ozone doivent posséder des propriétés de résistance au fort potentiel d’oxydation de l’ozone (composés organiques) ; • Les dimensions du réacteur et sa géométrie doivent assurer un flux piston à écoulement turbulent ; • L’introduction de l’ozone dans le réacteur doit s’effectuer sans chemin d’écoulement préférentiel ; • La vidange des compartiments est à prévoir, si possible de manière indépendante ; • La résistance mécanique des séparations des différents compartiments doit être assurée (surverse) ; • L’espace de gaz au-dessus du plan d’eau des différents compartiments du réacteur doit être continu et muni d’une soupape de sécurité (dépression, surpression) ; • Le système d’extraction du gaz doit permettre une mise en dépression de l’espace en dessus du plan d’eau pour les charges maximales ; • Aucune fuite de gaz ne doit être possible. La sortie de l’eau du réacteur doit se faire par un siphon. Des possibilités pour combattre la formation de mousse sont à prévoir, si possible par des moyens mécaniques.
Sondes de mesures et régulation	<ul style="list-style-type: none"> • Les échantillons pour les mesures de l’ozone résiduel par les sondes doivent être représentatifs ; • Les variations de pression dans les réacteurs doivent être prises en considération lors du choix des sondes de mesure ; • L’emplacement des prises d’échantillons doit être défini en fonction du concept de régulation retenu.

7.2.3 TRAITEMENT PAR CAP

Tableau 20 : Check-list: traitement par CAP

Conception du réacteur	<ul style="list-style-type: none"> • Les locaux de manutention du CAP sec en vrac doivent être de type EX ; • Il faut tenir compte du fait que toutes les conduites et pompes soumise à un écoulement rapide et à des changements de direction de la liqueur mixte eau / CAP sont soumises à une abrasion (choix des matériaux et contrôles appropriés) ; • Il faut porter une attention particulière au mouillage du CAP, lors de son introduction et de son maintien en suspension, et vérifier qu’un bon contact s’établit.
------------------------	---

7.3 ETAPES DE DÉCISION

Sur la base des considérations ci-dessus et des résultats de cette étude, le processus décisionnel de sélection de la variante de traitement le plus approprié pour l’élimination des micropolluants peut être décrit en plusieurs étapes :

- Etape 1 : critères techniques ;
- Etape 2 : critères de géométrie et coûts de l’installation ;
- Etape 3 : critères de développement durable ;
- Etape 4 : critères de sécurité.

7.3.1 CRITÈRES TECHNIQUES

Traitement par CAP

Le traitement par CAP convient à toutes les situations. L’installation d’un module permettant la recirculation du CAP est judicieuse si la variation de charge en COD est forte, auquel cas la recirculation permet de servir de tampon pour contrebalancer ces variations de charge, ou si la matière présente n’est pas réfractaire,

auquel cas la recirculation permet un développement biologique qui va permettre de prolonger l'étape de biodégradation de la biologie.

Pour une variation de charge en COD faible, il est concevable d'intégrer le traitement par CAP en amont du décanteur, ce qui peut nécessiter par contre un redimensionnement des bassins à boues activées existants.

Le traitement par CAP agira sur un spectre très large de composés (Blum et al., 1993, Crittenden et al., 1999, Shih et al., 2009, de Rieder et al., 2009, Margot et al., 2011). Les mécanismes d'adsorption et l'influence des structures moléculaires des micropolluants sur le processus d'adsorption sont reportés dans la littérature. En fonction de la qualité de l'eau à traiter, cela peut représenter un avantage ou un inconvénient : certaines substances dont la présence dans l'effluent n'est pas problématique pourraient être piégées. Par contre l'on peut s'attendre avec le CAP à ce que d'autres micropolluants que les substances de références soient également piégés. L'efficacité du traitement par ozonation dépend de la structure moléculaire des substances à traiter, alors que pour le traitement par CAP c'est essentiellement la polarité qui doit être considérée.

Traitement par amélioration de la biologie

L'amélioration de la biologie ne permet pas en soi l'élimination des micropolluants dans des proportions satisfaisantes. Le but visé ici est la réduction de la charge en COD à la sortie de l'étape biologique, ce qui permet de diminuer les coûts liés à l'exploitation des installations de traitement par CAP ou ozonation. Le choix de procéder à une amélioration de la biologie ne se justifie qu'en absence de matières réfractaires et en présence d'une forte charge en COD.

Traitement par ozonation

En présence de composés pouvant mener à la formation de sous-produits d'ozonation présentant un risque éco-toxicologique (bromate, nitrosamines,...) (von Gunten, U., 2003), les concentrations en sortie de ces sous-produits sont à comparer aux valeurs légales. La mise en place d'un pré- ou post-traitement peut s'avérer nécessaire. En cas de fortes variations de la charge en COD, la souplesse de régulation de la quantité d'ozone injectée est atteinte à l'aide d'une installation modulaire, telle qu'elle est présentée dans cette étude. La mise en place de plusieurs compartiments de traitement par ozonation avec points d'injections séparés permet de régler la quantité d'ozone injectée en fonction de la charge en COD, qui est déduite en effectuant des mesures de débits. Le traitement par ozonation implique une réaction déterminée par une cinétique, alors que le traitement par CAP est de nature physico-chimique. Ainsi certaines substances risquent de ne pas être éliminées complètement par un traitement d'ozonation, alors qu'elles le seraient lors du traitement par CAP. Cela dépend avant tout de la nature des substances, car l'inverse peut également être vrai (Blum et al., 1993, Crittenden et al., 1999, Canonica S. et al., 2003, Shih et al., 2009, de Rieder et al., 2009, Margot et al., 2011)

7.3.2 CRITÈRES DE GÉOMÉTRIE ET COÛTS DE L'INSTALLATION

Le choix du traitement peut également se fonder sur des aspects géométriques, tels que les restrictions liées à la place disponible ou l'utilisation de structures existantes. Ces aspects sont à traiter au cas par cas. L'un des avantages de la mise en place d'une installation de traitement par ozonation est la faible place qu'elle nécessite. Les coûts d'exploitation sont quant à eux dépendants de la nature et de la qualité de l'eau à traiter. L'amélioration des performances du traitement biologique permet une réduction des coûts d'exploitation des traitements par ozonation et par CAP.

Les conditions particulières des essais à Lausanne ne permettent pas de définir un cadre global pour les coûts d'investissement et d'exploitation.

Les coûts annuels du traitement des micropolluants sont considérés comme fonction des coûts résultant de l'investissement, du personnel, de l'énergie et des consommables.

La solution optimale permet d'atteindre une réduction de la concentration des micropolluants au niveau exigé pour des coûts minimaux. Si la charge à traiter n'est pas modulable, il n'en est pas de même avec les solutions qui permettent d'effectuer cette étape.

Les quatre paramètres définissant les coûts d'exploitation ne sont pas indépendants les uns des autres.

Coûts d'investissement élevés, emprise plus grande

- réduction des frais de personnel par la mise en place d'une automatisation poussée ;
- processus moins gourmand en énergie ;
- processus nécessitant moins de consommables ;
- Les consommables peuvent être produits en partie sur le site ;
- augmentation des investissements pour l'installation de production ;
- produits précurseurs des consommables meilleurs marchés ;
- augmentation de la demande en main d'œuvre engendrant des frais de personnel plus élevés.

7.3.3 CRITÈRES DE DÉVELOPPEMENT DURABLE

Comme les deux procédés d'élimination de micropolluant ont une efficacité similaire, les critères de développement durable deviennent décisifs pour le choix. Les limites du système de comparaison suivantes sont appropriées pour les analyses :

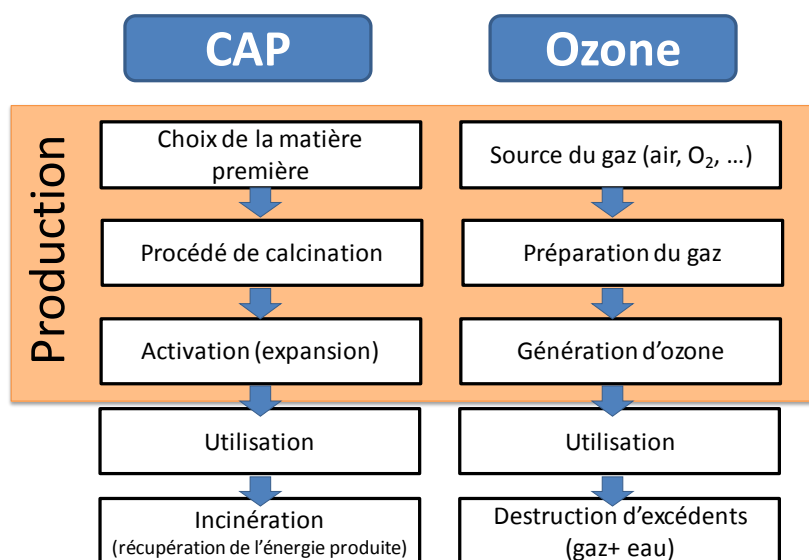


Figure 18 : Critères de développement durable (liste non exhaustive)

Le cycle de vie de l'ozone présente un meilleur bilan que celui du charbon. La production d'ozone peut se faire sur place, ce qui élimine le problème du transport, et à partir d'air qui est facilement accessible. Pour le charbon, le choix de la matière première dépend des propriétés attendues du charbon. Une fois extrait, la matière première doit suivre une étape de pyrolyse puis d'activation. L'élimination n'est pas problématique mais nécessite à nouveau un transport, ce qui n'est pas le cas de l'ozone, qui peut être réduit par réaction chimique ou physique.

7.3.4 CRITÈRES DE SÉCURITÉ

Pour ce qui concerne la sécurité, l'installation de traitement par ozonation présente des risques pour la santé du personnel d'exploitation, ce qui n'est pas le cas avec l'installation de traitement par CAP. L'installation d'ozonation doit donc être conçue pour pouvoir éviter et détecter toute fuite d'ozone.

8 BIBLIOGRAPHIE

- Abegglen C., Escher B.I., Hollender J., Koepke S., Ort C., Peter A., Siegrist H., von Gunten U., Zimmermann S., Koch M., Niederhauser P., Schärer M., Braun C., Gälli R., Junghans M., Brocker S., Moser R., Rensch D. (2009); Ozonung von gereinigtem Abwasser – Pilotversuch Regensdorf (Rapport final inclus résumé en anglais). Office fédéral de l'environnement, Berne.
- Abegglen,C.; Böhler,M.; Hollender,J.; Zimmermann,S.; Zwickenspflug,B.; von Gunten,U.; Siegrist,H.; Thonney,D. (2010); Mikroverunreinigungen in Kläranlagen. Technische Verfahren zur Elimination von organischen Spurenstoffen, GWA, 2010, 7, 587-594
- Blum, D.J.W., Suffet, I.H., Duguet, J.P. (1993); Estimating the activated carbon adsorption of organic chemicals in water; Crit. Rev. Env. Sci. Tech., 23 (2), 121-136
- Buffle M.-O., Schumacher J., Meylan S., Jekel M. and von Gunten U. (2006); Ozonation and advanced oxidation of wastewater: effect of O₃-dose, pH, DOM and HO•-scavengers on ozone decomposition and HO•-generation, Ozone Science and Engineering 28, 247-259
- Canonica S., Tratnyek, P.G. (2003); Quantitative structure-activity relationships for oxidation reactions of organic chemicals in water, Environ. Toxicol. Chem., 22(8), 1743-1754
- Crittenden, J.C., Sanonraj, S., Bulloch, J.L., Hand, D.W., Rogers, T.N., Speth, T.F., Ulmer, M. (1999); Correlation of aqueous-phase adsorption isotherms, Env. Sci. Technol, 33, 2926-2933
- Dickenson E. R. V., Drewes J. E., Sedlak D. L., Wert E. C. und Snyder S. A. (2009); Applying surrogates and indicators to assess removal efficiency of trace organic chemicals during chemical oxidation of wastewater, Env. Sci. Tech 43, 6242 – 6247
- DWA (2010); Tagungsband Aktivkohle in der Abwasserreinigung, 23./24. Juni 2010 Mannheim
- Joss A. und Maurer M. (2005); Biofilter auf dem Prüfstand, EAWAG-news 60d, 24 - 27
- Joss A., Carballa M., Kreuzinger N., Siegrist H. and Zabczynski S. (2006); Wastewater treatment, Human pharmaceuticals, Hormones and fragrances: the challenge of micropollutants in urban water management, chapter 6, IWA publishing, ISBN 1843390930
- Götz C. W., Kaser R., Kienle C. and Hollender J. (2010); Mikroverunreinigungen aus kommunalem Abwasser, GWA 7/2010, 775 – 585
- von Gunten, U. (2003); Ozonation of drinking water, Water Res., 37,1443-1487
- Huber M., Göbel A., Joss A., Hermann N., Löffler D., Mcardell C.S., Ried A., Siegrist H., Ternes T.A., von Gunten U. (2005); Oxidation of pharmaceuticals during ozonation of municipal wastewater effluents: a pilot study, Environ. Sci. Technol. 39, 4290-4299
- Kempf S. and Sigel O. (2006); Untersuchungen über den Stromverbrauch biologischer Reinigungsverfahren auf Kläranlagen, Schlussbericht, Bundesamt für Energie
- Kienle C., Kase R., Werner I. (2011); Evaluation of bioassays and wastewater quality, in vitro and in vivo bioassays for the performance review in the Project "Strategy MicroPoll", Summary
- Margot, J., Magnet, A., Thonney, D., Chèvre, N., de Alencastro, F., Rossi, L. (2011); Traitement des micropolluants dans les eaux usées – Rapport final sur les essais pilotes à la STEP de Vidy (Lausanne). Ed. Ville de Lausanne.
- Maurer M., Fux C. and Siegrist H. (1999) Nitrifikation und Denitrifikation im Wirbelbett - Biologische Reinigungsleistung in der kommunalen Abwasserreinigung. Schriftenreihe Umwelt. BUWAL., Bern
- Merényi G., Lind J., Naumov S and von Sonntag C. (2010); Reaction of ozone with hydrogen peroxide (peroxone process): a revision of current mechanistic concepts based on thermokinetic and

- quantum-chemical considerations; *Env. Sci. Tech.* 44, 3505 - 3507
- Metzger S. (2007); Verfahrenstechnik, Dimensionierung und Leistung einer Adsorptionsstufe, DWA-Aktivkohlefachtagung 26.Juni 2007, Ulm
- Nöthe T., Fahlenkamp H. and von Sonntag C. (2009); Ozonation of wastewater: rate of ozone consumption and hydroxyl radical yield; *Env. Sci. Tech.* 43, 5990 - 5995
- Nanaboina V. and Korshin G. V. (2010); Evolution of absorbance spectra of ozonated wastewater and its relationship with degradation of trace-level organic species, *Env. Sci. Tech* 44, 6130 – 6137
- de Ridder, D.J., McConville, M., Verliefde, A.R.D., van der Aa, L.T.J., Heijman, S.G.J., Verberk, J.Q.J.C., Rietveld, L.C., van Dijk, J.C. (2009); Development of a predictive model to determine micropollutant removal using granular activated carbon, *Drink. Water Eng. Sci. Discuss.*, 2, 189-204
- Shih, Y-H., Gschwend, P.M. (2009); Evaluating activated carbon-water sorption coefficients of organic compounds using linear solvation energy relationship approach and sorbate chemical activities, *Environ. Sci. Technol.*, 43(3), 851-857
- Stalter D., Magdeburg A., Weil M., Knacker T. et Oehlmann J. (2010); Toxication or detoxication? In vivo toxicity assessment of ozonation as advanced wastewater treatment with the rainbow trout, *Water Research* 44(2), 439 – 448
- Tadkaew N., Hai F. I., McDonald J. A., Khan S. J. and Nghiem L. D. (2011); Removal of trace organics by MBR treatment: The role of molecular properties, *Wat. Res* 45(8), 2439-2451
- Wert E. C., Rosario-Ortiz F. L. and Snyder S. A. (2009); Using ultraviolet absorbance and color to assess pharmaceutical oxidation during ozonation of wastewater, *Env. Sci. Tech* 43, 4858 – 4863
- Zimmermann B., Siembida B., Cornel P., Krause S. (2010); Effect of mechanical cleaning with granular material on the permeability of submerged membranes in the MBR process, *Water Research* 44(14), 4037-4046
- Zwickenpflug B., Böhler M., Sterkele B., Joss A., Siegrist H., Traber J., Gujer W., Behl M., Dorusch F. and Hollender J. (2010); Einsatz von Pulveraktivkohle zur Elimination von Mikroverunreinigungen aus kommunalem Abwasser, Abschlussbericht, EAWAG.