



N° d'ordre :

École Doctorale Mathématiques, Sciences de
l'Information et de l'Ingénieur

UdS – INSA – ENGEES

THÈSE

présentée pour obtenir le grade de

Docteur de l'Université de Strasbourg
Discipline : Mécanique des fluides

par

Alain Petitjean

**Modélisation des transferts réactifs diphasiques dans les
filtres verticaux pour le traitement des eaux résiduaires
urbaines**

Soutenue le 6 Décembre 2011

Membres du jury

Directeur de thèse : M. Robert Mosé, Professeur, École
Nationale du Génie de l'Eau et de l'Environnement de Strasbourg

Rapporteur externe : Mme Sylvie Gillot, Ingénieur de recherche,
CEMAGREF d'Antony

Rapporteur externe : M. Etienne Paul, Professeur, Institut
National des Sciences Appliquées de Toulouse

Examineur : M. Günter Langergraber, Docteur,
University of Natural Resources and Life sciences, Vienna (BOKU)

Examineur : M. Gerhard Schäfer, Professeur,
Laboratoire d'Hydrologie et de Géochimie de Strasbourg

REMERCIEMENTS

Ce travail a été réalisé au sein du laboratoire Institut de Mécanique des Fluides et des Solides dans l'équipe Hydraulique Urbaine. J'adresse mes plus profonds remerciements à Robert Mosé pour avoir encadré ce travail et pour m'avoir garanti de bonnes conditions de travail. Adrien Wanko a participé à l'encadrement de cette thèse, il mérite à ce titre mes remerciements pour sa disponibilité.

Je souhaite remercier Antoine Sadowski, ancien responsable du Laboratoire des Systèmes Hydrauliques Urbains, sans qui cette thèse n'aurait pas été possible. Ses encouragements, son ouverture d'esprit, et sa bienveillance ont été déterminants pour mener à bien ce travail.

Je suis très sensible à l'honneur que m'ont fait Monsieur Etienne Paul, Professeur à Institut National des Sciences Appliquées de Toulouse et Madame Sylvie Gillot, Ingénieur de Recherche au CEMAGREF d'Antony, pour m'avoir honoré de leur présence et avoir accepté d'être les rapporteurs de ce travail.

Je tiens également à remercier Günter Langergraber, Docteur (University of Natural Resources and Life sciences, à Vienne) et Gerhard Schäfer, Professeur au Laboratoire d'Hydrologie et de Géochimie de Strasbourg pour l'intérêt qu'ils ont accordé à ce travail en acceptant de le juger.

Nicolas Forquet de l'IRSTEA de Lyon a fait partie de mes soutiens les plus inconditionnels tout au long de ma thèse. Je le remercie pour l'intérêt qu'il a porté à mon travail, ainsi que pour son accueil lors de mes multiples visites à Lyon. Je suis reconnaissant envers Pascal Molle pour ses conseils avisés sur l'orientation de mon travail, ainsi que pour l'opportunité qu'il m'a offerte de suivre des campagnes de mesure sur des sites réels.

De manière complémentaire à mon travail au laboratoire, j'ai eu la chance de suivre le cursus de violoncelle au Conservatoire à Rayonnement Régional de Strasbourg. J'ai été enthousiasmé par qualité des enseignements et des intervenants. Ceux-ci m'ont profondément marqué et fait évoluer ma conception de la pratique musicale. Le conservatoire m'a permis de rencontrer un grand nombre de très bons musiciens, que j'ai appris à connaître en travaillant avec eux. Pour leur soutien et leur présence dans les moments délicats de la thèse, je remercie plus particulièrement Leslie, Yvan, Anaïs.

Je n'oublie pas tous les membres de l'équipe Hydraulique Urbaine de l'IMFS qui m'ont accueilli et soutenu. Je pense à José Vasquez, Jean-Bernard Bardiaux, Matthieu Dufresne, Fabrice Lawniczak, et Christian Beck. Julien Laurent et Pascal Finaud-guyot ont contribué de manière significative mes travaux, et ce malgré leur arrivée récente au laboratoire. Je leur en suis extrêmement reconnaissant. Merci à Noëlle (ma collègue de bureau), Gaby, Hakim, Quentin, Vivien, Marie, Sandra, John, Damien.

Je ne pourrais terminer ces remerciements sans y associer toute ma famille, qui m'a toujours apporté son soutien, quels que soient les orientations et choix que j'ai pu faire tout au long de mon parcours.

Il connaissait ça par cœur. Même quand il y avait chez elle une société nombreuse, elle annonçait tranquillement qu'elle allait faire pipi et elle bavardait à travers la porte entrebâillée des waters. [...]

Edwige n'acceptait pas les traditions qui pèsent sur l'homme comme un fardeau. Elle refusait d'admettre qu'un visage nu est chaste, mais qu'un derrière nu est impudique. Elle ne savait pas pourquoi le liquide salé qui nous goutte des yeux devait être d'une sublime poésie tandis que le liquide que nous émettons par le ventre devrait susciter le dégoût. Tout cela lui paraissait stupide, artificiel, déraisonnable, et elle traitait ces conventions comme une gamine révoltée traite le règlement intérieur d'un pensionnat catholique.

En sortant des waters, elle sourit à Jan et se laissa embrasser sur les deux joues : « On va à la plage ? »

Kundera, extrait du *livre du rire et de l'oubli*

RESUME

Le contexte réglementaire européen et français actuel impose des contraintes importantes sur la politique d'assainissement des petites collectivités. Les zones humides artificielles dédiées au traitement des eaux usées urbaines, et notamment les massifs filtrants verticaux, sont un outil efficace pour mener à bien cette politique. Ainsi, l'intérêt de la recherche sur ces techniques prometteuses s'est accentué ces dernières années. La modélisation mécaniste est une discipline en plein essor dans ce domaine.

Le présent travail détaille le développement d'un modèle de transport réactif diphasique adapté aux massifs filtrants verticaux. L'oxygène est un facteur déterminant pour le fonctionnement de ces systèmes. Une étude permettant d'évaluer l'influence de leur conception et de leur exploitation sur les transferts d'oxygène est proposée. Les capacités de ré-oxygénation des filtres verticaux non colonisés sont évaluées à l'aide du modèle numérique. Dans la continuité de ces premiers résultats, l'interdépendance entre renouvellement d'oxygène et consommation bactérienne est abordée. Pour cela, un modèle de biodégradation aérobie adapté aux massifs filtrants verticaux est couplé au modèle de transport. Parallèlement à une meilleure compréhension des transferts d'oxygène, les résultats ouvrent la discussion sur les limites du modèle biologique adopté.

De manière complémentaire à la modélisation, un dispositif expérimental visant à étudier le transport réactif des filtres verticaux non colonisés a été mis en place. Il ouvre la voie au calage du modèle numérique qui a été développé.

TABLE DES MATIERES

INTRODUCTION GENERALE	1
I. SYNTHESE BIBLIOGRAPHIQUE	4
I. 1. TRAITEMENT DES EAUX USEES DES PETITES COLLECTIVITES	4
I. 1. 1. DEFINITION DES REJETS URBAINS	4
I. 1. 2. QUALITE DES EAUX USEES DOMESTIQUES PRODUITES PAR LES PETITES COLLECTIVITES	5
I. 1. 3. DISPOSITIFS COLLECTIFS DE TRAITEMENT DES EAUX USEES URBAINES	6
I. 1. 4. PROBLEMATIQUES SPECIFIQUES AUX PETITES COLLECTIVITES	8
I. 2. LES MASSIFS FILTRANTS VERTICAUX	9
I. 2. 1. LES ZHA DEDIEES AU TRAITEMENT DES ERU	9
I. 2. 2. CONCEPTION DES MASSIFS FILTRANTS VERTICAUX	11
I. 2. 3. CONCLUSION PARTIELLE	20
I. 3. PHENOMENES LIES A LA BIODEGRADATION EN MASSIFS FILTRANTS VERTICAUX	21
I. 3. 1. POLLUTION CIBLE DES MASSIFS FILTRANTS VERTICAUX	21
I. 3. 2. PROCESSUS DE DEGRADATION EN MASSIFS FILTRANTS VERTICAUX	21
I. 3. 3. OXYGENATION ET TRAITEMENT BIOLOGIQUE EN MASSIFS FILTRANTS VERTICAUX	23
I. 3. 4. BIOFILM ET REPARTITION BACTERIENNE DANS LES MASSIFS FILTRANTS VERTICAUX	25
I. 3. 5. CONCLUSION PARTIELLE	27
I. 4. MODELISATION MECANISTE DES MASSIFS FILTRANTS VERTICAUX	28
I. 4. 1. MODELISATION ET SYSTEMES ENVIRONNEMENTAUX	28
I. 4. 2. APPLICATION AUX MASSIFS FILTRANTS VERTICAUX	29
I. 4. 3. SYNTHESE ET PRESENTATION DE L'OUTIL DE SIMULATION	32
I. 4. 5. CONCLUSION PARTIELLE	34
II. MODELISATION DES MASSIFS FILTRANTS VERTICAUX	35
II. 1. MODELE D'ECOULEMENTS DIPHASIQUES DANS LES FILTRES VERTICAUX	36
II. 1. 1. MISE EN EQUATION	36
II. 1. 2. PARAMETRES DU MODELE	37
II. 1. 3. CONDITIONS AUX LIMITES	38
II. 1. 4. IMPACT DE LA CONCEPTION DIPHASIQUE POUR LA MODELISATION DES FILTRES VERTICAUX	38
II. 2. MODELE DE TRANSPORT DIPHASIQUE MULTI-COMPOSANT	41
II. 2. 1. MISE EN EQUATION	41
II. 2. 2. PARAMETRES DU MODELE	42
II. 2. 3. CONDITIONS AUX LIMITES	42
II. 3. MISE EN EQUATION DES TERMES PUITTS-SOURCE	43
II. 3. 1. TERME D'ECHANGES INTERPHASES D'OXYGENE AU SEIN DU FILTRE	43
II. 3. 2. TERMES PUITTS-SOURCES LIES A L'ACTIVITE BACTERIENNE	44
II. 4. RESOLUTION NUMERIQUE DU MODELE DE TRANSPORT	50
II. 4. 1. DISCRETISATION SPATIALE	50
II. 4. 2. DISCRETISATION TEMPORELLE	56

II. 4. 3. DISCRETISATION DES TERMES PUITTS-SOURCE	59
II. 5. VERIFICATION DU MODULE DE TRANSPORT	59
II. 6. CHOIX DE MODELISATION	63
II. 6. 1. DEFINITION DU FILTRE	63
II. 6. 2. DETERMINATION DES PARAMETRES DU SABLE	63
II. 6. 3. GESTION DES CONDITIONS AUX LIMITES	65
II. 7. VALIDATION DU MODELE	65
II. 7. 1. DESCRIPTION DES EXPERIENCES REALISEES PAR TURKOVIC (2009)	65
II. 7. 3. VALIDATION DU MODELE	66
II. 8. CONCLUSION	69
<u>III. ÉTUDE EXPERIMENTALE DES TRANSFERTS D'OXYGENE EN MILIEU NON COLONISE : APPLICATION A UN PILOTE DE FILTRE A SABLE VERTICAL</u>	70
<hr/>	
III. 1. OBJECTIFS	70
III. 2. MATERIEL ET METHODES	71
III. 2. 1. DESCRIPTION DU DISPOSITIF EXPERIMENTAL	71
III. 2. 2. DESCRIPTION ET ETALONNAGE DES CAPTEURS	73
III. 2. 3. PROTOCOLE EXPERIMENTAL	77
III. 3. RESULTATS ET DISCUSSION	79
III. 3. 1. EFFETS DU PHENOMENE DE « FLAQUAGE »	79
III. 3. 2. ÉTUDE DE L'ALIMENTATION PAR BACHEES SUCCESSIVES	82
III. 3. 3. DISCUSSION	84
III. 4. CONCLUSION	86
<u>IV. MODELISATION DES TRANSFERTS D'OXYGENE EN MASSIFS FILTRANTS VERTICAUX</u>	87
<hr/>	
IV. 1. MODELISATION DES TRANSFERTS D'OXYGENE GAZEUX EN MILIEU NON COLONISE	87
IV. 1. 1. EXPERIENCES NUMERIQUES	87
IV. 1. 2. PHYSIQUE DE LA RE-OXYGENATION DES FILTRES VERTICAUX NON-COLONISES	89
IV. 1. 3. CONVECTION ET DIFFUSION POUR LE RENOUVELLEMENT D'OXYGENE	92
IV. 1. 4. IMPACT DU FRONT DE PERCOLATION SUR LE RENOUVELLEMENT D'OXYGENE	94
IV. 1. 5. CONCLUSION	96
IV. 2. MODELISATION DE LA BIODEGRADATION DANS LES FILTRES VERTICAUX : IMPACT DES CONDITIONS D'EXPLOITATION SUR LES TRANSFERTS D'OXYGENE ET L'ACTIVITE BACTERIENNE	97
IV. 2. 1. EXPERIENCES NUMERIQUES	97
IV. 2. 2. ÉTUDE DE LA SENSIBILITE DU PARAMETRE B_H	99
IV. 2. 3. INFLUENCE DES CONDITIONS D'EXPLOITATION SUR LES TRANSFERTS D'OXYGENE	101
IV. 2. 4. INFLUENCE DES CONDITIONS D'EXPLOITATION SUR L'ACTIVITE BACTERIENNE	107
IV. 2. 5. MODELISATION DE L'ALIMENTATION DES FILTRES PAR ALTERNANCE	115
IV. 2. 6. BILANS ENTREE-SORTIE	117
IV. 2. 7. CONCLUSION	119
<u>CONCLUSION GENERALE</u>	122

<u>BIBLIOGRAPHIE</u>	126
<u>LISTE DES FIGURES</u>	134
<u>LISTE DES TABLEAUX</u>	138
<u>LISTE DES TABLEAUX</u>	138
<u>ANNEXES</u>	140

INTRODUCTION GENERALE

Ces dernières années, les politiques environnementales européenne et française se sont axées sur le concept de développement durable. L'augmentation de la démographie rend le traitement des eaux usées urbaines incontournable, si l'on veut préserver à la fois le bon état environnemental des territoires et la qualité des eaux potables qui y sont prélevées. En France, cette politique s'est concrétisée par l'adoption d'une réglementation qui fixe les objectifs de rejets et les délais de mise en place de dispositifs de traitement des eaux usées (Berland *et al.*, 2001). Cette réglementation est d'autant plus contraignante pour les petites collectivités (comptant moins de 2000 équivalent-habitants) qu'elles disposent généralement de peu de moyens financiers. Ces collectivités sont très majoritaires en nombre (87 %, IFEN, 2006) et regroupent plus de 14 millions d'habitants.

Parmi les systèmes collectifs de traitement des eaux usées, les zones humides artificielles, et notamment les massifs filtrants verticaux, présentent des caractéristiques les rendant particulièrement bien adaptés aux petites collectivités. En effet, ces dispositifs extensifs de traitement constituent une alternative moins coûteuse pour l'exploitation et la construction que les systèmes intensifs. L'intérêt de la recherche sur les massifs filtrants verticaux réside dans la perspective d'améliorer leur conception, tant au niveau de leur structure physique que de leur exploitation, dans le cadre de leur utilisation pour le traitement des eaux usées urbaines.

Les dispositifs utilisant des massifs filtrants verticaux sont des systèmes complexes faisant intervenir un grand nombre de phénomènes physiques, biologiques, et agronomiques fortement interdépendants. Si la recherche actuelle vise à améliorer la connaissance de ces systèmes, le plus souvent en utilisant des méthodes expérimentales, on observe ces dernières années l'émergence d'un besoin de modélisation dans ce domaine. Cette discipline est complémentaire aux méthodes expérimentales. Alors que les modèles « boîtes noires » étaient jusqu'à présent les plus utilisés, des modèles « mécanistes » font leur apparition dans le domaine de la recherche. Ces derniers prennent en compte de plus en plus de phénomènes, et permettent une description de plus en plus fine des processus impliqués. Ils permettent d'accéder à une meilleure compréhension des systèmes étudiés. L'intérêt de ces modèles réside aussi dans la perspective qu'ils offrent à moyen terme d'obtenir des outils numériques de dimensionnement.

L'oxygène, en tant qu'acteur essentiel de la biodégradation aérobie des eaux résiduaires urbaines (ERU), joue un rôle prépondérant dans le fonctionnement des massifs filtrants verticaux. L'expertise dans le domaine de la conception des massifs filtrants verticaux soulève un certain nombre de problématiques liées à leur oxygénation :

- Quel est le phénomène prépondérant dans la ré-oxygénation des massifs filtrants verticaux ?
- Quelle est la disponibilité de l'oxygène dans les massifs filtrants verticaux ?
- Quel est l'impact de l'état d'oxygénation des massifs filtrants verticaux sur la croissance bactérienne ?

C'est par le fil conducteur de la modélisation mécaniste des transferts d'oxygène au sein des massifs filtrants verticaux que nous aborderons les points clefs de leur conception, que constituent les caractéristiques physiques de la couche filtrante, la croissance bactérienne, et le mode d'exploitation. Dans la continuité des travaux de thèse de Wanko (2005) et Forquet (2009), un modèle de transport réactif adapté aux massifs filtrants verticaux est développé. Un plan en quatre parties est proposé pour sa description. Il permet de détailler les principales phases de conception de cet outil numérique de modélisation mécaniste.

La première partie est une synthèse bibliographique concernant tous les aspects de la problématique générale des transferts d'oxygène dans les massifs filtrants verticaux. La conception et le dimensionnement de ces systèmes sont abordés, ainsi que les processus biologiques aérobie qui s'y produisent. Une étude des caractéristiques des différents modèles disponibles dans la littérature permet de définir le contexte de la recherche actuelle sur la modélisation mécaniste.

La deuxième partie détaille les étapes de conceptualisation, de résolution numérique, de vérification et de validation du modèle proposé. La mise en équation est abordée, ainsi que la justification des hypothèses inhérentes au modèle. La vérification du modèle de transport est réalisée à l'aide de la comparaison par rapport à une solution analytique. La validation du modèle d'écoulement et de transport est traitée de manière plus qualitative.

La troisième partie consiste en une étude expérimentale du transport réactif d'oxygène en milieu non colonisé. La mise en place d'un pilote expérimental de filtre vertical est décrite, et un protocole expérimental est développé dans la perspective du calage des paramètres du modèle développé dans la deuxième partie. Une étude des premiers résultats obtenus par le dispositif est présentée.

La dernière partie est dédiée à l'utilisation et à l'évaluation du modèle. Les résultats de la simulation de cas réels d'alimentation des filtres verticaux sont présentés en deux parties. Afin de donner des éléments de réponse aux problématiques mises en évidence dans la première partie. Les points abordés sont :

- L'étude de la ré-oxygénation des filtres non colonisés : l'impact du mode l'alimentation sur les apports convectifs et diffusifs en oxygène est discuté.
- L'étude de l'interdépendance entre ré-oxygénation et croissance bactérienne : la comparaison de deux types de systèmes constitués de filtres verticaux est abordée du point de vue des capacités de ré-oxygénation et de la croissance bactérienne.

La discussion est ensuite orientée vers l'évaluation des limites conceptuelles du modèle.

I. SYNTHESE BIBLIOGRAPHIQUE

I. 1. Traitement des eaux usées des petites collectivités

Les Eaux Résiduaires Urbaines (ERU) brutes ont des provenances variées, que sont l'activité domestique (eaux vannes issues des toilettes et eaux usées ménagères issues des autres activités domestiques), les précipitations dans le cas des réseaux unitaires¹, l'activité industrielle, et la maintenance du réseau de collecte (boues de curage et vidange des fosses toutes eaux). La connaissance des caractéristiques et des quantités des ERU est déterminante pour le choix d'une filière de traitement appropriée et son dimensionnement.

I. 1. 1. Définition des rejets urbains

I. 1. 1. 1. Composantes des ERU

Diverses approches sont possibles pour la classification des substances présentes dans les ERU. L'approche chimique distingue les **substances organiques** que composent les lipides, protides et glucides, et **minérales** dont font parties les acides ou bases, les engrais minéraux, et les micropolluants métalliques. L'approche physique distingue les **matières dissoutes**, dont la taille est inférieure à $10^{-3} \mu m$, les **matières colloïdales**, dont la taille est comprise entre $10^{-3} \mu m$ et $1 \mu m$, et les **matières particulaires** dont la taille est supérieure à $1 \mu m$. L'approche biologique classe les substances présentes en fonction de leur appartenance éventuelle aux **composés vivants**. Les bactéries (non dangereuses pour l'homme, ou pathogènes), les virus (parasites intracellulaires, dangereux pour l'homme), les protozoaires et métazoaires, les algues, et les champignons sont les micro-organismes (composés vivants) présents dans les eaux usées.

De manière plus globale, on distingue trois formes principales de pollution des ERU, qui sont les matières **carbonées**, **azotées**, et **phosphorées**. Cette dernière classification permet de définir des paramètres donnant accès à la quantification de la pollution des ERU.

Les **matières carbonées** sont quantifiées à l'aide des paramètres de Demande Chimique en Oxygène (*DCO*, exprimée en $mg.l^{-1}$), de Demande Biologique en Oxygène en cinq jours (*DBO₅*, exprimée en $mg.l^{-1}$). La *DCO* est la masse d'oxygène nécessaire pour une oxydation chimique totale des composants particuliers ou dissous présents dans les ERU. Elle permet de connaître la quantité d'oxygène nécessaire à l'oxydation totale des matières organiques. La *DBO₅* représente la quantité d'oxygène nécessaire aux micro-organismes pour oxyder (dégrader) l'ensemble de la matière organique biodégradable d'un échantillon d'eau maintenu à 20°C, à l'obscurité, pendant 5 jours. Le *DBO₅/DCO* permet d'évaluer la biodégradabilité des ERU. Dans les eaux usées, une fraction des matières carbonées est réfractaire, c'est-à-dire qu'elle n'est pas sujette au phénomène de biodégradation, compte-tenu du temps de séjour dans les systèmes de traitement.

¹ Les réseaux d'ERU unitaires, par opposition aux réseaux séparatifs, collectent à la fois les eaux usées domestiques et pluviales.

Les **matières azotées** totales ou globales (*NGL*, en $mg.l^{-1}$) sont constituées de l'azote réduit (azote organique et ammoniacal $N-NH_4^+$) aussi appelé azote Kjeldahl² (*NK*, en $mg.l^{-1}$), et l'azote oxydé sous forme de nitrites (NO_2^-) ou de nitrates (NO_3^-). L'azote des eaux usées est essentiellement constitué d'azote organique ammonifiable ou réfractaire (c'est-à-dire inaccessible à la biodégradation), et d'azote ammoniacal.

Les **matières phosphatées** se trouvent sous forme de sels minéraux (ortho-phosphates et poly-phosphates), et de composés organiques. On mesure généralement le phosphore total P_t , exprimé en $mg.l^{-1}$.

Les Matières En Suspension (*MES*, exprimées en $mg.l^{-1}$) sont constituées des fractions colloïdales et particulaires des ERU, et sont en partie sujettes au phénomène de décantation. Les Matières Volatiles en Suspension (*MVS*, exprimée en $mg.l^{-1}$) sont assimilable à la fraction organiques des *MES*. Les *MVS* contiennent des matières carbonées, azotées, et phosphatées en partie accessibles à la biodégradation après décomposition par des processus d'hydrolyse.

I. 1. 1. 2. Définition de l'Équivalent Habitant (*EH*)

On définit la notion d'Équivalent Habitant (*EH*) par la quantité de pollution rejetée par un habitant en 24 h, exprimée en gramme par jour et par habitant ($g.j^{-1}.hab^{-1}$). Cette valeur dépend du volume journalier de rejet, de l'ordre de $150 l.j^{-1}$ dans les petites collectivités, ainsi que des concentrations des rejets. Les normes européennes ramènent l'*EH* à un flux de DBO_5 de $60 g_{O_2}.j^{-1}.hab^{-1}$.

I. 1. 2. Qualité des eaux usées domestiques produites par les petites collectivités

Une étude récente ONEMA-CEMAGREF (Mercoiret, 2009) rassemble les valeurs (analyse intégrative de bilans sur 24 h) des paramètres de pollution et de charge hydraulique en entrée de stations de collectivités inférieures à 2000 *EH* (dites « petites collectivités »), dans cinq des six bassins hydrographiques de France métropolitaine.

Tableau I.1 : Charge polluante journalière par habitant (Mercoiret, 2009).

Paramètre	<i>DBO₅</i> ($g_{O_2}.j^{-1}$)	<i>DCO</i> ($g_{O_2}.j^{-1}$)	<i>NK</i> ($g_N.j^{-1}$)	<i>N-NH₄⁺</i> ($g_N.j^{-1}$)	<i>P_t</i> ($g_P.j^{-1}$)	<i>MES</i> ($g_{MES}.j^{-1}$)
Valeur	60 ³	157,2	15,5	11,5	2,1	72,0

Les valeurs rassemblées dans le tableau I.1 sont calculées après détermination des ratios caractéristiques de l'effluent. Le rapport mentionne que les valeurs obtenues sont compatibles

² Du nom du chimiste qui a mis au point le dosage de l'azote réduit.

³ Valeur de définition de l'*EH*.

avec celles de la littérature antérieure, excepté pour la *DCO* (rapport *DCO/DBO₅* plus élevé) et pour le *P_r* (baisse généralisée des rejets phosphorés).

I. 1. 3. Dispositifs collectifs de traitement des eaux usées urbaines

Une chaîne de traitement des ERU comprend, en plus d'un prétraitement des eaux brutes, jusqu'à trois étapes appelées traitements **primaire**, **secondaire**, et **tertiaire** (figure I.1). Ces étapes ont des objectifs de traitement complémentaires, allant des fractions particulaires et colloïdales (traitement primaire) au traitement des germes pathogènes et des matières phosphorées (traitement tertiaire), en passant par le traitement de la pollution dissoute (traitement secondaire).

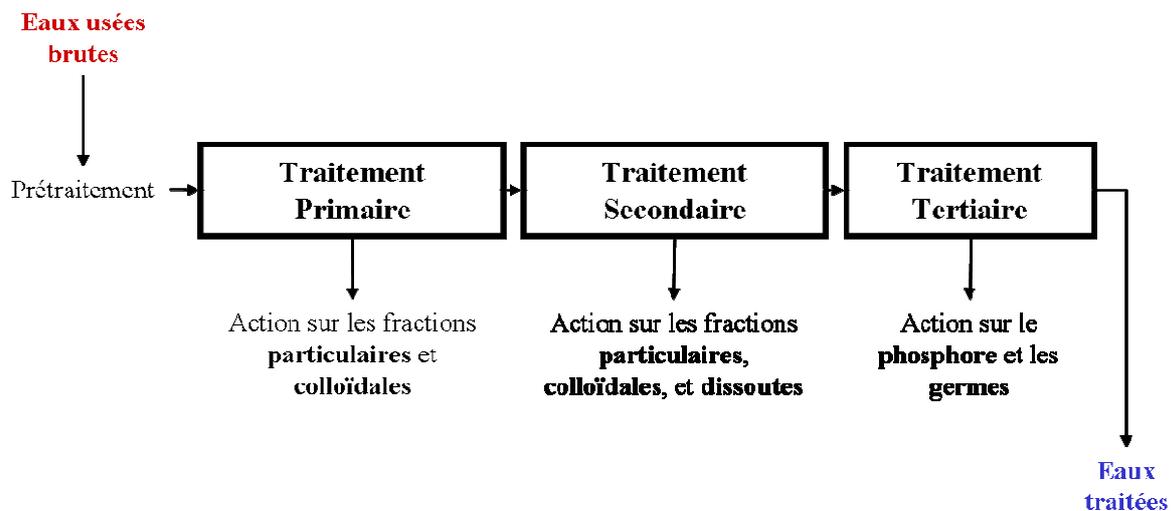


Figure I.1 : Étapes de traitement des eaux usées (Sadowski, 2007).

Les étapes de traitements sont réalisées par des dispositifs choisis parmi les familles de procédés classées dans la figure I.2. Cette classification distingue les **procédés physiques** de traitement par simple décantation de l'effluent, les **procédés physico-chimiques** qui conjuguent l'injection de réactifs à la décantation et qui sont utilisés dans le cas d'effluents faiblement biodégradables ou pour précipiter des sels dissous (phosphates), et les **procédés biologiques**.

Les effluents ayant une importante fraction biodégradable (dont font partie les ERU) sont usuellement traités à l'aide de procédés biologiques comprenant au moins une phase aérobie (c'est-à-dire en présence d'oxygène), les procédés anaérobies étant réservés aux effluents ayant une charge organique supérieure à 5 g.l^{-1} . Parmi les processus biologiques pouvant s'appliquer aux ERU, la classification fait apparaître une distinction entre **procédés intensifs** ayant une faible valeur de dimensionnement définissant l'espace nécessaire par EH, et les **procédés extensifs** requérant plus d'espace. Le type de cultures biologiques est scindé entre les **cultures fixées** pour lesquelles la biomasse responsable de la dégradation de la pollution s'attache à un support, et les **cultures libres** pour lesquelles la biomasse est présente sous forme de suspensions dans la phase liquide.

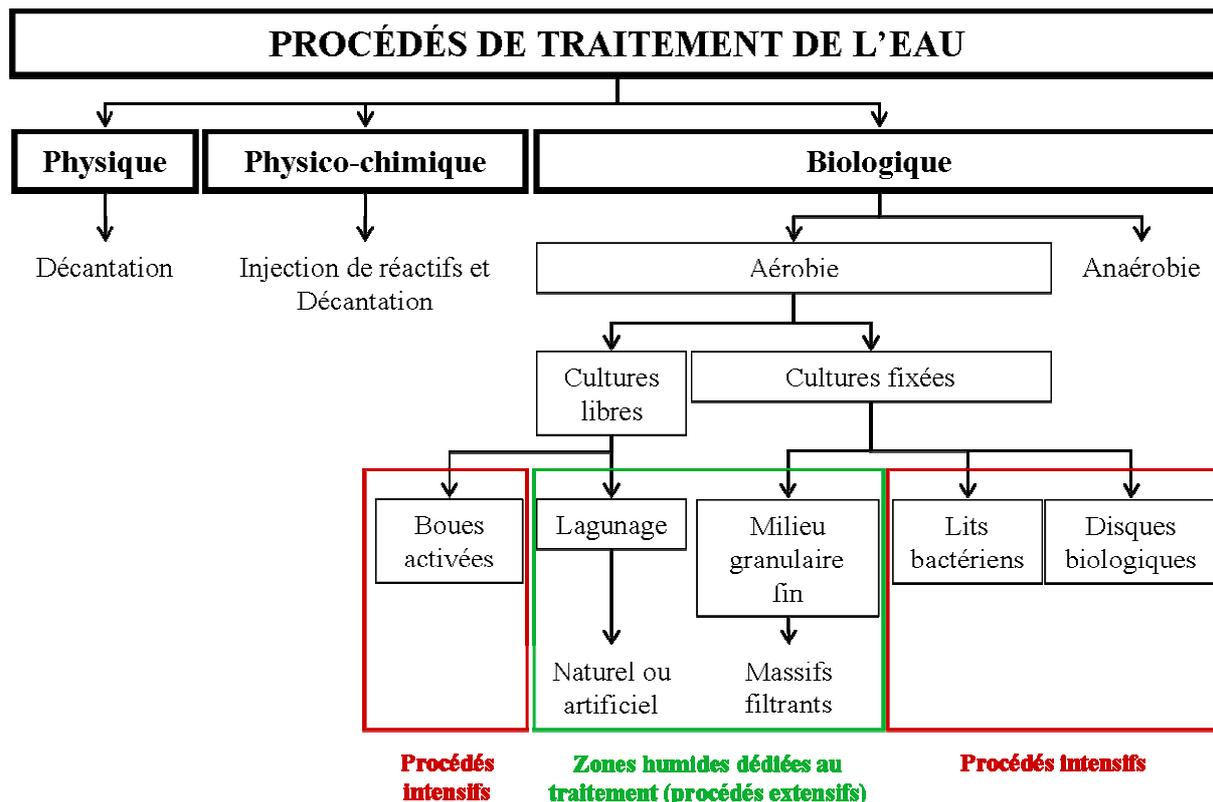


Figure I.2 : Principaux procédés de traitement des eaux usées (Sadowski, 2007).

I. 1. 3. 1. Les techniques intensives utilisables par les petites collectivités

Trois techniques intensives peuvent être utilisées par les petites collectivités pour atteindre les prescriptions réglementaires.

Le **lit bactérien** est une technique qui consiste, après décantation/digestion primaire, à faire percoler l'eau usée au sein d'un milieu poreux artificiel qui sert de support à l'activité biologique et qui, le plus souvent, se trouve dans un réacteur hors-sol. L'aération du lit se fait de manière naturelle ou forcée, afin de maintenir en son sein une quantité d'oxygène suffisante à l'activité bactérienne aérobie. On trouve en sortie de filtre un décanteur secondaire et une boucle de recirculation. Dans la même structure de recirculation et décantation/digestion, on peut remplacer le lit bactérien par des **disques biologiques**. Il s'agit de structures circulaires tournantes semi-immersées. Elles servent de support à l'activité biologique. Leur rotation permet la ré-oxygénation de la biomasse fixée.

La technique des **boues activées** a pour principe de mélanger dans un bassin les eaux usées prétraitées et des boues à forte concentration bactérienne active (boues activées). La séparation des phases « eau traitée » et « boue activée » se fait dans un décanteur secondaire, qui permet une recirculation et une extraction des boues.

I. 1. 3. 2. Les techniques extensives

On peut classer les techniques extensives, aussi appelées Zones Humides Artificielles (ZHA), en fonction du type de traitement biologique auquel elles font appel : cultures libres ou fixées (Berland *et al.*, 2001).

Les lits d'infiltration-percolation et les filtres plantés de roseaux à écoulement vertical ou horizontal font appel au principe des cultures fixées : dans ces systèmes, la biomasse s'attache à un milieu granulaire fin.

Trois types de dispositifs s'apparentent au lagunage : le lagunage naturel, planté de roseaux communs (macrophytes), et aéré. Le principe utilisé ici est celui des cultures libres.

Les ZHA dédiées au traitement tendent à reproduire des processus de remédiation présents naturellement dans les écosystèmes, et peuvent, à ce titre, être considérées en tant que tels (Wetzel, 1993). Elles sont le siège des trois types de mécanismes épuratoires suivants (Berland *et al.*, 2001) :

- Mécanismes physiques :
 - filtration par les milieux poreux (cultures fixées), que ce soit par dépôt au niveau des pores ou à la surface,
 - sédimentation des *MES* et colloïdes dans les marais et lagunes (cultures libres).
- Mécanismes chimiques :
 - Précipitation des composés insolubles ou co-précipitation avec des composés insolubles.
 - Adsorption sur le substrat (en fonction de ses caractéristiques) : l'adsorption est un phénomène de surface par lequel des molécules en solution se fixent sur une surface solide. Le phénomène inverse (détachement des molécules) s'appelle la désorption. On modélise généralement le phénomène adsorption/désorption pour un soluté par un équilibre qui lie sa concentration dissoute et la fraction solide de la même espèce, adsorbée sur la phase solide du milieu poreux.
 - Décomposition par des phénomènes radiatifs UV (virus et bactéries), d'oxydation et de réduction (métaux).
- Mécanismes biologiques : ils sont dus au développement bactérien, tant fixé que libre, et permettent une dégradation de la matière organique, une nitrification (oxydation de l'azote ammoniacal) en milieu aérobie, et une dénitrification (transformation des nitrates en azote gazeux) en milieu anoxique. En lagunes, le développement de phytoplancton permet un apport en oxygène et la fixation d'une partie des nutriments.

I. 1. 4. Problématiques spécifiques aux petites collectivités

Les petites collectivités font généralement le choix de leur dispositif d'assainissement en fonction des quatre contraintes hiérarchiques suivantes (FNDAE n° 22, 1998) :

- l'assurance de maintenir de manière fiable le niveau de traitement requis,
- les contraintes locales particulières (dont la taille de la collectivité, le réseau de collecte, et les spécificités du site),
- le coût d'exploitation,

- le coût d'investissement.

Les techniques intensives peuvent s'appliquer aux petites collectivités mais engendrent des coûts de maintenance (surtout pour les boues activées) et de construction relativement importants (Duchène *et al.*, 1997). Les techniques extensives demandent quant à elles peu de maintenance (à niveau de rejet comparable) et sont moins onéreuses que les techniques intensives, mais nécessitent une surface par équivalent habitant (*EH*) largement supérieure (faibles charges hydraulique et polluante par unité de surface). Cela leur permet généralement de répondre aux contraintes spécifiques des petites collectivités, notamment rurales.

I. 2. Les massifs filtrants verticaux

I. 2. 1. Les ZHA dédiées au traitement des ERU

Des travaux récents (Fonder, 2010) ont visé à clarifier la nomenclature relative aux ZHA dédiées au traitement (figure I.3). La classification de Fonder (2010) décrit les différences entre ZHA en fonction de deux aspects primordiaux de ces systèmes : **l'hydraulique** et la **végétation**.

Les ZHA peuvent se caractériser par des écoulements surfaciques (traitement par cultures libres), ou sous-surfaciques (traitement par cultures fixées). Dans la figure I.3, nous ne détaillons pas la classification des ZHA à écoulement surfacique, pour lesquelles les types de végétation peuvent être très variés.

Les écoulements sous-surfaciques sont assimilés à des écoulements en milieu poreux saturé, ou variablement saturé. Dans ce cas, la végétation n'est pas discriminante bien que son rôle soit important (seuls les systèmes d'infiltration-percolation ne sont pas plantés), et c'est l'hydraulique qui distingue essentiellement les différents sous-systèmes. La plante la plus couramment employée est le roseau commun ou *Phragmites australis*.

Une grande famille de ZHA à écoulement sous-surfacique est constituée par les filtres à écoulement horizontal. Ces filtres sont constamment saturés en eau et ne font pas partie du domaine de cette étude. Les filtres à écoulement vertical offrent un grand nombre de configurations possibles. Les trois critères principaux qui les distinguent sont le **sens de l'écoulement**, l'**état de saturation** du filtre, et l'éventualité du phénomène de « **flaquage** » à la surface du filtre.

Le sens de l'écoulement détermine trois familles de filtres verticaux : il peut être descendant (alimentation par le haut du filtre), ascendant (alimentation par le bas du filtre), ou une combinaison des deux. L'évolution de la teneur en eau dans le filtre influe sur la quantité d'oxygène qui y est disponible, et ainsi en partie sur le type de traitement biologique auquel il est destiné : traitement aérobie, anoxique, ou anaérobie. Un filtre saturé en eau est (sauf en cas d'aération forcée) généralement pauvre en oxygène ; s'il est non saturé ou variablement saturé, les échanges entre l'atmosphère et sa phase gazeuse garantissent la présence d'oxygène.

Le « flaquage » est défini par une lame d'eau non permanente à la surface du filtre apparaissant au cours de l'alimentation du filtre. Notons que dans ce travail, ce terme ne sera en aucun cas lié à un éventuel colmatage du filtre mais à un débit d'alimentation excédant les capacités d'infiltration du filtre. Le phénomène de « flaquage » est lié aux choix d'exploitation et influe notamment sur la répartition de l'effluent sur la surface du filtre, ainsi que sur les transferts d'oxygène.

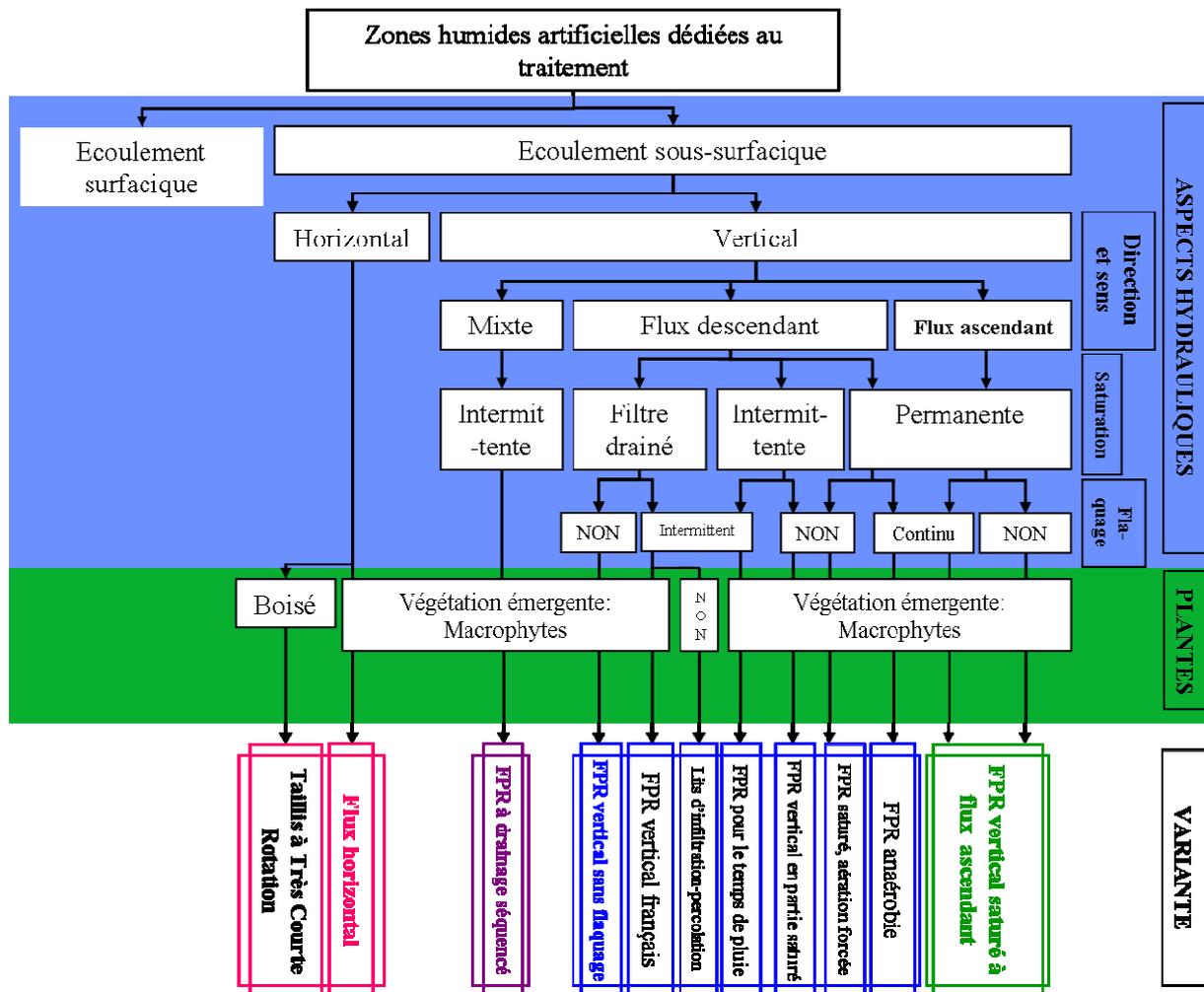


Figure I.3 : Classification des zones humides artificielles sous-surface dédiées au traitement (adapté de Fonder, 2010).

Les résultats développés dans ce mémoire s'appliquent aux ZHA plantées ou non, à écoulement sous-surface vertical descendant drainé, avec ou sans « flaquage ». Ces systèmes sont dédiés à la dégradation aérobie des ERU. Les résultats pourront s'appliquer, moyennant certaines hypothèses qui seront détaillées le long du manuscrit, à la fois aux **lits d'infiltration-percolation**, et aux **filtres plantés de roseaux à écoulement vertical descendant**.

I. 2. 2. Conception des massifs filtrants verticaux

Les massifs filtrants verticaux, dont le schéma conceptuel est représenté en figure I.4, sont des systèmes rustiques constitués d'une superposition de couches de sable de granulométrie variable. La couche active est le siège de réactions biologiques et permet une filtration à sa surface. La majorité des systèmes sont plantés de roseaux communs.

L'exploitation des massifs filtrants verticaux consiste à les alimenter en eau par bâchées, c'est-à-dire de manière discontinue. On appelle bâchée le volume d'eau usée épandu au début d'une séquence d'alimentation d'une durée de quelques heures. Un filtre peut être alimenté soit sans alternance (un seul filtre en fonctionnement), soit avec alternance d'une période d'alimentation (plusieurs bâchées successives) et d'une phase de repos. Dans ce dernier cas, plusieurs filtres fonctionnant en parallèle sont nécessaires pour assurer la continuité du traitement.

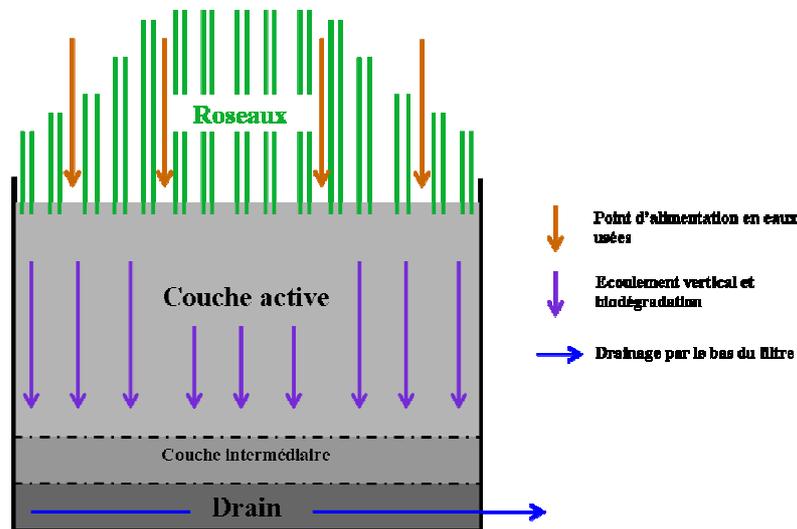


Figure I.4 : Schéma conceptuel d'un massif filtrant vertical planté de roseaux.

Les massifs filtrants verticaux peuvent être utilisés à divers stades du traitement des ERU. Ils interviennent le plus souvent en traitement secondaire après un traitement primaire constitué par exemple d'un décanteur-digester⁴. Plus rarement, on trouve les filtres verticaux en traitement tertiaire (Haberl *et al.*, 1994).

Les premières tentatives d'utilisation des massifs filtrants verticaux pour le traitement des eaux usées remontent au début du XX^e siècle (Brix, 1994), et toutes les sources s'accordent pour attribuer les premières initiatives de recherche au Dr Käthe Seidel à l'institut Max Planck en Allemagne au début des années cinquante. Le développement de la recherche s'est

⁴ Il s'agit d'un dispositif assurant le dépôt des *MES* contenues dans les eaux usées préalablement traitées par simple séparation gravitaire, et la digestion anaérobie de la fraction organique de ces dépôts progressivement accumulée.

accompagné au cours des années quatre-vingt et quatre-vingt-dix d'un succès croissant de ces systèmes en Europe et aux États-Unis (Haberl *et al.*, 1994 ; Brix, 1994 ; Vymazal, 2011).

I. 2. 2. 1. Massifs filtrants verticaux en sortie de traitement primaire

Lits d'infiltration-percolation

Il s'agit d'un procédé de traitement des ERU par dégradation biologique aérobie réalisée au sein de cultures fixées sur milieu granulaire fin. Les lits d'infiltration-percolation (FNDAE n° 22, 1998) sont exploités par alternance, avec « flaquage » sur des filtres non-plantés.

Comme le montre la figure I.5, une filière de traitement par infiltration-percolation classique comprend un prétraitement par décantation-digestion, suivi de trois filtres alimentés de manière syncopée. On dénombrait une centaine de systèmes de ce type en France en 1994 (FNDAE n° 22, 1998).

Les bases de dimensionnement pour les filtres à sable sont de l'ordre de $1,5 m^2.EH^{-1}$ (FNDAE n° 22, 1998). La profondeur des filtres dépend des objectifs de traitement. Si la décontamination bactériologique n'en fait pas partie, une profondeur de 80 cm est suffisante.

Les performances de ces systèmes sont très bonnes sur les paramètres de DCO et d'azote ammoniacal (acteurs de l'activité bactérienne aérobie), et la superficie qui leur est nécessaire est largement moins importante que pour les autres systèmes extensifs. Cependant, il y a nécessité d'installer un décanteur-digester dont il faut traiter les boues, peu valorisables. L'infiltration-percolation est un système contraignant au niveau de son fonctionnement (nécessité de retirer régulièrement la couche de boue qui se forme à la surface), qui a connu de nombreux cas de colmatage (Brissaud et Lesavre, 1993), et qui supporte mal les fortes variations hydrauliques (Berland *et al.*, 2001).

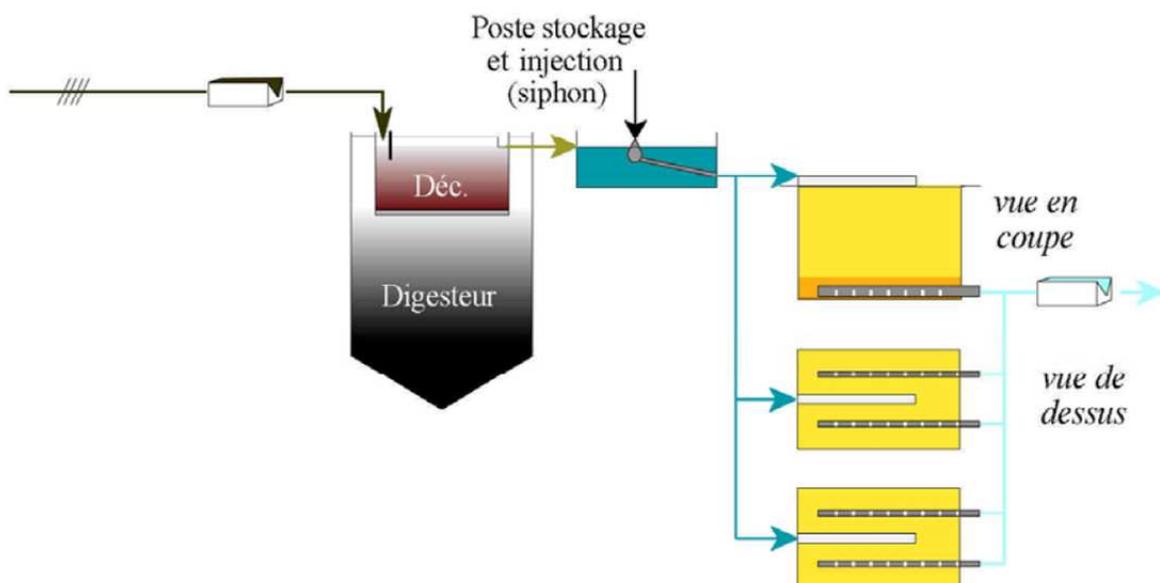


Figure I.5 : Schéma de principe d'une filière de traitement par infiltration-percolation (FNDAE n° 22, 1998).

Massifs filtrants plantés de roseaux

Cooper (2005) fait un historique et donne des éléments de dimensionnement des massifs filtrants plantés de roseaux utilisés pour le traitement des ERU. Il fait apparaître que, dans le cas du traitement secondaire des eaux, leur conception est très variée.

Les systèmes de type autrichien (ÖNORM B2505, 2009) sont caractéristiques d'un mode de conception des filières de traitement par massifs filtrants plantés de roseaux à écoulement vertical que l'on peut trouver en Europe. A la manière de la filière de traitement par lits d'infiltration-percolation, le système autrichien utilise un décanteur-digesteur comme dispositif de traitement primaire. Le traitement secondaire est assuré par un filtre vertical planté de roseaux, exploité à très faible charge (dimensionnement de l'ordre de $4 \text{ m}^2.EH^{-1}$), et sans alternance (pas de phase de repos). Le même type de systèmes est utilisé avec succès en Belgique (Rousseau *et al.*, 2004). Brix et Arias (2005) décrivent les standards Danois pour un assainissement non collectif ($EH < 30$), qui est là aussi très similaire au système autrichien.

Le système anglais (Grant et Griggs, 2000), utilise plusieurs étages de massifs filtrants verticaux exploités avec période de repos.

Un nouveau type de systèmes appelés « Compact Vertical Flow » (Weedon, 2001) est récemment apparu. Il s'agit de filtres utilisés pour un traitement secondaire ou tertiaire dont le dimensionnement est réduit par rapport aux systèmes autrichiens (entre $0,85$ et $2,6 \text{ m}^2.EH^{-1}$ suivant le nombre d'EH, Weedon, 2001 ; Weedon 2003). Ces systèmes sont alimentés par bâchées et sans alternance.

Autres types de systèmes

Cooper (2005) fait mention des systèmes à drainage séquentiel dits « Fill and drain » par Fonder (2010), ou « Tidal flow » par Cooper (2005), et décrits dans Sun *et al.* (1999). Il s'agit ici d'alimenter le filtre par le bas en ERU prétraitées, jusqu'à obtenir la saturation du filtre, et ensuite de drainer le filtre de façon gravitaire une fois le temps de séjour atteint. Ce type d'alimentation semble modifier le profil bactérien typique des massifs filtrants verticaux et limiter les risques de colmatage biologique.

On peut trouver une autre configuration de massifs filtrants verticaux : les massifs filtrants verticaux saturés (présentés par Murphy et Cooper, 2011). Les objectifs restent le traitement aérobie, et l'oxygénation du filtre est assurée par une aération mécanique par bullage.

I. 2. 2. 2. Filtres verticaux pour le traitement des eaux brutes

Le système français (Boutin et Liénard, 2003 ; Molle *et al.*, 2005) apparaît comme le seul capable de traiter directement les ERU brutes après une simple étape de dégrillage (Liénard, 2010). Ce système fait de manière générale appel à deux étages de traitement. Les deux étages sont constitués de filtres verticaux plantés de roseaux (figure I.6) et alimentés chacun avec alternance de phases d'alimentation par bâchées successives et de repos.

Le premier étage, constitué de gravier fin (2-8 mm pour la couche active), permet la sédimentation des *MES* à sa surface et le traitement d'une partie de la *DCO* soluble. On observe aussi une nitrification partielle de l'effluent (Molle *et al.*, 2005).

Le deuxième étage est constitué de sable (0-4 mm pour la couche active) et a pour objectif premier de parfaire la nitrification de l'effluent. On observe aussi un abattement en *DCO* soluble (Molle *et al.*, 2005).

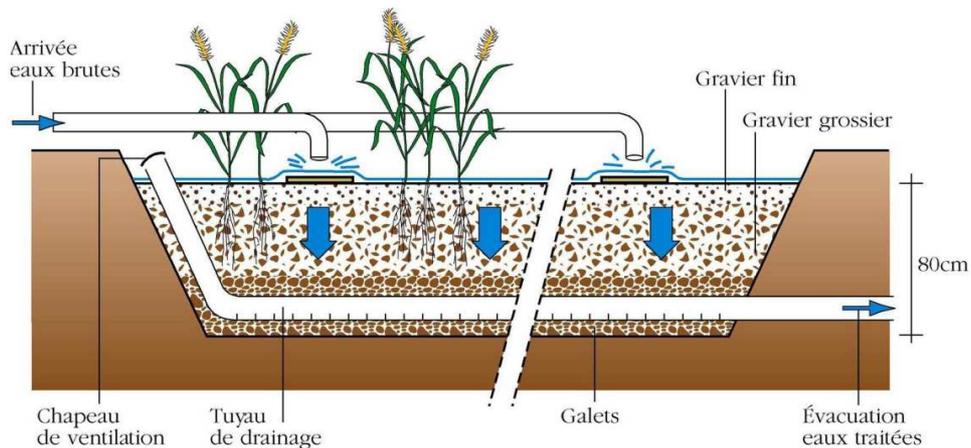


Figure I.6 : Coupe transversale d'un filtre à écoulement vertical (Agence de l'eau RMC, 1999).

Les bases de dimensionnement sont :

- 1,2 à 1,5 $m^2.EH^1$ pour le premier étage, suivant la nature du réseau de collecte des ERU (respectivement séparatif ou unitaire),
- 0,8 $m^2.EH^1$ pour le deuxième étage.

Ce système connaît un succès grandissant auprès des petites collectivités ces dernières années (figure I.7), ce qui a plusieurs explications (Berland *et al.*, 2001) :

- une bonne efficacité en régime nominal,
- une facilité et un faible coût d'exploitation (notamment une gestion des boues réduite au minimum),
- des performances peu impactées par les variations de charge saisonnières et une capacité à traiter de façon dégradée de fortes charges hydrauliques liées au temps de pluie (Molle, 2003),
- une bonne intégration paysagère, associée à son image de procédé écologiquement durable.

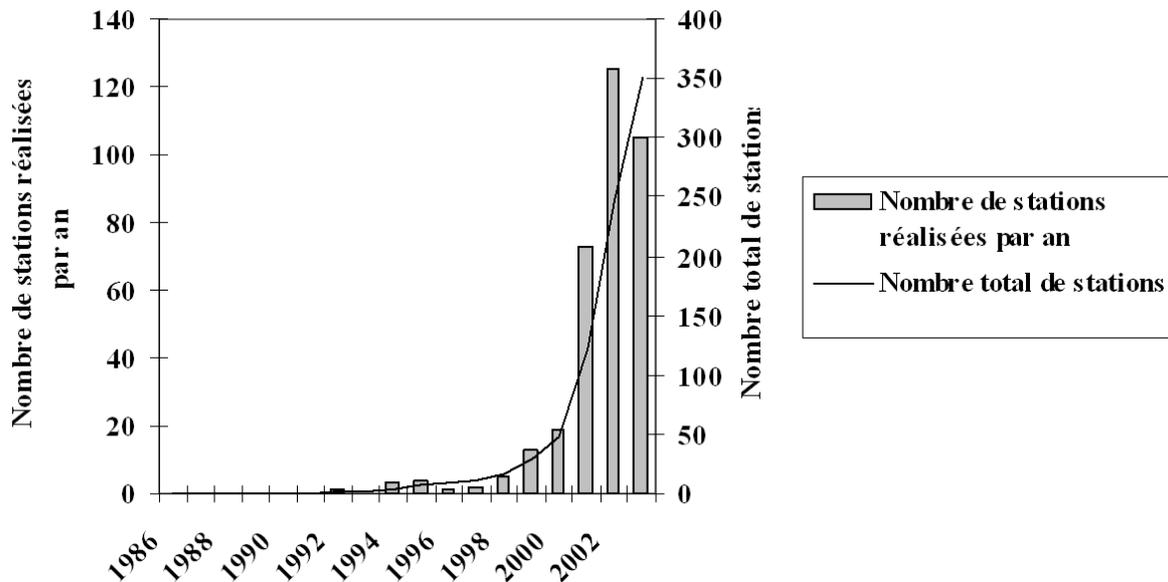


Figure I.7 : État et construction des filtres plantés de roseaux en France (Molle *et al.*, 2004).

I. 2. 2. 3. Dimensionnement

À chacune des conceptions identifiées au paragraphe précédent, il est possible d'associer un choix de dimensionnement. La figure I.8 regroupe les valeurs trouvées dans la littérature (Cooper, 2005).

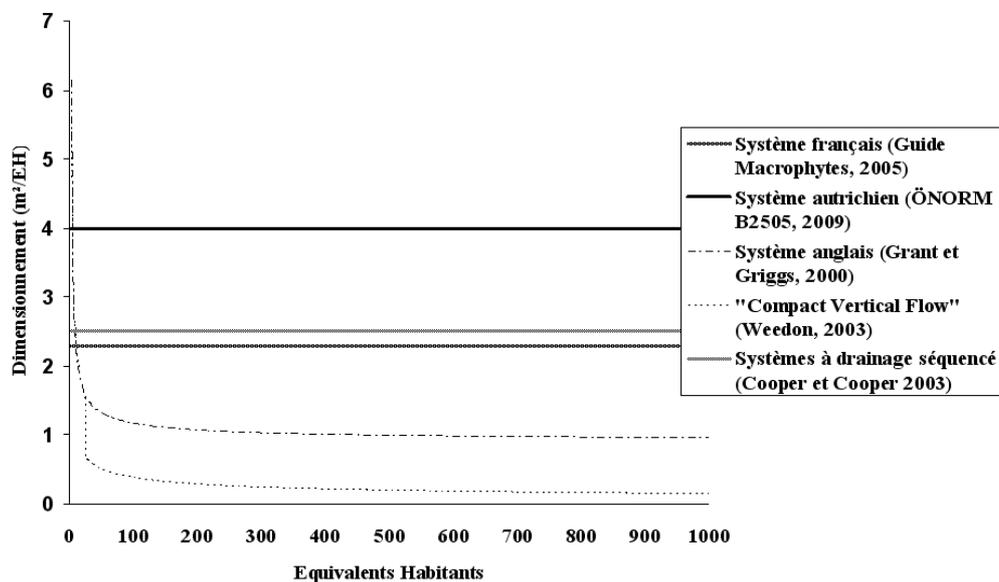


Figure I.8 : Lois de dimensionnement des principaux types de massifs filtrants verticaux.

Il apparaît que certaines méthodes (systèmes anglais et « Compact Vertical Flow ») prennent en compte une baisse de surface par *EH* en fonction du nombre d'*EH*. Ces deux systèmes ont les valeurs de dimensionnement les plus faibles.

Le système le plus contraignant en espace est le système autrichien. Viennent ensuite les systèmes français et à drainage séquentiel. Les valeurs de dimensionnement sont comparables, mais on rappelle que seul le système français traite directement des effluents bruts sans traitement primaire. Ramenée à la charge polluante traitée, la valeur de dimensionnement du système français se rapproche de celle des systèmes « Compact Vertical Flow ».

À systèmes comparables, les valeurs de dimensionnement varient d'un ordre de grandeur. Le dimensionnement des massifs filtrants verticaux est donc loin d'être unifié. Le lien entre ces valeurs de dimensionnement et le renouvellement d'oxygène sera établi dans le paragraphe I.3.3.1, et permettra d'identifier les voies possibles d'optimisation.

I. 2. 2. 4. Choix du support granulaire

Le choix du milieu granulaire fin composant les filtres verticaux est déterminant pour leur bon fonctionnement. En effet, il est nécessaire de trouver un compromis entre le risque de colmatage dans le cas où le support granulaire est trop fin, et la conservation d'un temps de séjour suffisant, qui diminue dans le cas où il est trop grossier (Berland *et al.*, 2001).

Le sable est le support le plus couramment utilisé. Il est caractérisé par sa **granulométrie**, qui est la courbe pondérale cumulée qui donne le pourcentage massique des grains le composant en fonction de leur diamètre, par sa **porosité**, qui est la fraction porale occupée par l'air, par la **forme** de ses **grains**, et par sa **minéralogie**.

La **courbe granulométrique** permet de définir le d_{10} (mm), le coefficient d'uniformité CU (-), et le pourcentage de fines. Le d_{10} est le diamètre pour lequel la masse des grains d'un diamètre inférieur représente 10 % de la masse totale du sable. Le CU donne une information sur l'uniformité de la distribution en taille des grains : c'est le rapport entre d_{60} et d_{10} . Un échantillon de sable sera dit homogène pour $CU < 3$. Le pourcentage de fines est le pourcentage massique de particules dont le diamètre est inférieur à $63 \mu m$.

La **forme des grains** influe sur l'agencement de ceux-ci, sur la propension du sable au tassement (ce qui modifie la valeur de porosité), et sur les caractéristiques hydrauliques du sable (Rolland *et al.*, 2009). La **porosité** est aussi modifiée par la croissance bactérienne et le dépôt de *MES* dans l'espace poral. Wanko, *et al.* (2005) a montré expérimentalement que la nature du sable influençait la croissance bactérienne.

La **minéralogie** du sable influe sur les constantes physico-chimiques de l'effluent. Elle peut modifier la fixation des phosphates comme le montrent Prochaska et Zouboulis (2006) en utilisant comme milieu granulaire un mélange de sable et de dolomite. Bruch *et al.* (2011) montrent que les substrats présentant une fraction de zéolite présentent de meilleures capacités de traitement, notamment grâce à leur capacité d'adsorption chimique.

Liénard *et al.* (2001), cité par Berland *et al.* (2001), restreignent les valeurs caractéristiques des sables à utiliser pour le traitement secondaire par filtres verticaux des effluents des petites collectivités. Ces valeurs sont rassemblées dans le tableau I.2.

Tableau I.2 : Caractéristiques du sable pour les filtres verticaux (traitement secondaire Liénard *et al.*, 2001).

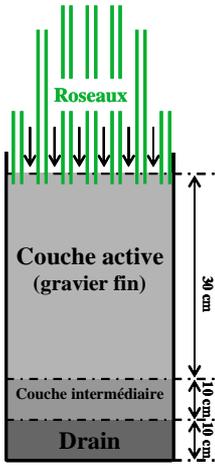
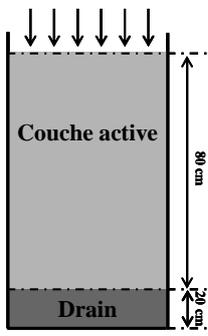
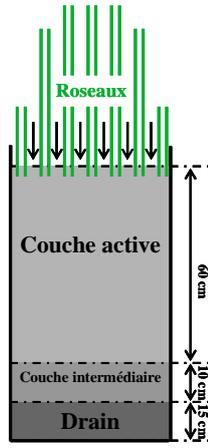
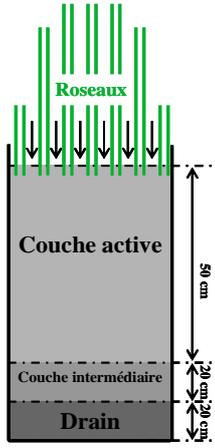
Paramètre	d_{10} (mm)	CU (-)	Fines (-)
Valeur	$0,25 < d_{10} < 0,4$	$3 < CU < 6$	$< 3 \%$

I. 2. 2. 5. Synthèse du domaine d'application

Le tableau I.3 permet de synthétiser les principales caractéristiques des systèmes qui font l'objet de cette étude.

Les trois systèmes de deuxième étage présentés dans le tableau I.3 sont comparables tant au niveau de la conception du filtre que du sable utilisable. Les différences se situent essentiellement au niveau de la végétation et du mode d'exploitation.

Tableau I.3 : Synthèse des principales caractéristiques des filtres étudiés.

	Lits d'infiltration-percolation (Berland <i>et al.</i> , 2001)	Massifs filtrants de type autrichien (ÖNORM B 2505, 2009)	Massifs filtrants de type français (Groupe Macrophytes, 2005)
Traitement primaire	 <p>Décanteur-digester</p>		 <p>Exploitation avec période de repos Dimensionnement : 1,2 à 1,5 m².EH¹</p>
Traitement secondaire	Filter non planté	Filter planté	Filter planté
Dimensionnement	1,5 m ² .EH ¹	4 m ² .EH ¹	0,8 m ² .EH ¹
Caractéristiques du filtre			
Caractéristiques du sable de la couche active	Sable alluvionnaire siliceux 0,25 < d ₁₀ < 0,40 3 < CU < 6 Teneur en fines < 3%	Taille des particules : 0,06 mm - 4 mm sans autre prescription	Sable alluvionnaire siliceux 0,25 < d ₁₀ < 0,40 3 < CU < 6 Teneur en fines < 3%
Charge hydraulique journalière	200 mm.j ⁻¹	40 mm.j ⁻¹	400 mm.j ⁻¹
« Flaquage »	OUI	NON	OUI
Période de repos	Environ 7 jours	NON	Environ 7 jours

I. 2. 2. 6. Orientation de la recherche sur le dimensionnement et l'exploitation des massifs filtrants verticaux

L'utilisation des massifs filtrants pour le traitement des eaux usées urbaines est encore relativement récente, et les recherches expérimentales se concentrent principalement sur deux points :

- **L'optimisation de leur dimensionnement** : le dimensionnement des massifs filtrants verticaux est encore réalisé de manière empirique, et les voies de son optimisation sont multiples. En vue de réduire leur surface caractéristique, Troesch *et al.* (2010) présentent un système à deux filtres verticaux superposés permettant de traiter les ERU brutes, et Prost-Boucle et Molle (2010) envisagent une boucle de recirculation pour le premier étage du système français. Langergraber *et al.* (2009b) ont prouvé que l'on pouvait réduire la valeur de dimensionnement du système autrichien de première génération (en le scindant en deux étages) tout en conservant ses capacités de traitement de l'azote.
- **L'impact des conditions d'exploitation sur leur efficacité de traitement** : Molle *et al.* (2006) étudient l'impact de surcharges hydrauliques ponctuelles sur les systèmes français et prouvent leur capacité à conserver des capacités de traitement acceptables du point de vue de la législation. Torrens *et al.* (2009) envisagent l'utilisation et la modification de l'exploitation des filtres verticaux pour le traitement des effluents issus de mares de stabilisation des eaux usées. Langergraber *et al.* (2007b) ont testé avec succès l'augmentation temporaire (sur la période d'été) des charges hydrauliques sur des filtres de type autrichien.

Certains travaux publiés sont des retours d'expérience sur le vieillissement des massifs filtrants verticaux, dont les plus anciens encore en fonctionnement ont une vingtaine d'années (Cooper 2009 et 2010, Liénard 2010). Ils fournissent les éléments permettant l'amélioration de leur dimensionnement et de leur exploitation. Ces informations alimentent des documents d'aide à la maîtrise d'œuvre et d'ouvrage (par exemple le document du groupe Macrophytes, 2005 ou ÖNORM B2505, 2009).

I. 2. 3. Conclusion partielle

La première partie de cette synthèse bibliographique permet de dégager plusieurs points principaux. Les techniques extensives de traitement des ERU sont capables de répondre aux contraintes des petites collectivités (paragraphe I.1). Parmi ces techniques, les massifs filtrants, notamment plantés de roseaux connaissent un succès grandissant ces dernières années.

L'ensemble des systèmes de massifs filtrants verticaux actuellement utilisé pour le traitement des ERU a été présenté. Leur conception, leur exploitation, ainsi que leur dimensionnement sont très diversifiés, ce qui justifie l'intérêt d'une étude sur l'impact de ces choix sur l'efficacité de traitement. Le nombre de ces systèmes est important, et cette étude s'applique aux systèmes à écoulement vertical descendant que sont les lits d'infiltration-percolation, les filtres plantés de roseaux pour les traitements secondaire et tertiaire, et les deuxièmes étages de systèmes traitant les ERU brutes (système français).

Cette synthèse bibliographique s'oriente à présent sur les mécanismes responsables de la dégradation des polluants composant les ERU que l'on trouve dans les massifs filtrants verticaux.

I. 3. Phénomènes liés à la biodégradation en massifs filtrants verticaux

Les massifs filtrants verticaux, par leur conception favorisant les transferts d'oxygène, sont un milieu propice aux réactions biologiques de dégradation aérobie des polluants contenus dans les ERU. La description du fractionnement de cette pollution et des mécanismes de leur dégradation sera limitée aux **matières en suspension (MES)**, à la **matière organique (MO)**, et aux **matières azotées**.

I. 3. 1. Pollution cible des massifs filtrants verticaux

Les **MES** sont les composants particulaires des ERU. Elles sont aussi issues de la dégradation de la végétation présente sur le filtre. Elles se déposent à la surface du filtre pour les plus grosses, ou dans l'espace poral en faible profondeur. Dans la suite du mémoire, aucune distinction ne sera faite entre **MES** et matières colloïdales.

La **MO biodégradable** est présente sous deux formes dans les ERU : soluble (rapidement biodégradable) et particulaire (assimilée aux **MES** : lentement biodégradable). La **MO biodégradable** est estimée grâce au paramètre de Demande Biologique en Oxygène à 5 jours (**DBO₅**).

Les **matières azotées** que l'on trouve dans les ERU sont essentiellement sous forme d'azote organique, et d'ions ammonium (**NH₄⁺**).

I. 3. 2. Processus de dégradation en massifs filtrants verticaux

Nous avons vu que le traitement des composants de la pollution au sein des ZHA était le fait de mécanismes physiques, physico-chimiques, et biologiques. Il est admis (Vymazal, 2007 ; Faulwetter *et al.*, 2009 ; García *et al.*, 2010) que les processus biologiques liés à la croissance bactérienne sont responsables de l'essentiel de la dégradation de la pollution cible des massifs filtrants verticaux.

Le traitement de chaque polluant est associé à un groupe distinct d'espèces bactériennes. L'étude de l'impact de la conception et de l'exploitation des ZHA sur la croissance de ces espèces bactériennes est un moyen d'accès à l'optimisation des performances de traitement. Faulwetter *et al.* (2009), et García *et al.* (2010) s'accordent à dire que le potentiel redox⁵ est un paramètre permettant de discriminer la croissance des populations bactériennes, et qu'il est sensible aux conditions d'exploitation des ZHA. Au niveau du métabolisme, la respiration est le principal processus par lequel les micro-organismes minéralisent la pollution organique. Lors de la respiration, chaque micro-organisme favorise un échange d'électron entre un donneur d'électron (typiquement le carbone organique) et un accepteur d'électron (oxygène ou nitrates). L'énergie libérée est utilisée par le micro-organisme pour sa croissance et sa reproduction. L'accepteur d'électron (définissant le type de respiration) peut être identifié à l'aide du potentiel redox du milieu. S'il est compris entre 300 mV et 700 mV, l'accepteur d'électron est l'oxygène. Entre 100 mV et 350 mV, l'accepteur d'électron est le nitrate. Les

⁵ Le potentiel d'oxydoréduction, ou potentiel redox, est une grandeur exprimée en Volt permettant de caractériser la capacité d'un milieu à oxyder des espèces chimiques.

hauts potentiels redox sont caractéristiques des milieux oxydants et favorisent les processus aérobies, tandis que les potentiels redox plus faibles (milieux réducteurs) sont le siège des processus anaérobies. Les ZHA sont des milieux qui permettent une grande variété de potentiels redox (donnant accès à un grand nombre de processus biologiques), et inversement, elles peuvent être conçues pour en garantir une plage restreinte afin de cibler un type précis de pollution (Faulwetter *et al.*, 2009). C'est le cas des massifs filtrants verticaux, au sein desquels on souhaite généralement conserver des conditions aérobies en vue de favoriser la **croissance aérobie des organismes hétérotrophes**⁶, et la **nitrification**.

L'**hydrolyse** est le processus biologique au cours duquel la matière organique particulaire (constituée des *MES*, mais aussi des résidus de mort bactérienne) est transformée en monomères solubles, accessibles à la croissance des hétérotrophes. Il s'agit d'un processus enzymatique extracellulaire. Deux types d'enzymes en sont responsables : (1) les enzymes sécrétés par les bactéries au cours du métabolisme extracellulaire, et (2) les enzymes immobilisés dans les exo-polymères issus de la croissance bactérienne (García *et al.*, 2010). L'hydrolyse se produit indépendamment des conditions de potentiel redox du milieu.

La *MO* dissoute issue de l'hydrolyse ou présente dans les ERU peut être dégradée au cours de la **croissance aérobie des bactéries hétérotrophes**, dont il existe un grand nombre. La quasi-totalité de ces bactéries peut aussi utiliser les nitrates (NO_3^-) ou nitrites (NO_2^-) comme accepteurs d'électrons en milieu anoxique, définissant ainsi le processus de dénitrification (García *et al.*, 2010). Le rendement de croissance aérobie des bactéries hétérotrophes est de l'ordre de 0,63 (Henze *et al.*, 2000), c'est-à-dire qu'en utilisant 1 g de *MO* dissoute (exprimée en *DCO*), les bactéries hétérotrophes créent 0,63 g de *MO* particulaire (exprimée en *DCO*) que constitue la masse bactérienne vivante, et 0,37 g de *MO* sont transformés en CO_2 et H_2O . D'autre part, Faulwetter *et al.* (2009) indiquent que la vitesse de croissance bactérienne est d'autant plus forte que l'accepteur d'électron a un potentiel redox élevé (le plus élevé dans le contexte étant l'oxygène). Il s'agit donc d'optimiser l'oxygénation des filtres verticaux.

La **nitrification** est le processus biologique qui transforme l'azote ammoniacal en nitrates (NO_3^-), en conditions aérobies. La nitrification est réalisée par la biomasse autotrophe⁷. Elle se déroule en deux étapes successives, qui sont la nitritation (transformation des ions NH_4^+ en ions nitrites NO_2^-), et la nitratisation (transformation d'ions NO_2^- en ions nitrates NO_3^-). Dans le cadre des massifs filtrants verticaux la nitratisation est beaucoup plus rapide que la nitritation (García *et al.*, 2010), ce qui rend inutile la prise en compte du composant NO_2^- pour la modélisation. Le rendement de croissance des bactéries autotrophes est de l'ordre de 0,24 (Henze *et al.*, 2000), c'est-à-dire qu'en utilisant 1 g de $N-NH_4^+$, les bactéries autotrophes créent 0,24 g de *MO* particulaire (exprimée en *DCO*) que constitue la masse bactérienne vivante. L'activité bactérienne nitrifiante est très sensible aux conditions extérieures (notamment à la température et à la concentration en oxygène), et le taux maximal de

⁶ La biomasse hétérotrophe utilise des composés organiques (*MO*) pour en tirer la matière carbonée nécessaire à leur croissance. Elle constitue la majeure partie de la biomasse totale dans les systèmes de traitement des ERU.

⁷ La biomasse autotrophe contient des micro-organismes qui utilisent directement le CO_2 pour en tirer la matière carbonée nécessaire à leur croissance.

croissance des bactéries autotrophes est beaucoup plus faible que celui des bactéries hétérotrophes. Une compétition entre respiration des hétérotrophes et processus de nitrification du point de vue de l'oxygène a d'ailleurs été démontrée (Dalhammar *et al.*, 1999 cité par Faulwetter *et al.*, 2009).

I. 3. 3. Oxygénation et traitement biologique en massifs filtrants verticaux

I. 3. 3. 1. Demande en Oxygène (DO) et dimensionnement

Nous avons vu que l'oxydation d'une partie de la pollution dissoute (matière organique, azote ammoniacal) était l'un des principaux mécanismes et objectifs de traitement au sein des massifs filtrants verticaux. A ce titre, les phénomènes de ré-oxygénation sont déterminants pour le bon fonctionnement de ces systèmes.

On peut définir *a priori* (valeur de dimensionnement, Platzer, 1999) et *a posteriori* (mesurée sur un filtre en fonctionnement, Cooper, 2005) la demande en oxygène (*DO*) d'un filtre vertical :

$$DO = DBO_{ultime} + 4.57N_{NH_4} \quad (I. 1)$$

On peut aussi calculer la Demande Totale en Oxygène (*DTO*, Sadowski, 2007) en remplaçant la DBO_{ultime} ⁸ par la *DCO* dans la formule (I. 1). Cooper (2005) a calculé les valeurs de *DO* pour les principaux systèmes de massifs filtrants. Il utilise la notion de DBO_5 dans la formule (I. 1). Nous choisissons de prendre la valeur de DBO_{ultime} , qui représente la totalité de la fraction biodégradable de la *DCO*. On a (Gillot et Choubert, 2010) :

$$DBO_5 \approx \frac{2}{3} DBO_{ultime} \quad (I. 2)$$

Le tableau I.4 permet de donner un ordre de grandeur de *DO* en fonction du système et du dimensionnement. On note que pour les systèmes comprenant à la fois des filtres horizontaux et verticaux, la *DO* est essentiellement lié au filtre vertical. En effet, par leur conception, la *DO* spécifique aux filtres horizontaux reste faible par rapport à celle des filtres verticaux.

⁸ Elle représente la fraction biodégradable de la *DCO*.

Tableau I.4 : *DO a posteriori* pour divers systèmes de massifs filtrants (adapté de Cooper 2005).

Source	Type de système et configuration	Dimensionnement total ($m^2.EH^1$)	<i>DO</i> ($g_{O_2}.m^{-2}.j^{-1}$)	<i>DO</i> ramenée à l' <i>EH</i> ($g_{O_2}.EH^1.j^{-1}$)
Burka et Lawrence (1990), Cooper (1999)	2 FV ⁹ première génération + 2 FH ¹⁰	1,3	60 à 119	78 à 154,7
Ciupa (1995, 1996)	1 FV première génération + 1 FH	10,3	8,1	83,4
Cooper et al. (1996, 1997, 2001)	2 FV première génération	0,6	86 à 107	51,6 à 64,2
Weedon (2001, 2003)	1 FV de deuxième génération	2,1	42 à 53	88,2 à 111,3
Cooper et Cooper (2003)	3 « Tidal Flow »	2,5	45	112,5
Molle et al. (2005)	2 FV système français	2,3	335 ¹¹	770,5
Murphy et Cooper (2011)	1 FV saturé, aération forcée	-	74	-

Le produit entre la valeur de dimensionnement et la *DO* (calculé dans la dernière colonne du tableau I.4, et de dimension $g_{O_2}.EH^1.j^{-1}$) donne la demande en oxygène par EH. Celle-ci garde le même ordre de grandeur pour tous les systèmes, sauf pour le système français qui traite des ERU brutes, qui sont plus fortement chargées. Un lien étroit existe par conséquent entre la *DO* et le dimensionnement des filtres verticaux, ce qui montre l'intérêt d'une étude fine de leurs apports en oxygène.

I. 3. 3. 2. Transferts d'oxygène dans les massifs filtrants verticaux

Kadlec et Wallace (2009) ont listé les trois principaux phénomènes de ré-oxygénation passive des massifs filtrants :

- Transferts directs depuis l'atmosphère par convection et diffusion,
- Transferts par le biais de la végétation,
- Apports liés à l'oxygénation des ERU.

⁹ FV : Filtre Vertical.

¹⁰ FH : Filtre Horizontal.

¹¹ Valeur de *DTO*, calculée sur la base de la *DCO*.

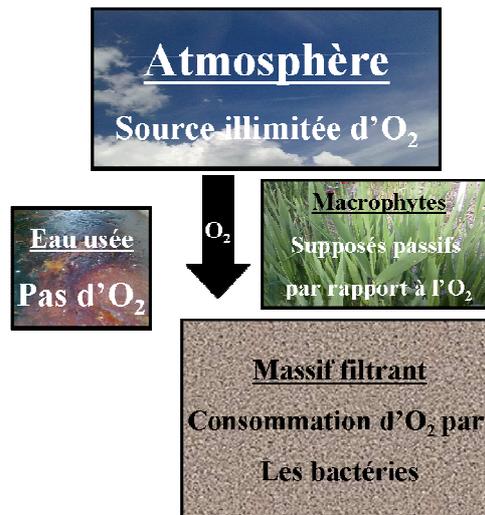


Figure I.9 : Oxygène et massifs filtrants verticaux.

La figure I.9 résume les processus liés à l'oxygène en massifs filtrants verticaux. La concentration en oxygène des ERU est considérée négligeable, car dans l'hypothèse où elle serait à saturation (de l'ordre de 9 mg/L à 20°C , ce qui n'est jamais le cas, Sadowski, 2007), les flux convectifs entrants lors des bâchées seraient négligeables par rapport à la demande en oxygène de l'effluent à traiter. La végétation, à travers les tiges et la rhizosphère, ne semble pas avoir un impact significatif (Brix, 1997), en tout cas sur les massifs filtrants verticaux. L'essentiel de la ré-oxygénation est donc réalisé par des phénomènes de **convection** et de **diffusion** via l'interface entre l'atmosphère et la **phase gazeuse** des filtres. Ces deux derniers phénomènes sont dépendants des conditions d'exploitation des filtres (alimentation en eau usée), par la charge hydraulique journalière et la durée des bâchées d'alimentation (Forquet *et al.* 2009a et 2009b).

L'estimation des transferts d'oxygène dans les filtres verticaux peut se faire à l'aide de calculs stœchiométriques (Cooper, 2005), par le suivi des transferts gazeux dans des pilotes (traçages gazeux en milieu poreux -Tyroller *et al.*, 2010 ; Boumansour et Vasel, 1998), par le suivi des concentrations en entrée et sortie dans le cas des biofiltres (Gillot *et al.*, 2005), ou par des mesures directes dans le milieu poreux (Wanko, 2005 ; Turković, 2009 ; Turković et Fuchs, 2010). De manière complémentaire à ces approches, la modélisation à l'aide d'outils mécanistes permet, en plus de la détermination des flux, une meilleure compréhension des phénomènes interdépendants liés à la ré-oxygénation des filtres verticaux. Cette approche, qui a été choisie au cours de la thèse d'Adrien Wanko (Wanko, 2005), a évolué vers une modélisation diphasique (concept développé au paragraphe I.4.2.2) au cours de la thèse de Nicolas Forquet (Forquet, 2009) en s'appuyant sur les travaux de Schwager et Boller (1997) et de Binning (1994).

I. 3. 4. Biofilm et répartition bactérienne dans les massifs filtrants verticaux

Dans les procédés à cultures fixées, la biomasse responsable de la biodégradation des composants de la pollution de l'effluent se concentre essentiellement dans une phase

spécifique du milieu appelée biofilm. En massifs filtrants verticaux, la répartition du biofilm n'est pas homogène sur la profondeur (Tietz *et al.*, 2007), et de sa maîtrise dépend le bon fonctionnement des filtres.

Le biofilm est essentiellement composé d'eau, d'exo-polymères issus de la croissance bactérienne, et de micro-organismes. Un ensemble de phénomènes de natures physique et biologique sont à l'origine de la formation et de la structure du biofilm (Lazarova et Manem, 1995) : parmi ceux-ci on trouve les contraintes mécaniques liées à l'écoulement de l'eau, la composition de l'effluent, et le type de micro-organismes qui s'y développe. De nombreux paramètres permettent de caractériser le biofilm (Lazarova et Manem, 1995) : des paramètres physiques, la *DCO* et le *COT*¹², les concentrations en éléments spécifiques (par exemple les exo-polymères), et les indicateurs d'activité bactérienne.

La variation du volume poral occupé par le biofilm dépend notamment en grande partie de l'activité métabolique bactérienne qui se scinde en deux processus distincts : (1) l'anabolisme, qui est le processus endothermique de synthèse cellulaire directe, et (2) le catabolisme qui produit l'énergie nécessaire à l'anabolisme. Lorsque la présence de substrat est insuffisante, les réserves cellulaires sont utilisées (phénomène de respiration endogène).

La présence d'oxygène dans le filtre est un facteur influençant la croissance bactérienne et donc, indirectement, l'évolution du biofilm. Ce facteur fait d'ailleurs partie du protocole de diagnostic (état du filtre du point de vue du colmatage) développé par Rolland (2009) pour les filtres à sable drainés en assainissement non collectif.

¹² COT : Carbone Organique Total.

I. 3. 5. Conclusion partielle

L'étude bibliographique des phénomènes liés à la biodégradation en massifs filtrants verticaux permet de dresser trois conclusions principales justifiant ce travail.

Premièrement, les dégradations aérobies de la *MO* et de l'azote ammoniacal sont les objectifs principaux des massifs filtrants verticaux. Il y a un intérêt à optimiser l'oxygénation des massifs filtrants verticaux en vue de favoriser la minéralisation des matières organiques carbonées et azotées présentes dans les ERU.

Deuxièmement, la compétition existant entre les croissances hétérotrophe et autotrophe vis-à-vis de l'oxygène est un argument justifiant l'étude fine des transferts d'oxygène dans les massifs filtrants verticaux.

Troisièmement, le dimensionnement des massifs filtrants verticaux est étroitement lié à leur capacité à fournir de l'oxygène aux populations bactériennes aérobies. L'étude des phénomènes de ré-oxygénation ainsi que leur interdépendance vis-à-vis de la consommation présente donc un intérêt majeur.

La littérature traitant de l'oxygénation des massifs filtrants verticaux est assez peu fournie, et utilise le plus souvent des méthodes expérimentales. La modélisation mécaniste, qui fait l'objet du prochain paragraphe est un outil complémentaire applicable à ce problème.

I. 4. Modélisation mécaniste des massifs filtrants verticaux

I. 4. 1. Modélisation et systèmes environnementaux

Le guide USEPA (Gaber *et al.*, 2009) donne une définition tout à fait générale de la modélisation. Il s'agit d'une « **simplification de la réalité** qui est construite pour améliorer la connaissance de certaines caractéristiques d'un système physique, biologique, économique ou social ».

Ce guide décrit les principales étapes de l'évolution d'un outil de simulation :

- Le développement du modèle : il comprend la **spécification du modèle** liée au contexte et aux besoins exprimés par les utilisateurs, et la **conceptualisation** des phénomènes à modéliser. Ensuite intervient la **formulation mathématique**, qu'elle soit déterministe ou stochastique, et la création du **modèle numérique** qui sera ensuite implémenté.
- L'évaluation du modèle : cette étape comprend la **vérification** et la **validation** du modèle (par rapport à des données expérimentales), suivies d'analyses de sensibilité des paramètres.
- L'utilisation du modèle : il s'agit ici de **tester des scénarios**, et d'identifier les **limitations du modèle** liées soit à l'étape de conceptualisation, soit à l'étape de spécification du modèle.

Gaber *et al.* (2009) décrit la modélisation comme un processus permanent, car les modèles créés seront toujours limités, que ce soit à cause de leur implémentation, des hypothèses inhérentes à leur construction, ou plus généralement du manque de connaissance. De plus, les avancées scientifiques ne permettront jamais de construire un modèle tenant compte de tous les aspects d'une réalité. De ce point de vue, l'utilisation de résultats quantitatifs issus d'un modèle doit s'accompagner de l'estimation des incertitudes.

Dans notre cas, la modélisation sert moins à prendre des décisions opérationnelles qu'à tester des hypothèses conceptuelles et avoir une meilleure connaissance des couplages entre les multiples processus ayant lieu dans des systèmes complexes.

Comme nous l'avons vu précédemment (I.1.3.2), les ZHA dédiées au traitement sont le siège d'un grand nombre de phénomènes physiques, chimiques, et biologiques interdépendants. C'est notamment pour cette raison que leur modélisation est longtemps restée cantonnée aux approches dites de « **boîtes noires** » pour lesquelles les phénomènes ayant lieu ne sont pas considérés en détail, mais sont pris en compte dans leur globalité. Il s'agit d'établir des fonctions de transfert entre les concentrations d'entrée et de sortie des ZHA, à l'aide de données expérimentales.

Une autre approche de modélisation consiste à décrire mathématiquement les phénomènes liés aux ZHA, sous forme de bilans de grandeurs physiques conservatives : c'est l'**approche mécaniste**, qui fait l'objet de ce chapitre. Les données expérimentales sont ici nécessaires pour la validation du modèle.

I. 4. 2. Application aux massifs filtrants verticaux

Les recherches portant sur la modélisation (au sens large du terme) des zones humides naturelles et artificielles, dont font partie les massifs filtrants verticaux, se sont largement accrues ces dernières années (figure I.10). Même si le nombre de publications reste relativement faible, ce travail s'inscrit dans un domaine porteur de la recherche sur les ZHA.

Nous proposons de structurer la suite de ce paragraphe en décrivant les quatre principaux modules de **description mécaniste** des ZHA (Langergraber, 2011 ; Langergraber *et al.*, 2009a) s'appliquant aux massifs filtrant verticaux :

- Modélisation des écoulements,
- Modélisation du transport des solutés,
- Modélisation de la biochimie,
- Modélisation de la végétation.

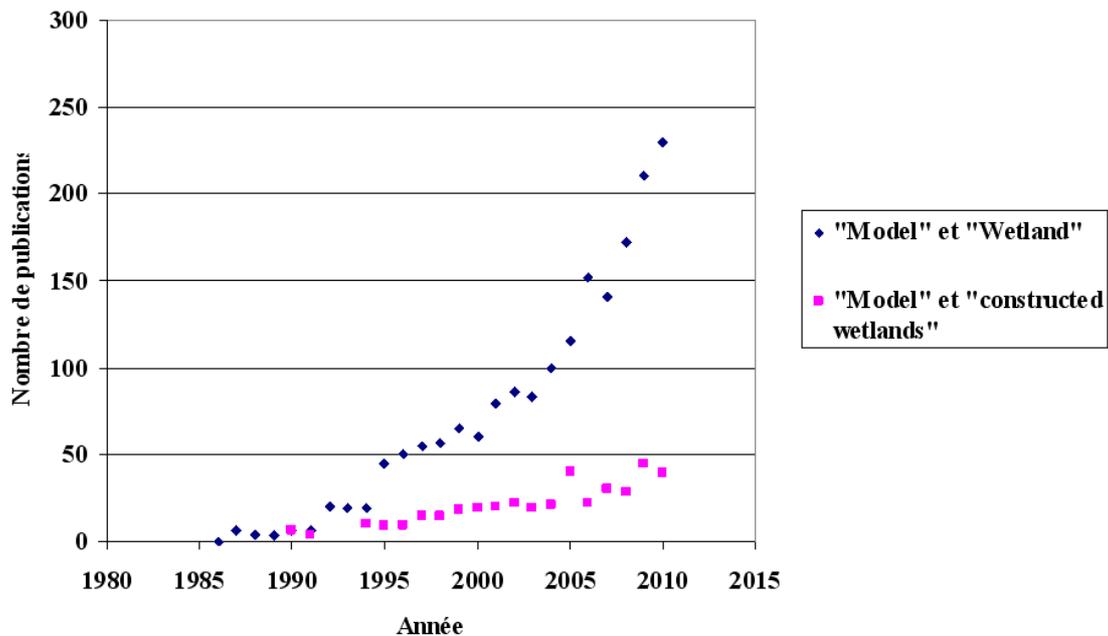


Figure I.10 : Occurrences (via « ISI Web of Knowledge ») des publications sur la modélisation des ZHA (Langergraber, 2011).

I. 4. 2. 1. Modélisation des écoulements

Les massifs filtrants verticaux sont des milieux poreux partiellement saturés, et leur modélisation nécessite une conception diphasique prenant en compte l'air et l'eau pour l'évaluation des écoulements se produisant en leur sein. Ceux-ci sont d'autant plus difficiles à modéliser que le mode d'exploitation des filtres verticaux est varié et fortement transitoire. Par ailleurs, Langergraber *et al.* (2002) mettent en évidence le fort impact de cette partie sur les résultats globaux de la modélisation des massifs filtrants verticaux.

L'approche mécaniste la plus courante pour la modélisation des écoulements en milieux non saturés est l'équation de Richards (1931).

$$\frac{\partial \theta}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial z} \left[K(\theta) \left(\frac{\partial h}{\partial z} + 1 \right) \right] \quad (\text{I. 3})$$

Où θ est la teneur en eau, K la conductivité hydraulique, h la pression de l'eau, z et t les coordonnées spatiale (direction verticale) et temporelle.

Cette équation est un bilan de masse d'eau au sein du massif filtrant utilisant des relations paramétriques empiriques (relation de Darcy-Buckingham). Le modèle (I. 3) est dit monophasique car il correspond à l'écriture du seul bilan en eau, en supposant que l'air n'oppose pas de résistance à son écoulement (on parle de mobilité infinie de l'air).

Certains modèles utilisent un double bilan de masse (pour l'eau et l'air) permettant d'évaluer l'impact du déplacement d'air. La modélisation diphasique pour l'étude des filtres verticaux dédiés au traitement des ERU est assez peu répandue, et à notre connaissance, il existe trois communications sur le sujet, antérieures à ce travail : il s'agit de Schwager et Boller (1997), Forquet *et al.* (2009a et 2009b)

Schwager et Boller (1997) ont utilisé un modèle diphasique préexistant (MOFAT, Kaluarachchi, 1991) pour évaluer les écoulements et le transport dans les phases liquide et gazeuse d'un filtre vertical. Ne disposant pas de module simulant les réactions biochimiques dans le filtre, ils n'ont pu donner une description complète des transferts d'oxygène au sein d'un filtre colonisé et des interactions avec la croissance bactérienne.

Forquet *et al.* (2009a et 2009b) et Forquet (2009) décrivent un modèle diphasique pour les écoulements dans les filtres verticaux s'appuyant sur les travaux de Binning (1994), avec une attention spéciale prêtée à la détermination des paramètres déterminants du modèle ainsi qu'à la gestion des conditions aux limites permettant de reproduire de manière générale leur mode d'alimentation. Ces travaux constituent la base du présent mémoire.

I. 4. 2. 2. Modélisation du transport de solutés

L'équation décrivant le transport (hors phénomènes d'adsorption) en milieu poreux s'écrit :

$$\frac{\partial \theta c}{\partial t} + \nabla(qc) - \nabla(\theta D \nabla c) + r = 0 \quad (\text{I. 4})$$

La variation temporelle de la concentration c d'un composant dans la phase de teneur θ (terme 1) est déterminée par le **flux convectif** q de la phase (terme 2), les **flux diffusifs** et **dispersifs** (terme 3), et l'ensemble des **termes puits-sources** rassemblés dans le terme 4 de l'équation (I. 4).

Le phénomène d'adsorption s'inscrit essentiellement dans un processus physico-chimique de traitement des eaux usées (il entraîne notamment la fixation du phosphore), et ne sera pas décrit dans ce travail qui se concentre sur les phénomènes biologiques aérobies (traitement de la matière organique et nitrification de l'azote ammoniacal). Cependant, il est avéré que le transport de l'azote ammoniacal est influencé par un phénomène dont la description

s'apparente à l'adsorption (voir notamment Ouyang *et al.*, 2011). Nous discuterons dans le chapitre IV de l'impact de cette simplification de la réalité.

Le terme 4 de l'équation (I. 4) décrit les termes puits-sources pour chacun des composants transportés dans la phase liquide. Ces termes peuvent être issus de transformations biochimiques ou d'éventuels apports extérieurs au milieu. Dans le cadre d'une première approximation pour le cas des massifs filtrants verticaux, nous considérons que les termes puits-sources ne sont issus que de l'activité biologique aérobie et des échanges interphases.

I. 4. 2. 3. Modélisation de la biologie

Dans l'état actuel de la recherche, peu de choix s'offrent à nous pour la modélisation mécaniste de la biologie des massifs filtrants. Les modèles disponibles restent très simples au regard de la complexité des interactions décrites entre les différents substrats, les différents types de biomasse et leur métabolisme, que ce soit dans la description de leurs composants ou des réactions biologiques en elles-mêmes.

Le modèle le plus évolué est CWM1 (Constructed Wetland Model 1) développé par Langergraber *et al.* (2008). A la manière des modèles ASM (Activated Sludge Model, Henze *et al.*, 2000), il utilise des fonctions de Monod (1942) permettant de prendre en compte l'effet des conditions variables au sein du filtre sur les processus biologiques. CWM1 s'apparente au modèle ASM1 dans la description des processus biologiques, et les valeurs par défaut des paramètres cinétiques sont la plupart du temps repris tels quels (Langergraber et Šimůnek 2005, Langergraber *et al.*, 2008). On trouvera dans le paragraphe II.3.2 une description détaillée de la modélisation des réactions biochimiques aérobies au sein des massifs filtrants verticaux.

Le modèle CWM1 comprend 17 processus et 16 paramètres. Il y a un vrai besoin d'adapter les valeurs de ces paramètres cinétiques et stœchiométriques aux spécificités des cultures fixées au sens large (et plus précisément des massifs filtrants verticaux). Dans cette optique, des techniques « respirométriques » ont été employées par Andreottola *et al.* (2007), et Morvannou *et al.* (2011).

Notons enfin l'émergence ces dernières années, dans le domaine des cultures fixées, de modèles dits « individu-centrés » (Lardon *et al.*, 2011) qui présentent de nouvelles opportunités comparativement aux modèles ASM.

I. 4. 2. 4. Modélisation de la végétation

La végétation a un impact sur le fonctionnement des ZHA dédiées au traitement, et notamment sur les massifs filtrants verticaux. Langergraber (2011) liste les phénomènes liés à la végétation qui doivent être pris en compte dans un modèle complet dédié aux massifs filtrants verticaux. Il s'agit de :

- l'influence de la végétation sur les écoulements et le bilan massique en eau dans le filtre,

- la consommation en matières azotées et phosphorées par la végétation. On note à ce sujet que ces composants de l'ERU ne sont que temporairement fixés dans la végétation et sont relâchés au moment de la mort et la dégradation de la végétation, dans le cas où elle n'est pas fauchée et extraite du filtre.

I. 4. 3. Synthèse et présentation de l'outil de simulation

A l'heure actuelle, on trouve six modèles qui peuvent être utilisés pour simuler le fonctionnement des massifs filtrants verticaux (Langergraber, 2011) :

- HYDRUS (Šejna *et al.*, 2011) couplé à CW2D (Langergraber et Šimůnek, 2005) ou CWM1 (Langergraber *et al.*, 2008),
- ReTraSo CodeBright (Ojeda *et al.*, 2008) qui a été couplé à CWM1 (Llorens *et al.*, 2010, 2011a et 2011b),
- Schwager et Boller (1997),
- Wanko *et al.* (2006),
- MIN3P (Maier *et al.*, 2009 ; Mayer 2002),
- FITOVERT (Giraldi *et al.*, 2010).

Leurs caractéristiques principales sont rassemblées dans le tableau I.5. Globalement, le modèle le plus complet à ce jour est HYDRUS couplé à CWM1. C'est le seul à pouvoir tenir compte des effets de la végétation.

L'essentiel des modèles disponibles utilise l'équation de Richards pour les écoulements non-saturés. Nous nous appuyons sur les travaux de Forquet (2009) et adoptons une conception diphasique pour les écoulements. Nous ne décrivons pas les phénomènes d'adsorption car nous restreignons la modélisation aux processus biologiques. L'ensemble des modèles utilise CWM1 ou une structure similaire pour la description des processus biologiques. De la même façon, nous choisissons d'appliquer CWM1 dans sa restriction aux processus aérobies. Concernant la modélisation du biofilm, nous nous cantonnons, comme la majorité des modèles, à une description simple ne permettant pas de simuler l'impact de la croissance bactérienne sur l'hydraulique. Seul FITOVERT (Giraldi *et al.*, 2010) et le modèle de Wanko *et al.* (2006) permettent une telle description.

Le modèle s'approchant le plus du travail présenté est RetrasoCodeBright, mais il n'a jusqu'à présent été appliqué qu'aux massifs filtrants horizontaux (écoulement saturé). La majorité des modèles disponibles ne permettent pas une quantification complète des phénomènes de transport dans la phase gazeuse et se contentent de l'évaluation des phénomènes dispersifs. La synthèse bibliographique a mis en évidence que l'essentiel de la ré-oxygénation des filtres verticaux était conditionné par les échanges via la phase gazeuse. Ainsi, afin d'affiner l'étude des transferts d'oxygène au sein des filtres verticaux, nous proposons un outil permettant à la fois une quantification fine des apports d'oxygène par la phase gazeuse des filtres, mais aussi la modélisation de leur modes représentatifs d'exploitation.

Tableau I.5 : Caractéristiques des principaux modèles s'appliquant aux massifs filtrants verticaux.

Modèles	HYDRUS/ CWM1	Retraso- CodeBright	Wanko <i>et al.</i> (2006)	MIN3P	FITOVERT	Schwager et Boller (1997)
Caractéristiques						
Écoulements :	Milieu variablement saturé					
Mise en équation	<i>Richards</i>	<i>Diphasique</i>	<i>Richards</i>			<i>Diphasique</i>
Transport dans la phase liquide	Convectif-Dispersif					
Adsorption/ Désorption	OUI	OUI	NON	OUI	NON	NON
Transport dans la phase gazeuse	Dispersif	Convectif- Dispersif	Dispersif			Convectif- Dispersif
Biochimie	CW2D/ CWM1	CWM1	Cinétiques de Monod	NON	Cinétiques de Monod	NON
Biofilm	Biomasse non transportée, pas de couplage hydraulique		Biomasse transportée, couplage hydraulique (modification de l'espace poral)	NON	Biomasse non transportée, couplage hydraulique (modification de l'espace poral)	Évolution de la porosité et de la conductivité hydraulique
Végétation	Evapo- transpiration	NON				

I. 4. 5. Conclusion partielle

Cette partie de la synthèse bibliographique a permis d'établir les trois points suivants clarifiant les choix de modélisation engagés par ce travail.

Premièrement, la modélisation mécaniste est un outil précieux pour améliorer la compréhension des massifs filtrants verticaux. N'ayant pas encore atteint le stade opérationnel lui permettant de produire des outils fiables de dimensionnement (Langergraber, 2010), la discipline est en plein essor.

Deuxièmement, aucun modèle actuel n'est capable de prendre en compte de manière exhaustive l'ensemble des processus interdépendants ayant lieu dans les massifs filtrants. Ces processus sont :

- les écoulements diphasiques,
- le transport multi-composant,
- la biochimie,
- l'effet de la végétation.

Dans l'optique d'une meilleure description des phénomènes liés aux transferts d'oxygène au sein des massifs filtrants verticaux, un modèle d'écoulement et de transport diphasiques couplé à un modèle biochimique est proposé. La modélisation diphasique améliore la compréhension des massifs filtrants verticaux mais augmente la complexité du modèle. Le modèle biochimique le plus abouti à l'heure actuelle est CWM1 (Langergraber *et al.*, 2008), il sera adopté dans sa restriction aux phénomènes se produisant dans les milieux aérobies.

La mise en équation et la résolution numérique de ce modèle est l'objet du chapitre II.

II. MODELISATION DES MASSIFS FILTRANTS VERTICAUX

Ce chapitre détaille les étapes de construction d'un modèle numérique adapté aux filtres verticaux. La mise en équation des écoulements et du transport diphasiques, permettant de répondre aux problématiques mises en évidence dans le premier chapitre, est abordée. Les discrétisations spatiale et temporelle, en vue d'obtenir une solution approchée des principales variables liées au fonctionnement du filtre, seront ensuite traitées. Après une étape de vérification du codage, la description de la validation du modèle par comparaison qualitative à des résultats expérimentaux conclura le chapitre.

Le modèle choisi est monodimensionnel (direction verticale), et donc soumis à l'hypothèse que les transferts massiques transversaux dans les filtres verticaux sont négligeables par rapport aux transferts axiaux. Cette hypothèse, souvent adoptée (Langergraber et Šimůnek, 2005), n'est pas restrictive dans le cas de la simulation des filtres verticaux à l'échelle du pilote de laboratoire. Sur les filtres à taille réelle, la distribution de l'effluent n'est pas complètement homogène et un moment est nécessaire avant que le « flaquage » ne débute (Forquet *et al.*, 2011).

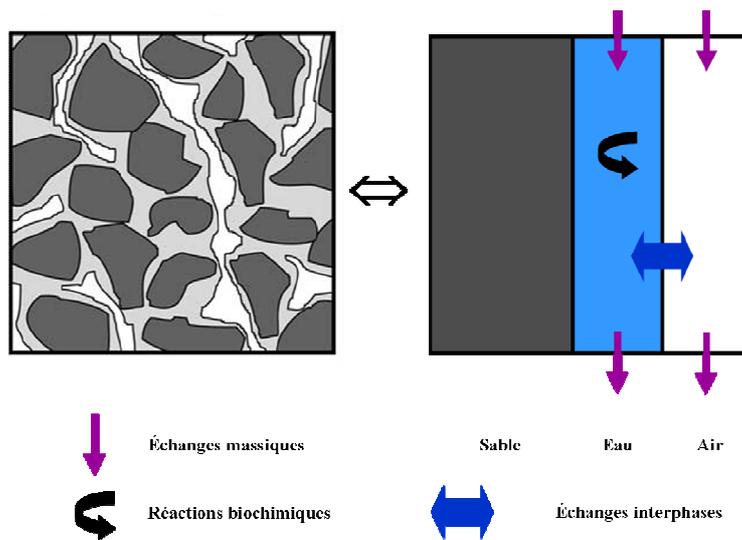


Figure II.1 : Modélisation monodimensionnelle d'un filtre vertical.

La figure II.1 décrit la modélisation monodimensionnelle d'un filtre vertical et les principaux processus pris en compte :

- Modélisation des écoulements et du transport diphasiques,
- Modélisation des échanges interphases pour l'oxygène,
- Modélisation des cinétiques biochimiques des massifs filtrants.

II. 1. Modèle d'écoulements diphasiques dans les filtres verticaux

II. 1. 1. Mise en équation

Les équations gouvernant les écoulements diphasiques sont reprises de Forquet (2009), lui-même citant Binning (1994).

Il s'agit d'écrire un bilan de masse dans le filtre pour chaque phase α (eau ou air) :

$$\frac{\partial(\phi\rho_\alpha S_\alpha)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_\alpha \mathbf{q}_\alpha) = F^\alpha \quad (\text{II. 1})$$

Où S_α est la saturation de la phase α , ϕ ($m^3.m^{-3}$) est la porosité, ρ_α ($kg.m^{-3}$) est la masse volumique de la phase α , \mathbf{q}_α ($m^3.s^{-1}$) est le flux volumétrique pour la phase α , et F^α ($kg.m^{-3}.s^{-1}$) est un terme puits-source pour la phase α .

Pour le flux volumétrique, la relation de Darcy généralisée aux écoulements multiphasiques est utilisée :

$$\mathbf{q}_\alpha = -\frac{\mathbf{k}k_{r\alpha}}{\mu_\alpha}(\nabla p_\alpha - \rho_\alpha \mathbf{g}) \quad (\text{II. 2})$$

Où \mathbf{k} (m^2) est le tenseur de perméabilité intrinsèque au matériau, $k_{r\alpha}$ (-) est la perméabilité du matériau relativement à la phase α , μ_α ($kg.m^{-1}.s^{-1}$) et p_α (Pa) sont respectivement la viscosité dynamique et la pression de la phase α , et \mathbf{g} ($m.s^{-2}$) l'accélération gravitationnelle (définissant la direction et le sens de l'axe de référence \mathbf{i}_z).

La pression capillaire h_c (m) est définie par :

$$h_c = h_a - h_w \quad (\text{II. 3})$$

Où h_a et h_w sont respectivement les pressions de l'air et de l'eau, exprimées en mètres de colonne d'eau : $h_\alpha = \frac{P_\alpha}{\rho_w g}$, α désignant l'eau ou l'air.

La relation de van Genuchten (1980) est habituellement utilisée pour déterminer l'évolution de la pression capillaire en fonction de la teneur en eau :

$$\theta_w = \frac{\theta_{ws} - \theta_{wr}}{\left|1 + (a_G h_c)^n\right|^{1-1/n}} + \theta_{wr} \quad (\text{II. 4})$$

On rappelle que $\theta_\alpha = \phi S_\alpha$ est la relation liant la teneur θ_α d'un fluide α et sa saturation S_α . θ_{ws} est la teneur en eau à saturation, θ_{wr} la teneur en eau résiduelle, et a_G (m^{-1}) et n (-) des paramètres de forme.

La perméabilité relative du matériau par rapport à chaque phase est définie grâce aux relations de Mualem (1973) :

$$k_{rw} = \theta_e^\tau \left[1 - \left(1 - \theta_e^{1/m} \right)^m \right]^2 \quad (\text{II. 5})$$

$$k_{ra} = (1 - \theta_e)^\tau \left(1 - \theta_e^{1/m} \right)^{2m} \quad (\text{II. 6})$$

Où $\theta_e = \frac{\theta_w - \theta_{wr}}{\theta_{ws} - \theta_{wr}}$ est la teneur en eau réduite, τ (-) un paramètre définissant la tortuosité du matériau, et $m = 1 - 1/n$.

La mise en équation monodimensionnelle des deux équations couplées pour l'écoulement de l'eau et l'air est écrite à partir de l'équation tridimensionnelle (II. 1) :

$$\frac{\partial \theta_w}{\partial t} + S_{sw} \frac{\theta_w}{\phi} \frac{\partial h_w}{\partial t} - \frac{\partial}{\partial z} \left(\frac{k_{rw}(\theta_w)k}{\mu_w} \left(\frac{\partial h_w}{\partial t} - 1 \right) \right) = 0 \quad (\text{eau}) \quad (\text{II. 7})$$

et

$$(\phi - \theta_w) \frac{\rho_{0a}}{h_{0a}} \frac{\partial h_a}{\partial t} + \rho_a \frac{\partial \theta_w}{\partial t} - \frac{\partial}{\partial z} \left(\rho_a \frac{k_{ra}(\theta_w)k}{\mu_a} \left(\frac{\partial h_a}{\partial z} - \frac{\rho_a}{\rho_{0w}} \right) \right) = 0 \quad (\text{air}) \quad (\text{II. 8})$$

On note que dans l'équation (II. 6), le bilan de masse est modifié (Binning, 1994) pour tenir compte d'un phénomène de stockage, fonction de la dérivée temporelle de la pression de l'eau. Le paramètre lié à ce terme est S_{sw} (stockage spécifique, m^{-1}). Ce terme permet d'assurer la validité de l'équation dans des conditions d'écoulement à saturation en eau. Dans le cas d'un écoulement non saturé, ce terme est négligeable devant la dérivée temporelle de la teneur en eau.

Pour tenir compte de l'effet de la compressibilité de l'air sur sa masse volumique ρ_a ($kg.m^{-3}$), la relation suivante est adoptée :

$$\rho_a = \rho_{0a} \left(1 + h_a / h_{0a} \right) \quad (\text{II. 9})$$

Où ρ_{0a} ($kg.m^{-3}$) est la densité de l'air à la pression de référence h_{0a} (m), et h_a (m) la pression de l'air.

II. 1. 2. Paramètres du modèle

Le tableau II.1 ne contient que les paramètres intrinsèques au modèle d'écoulement dans des conditions thermodynamiques usuelles (système isotherme à 20°C et pression atmosphérique du niveau de la mer.). On trouvera dans le paragraphe II.6 les paramètres du modèle d'écoulement spécifiques au sable choisi pour les expériences numériques : les paramètres de van Genuchten (a_G et n), le facteur de tortuosité (τ), la porosité (ϕ), les teneurs en eau résiduelle et à saturation (θ_{wr} et θ_{ws}), et la conductivité intrinsèque (k).

Tableau II.1 : Paramètres du modèle d'écoulement.

Nom	Unité	Valeur
Viscosité dynamique de l'eau : μ_w	$kg.m^{-1}.s^{-1}$	1.10^{-3}
Viscosité dynamique de l'air : μ_a	$kg.m^{-1}.s^{-1}$	$1,82.10^{-5}$
Densité de l'air à pression atmosphérique : ρ_{0a}	$kg.m^{-3}$	1,2
Densité de l'eau : ρ_w	$kg.m^{-3}$	1000
Pression atmosphérique de référence : h_{0a}	m	10,1325
Accélération gravitationnelle : g	$m.s^{-2}$	9,81
Stockage spécifique : S_{sw}	m^{-1}	1.10^{-4}

II. 1. 3. Conditions aux limites

Afin de permettre une description réaliste de l'exploitation par bâchées des filtres verticaux, potentiellement avec « flaquage », il est nécessaire de mettre en place des conditions aux limites variables en fonction du temps. Le module calculant les écoulements fait varier les conditions aux limites en pression ou en flux pour l'eau et l'air afin d'assurer la description du front de percolation (voir le paragraphe IV.1.1.1), de l'alimentation, et du « flaquage ». Le détail des conditions aux limites est disponible dans Forquet (2009).

II. 1. 4. Impact de la conception diphasique pour la modélisation des filtres verticaux

Cette partie a fait l'objet d'une communication orale lors de la 12^{ème} conférence internationale « IWA on Wetland Systems for Water Pollution Control » en Octobre 2010 à Venise.

L'intérêt de la conception diphasique pour la détermination quantitative du transport de l'oxygène au sein des filtres verticaux a déjà été mentionné au paragraphe I.4.2.1. Les résultats du modèle hydraulique de Forquet *et al.* (2009a et 2009b) sont maintenant comparés à ceux obtenus avec HYDRUS 1D (Šejna *et al.*, 2009) qui utilise l'équation de Richards. HYDRUS 1D est un logiciel libre qui fait référence dans le domaine de la simulation des massifs filtrants.

La simulation ayant servi à faire la comparaison est celle d'un filtre vertical alimenté par bâchées. L'alimentation dure 180 s et engendre un « flaquage » temporaire à la surface du filtre. Tous les paramètres relatifs à l'hydraulique sont identiques pour les deux modèles.

Afin de vérifier le modèle de Forquet *et al.* (2009a et 2009b), et d'évaluer qualitativement l'impact de la conception diphasique, nous représentons la teneur en eau et la vitesse de l'eau à la limite supérieure du filtre dans trois configurations :

- cas 1 : calculs réalisés avec HYDRUS 1D,

- cas 2 : calculs issus du modèle diphasique de Forquet *et al.* (2009a et 2009b) pour lequel on a arbitrairement choisi une perméabilité relative très forte de la phase gazeuse dans le milieu (k_{ra}),
- cas 3 : calculs issus du modèle diphasique de Forquet *et al.* (2009a et 2009b), en utilisant des valeurs réalistes de perméabilité de la phase gazeuse dans le filtre.

Les figures II.2 et II.3 montrent que les cas 1 et 2 donnent sensiblement les mêmes résultats, que ce soit pour les calculs de teneur en eau ou de vitesse de l'eau. HYDRUS 1D (cas 1) utilise une seule équation pour déterminer l'hydrodynamique dans le filtre au cours d'une bâchée. Cette équation (équation de Richards) correspond à un bilan de masse pour la phase liquide. Le cas 2 utilise un double bilan massique pour les phases liquide et gazeuse. Le fait d'élever arbitrairement la perméabilité relative de la phase gazeuse dans le milieu poreux a pour effet d'augmenter sa mobilité, jusqu'à ce que cette phase n'ait plus d'effet sur l'écoulement de la phase liquide. On vérifie ainsi l'hypothèse permettant d'utiliser l'équation de Richards en milieu non-saturé.

Le cas 3 (modèle diphasique de Forquet *et al.*, 2009a et 2009b) permet d'évaluer qualitativement l'impact de la phase gazeuse sur l'hydraulique au sein du filtre. La figure II.2 montre que la teneur en eau à la limite supérieure du filtre pendant le « flaquage » (300 premières secondes) est inférieure à la teneur à saturation (prédiction des cas 1 et 2). Ceci est dû à la présence d'air piégé dans le milieu poreux pendant le « flaquage ». On remarque que la durée du « flaquage » est plus longue dans le cas 3 que dans les cas 1 et 2. L'air piégé réduit la vitesse d'infiltration de l'eau (figure II.3), ce qui a pour conséquence d'augmenter la durée du « flaquage ».

Ainsi, le modèle diphasique permet une meilleure description des écoulements dans le cas particulier de l'alimentation avec « flaquage », dont on sait qu'ils sont déterminants pour les transferts d'oxygène au sein du filtre. Notons que dans le cas d'une alimentation sans « flaquage », l'hypothèse de Richards s'applique (la présence de l'air n'influe pas sur l'écoulement de l'eau), et le modèle diphasique devient superflu pour le calcul des flux d'eau (mais reste nécessaire pour quantifier les flux d'air). Nous remarquons aussi que cette amélioration des connaissances sur les écoulements s'accompagne d'une augmentation de la complexité du modèle : afin d'avoir une description réaliste des écoulements, il est nécessaire de résoudre une double équation.

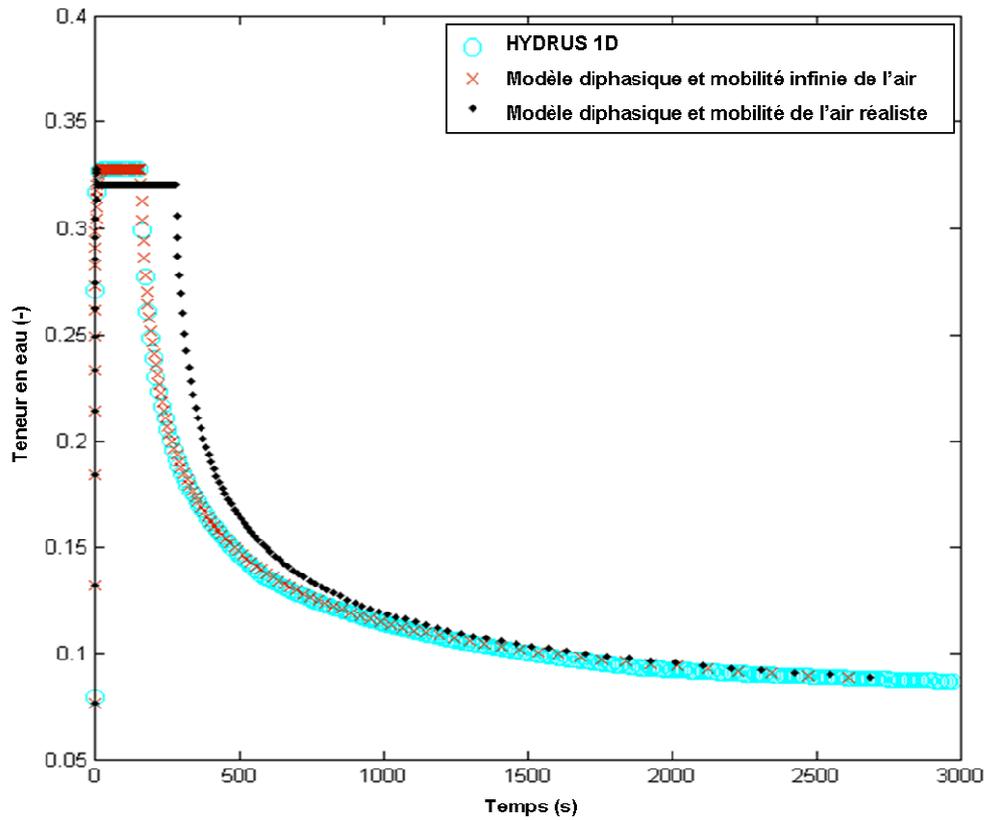


Figure II.2 : Teneur en eau dans la partie supérieure du filtre en fonction temps.

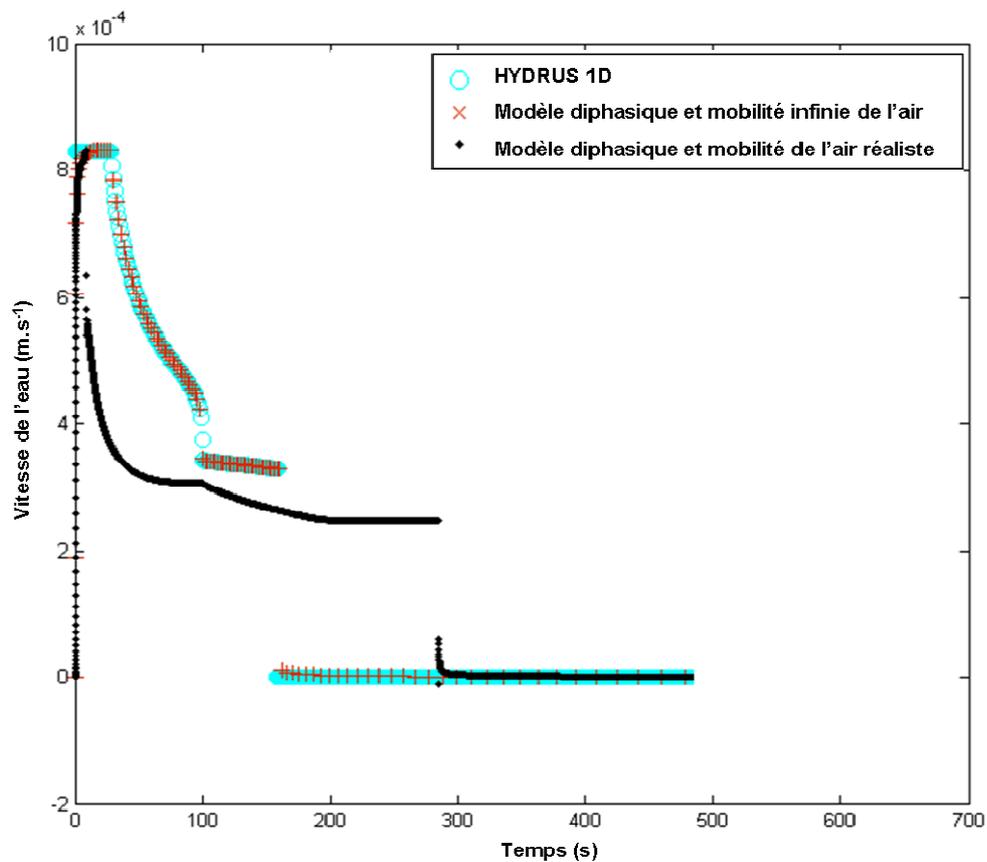


Figure II.3 : Vitesse de la phase liquide dans la partie supérieure du filtre en fonction temps.

II. 2. Modèle de transport diphasique multi-composant

II. 2. 1. Mise en équation

Le transport en milieu poreux est essentiellement régi par des phénomènes convectifs, diffusifs et dispersifs. Le phénomène d'adsorption n'est pas pris en compte.

II. 2. 1. 1 Modélisation des phénomènes de dispersion hydrodynamique et de diffusion

Deux phénomènes physiques ayant une écriture mathématique similaire participent au phénomène global de **diffusivité effective** d'un soluté en milieu poreux, qui est globalement une pondération de la valeur de diffusivité dans un fluide libre. Il s'agit de la **dispersion hydrodynamique**, et de la **diffusion**. La dispersion hydrodynamique est liée à trois phénomènes ayant lieu dans le milieu poreux (Radcliffe et Šimůnek, 2010) : (1) l'hétérogénéité de la taille des pores, (2) la différence de chemin hydraulique et le mélange entre les pores, et (3) les différences de vitesse à l'échelle du pore. Le transport par diffusion est le mouvement du soluté en réponse à une différence spatiale de concentration. Ce phénomène est décrit par la loi de Fick, ici écrite dans le cas monodimensionnel :

$$J = -D \frac{\partial c}{\partial x} \quad (\text{II. 10})$$

Où J est le flux diffusif, D le coefficient de diffusion, et c la concentration du soluté dans le fluide.

On trouve dans la bibliographie (Lefebvre, 2003) plusieurs modèles permettant d'évaluer le coefficient de **diffusivité effective** en milieu poreux en fonction de sa valeur dans le fluide libre ($\mathbf{D}_{0,\alpha}$, exprimé en $m^2.s^{-1}$), de la saturation du fluide dans le milieu poreux (S_α), de la porosité (ϕ), ainsi que d'un coefficient adimensionnel de tortuosité ($\tau_{T,\alpha}$).

Le modèle choisi est une fonction linéaire de S_α :

$$\mathbf{D}_{\text{eff},\alpha} = \tau_{T,\alpha} \phi S_\alpha \mathbf{D}_{0,\alpha} = \theta_\alpha \mathbf{D}_\alpha \quad (\text{II. 11})$$

II. 2. 1. 1 Mise en équation générale

Pour une espèce chimique transportée à la fois dans l'eau et l'air, on écrit le bilan de masse suivant pour chaque phase α :

$$\frac{\partial \rho_\alpha \theta_\alpha w_\alpha}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_\alpha \mathbf{q}_\alpha w_\alpha) - \nabla \cdot (\rho_\alpha \theta_\alpha \mathbf{D}_\alpha \nabla w_\alpha) = S^\alpha \quad (\text{II. 12})$$

Les notations sont définies en II.1.1. S^α ($kg.m^{-3}.s^{-1}$) est un terme puits-source lié aux échanges interphases et aux éventuelles réactions ayant lieu dans la phase α . w_α est la fraction massique de l'espèce chimique dans la phase α . \mathbf{D}_α est le tenseur de diffusivité effective.

En s'intéressant aux concentrations ($kg.m^{-3}$) dans les phases données par $c_\alpha = \rho_\alpha w_\alpha$, on peut écrire :

$$\frac{\partial \theta_\alpha c_\alpha}{\partial t} + \nabla \cdot (\mathbf{q}_\alpha c_\alpha) - \nabla \cdot (\theta_\alpha \mathbf{D}_\alpha \nabla c_\alpha) = S^\alpha \quad (\text{II. 13})$$

Avec les hypothèses suivantes:

- l'eau est incompressible,
- l'écoulement est isotherme,
- $\rho_\alpha \nabla w_\alpha \gg w_\alpha \nabla \rho_\alpha$.

II. 2. 2. Paramètres du modèle

Le tableau II.2 résume les paramètres du modèle de transport et leurs valeurs. Le coefficient de diffusion de l'oxygène dans l'air, qui est le seul composant du modèle transporté dans la phase gazeuse du milieu poreux, est corrigé par un facteur de tortuosité ($\tau_{T,a}$) de 0,1. La valeur de diffusion des composants dissous est considérée indépendante du composant, et corrigée par un facteur de tortuosité ($\tau_{T,w}$) de 0,66.

Les coefficients de tortuosité, qui déterminent la valeur de diffusivité effective de l'oxygène dans le filtre, sont des paramètres sensibles du modèle qui décrivent un grand nombre de phénomènes (voir paragraphe II.2.1.1). Ils doivent être calés dans l'hypothèse d'une utilisation quantitative du modèle.

Tableau II.2 : Paramètres du modèle de transport (Lefebvre, 2003).

Nom	Unité	Valeur
Coefficient de diffusion l'oxygène à l'air libre : $D_{0,a}$	$m^2.s^{-1}$	2.10^{-5}
Facteur de tortuosité pour l'air : $\tau_{T,a}$	-	0,1
Coefficient de diffusion des solutés dans l'eau : $D_{0,w}$	$m^2.s^{-1}$	$1,389.10^{-7}$
Facteur de tortuosité pour l'eau : $\tau_{T,w}$	-	0,66

II. 2. 3. Conditions aux limites

II. 2. 3. 1. Conditions à la limite supérieure du filtre

De la même façon que pour le modèle hydraulique, les conditions à la limite supérieure du filtre pour le modèle de transport sont variables suivant les conditions d'exploitation. En effet les conditions aux limites doivent permettre de prendre en compte les variations hydrauliques à la surface du filtre.

La condition aux limites la mieux adaptée est celle de Cauchy (Radcliffe et Šimůnek, 2010) pour ce type de problèmes est la condition mixte de :

$$\begin{cases} r_w c_w(x,t) + D_w \nabla c_w(x,t) \mathbf{n} = g_w(x,t), \forall (x,t) \in \Gamma_{in} \times]0,T] \\ r_a c_a(x,t) + D_a \nabla c_a(x,t) \mathbf{n} = g_a(x,t), \forall (x,t) \in \Gamma_{in} \times]0,T] \end{cases} \quad (\text{II. 14})$$

En appelant Γ_{in} la surface extérieure entrante du filtre, T la durée considérée, et a et w les indices associés respectivement à l'air et l'eau. (r_w, r_a) est un couple de valeur fixées, \mathbf{n} un vecteur unitaire sortant du domaine, (g_w, g_a) un couple de fonctions définies sur Γ_{in} , et dépendantes du temps.

II. 2. 3. 2. Conditions à la limite inférieure du filtre

Ces conditions sont constantes tout au long de la bâchée. Nous avons :

$$\begin{cases} c_a(x,t) = c_{a,l}, \forall (x,t) \in \Gamma_{out} \times]0,T] \\ D_w \nabla c_w(x,t) = 0, \forall (x,t) \in \Gamma_{out} \times]0,T] \end{cases} \quad (\text{II. 15})$$

En appelant Γ_{out} la surface extérieure sortante du filtre, T la durée considérée, les indices a et w correspondant respectivement à l'air et l'eau, et $c_{a,l}$ la valeur de concentration d'oxygène dans l'air à la limite.

Le système (II. 15) traduit le fait que le bas du filtre est en contact permanent avec l'atmosphère, ce qui implique que l'on impose une condition aux limites de Dirichlet pour la phase gazeuse, et un flux diffusif nul pour la phase liquide. Les flux massiques sortants sont purement convectifs en ce qui concerne la phase liquide.

II. 3. Mise en équation des termes puits-source

II. 3. 1. Terme d'échanges interphases d'oxygène au sein du filtre

L'oxygène est à la fois présent sous formes dissoute et gazeuse au sein du filtre. A l'équilibre thermodynamique, on peut utiliser la relation $c_a = Hc_w$, H étant la constante adimensionnelle de Henry.

Mais lors de phénomènes transitoires, il est préférable (Binning, 1994) d'utiliser la relation suivante définissant les termes puits-sources liés aux échanges interphases :

$$\begin{cases} S^a(t) = -K_{wa} \theta_a (c_a - Hc_w) \\ S^w(t) = K_{wa} \theta_a (c_a - Hc_w) \end{cases} \quad (\text{II. 16})$$

K_{wa} (s^{-1}) est un taux de transfert interphase qui caractérise la rapidité du phénomène d'échange interphase. Les valeurs de H et de K_{wa} sont rassemblées dans le tableau II.3

Tableau II.3 : paramètres du modèle d'échange interphase de l'oxygène.

Nom	Unité	Valeur
Constante de Henry : H	-	31,45
Taux de transfert interphase : K_{wa}	s^{-1}	$6 \cdot 10^{-3}$

II. 3. 2. Termes puits-sources liés à l'activité bactérienne

II. 3. 2. 1. Composants du modèle et fractionnement

CWM1 (Langergraber *et al.*, 2008) est un modèle qui décrit la majorité des processus de dégradation biologique que l'on trouve dans les massifs filtrants au sens large du terme. Afin d'étudier la biodégradation dans les massifs filtrants verticaux, ce modèle est réduit aux phénomènes aérobie dans l'hypothèse où, dans ce cas précis, les réactions biologiques qui ont lieu en milieu anaérobie sont négligeables.

En ce sens, nous définissons le fractionnement de la matière organique dans le système (figure II.4), exprimée en *DCO* :

- Substrat carboné : il est décomposé en substrat lentement biodégradable ou particulaire (noté X_S^{13}) et rapidement biodégradable ou soluble (noté S_S). Pour l'étude concernant les filtres de deuxième étage, l'hypothèse est que la charge polluante en entrée du filtre ne contient pas de X_S . Le X_S présent dans le système sera uniquement lié au processus de mort bactérienne.
- Biomasse : elle est considérée comme présente uniquement dans le biofilm attaché au support granulaire. Elle est immobile. Elle comprend la biomasse autotrophe (notée X_A) et hétérotrophe (notée X_H).

Le fractionnement de la matière azotée dans le système est représenté dans la figure II.4. Seul l'azote ammoniacal (noté S_N) fait partie de ce fractionnement, dans le cadre d'une description simplifiée du processus de nitrification.

Dans le but de limiter les composants transportés du modèle, le fractionnement ne comprend pas de composants inertes (carbonés ou azotés). Les bilans de masse se feront uniquement sur la *DCO* soluble et l'ammonium.

Le modèle proposé a six composants en comptant l'oxygène (noté S_O), qui est présent à la fois dans les phases aqueuse et gazeuse. Le tableau II.4 permet de rassembler tous les composants du modèle en rappelant les phases auxquelles ils appartiennent. À la manière de Langergraber et Šimůnek (2005), la biomasse n'interagit pas avec l'écoulement dans le sens où son développement ne modifie pas l'espace poral. On considère cependant que les réactions biologiques ont lieu dans la phase liquide.

¹³ Dans la suite du mémoire, on adoptera la notation « S » ou « X » à la fois pour la dénomination du composant et pour sa concentration en *mg/L*

Tableau II.4 : Composants du modèle.

Composant	Phase			
		Eau	air	-
Oxygène	S_O	x	x	
Matière organique soluble	S_S	x		
Matière organique particulaire	X_S	x		
Ammonium	S_N	x		
Bactéries hétérotrophes	X_H			Non transportées
Bactéries autotrophes	X_A			Non transportées

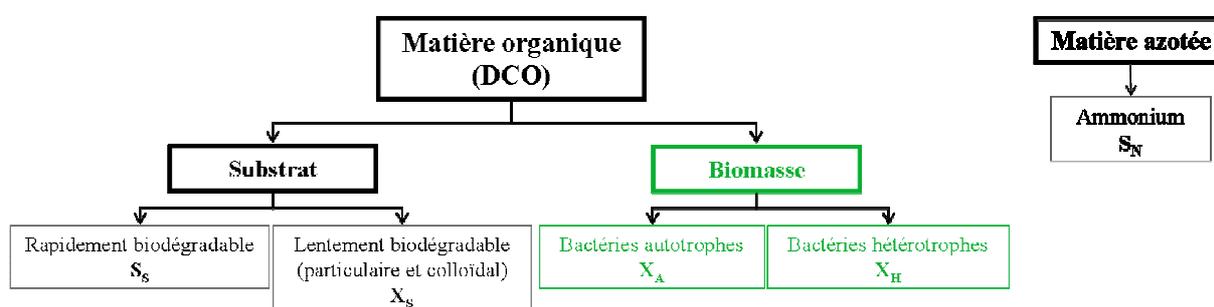


Figure II.4 : Fractionnement des matières organique et azotée au sein du système

II. 3. 2. 2. Matrice stœchiométrique et cinétiques de réaction

Le modèle choisi, issu de CWM1 (Langergraber *et al.*, 2008), comprend quatre réactions biologiques principales qui seront détaillées dans ce paragraphe :

- l'hydrolyse,
- la croissance aérobie des bactéries hétérotrophes utilisant le carbone rapidement biodégradable,
- la croissance aérobie des bactéries autotrophes utilisant l'azote ammoniacal,
- la lyse des bactéries hétérotrophes et autotrophes.

Le schéma conceptuel général de description de la biodégradation aérobie qui a été utilisé pour la mise en équation est représenté dans la figure II.5.

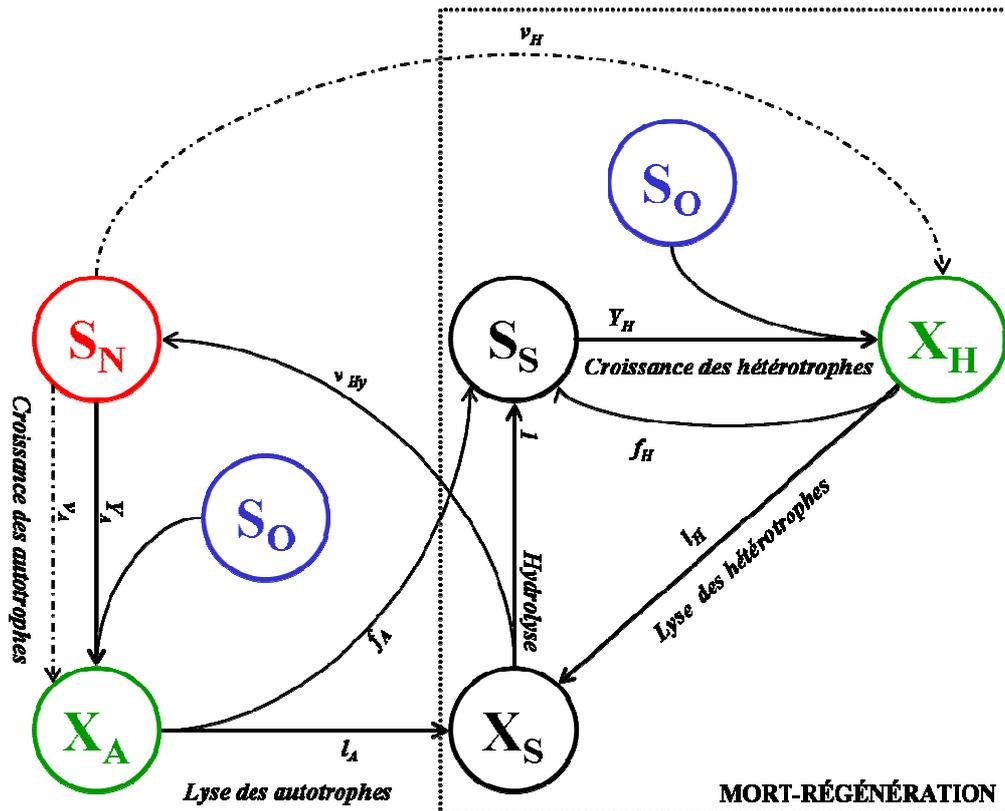


Figure II.5 : Schéma conceptuel de la biodégradation aérobie en massifs filtrants verticaux (adapté de CWM1, Langregraber *et al.*, 2008).

Le modèle utilise la structure de Monod (1942) pour décrire les cinétiques de croissance bactérienne et ainsi la consommation de substrats et nutriments. La structure prend en compte deux paramètres :

- $M (j^{-1})$: le taux de croissance bactérienne maximal,
- $K (mg.l^{-1})$ la constante de demi-saturation.

Ces deux paramètres permettent de définir $v (mg.l^{-1}.s^{-1})$ la vitesse de réaction sous la forme :

$$v = MX \frac{S}{K + S} \quad (II. 17)$$

Où X est la concentration bactérienne. K est le paramètre définissant la concentration en dessous de laquelle la vitesse de réaction est limitée en raison du manque du composant S : on parle de limitation de la réaction.

La matrice stœchiométrique, les taux de réaction, et les valeurs des paramètres du modèle biologique sont rassemblés dans les tableaux II.5, II.6, et II.7.

Hydrolyse externe

Cette réaction enzymatique est modélisée comme la transformation de la *DCO* lentement biodégradable (X_S) en *DCO* rapidement biodégradable (S_S) avec un rendement de 100%. Une

fraction v_{Hy} d'azote ammoniacal incorporé dans la biomasse est réintroduite dans le système, ce qui s'apparente au phénomène d'ammonification (passage de l'azote contenu dans la matière organique sous forme d'ions ammonium).

L'hydrolyse externe n'est pas directement dépendante de la concentration en oxygène, mais du rapport en concentration entre la *DCO* lentement biodégradable et la biomasse hétérotrophe (constante de demi-saturation K_X). La vitesse maximale est fixée par le produit de la concentration en biomasse hétérotrophe et K_H , le taux de réaction maximal de l'hydrolyse.

Croissance aérobie de la biomasse hétérotrophe

Cette réaction est modélisée comme la transformation de la *DCO* rapidement biodégradable (S_S) en biomasse hétérotrophe (X_H) en milieu aérobie. Le rendement de croissance est fixé à $Y_H = 63\%$. Une fraction v_H d'azote ammoniacal est incorporée dans la biomasse.

La vitesse de réaction est dépendante des conditions d'oxygénation (via la concentration S_O) du milieu (constante de demi-saturation K_{OH}), de la concentration en substrat biodégradable (S_S , constante de demi-saturation K_C), et de la concentration en azote ammoniacal (S_N , constante de demi-saturation K_N).

La vitesse est ainsi fixée par le produit de la concentration en biomasse hétérotrophe et du taux de croissance des bactéries hétérotrophes défini par une relation de type Monod.

Croissance aérobie de la biomasse autotrophe

Cette réaction est modélisée comme la transformation de l'azote ammoniacal (S_N) en biomasse autotrophe (X_A) en milieu aérobie. Le rendement de croissance est fixé à $Y_H = 24\%$.

La vitesse de réaction est dépendante des conditions d'oxygénation (via la concentration S_O) du milieu (constante de demi-saturation K_{OA}), et de la concentration en azote ammoniacal (S_N , constante de demi-saturation K_A).

La vitesse maximale est fixée par le produit de la concentration en biomasse autotrophe et du taux de croissance des bactéries autotrophes.

Lyse bactérienne

Cette réaction est respectivement modélisée comme la transformation de la biomasse hétérotrophe et autotrophe (X_H ou X_A) en une fraction (très majoritaire) l_H et l_A de *DCO* lentement biodégradable et une fraction f_H ou f_A de *DCO* rapidement biodégradable. La fraction résiduelle composée d'inertes n'est pas considérée dans le système afin de ne pas surcharger le modèle de transport.

Que ce soit pour les bactéries hétérotrophes ou autotrophes, la lyse est décrite par une réaction d'ordre 1, de coefficients respectivement B_H et B_A . Ce coefficient est indépendant des

conditions extérieures. La description de la décroissance bactérienne fait appel au concept de mort-régénération (figure II.5), développé dans le cadre d'ASM1 par Henze *et al.* (1987).

Tableau II.5 : Matrice stœchiométrique.

Composant	Oxygène	<i>DCO</i> rapidement biodégradable	<i>DCO</i> lentement biodégradable	<i>N-NH₄</i>	Bactéries autotrophes	Bactéries hétérotrophes
Processus	S_O	S_S	X_S	S_N	X_A	X_H
Hydrolyse		<i>l</i>	<i>-l</i>	<i>v_{Hy}</i>		
Croissance aérobie de X _H à partir de S _S	<i>1-1/Y_H</i>	<i>-1/Y_H</i>		<i>-v_H</i>		<i>l</i>
Croissance aérobie de X _A à partir de S _N	<i>1-4.57/Y_A</i>			<i>-v_A-1/Y_A</i>	<i>l</i>	
Lyse de X _H		<i>f_H</i>	<i>l_H</i>			<i>-l</i>
Lyse de X _A		<i>f_A</i>	<i>l_A</i>		<i>-l</i>	

Tableau II.6 : Vitesses de réaction des processus du modèle.

Processus	Vitesse de réaction
Hydrolyse	$K_H X_H \left(\frac{X_S / X_H}{X_S / X_H + K_X} \right)$
Croissance aérobie de X _H à partir de S _S	$M_H X_H \left(\frac{S_O}{S_O + K_{OH}} \right) \left(\frac{S_S}{S_S + K_C} \right) \left(\frac{S_N}{S_N + K_N} \right)$
Croissance aérobie de X _A à partir de S _N	$M_A X_A \left(\frac{S_O}{S_O + K_{OA}} \right) \left(\frac{S_N}{S_N + K_A} \right)$
Lyse de X _H	$B_H X_H$
Lyse de X _A	$B_A X_A$

Les termes puits-sources r_i sont donnés pour chaque composant de concentration c_i dans la phase liquide par la formule :

$$\frac{\partial \theta_w c_i}{\partial t} = \theta_w \sum_j k_j s_{ij} \quad (\text{II. 14})$$

Où k_j est le taux de la réaction j , s_{ij} le coefficient stœchiométrique du composant i pour la réaction j , et θ_w la teneur en eau dans le filtre.

Les paramètres cinétiques et stœchiométriques, rassemblés dans le tableau II.7, sont pour la majorité repris de Langergraber et Šimůnek (2005). Les valeurs des paramètres dont la référence est Henze *et al.* (2000) sont celles appliquées aux modèles de boues activées (ASM1). Le taux de lyse bactérienne B_H a fait l'objet du calage de la concentration bactérienne par rapport aux expériences de Tietz *et al.* (2007). Ce calage est détaillé au paragraphe IV.2.2. La valeur obtenue est inférieure de 80 % à la valeur utilisée par Langergraber et Šimůnek (2005), elle-même reprise de Henze *et al.* (2000).

Tableau II.7 : Paramètres du modèle biologique.

	Paramètres cinétiques et stœchiométriques à 20°C	Référence
Bactéries hétérotrophes	$M_H = 6 \text{ j}^{-1}$	Langergraber et Šimůnek (2005)
	$B_H = 0,089 \text{ j}^{-1}$	-
	$K_{OH} = 0,2 \text{ mg}_{O_2} \cdot \text{l}^{-1}$	Langergraber et Šimůnek (2005)
	$K_C = 2 \text{ mg}_{DCO} \cdot \text{l}^{-1}$	Langergraber et Šimůnek (2005)
	$K_N = 0,05 \text{ mg}_N \cdot \text{l}^{-1}$	Langergraber et Šimůnek (2005)
	$Y_H = 0,63$	Henze <i>et al.</i> (2000)
	$v_H = 0,0252$	Langergraber et Šimůnek (2005)
	$f_H = 0,05$	Langergraber et Šimůnek (2005)
	$K_H = 3 \text{ j}^{-1}$	Henze <i>et al.</i> (2000)
	$K_X = 0,1$	Langergraber (2007a)
	$v_{Hy} = 0,01$	Langergraber et Šimůnek (2005)
	$l_H = l_A = 0,85$	Langergraber et Šimůnek (2005)
	Bactéries autotrophes	$M_A = 1 \text{ j}^{-1}$
$B_A = 0,15 \text{ j}^{-1}$		Henze <i>et al.</i> (2000)
$K_{OA} = 1 \text{ mg}_{O_2} \cdot \text{l}^{-1}$		Langergraber et Šimůnek (2005)
$K_A = 0,5 \text{ mg}_N \cdot \text{l}^{-1}$		Langergraber (2007a)
$Y_A = 0,24$		Henze <i>et al.</i> (2000)
$v_A = 0,07$		Langergraber et Šimůnek (2005)
$f_A = 0,0685$		Langergraber et Šimůnek (2005)

II. 4. Résolution numérique du modèle de transport

II. 4. 1. Discrétisation spatiale

La formulation du schéma numérique utilisé pour résoudre les équations de transport est tirée d'Aizinger *et al.* (2001). Il s'agit de la méthode LDG (Local Discontinuous Galerkin). Le choix de cette méthode est essentiellement lié au fait qu'elle permette de reconstruire les fronts de transport très raides (fronts convectifs, notamment présents dans la phase gazeuse) qui font partie de la physique du fonctionnement des filtres verticaux. L'autre avantage décisif de cette méthode est le traitement du terme diffusif/dispersif, qui se fait sans séparation d'opérateurs (Carrayrou *et al.*, 2004).

La méthode approxime efficacement des phénomènes de transport quelle que soit l'importance relative des termes convectifs et diffusifs.

II. 4. 1. 1. Notations

Soit Ω le domaine spatial d'étude de dimension d , et $\{\mathcal{E}_h\}_{h>0}$ une partition non dégénérée de Ω , en prenant h le diamètre maximal du maillage. Soit $\{\Gamma_h\}$ l'ensemble des faces intérieures des éléments finis du maillage, et $\{\partial\Omega\}$ l'ensemble des faces extérieures des éléments finis du maillage. Pour tout $\gamma \in \{\Gamma_h\}$ on définit \mathbf{n}_γ , un vecteur unitaire sortant, et pour tout $x \in \{\partial\Omega\}$, on définit $\mathbf{n}_{\partial\Omega}$, un vecteur unitaire sortant.

$$\begin{cases} \Gamma_{in} = \{x \in \partial\Omega, \mathbf{q} \cdot \mathbf{n}_{\partial\Omega} < 0\} \\ \Gamma_{out} = \{x \in \partial\Omega, \mathbf{q} \cdot \mathbf{n}_{\partial\Omega} \geq 0\} \\ \Gamma_{\gamma,in} = \{\gamma \in \Gamma_h, \mathbf{q} \cdot \mathbf{n}_{\partial\Omega} < 0\} \\ \Gamma_{\gamma,out} = \{\gamma \in \Gamma_h, \mathbf{q} \cdot \mathbf{n}_{\partial\Omega} \geq 0\} \end{cases}$$

Pour \mathbf{q} représentant le flux convectif.

Soit $H^1(B)$ l'espace des fonctions continues et dérivables définies sur $B \in \mathcal{E}_h$ et :

$$W_r = \{\phi, \phi|_B \in P_r(B), B \in \mathcal{E}_h\}$$

Où $P_r(B)$ est l'ensemble des polynômes de degré inférieur ou égal à r sur $B \in \mathcal{E}_h$. W_r est l'espace des approximations discontinues sur Ω .

Pour $w \in W_r$ et $x \in \partial\Omega$, c'est-à-dire à la discontinuité du maillage, soient les valeurs gauches et droites de w :

$$\begin{cases} w^-(x) = \lim_{s \rightarrow 0^-} (w(x + s\mathbf{n}_{\partial\Omega})) \\ w^+(x) = \lim_{s \rightarrow 0^+} (w(x + s\mathbf{n}_{\partial\Omega})) \end{cases}$$

Par suite, la notion de valeur amont de $C \in W_r$ s'écrit :

$$C_{|\gamma}^* = \begin{cases} C_{|B_j}^- & \text{if } \mathbf{q} \cdot \mathbf{n}_{B_j} \geq 0 \\ C_{|B_j}^+ & \text{if } \mathbf{q} \cdot \mathbf{n}_{B_j} < 0 \end{cases}$$

Soit \bar{w} la valeur moyenne de la fonction à la discontinuité :

$$\bar{w} = \frac{w^+ + w^-}{2}$$

Soient les produits vectoriels :

$$\begin{cases} \left((L^2(B))^d \right)^2 \rightarrow \mathfrak{R} & (L^2(\gamma))^2 \rightarrow \mathfrak{R} \\ (\phi_1, \phi_2) \mapsto (\phi_1, \phi_2)_B = \int_B \phi_1 \phi_2 & (\phi_1, \phi_2) \mapsto (\phi_1, \phi_2)_\gamma = \int_\gamma \phi_1 \phi_2 \end{cases}$$

Dans la suite du mémoire, et pour des raisons de clarté des écritures, la notation $\frac{\partial f}{\partial t} = f_t$ est adoptée pour chaque fonction f dépendant du temps t .

II. 4. 1. 2. La méthode LDG

Présentation de la méthode

Cette méthode est une évolution de la méthode Runge-Kutta Discontinuous Galerkin (RKDG) ayant pour but de résoudre les équations paraboliques non-linéaires. La méthode RKDG a été conçue à l'origine pour résoudre les équations hyperboliques non-linéaires du type :

$$c_t + \nabla \cdot g(c) = 0 \quad (\text{II. 19})$$

L'idée de la méthode LDG est de réécrire le problème parabolique sous une forme de premier ordre dégénéré, et ensuite utiliser la méthode RKDG pour sa discrétisation.

Forme faible

L'équation de transport en milieu poreux non-saturé (II. 13) est réécrite sans termes puits-sources sous la forme :

$$\begin{cases} \frac{\partial \theta c}{\partial t} + \nabla \cdot (c\mathbf{q} + \theta\mathbf{z}) = 0 \\ \tilde{\mathbf{z}} + \nabla c = \mathbf{0} \\ \mathbf{z} = \mathbf{D}\tilde{\mathbf{z}} \end{cases} \quad (\text{II. 20})$$

Soient les approximations $C \in W_r$, et $(Z, \tilde{Z}) \in ((W_r)^d)^2$, respectivement de c , z et \tilde{z} . En choisissant les fonctions test $w_\alpha \in H^1(B)$, et $(v_\alpha, \tilde{v}_\alpha) \in (H^1(B))^d$, et en intégrant sur $B \in \mathcal{E}_h$, on obtient :

$$\begin{cases} \left(\frac{\partial \theta C}{\partial t}, w_\alpha \right)_B - (C \mathbf{q} + \theta \mathbf{Z}, \nabla w_\alpha)_B + (C^* \mathbf{q} \cdot \mathbf{n}_\gamma, w_\alpha^-)_\gamma + (\{\theta \mathbf{Z}\} \cdot \mathbf{n}_\gamma, w_\alpha^-)_\gamma = 0 \\ (\tilde{\mathbf{Z}}, \mathbf{v}_a)_B - (C, \nabla \cdot \mathbf{v}_a)_B + (\{C\}, \mathbf{v}_a^- \cdot \mathbf{n}_\gamma)_\gamma = 0 \\ (\mathbf{Z}, \tilde{\mathbf{v}}_a)_B = (\mathbf{D} \tilde{\mathbf{Z}}, \tilde{\mathbf{v}}_a)_B \end{cases} \quad (\text{II. 21})$$

Dans le cas monodimensionnel, le système (II. 21) se résume à la double équation scalaire du système (II. 22) : on cherche les approximations $C \in W_r$, et $Z \in W_r$, respectivement de c et z . En choisissant les fonctions test $w_\alpha \in H^1(B)$, et $v_\alpha \in H^1(B)$, et en intégrant sur $B \in \mathcal{E}_h$, on obtient :

$$\begin{cases} \left(\frac{\partial \theta C}{\partial t}, w_\alpha \right)_B - (C q + \theta Z, \nabla w_\alpha)_B + (C^* q, w_\alpha^-)_\gamma + (\{\theta Z\}, w_\alpha^-)_\gamma = 0 \\ (Z D^{-1}, v_\alpha)_B - (C, \nabla v_\alpha)_B + (\{C\}, v_\alpha^-)_\gamma = 0 \end{cases} \quad (\text{II. 22})$$

Plusieurs choix existent pour traiter les termes entre accolades de l'équation (II. 22), correspondant aux flux numériques diffusifs aux limites de l'élément B (c'est-à-dire à la discontinuité) :

- Aizinger *et al.* (2001) indiquent la valeur moyenne à la discontinuité, soit $\{C\} = \bar{C}$, et $\{Z\} = \bar{Z}$,
- Cockburn et Shu (2001) proposent $\{C\} = C^-$ et $\{Z\} = Z^+$.

La première possibilité impose de choisir des conditions aux limites à la fois en concentration et en flux en amont et en aval du filtre, ce qui est mal adapté au problème des filtres verticaux. Ainsi, la deuxième possibilité est adoptée. La gestion des conditions aux limites adaptée à cette possibilité est décrite au paragraphe II.4.1.3.

II. 4. 1. 3. Application

La discrétisation des équations de transport pour l'eau et l'air sans terme puits-source est identique. Aucune distinction entre les phases n'est faite dans ce paragraphe.

Notations

La discrétisation spatiale a été réalisée pour le cas monodimensionnel, en utilisant la base des polynômes de Legendre d'ordre 1 sur chaque élément $B_j = [x_{j-1}, x_j] \in \mathcal{E}_h$, $j \in [1, \dots, N]$, et $\forall x \in B_j$:

$$\begin{cases} C|_{B_j}(x) = C0(j)P_{0|B_j}(x) + C1(j)P_{1|B_j}\left(2\frac{x-x_{j-1/2}}{\Delta x}\right) \\ Z|_{B_j}(x) = Z0(j)P_{0|B_j}(x) + Z1(j)P_{1|B_j}\left(2\frac{x-x_{j-1/2}}{\Delta x}\right) \end{cases}$$

Avec $\forall j \in [1, \dots, N]$:

$$\begin{cases} \int_{x_{j-1}}^{x_j} P_0 = \Delta x & \text{ie } P_0(x) = 1 \\ \int_{x_{j-1}}^{x_j} P_1\left(2\frac{x-x_{j-1/2}}{\Delta x}\right) dx = 0 & \text{ie } P_1(x) = x \\ \int_{x_{j-1}}^{x_j} P_1^2\left(2\frac{x-x_{j-1/2}}{\Delta x}\right) dx = \frac{\Delta x}{3} \end{cases}$$

Ainsi, les approximations C et Z sont complètement déterminées respectivement par les vecteurs $\mathbf{C0}$, $\mathbf{C1}$, et $\mathbf{Z0}$, $\mathbf{Z1}$ tels que :

$$\begin{cases} \mathbf{C0} = \begin{pmatrix} C0(1) \\ \vdots \\ C0(N) \end{pmatrix} & \mathbf{C1} = \begin{pmatrix} C1(1) \\ \vdots \\ C1(N) \end{pmatrix} \\ \mathbf{Z0} = \begin{pmatrix} Z0(1) \\ \vdots \\ Z0(N) \end{pmatrix} & \mathbf{Z1} = \begin{pmatrix} Z1(1) \\ \vdots \\ Z1(N) \end{pmatrix} \end{cases}$$

Les vecteurs $\mathbf{C0}$ et $\mathbf{Z0}$ donnent la valeur moyenne sur chaque élément de la discrétisation (comme le montre la figure II.6), c'est-à-dire l'approximation des fonctions continues c et z .

Les vecteurs $\frac{2}{\Delta x} \cdot \mathbf{C1}$ et $\frac{2}{\Delta x} \cdot \mathbf{Z1}$ donnent la pente de chaque élément linéaire des discrétisations C et Z .

On a en conséquence et $\forall j \in [1, \dots, N-1]$:

$$\begin{cases} C^+(x_j) = C0(j+1) - C1(j+1) & C^-(x_j) = C0(j) + C1(j) \\ Z^+(x_j) = Z0(j+1) - Z1(j+1) & Z^-(x_j) = Z0(j) + Z1(j) \end{cases}$$

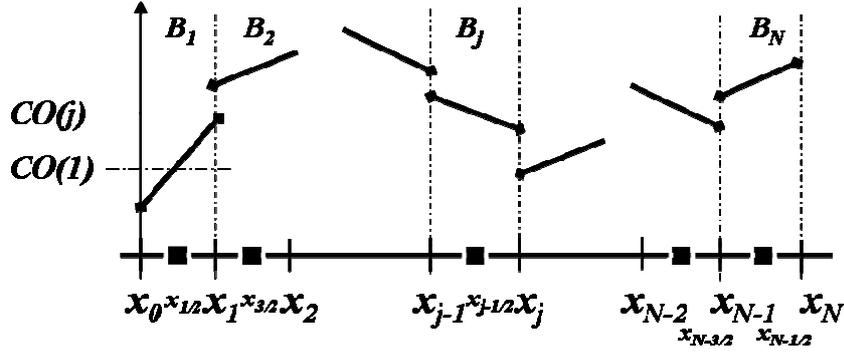


Figure II.6 : Discretisation spatiale discontinue.

Discretisation

Nous déterminons maintenant les formules permettant le codage des équations du système (II. 22). Nous vérifions que $(P_0, P_1) \in (H^1(B))^2$. En prenant tour à tour P_0 et P_1 comme fonction test, nous écrivons pour la deuxième équation du système (II. 22), $\forall j \in [1, \dots, N]$:

$$\begin{cases} D^{-1} \int_{B_j} Z P_{0|B_j} - \int_{B_j} C \frac{\partial P_{0|B_j}}{\partial x} + \left[\{C\} P_{0|B_j} \right]_{B_j} = 0 \\ D^{-1} \int_{B_j} Z P_{1|B_j} - \int_{B_j} C \frac{\partial P_{1|B_j}}{\partial x} + \left[\{C\} P_{1|B_j} \right]_{B_j} = 0 \end{cases} \quad (\text{II. 23})$$

En développant la discretisation de Z et C dans la base de Legendre, et en utilisant les propriétés d'intégration de ces polynômes, on obtient :

$$\begin{cases} Z0(j) = \frac{D}{\Delta x} (\{C\}(x_{j-1}) - \{C\}(x_j)) \\ Z1(j) = \frac{3D}{\Delta x} (2C0(j) - \{C\}(x_{j-1}) - \{C\}(x_j)) \end{cases} \quad (\text{II. 24})$$

De la même façon, pour la première équation du système (II. 22), et pour $j \in [1, \dots, N]$, nous écrivons :

$$\begin{cases} \theta(j) \int_{B_j} C_t P_{0|B_j} + \theta_t(j) \int_{B_j} C P_{0|B_j} - \int_{B_j} (qC + \theta(j)Z) \frac{\partial P_{0|B_j}}{\partial x} + \left[qC^* P_{0|B_j} \right]_{B_j} + \left[\{\theta Z\} P_{0|B_j} \right]_{B_j} = 0 \\ \theta(j) \int_{B_j} C_t P_{1|B_j} + \theta_t(j) \int_{B_j} C P_{1|B_j} - \int_{B_j} (qC + \theta(j)Z) \frac{\partial P_{1|B_j}}{\partial x} + \left[qC^* P_{1|B_j} \right]_{B_j} + \left[\{\theta Z\} P_{1|B_j}^2 \right]_{B_j} = 0 \end{cases} \quad (\text{II. 25})$$

Soit :

$$\begin{cases} C0_t(j) = \frac{1}{\theta(j)\Delta x} [f_u(j+1) - f_u(j) + \{\theta Z\}(x_j) - \{\theta Z\}(x_{j-1})] - \frac{\theta_t(j)}{\theta(j)} C0(j) \\ C1_t(j) = \frac{3}{\theta(j)\Delta x} [2(qC0(j) + \theta(j)Z0(j)) - f_u(j+1) - f_u(j) - \{\theta Z\}(x_j) - \{\theta Z\}(x_{j-1})] - \frac{\theta_t(j)}{\theta(j)} C1(j) \end{cases} \quad (\text{II. 26})$$

Où \mathbf{f}_u est le vecteur des valeurs de flux massique amont aux discontinuités (de taille $N+1$) :

$$\mathbf{f}_u = \begin{pmatrix} f_u(1) = qC^*(x_0) \\ \vdots \\ f_u(j) = qC^*(x_{j-1}) \\ \vdots \\ f_u(N+1) = qC^*(x_N) \end{pmatrix}$$

Gestion des conditions aux limites

Dans le cas de la discrétisation spatiale LDG, il est nécessaire de gérer les conditions aux limites séparément pour les termes convectif et diffusif de l'équation (voir figure II.7).

Concernant le **terme convectif**, le vecteur des flux massiques amont aux discontinuités (\mathbf{f}_u) permet d'utiliser une condition de Dirichlet (condition en concentration constante) en proches limites extérieures du domaine discrétisé. Si le flux est rentrant du point de vue du domaine, la concentration choisie est la condition aux limites.

Pour le **terme diffusif**, qui est scindé en deux équations dans le système (II. 22), il faut déterminer une concentration à la limite amont (condition de Dirichlet pour la deuxième équation du système II. 22), et une condition en flux aval (qui correspond là aussi à une condition de Dirichlet pour la première équation du système II. 22).

On note que, globalement, ces conditions aux limites reviennent à une condition mixte de Cauchy telle qu'écrite au paragraphe II.2.3.1.

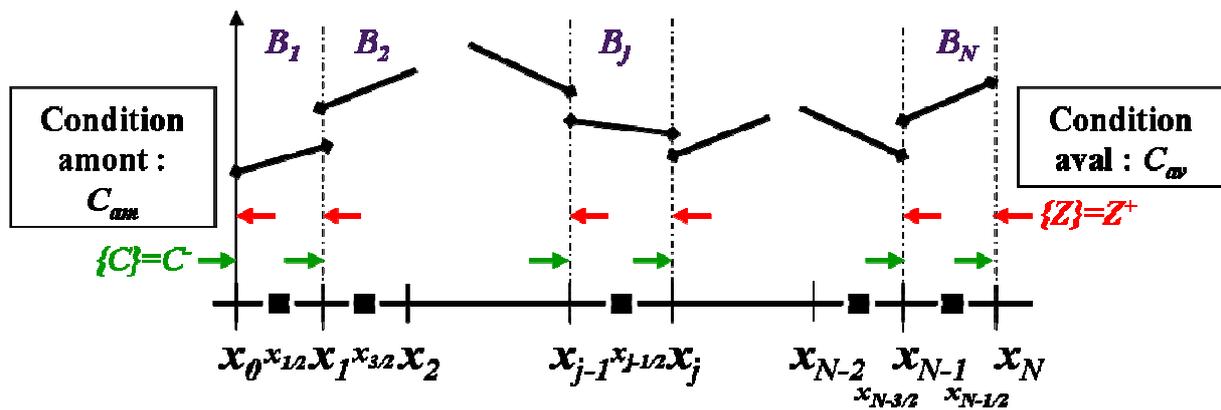


Figure II.7 : Gestion des flux numériques diffusifs.

La condition aval de Dirichlet pour la deuxième équation du système (II. 22) est différente pour l'eau et pour l'air (système II. 15) :

- Pour l'eau, il s'agit d'une valeur nulle, c'est-à-dire $Z_w^+(x_N) = 0$.

- Pour l'air, en considérant que le bas du filtre est en contact avec l'atmosphère (condition en concentration constante), la condition en flux est ramenée à une condition de Dirichlet par la formule :

$$Z_a^+(x_N) = D \frac{C_{av} - C^+(x_{N-1})}{\Delta x} \quad (\text{II. 27})$$

Le tableau II.8 donne les conditions aux limites à satisfaire pour décrire le fonctionnement des filtres verticaux.

Tableau II.8 : Gestion des conditions aux limites pour le terme diffusif.

Conditions aux limites supérieures pour le terme diffusif		Alimentation (sans ou avant « flaquage »)	Alimentation et « flaquage »	« flaquage » seul	Après le « flaquage »
Face inférieure du filtre	Air	Dirichlet			
	Eau	Diffusion nulle			
Face supérieure du filtre	Air	Dirichlet	Diffusion nulle		Dirichlet
	Eau		Dirichlet		Diffusion nulle

II. 4. 2. Discrétisation temporelle

II. 4. 2. 1. La méthode RKΛIP

La discrétisation temporelle des problèmes contenant des fronts très raides ou des discontinuités, par des méthodes traditionnelles de Runge-Kutta (RK), peut mener à des solutions approchées contenant des oscillations. Un nouveau type de méthodes basées sur le schéma RK a été créé spécifiquement pour ces problèmes : RKΛIP (Cockburn *et al.* 1989, cité par Aizinger *et al.*, 2001). Il s'agit d'un schéma RK auquel on adjoint un processus de limitation de pente spatiale afin de réduire les phénomènes oscillatoires (fortes fréquences spatiales). Nous proposons une description de cette méthode à l'ordre 2 du problème monodimensionnel semi-discret suivant :

$$y'(t) = L_h(y(t), t) \quad (\text{II. 28})$$

Soit le schéma RK, écrit à l'ordre 2, pour $n \in N^*$:

$$\begin{aligned} y^{(0)} &= y^{n-1}, \\ y^{(1)} &= y^{n-1} + \Delta t L_h(y^{n-1}, t^{n-1}), \\ y^n &= \frac{(y^{n-1} + y^{(1)})}{2} + \frac{\Delta t}{2} L_h(y^{(1)}, t^{n-1} + \Delta t). \end{aligned} \quad (\text{II. 29})$$

$y \in W_r$ est développé dans la base des polynôme de Legendre $(l_k)_k$ sur chaque maille $B \in \mathcal{E}_h$.
On a :

$$\int_B l_p l_q = \begin{cases} 1 & \text{pour } p = q \\ 0 & \text{pour } p \neq q \end{cases} \quad (\text{II. 30})$$

Soit la fonction :

$$\tilde{m}(a_1, \dots, a_n) = \begin{cases} a_1 & \text{si } |a_1| \leq M\Delta x^2 \\ m(a_1, \dots, a_n) & \text{sinon} \end{cases} \quad (\text{II. 31})$$

Où M est un réel positif lié à la dérivée d'ordre 2 de la solution, et m la fonction « minmod » :

$$m(a_1, \dots, a_n) = \begin{cases} s \cdot \min |a_i| & \text{si } \text{sign}(a_1) = \dots = \text{sign}(a_n) = s \\ 0 & \text{sinon} \end{cases} \quad (\text{II. 32})$$

Pour $v \in W_r$ et $B_j \in \mathcal{E}_h$, on a :

$$v|_{B_j} = \sum_{r=0}^k v_j^{(r)} l_r \quad (\text{II. 33})$$

Pour finir, on définit l'opérateur $v^* = \Lambda \Pi(v)$:

$$\begin{aligned} v_j^{*(0)} &= v_j^{(0)}, \\ v_j^{*(1)} &= \tilde{m}(v_j^{(1)}, v_{j+1}^{(0)} - v_j^{(0)}, v_j^{(0)} - v_{j-1}^{(0)}), \\ v_j^{*(r)} &= \begin{cases} v_j^{(r)} & \text{si } v_j^{*(1)} = v_j^{(1)}, r = 1, \dots, k. \\ 0 & \text{sinon} \end{cases} \end{aligned} \quad (\text{II. 34})$$

L'opérateur $\Lambda \Pi$ agit sur les termes dérivés (à partir de l'ordre 1) de la discrétisation discontinue dans la base de Legendre. La limitation de pente est réglable à l'aide du paramètre M .

On applique l'opérateur $\Lambda\Pi$ au schéma (II. 29) pour obtenir la méthode RK Λ PIP :

(1) projeter y^0 dans la base de Legendre

(2) appliquer pour $n = 1, \dots$:

$$\begin{aligned} y^{(0)} &= y^{n-1}, \\ y^{(1)} &= \Lambda\Pi\left(y^{n-1} + \Delta t L_h(y^{n-1}, t^{n-1})\right), \\ y^n &= \Lambda\Pi\left(\frac{y^{n-1} + y^{(1)}}{2} + \frac{\Delta t}{2} L_h(y^{(1)}, t^{n-1} + \Delta t)\right). \end{aligned} \quad (\text{II. 35})$$

II. 4. 2. 2. Choix du pas de temps

Les fronts très raides se produisent dans les écoulements rapides, c'est-à-dire quand la convection domine la diffusion. Pour identifier ces conditions d'écoulement, on utilise le nombre adimensionnel de Peclet (Pe), qui est exprimé en fonction de la vitesse porale en milieu non-saturé (ici exprimé dans le cas monodimensionnel) :

$$Pe = \frac{q\Delta z}{\theta D} \quad (\text{II. 36})$$

Le terme q/θ est la vitesse porale du fluide, Δz est le pas d'espace, et D le coefficient de diffusivité effective. Deux types de conditions sont utilisées afin de déterminer le pas de temps optimal pour le schéma à pas d'espace fixé.

La condition utilisant le nombre de Courant-Friedrichs-Lewy (CFL) pour les cas dominés par le phénomène de convection ($Pe > 1$) :

$$\Delta t = CFL \frac{\Delta z \theta}{q}, \quad CFL = 0,3 \quad (\text{II. 37})$$

Le CFL représente le rapport entre la vitesse numérique $\Delta z/\Delta t$ caractéristique de la discrétisation spatio-temporelle du problème, et q/θ la vitesse porale, qui est un argument physique du modèle de transport. Cockburn et Shu (2001) montrent que la valeur optimale pour le schéma est $0,3$.

La condition de Neumann pour les cas dominés par le phénomène de diffusion ($Pe < 1$) :

$$\Delta t = \frac{\Delta z^2}{2D} \quad (\text{II. 38})$$

II. 4. 2. 3. Conditions initiales

La condition initiale dans le domaine est donnée par la formule :

$$\begin{cases} c_w(x,0) = c_{w,0}(x), \forall x \in \Omega \\ c_a(x,0) = c_{a,0}(x), \forall x \in \Omega \end{cases} \quad (\text{II. 39})$$

II. 4. 3. Discrétisation des termes puits-source

Les termes puits-sources de l'équation de transport sont discrétisés spatialement dans la base des polynômes de Legendre.

Ils sont explicites, c'est-à-dire que leur valeur est prise au pas de temps précédent dans le schéma RK4PP. La discrétisation spatiale des termes puits-sources est limitée à l'ordre zéro, pour simplifier l'intégration sur chaque élément. Cette simplification est justifiée par une discrétisation spatiale fine par rapport à la taille du domaine (le pas spatial est de $5.10^{-4} m$, et le domaine est de $0,5 m$).

II. 5. Vérification du module de transport

La vérification du modèle a été réalisée sur un cas de transport convectif-diffusif monodimensionnel dans un milieu poreux saturé semi-infini, dont la solution analytique est connue (Mermoud, 2006). La comparaison au code (milieu poreux saturé fini) est valide tant que la masse qui sort du système est négligeable.

Les conditions aux limites sont :

$$\begin{cases} c = 1 & (x,t) \in \Gamma_{in} \times]0,t] \\ -D\nabla c = 0 & (x,t) \in \Gamma_{out} \times]0,t] \end{cases} \quad (\text{II. 40})$$

$$c(x,0) = 0, x \in \Omega \quad (\text{II. 41})$$

Avec c (-) la concentration normalisée du composant dans le fluide, D le coefficient de diffusion, Γ_{in} et Γ_{out} les limites amont et aval du domaine Ω .

Le Peclet, ici exprimé en milieu saturé, est constant au cours de l'expérience (la vitesse du fluide est constante), et varie entre 0,01 et 50.

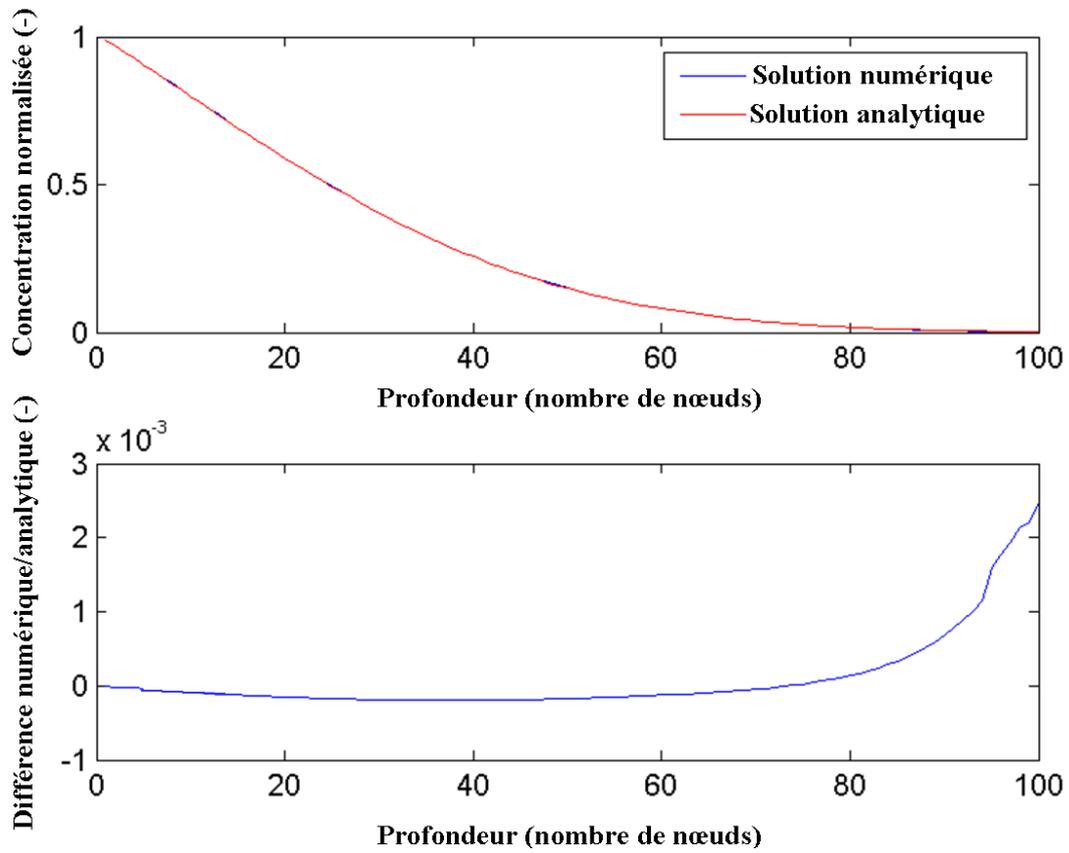


Figure II.8 : Comparaison du modèle par rapport à la solution analytique, $Pe=0,01$.

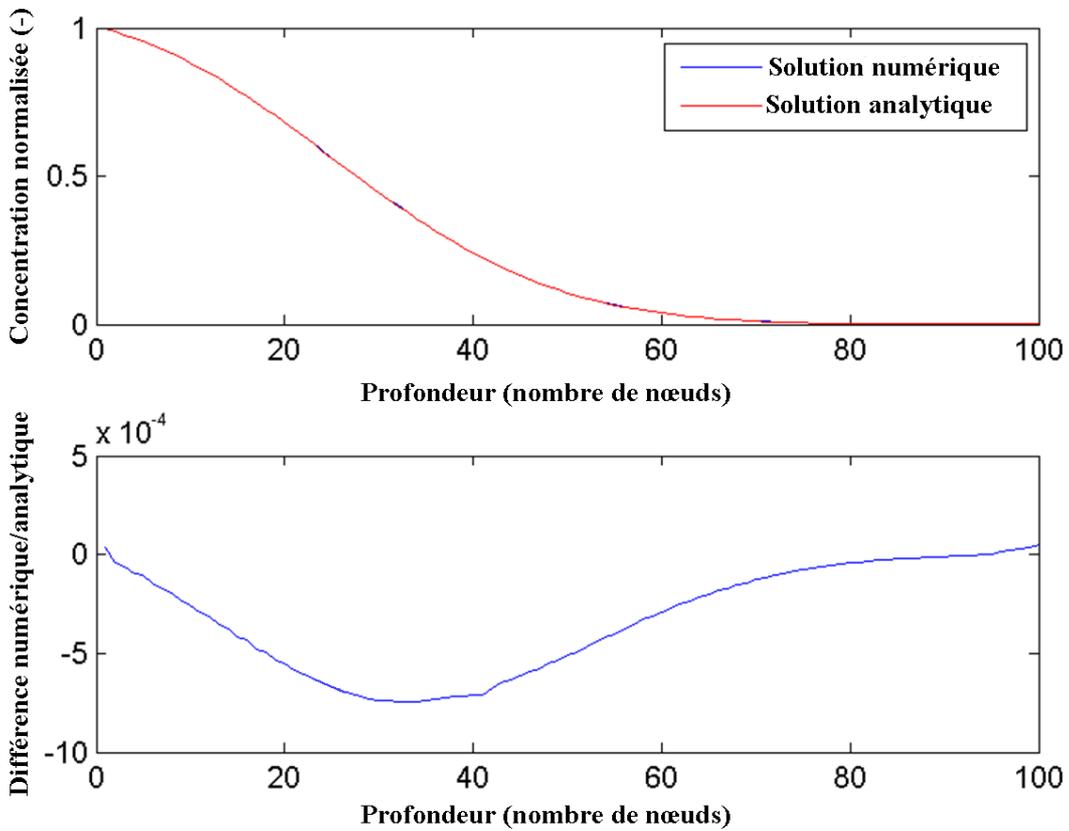


Figure II.9 : Comparaison du modèle par rapport à la solution analytique, $Pe=0,1$.

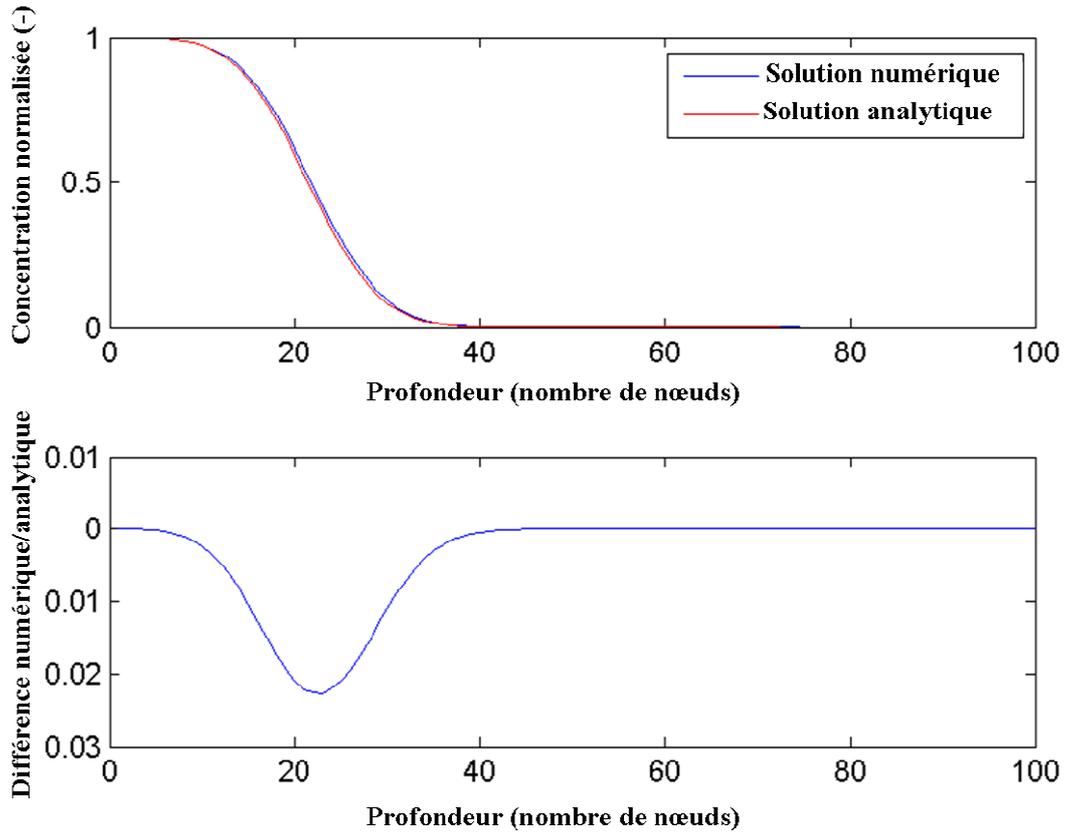


Figure II.10 : Comparaison du modèle par rapport à la solution analytique, $Pe=1$.

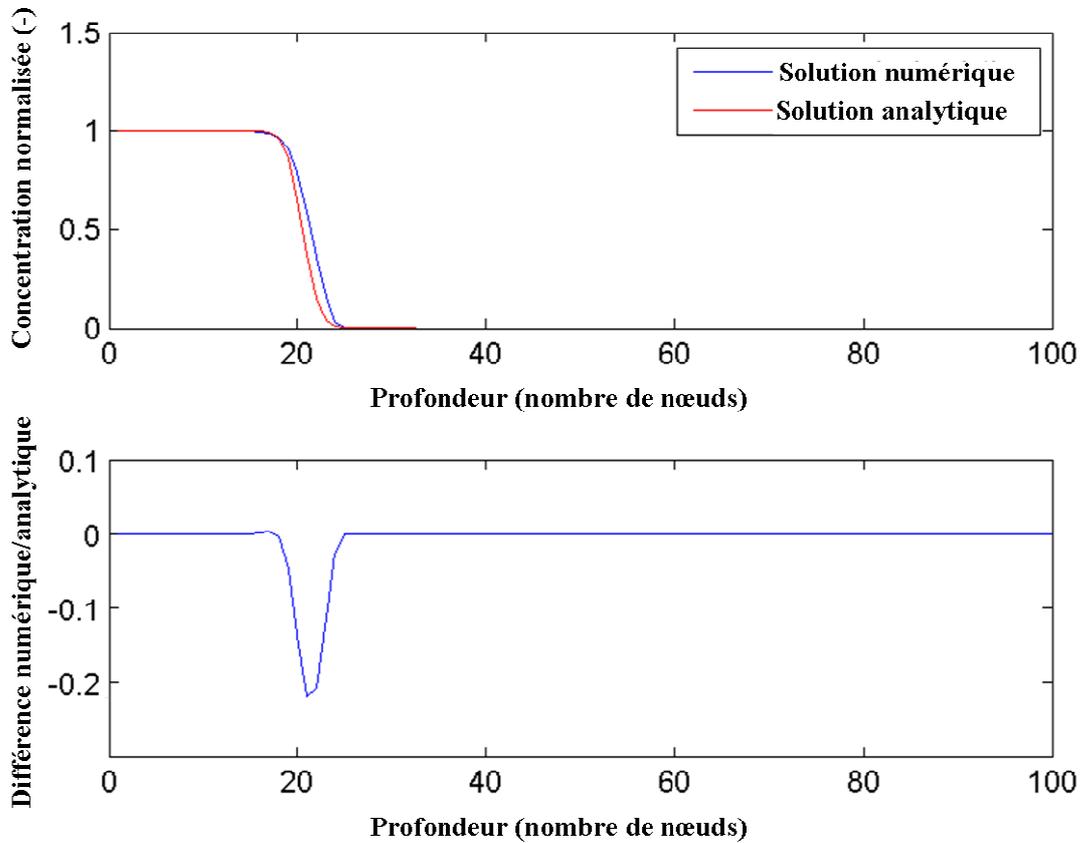


Figure II.11 : Comparaison du modèle par rapport à la solution analytique, $Pe=20$.

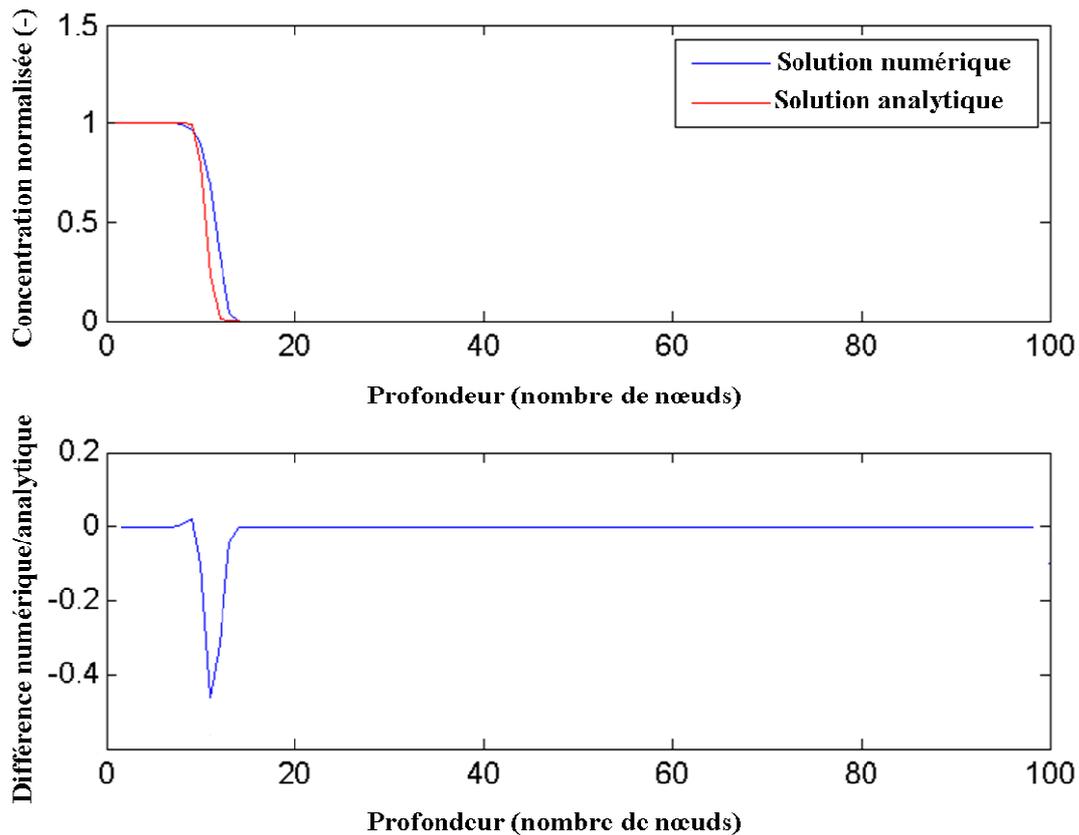


Figure II.12 : Comparaison du modèle par rapport à la solution analytique, $Pe=50$.

Les résultats, présentés sur les figures II.8, II.9, II.10, II.11, et II.12, sont très satisfaisants pour les cas très diffusifs ($Pe \leq 1$). Les fronts fortement convectifs ($Pe \geq 1$) sont reconstruits sans oscillations, mais présentent de la diffusion numérique liée au processus de limitation de pente.

Pour évaluer la distance entre les résultats numériques et la solution analytique, nous calculons la norme L_2 ¹⁴, dont les valeurs sont rassemblées dans le tableau II.9. La valeur des normes L_2 est globalement faible. La valeur la plus élevée est observée pour $Pe = 1$, qui est aussi la limite de changement de détermination du pas de temps. Cela traduit une difficulté à trouver un pas de temps optimal pour le schéma numérique dans ce cas. On note cependant que le cas $Pe = 1$ est très peu courant dans l'utilisation du modèle, les phénomènes reconstruits étant soit très convectifs, soit très diffusifs.

¹⁴ La norme L_2 est définie comme la racine carrée de la somme (sur le domaine spatial, discrétisé en N nœuds) des carrés des différences entre les solutions analytiques (c_{ana}) et numériques (c_{num}):

$$L_2 = \frac{1}{N} \sqrt{\sum_{j=1}^N [c_{num}(j) - c_{ana}(j)]^2}$$

Tableau II. 9 : Valeur de la norme L_2 pour chaque valeur de Pe

Pe	Norme L_2 (-)
0,01	0,048093
0,1	0,025895
1	1,7945
20	0,79212
50	0,91519

II. 6. Choix de modélisation

II. 6. 1. Définition du filtre

Les simulations concernent un filtre vertical comprenant une couche active de 50 cm d'épaisseur, constituée de sable (diamètre des grains compris entre 0.06 et 4 mm) superposée à une couche de gravier de 10 cm d'épaisseur (diamètre des grains compris entre 4 et 8 mm), assimilée à une couche de transition. Ce filtre, représenté en figure II.13, correspond aux réquisitions normatives présentées lors de la définition du domaine d'étude (paragraphe I.2.2.5).

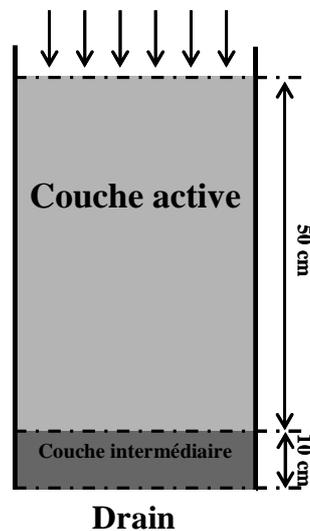


Figure II.13 : Modèle de filtre vertical (Forquet, 2009).

II. 6. 2. Détermination des paramètres du sable

En plus des paramètres généraux du modèle d'écoulements, il faut déterminer manière expérimentale les paramètres dépendant du sable. Ces valeurs sont généralement utilisées comme valeurs de départ pour le calage mathématique des paramètres. Le tableau II.10 rassemble les valeurs trouvées par Forquet (2009) dans le cadre de la caractérisation d'un

sable utilisable pour la couche active des filtres verticaux qui entrent dans le domaine de notre étude.

Tableau II.10 : Paramètres du modèle d'écoulement spécifiques au sable (Forquet, 2009)

Nom	Unité	Valeur
Paramètre de van Genuchten : a_G	m^{-1}	3,705
Paramètre de van Genuchten : n	-	3,371
Facteur de tortuosité : τ	-	0,5
Porosité : ϕ	-	0,35
Teneur en eau à saturation : θ_{ws}	-	0,3276
Teneur en eau résiduelle : θ_{wr}	-	0,02
Conductivité intrinsèque du matériau : k	m^2	$3,3078.10^{-11}$

Les paramètres de van Genuchten¹⁵, et les teneurs en eau résiduelle et à saturation sont déterminés à l'aide d'un dispositif appelé « sand box ». Le principe de ce système est de placer des échantillons de sable saturé en eau dans une cuve remplie de sable synthétique garantissant un contact hydraulique. On réduit ensuite progressivement la pression de l'eau, ce qui a pour conséquence de réduire la teneur en eau de l'échantillon. Une fois l'équilibre hydrostatique atteint, chaque échantillon est pesé pour calculer sa teneur en eau. On obtient ainsi une courbe de la forme $\theta = f(h_c)$, qui relie la teneur en eau θ à la pression capillaire h_c , et pour laquelle on détermine les paramètres de forme dits de van Genuchten. Sur la même courbe paramétrique, on a :

$$\begin{cases} \theta_{ws} = f(h_c = 0) \\ \theta_{wr} = f(h_{c, \max}) \end{cases} \quad (\text{II. 42})$$

La valeur de porosité est calculée à partir des résultats expérimentaux de la densité des particules d_p (-), et la densité apparente du sable d (-), par la formule suivante :

$$\phi = 1 - \frac{d}{d_p} \quad (\text{II. 43})$$

Pour déterminer la conductivité intrinsèque k (m^2) du sable, un pilote permettant des écoulements saturés à charge amont variable est généralement utilisé. La conductivité intrinsèque du milieu est le facteur constant qui relie charge amont et débit suivant la formule de Darcy (Darcy, 1856).

¹⁵ Voir le paragraphe II. 1. 1.

II. 6. 3. Gestion des conditions aux limites

Le filtre est alimenté par sa surface supérieure. Les simulations concernant les écoulements au sein du filtre sont réalisées pour la totalité du filtre, mais les résultats de simulation du transport diphasique sont représentés uniquement pour la zone active. Nous considérons que la surface du filtre, ainsi que la phase gazeuse de la couche intermédiaire, ont une concentration en oxygène constante et à saturation ($c_{O_2, air} = 280 \text{ mg.l}^{-1}$). Les conditions aux limites pour l'eau entrant dans le filtre seront définies pour chaque expérience.

II. 7. Validation du modèle

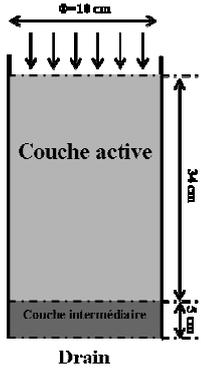
Nous avons procédé à une étape de calibration et de validation qualitative du modèle à l'aide de données expérimentales produites par Turković (2009).

II. 7. 1. Description des expériences réalisées par Turković (2009)

Les travaux de Turković (2009) visent à améliorer la compréhension des transferts d'oxygène dans les filtres verticaux, par des moyens expérimentaux. À ce titre, ces travaux sont complémentaires à la modélisation numérique du même problème.

La conception et l'exploitation du pilote expérimental (décrits dans le tableau II.11) se rapproche de celle d'un lit d'infiltration-percolation exploité sans période de repos. L'outil de modélisation que nous développons peut donc s'appliquer à ce pilote expérimental.

Tableau II.11 : Description de l'expérience menée par Turković (2009).

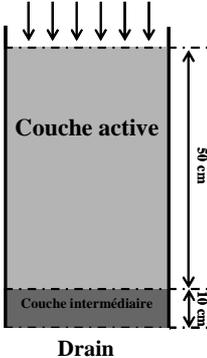
Dispositif expérimental	Configuration de l'alimentation	Charge polluante appliquée
 <p>Sable : 0,06 - 2 mm Porosité : 0,44</p>	<p>Alimentation par bâchées sans période de repos Charge hydraulique journalière : 690 mm.j^{-1} Durée d'une bâchée : 24 h Bâchées avec « flaquage » Durée totale de l'expérience : 137 j</p>	<p>Concentration en DCO : 90 mg.l^{-1} Concentration en $N-NH_4$: 60 mg.l^{-1} Charge polluant journalière : $62 \text{ g.m}^{-2}.j^{-1}$ $41 \text{ g.m}^{-2}.j^{-1}$</p>

À la fin de l'expérience, c'est-à-dire quand le pilote est considéré comme ayant atteint un régime non stationnaire (car l'alimentation se fait par bâchées) et périodique¹⁶, des mesures de concentration d'oxygène gazeux en plusieurs points répartis sur la profondeur de la colonne sont réalisées au cours d'une bâchée. L'interpolation de ces valeurs de concentration et la connaissance de la teneur en eau dans la colonne permet de déduire la masse totale d'oxygène dans le filtre. En effet, comme nous l'avons vu dans le chapitre I, la masse d'oxygène dans la phase liquide de la colonne est négligeable par rapport à la masse d'oxygène présente dans la phase gazeuse.

II. 7. 3. Validation du modèle

Le mode d'exploitation choisi par Turković (notamment la durée de la bâchée et les fortes charges hydrauliques) implique un temps de calcul (du point de vue de la modélisation numérique) particulièrement long pour obtenir un régime bactérien périodique. De plus, nous n'avons pas pu recueillir les données nécessaires permettant de connaître précisément les paramètres hydrauliques du modèle d'écoulement. Nous avons donc décidé de comparer qualitativement les profils d'oxygène expérimentaux par rapport à des simulations de période plus faible, et en adoptant des paramètres hydrauliques d'un sable similaire (tableau II.10) à celui employé par Turković (2009). La description de l'expérience numérique est détaillée dans le tableau II.12.

Tableau II.12 : Description de l'expérience numérique choisie.

Dispositif expérimental	Configuration de l'alimentation	Charge polluante appliquée
 <p>Couche active : Sable : 0,06 - 4 mm Porosité : 0,35</p>	<p>Alimentation par bâchées sans période de repos</p> <p>Charge hydraulique journalière : 500 mm.j^{-1}</p> <p>Charge hydraulique par bâchée : 83 mm</p> <p>Durée d'une bâchée : 4 h</p> <p>Bâchées avec « flaquage »</p> <p>Durée totale de l'expérience : 100 j</p>	<p>Concentration en DCO : 150 mg.l^{-1}</p> <p>Concentration en N-NH₄ : 35 mg.l^{-1}</p> <p>Charge polluante journalière : $78 \text{ g.m}^{-2}\text{j}^{-1}$</p> <p>$24 \text{ g.m}^{-2}\text{j}^{-1}$</p>

¹⁶ On suppose que l'état hydraulique et bactérien de la colonne expérimental est identique au début et à la fin de la bâchée. La durée de la bâchée est donc la période de ce système non stationnaire.

La figure II.14 donne les résultats expérimentaux concernant la masse totale d'oxygène dans un filtre vertical colonisé (Turković et Fuchs 2010), et la figure II.15 les résultats numériques obtenus dans des conditions similaires aux conditions expérimentales.

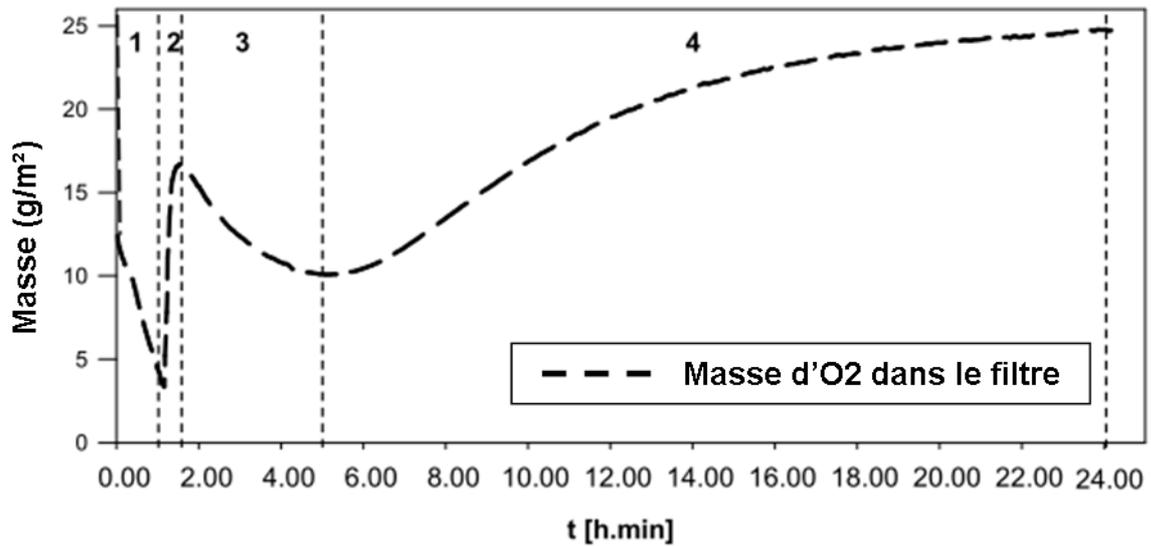


Figure II.14 : Masse totale d'oxygène dans la phase gazeuse du filtre : résultats expérimentaux (Turković et Fuchs, 2010).

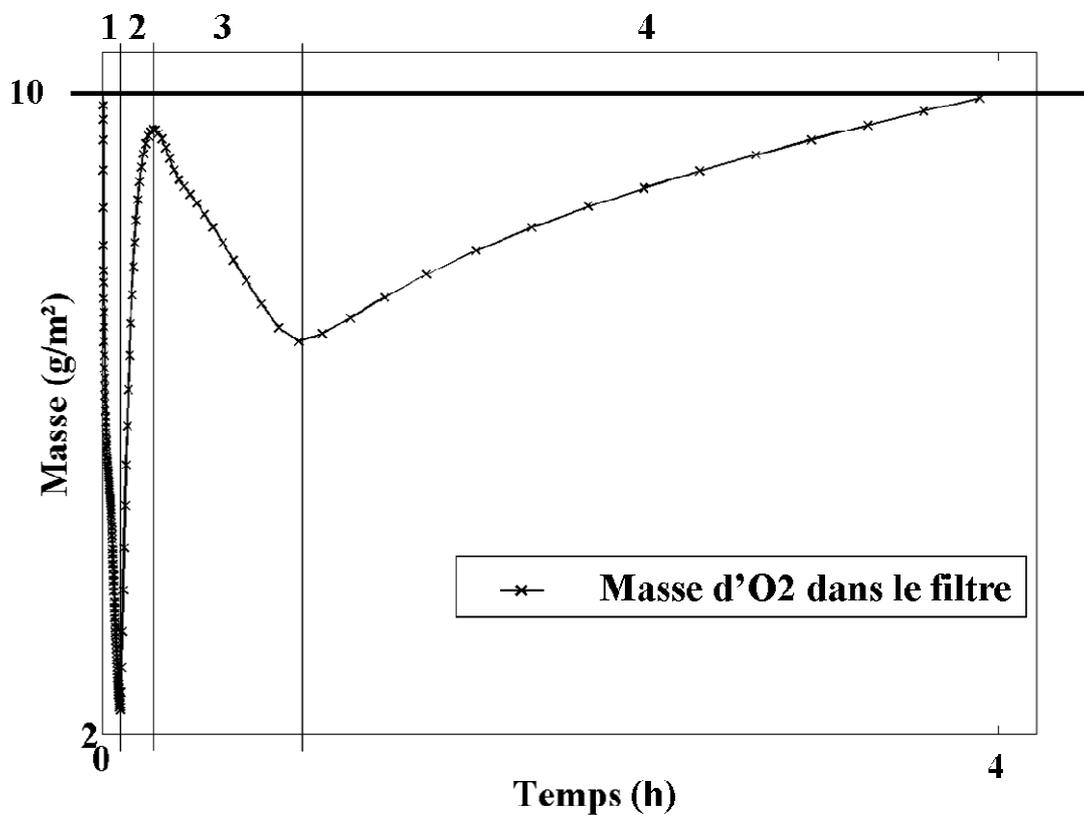


Figure II.15 : Masse totale d'oxygène dans la phase gazeuse du filtre : résultats numériques.

Turković et Fuchs (2010) ont décomposé l'analyse des variations de masse d'oxygène au sein du filtre en quatre phases distinctes :

- Première phase, appelée « **phase d'infiltration** » : elle commence au début de la bâchée avec l'alimentation du filtre en eaux usées, et finit quand toute l'eau a pénétré le filtre, c'est-à-dire en même temps que le phénomène de « flaquage ». Cette phase peut elle-même se décomposer en deux parties : on observe (1) une rapide décroissance de la masse totale d'oxygène dans le filtre suivie de (2) une décroissance linéaire et moins rapide.
- Deuxième phase, appelée « **phase intermédiaire** » : elle consiste en une augmentation de la masse totale d'oxygène dans le filtre due à l'effet conjoint d'une sortie de l'eau par le fond du filtre (l'espace poral ainsi libéré est remplacé par de l'air atmosphérique, à saturation d'oxygène) et du phénomène d'aspiration de l'eau s'infiltrant.
- Troisième phase, appelée « **phase de consommation** » : elle se produit et dure tant que la consommation bactérienne d'oxygène excède son renouvellement par convection ou diffusion. On observe globalement une décroissance de la masse totale d'oxygène dans le filtre.
- Quatrième phase, appelée « **phase de ré-oxygénation** » : elle commence lorsque la consommation d'oxygène liée à l'activité bactérienne est inférieure à la ré-oxygénation par diffusion. On observe globalement une augmentation de la masse totale d'oxygène dans le filtre, et ce vraisemblablement jusqu'à saturation dans le cas expérimental (figure II.14).

Les quatre phases mises en évidence expérimentalement sont reconstruites de manière convaincante par le modèle. Les résultats numériques permettent donc de valider qualitativement le modèle.

II. 8. Conclusion

Ce chapitre a permis de détailler la conceptualisation choisie en vue de construire un outil de simulation capable de répondre aux problématiques mises en évidence par la synthèse bibliographique (chapitre I). Une attention spéciale a été portée à l'étape de résolution numérique du modèle de transport réactif, à la gestion des conditions aux limites, et à la vérification du schéma numérique utilisé.

Le modèle de transport réactif comporte vingt-deux paramètres, dont la majorité (dix-neuf) concerne le modèle biochimique. Langergraber (2002) a testé la sensibilité de CW2D, dont la mise en équation est similaire à l'outil présenté dans ce mémoire, et indique que les paramètres les plus sensibles sont ceux liés au calage des écoulements. En dehors du calage des écoulements, son modèle est sensible aux paramètres suivants :

- les paramètres régissant le transport d'oxygène (dans notre cas, coefficients de diffusivité effective dans l'eau et l'air et coefficient de transfert interphase),
- les rendements bactériens, et les coefficients de lyse bactérienne.

Dans la suite du mémoire, un dispositif expérimental dédié à la détermination expérimentale des paramètres régissant le transport d'oxygène est présenté (chapitre III). La sensibilité du paramètre de lyse hétérotrophe sera étudiée dans l'optique du calage du modèle (paragraphe IV.2).

Les résultats accessibles à l'outil numérique développé, et l'évaluation des limitations de la mise en équation seront enfin abordés (chapitre IV).

III. ÉTUDE EXPERIMENTALE DES TRANSFERTS D'OXYGENE EN MILIEU NON COLONISE : APPLICATION A UN PILOTE DE FILTRE A SABLE VERTICAL

III. 1. Objectifs

La synthèse bibliographique a permis d'établir l'importance des transferts d'oxygène dans le cadre de l'exploitation des massifs filtrants verticaux. Pourtant, l'étude expérimentale de ces transferts dans le cas des massifs filtrants verticaux est assez peu répandue dans la littérature. Rolland *et al.* (2009) ont utilisé un analyseur de gaz de type « Dräger X am 7000 » afin de mesurer les concentrations d'oxygène dans un pilote de filtre à sable pour l'assainissement non collectif. L'analyseur est constitué d'une petite pompe et d'une cellule de mesure permettant de donner la concentration d'oxygène d'un échantillon en quelques minutes. Les mesures ont été réalisées à trois profondeurs différentes et à très faible résolution temporelle (une fois par jour). Des mesures sur sites réels ont été menées (Rolland, 2009) avec la même méthode. Cette méthode ne permet pas de faire de mesures en continu, du fait de la perturbation engendrée sur le filtre par ce capteur très invasif. En effet, le pompage modifie les concentrations gazeuses localement.

Un autre type de système de mesure des concentrations d'oxygène est applicable aux pilotes de filtres verticaux. Il s'agit de dispositifs optiques utilisant un principe de fluorescence pour mesurer la pression partielle d'oxygène dans un milieu liquide ou gazeux. Ces capteurs permettent de suivre en continu l'oxygène gazeux ou dissous (au choix), sont peu invasifs et influent peu sur la grandeur mesurée. Ils ont été utilisés par Turković et Fuchs (2010) (voir le paragraphe II.7) sur un pilote de filtre colonisé, et par Wanko (2005) sur un pilote de filtre d'infiltration-percolation non colonisé. Turković et Fuchs (2010) ont mesuré la concentration d'oxygène dans un filtre colonisé (alimenté par un effluent synthétique), à la fin d'une expérience de 137 jours. Les mesures portent sur une bâchée, aux caractéristiques d'alimentation très spécifiques (alimentation avec « flaquage », une fois par jour), et ne permettent donc pas de mettre en évidence l'impact d'autres types d'alimentation sur les transferts d'oxygène. Wanko (2005) a travaillé sur un pilote non-colonisé, alimenté soit par de l'eau claire, soit de l'eau contenant du sulfite de sodium (composant chimique qui, dissous, consomme l'oxygène présent dans l'eau). Là encore, les conditions d'alimentation sont éloignées de la réalité de l'exploitation des massifs filtrants verticaux : alimentation continue ou discontinue, sans précision sur l'occurrence du phénomène de « flaquage ».

En vue d'enrichir les connaissances acquises par les travaux précédents, la présente étude expérimentale vise à identifier les principaux phénomènes liés au transport réactif d'oxygène en filtres verticaux, ainsi que d'observer l'influence du phénomène de « flaquage » sur les transferts d'oxygène. La perspective plus lointaine est le calage du modèle de transport réactif décrit dans le chapitre II.

III. 2. Matériel et méthodes

III. 2. 1. Description du dispositif expérimental

III. 2. 1. 1. Le pilote expérimental

Le pilote, dont le schéma de principe est représenté sur la figure III.1, est constitué d'un filtre vertical alimenté par l'eau contenue dans un bac d'alimentation via une pompe commandée par un simulateur de bâchées. Elle permet de garantir un débit constant pendant une période donnée. Ce pilote correspond au dispositif utilisé durant les travaux de Forquet (figure III.3, Forquet, 2009).

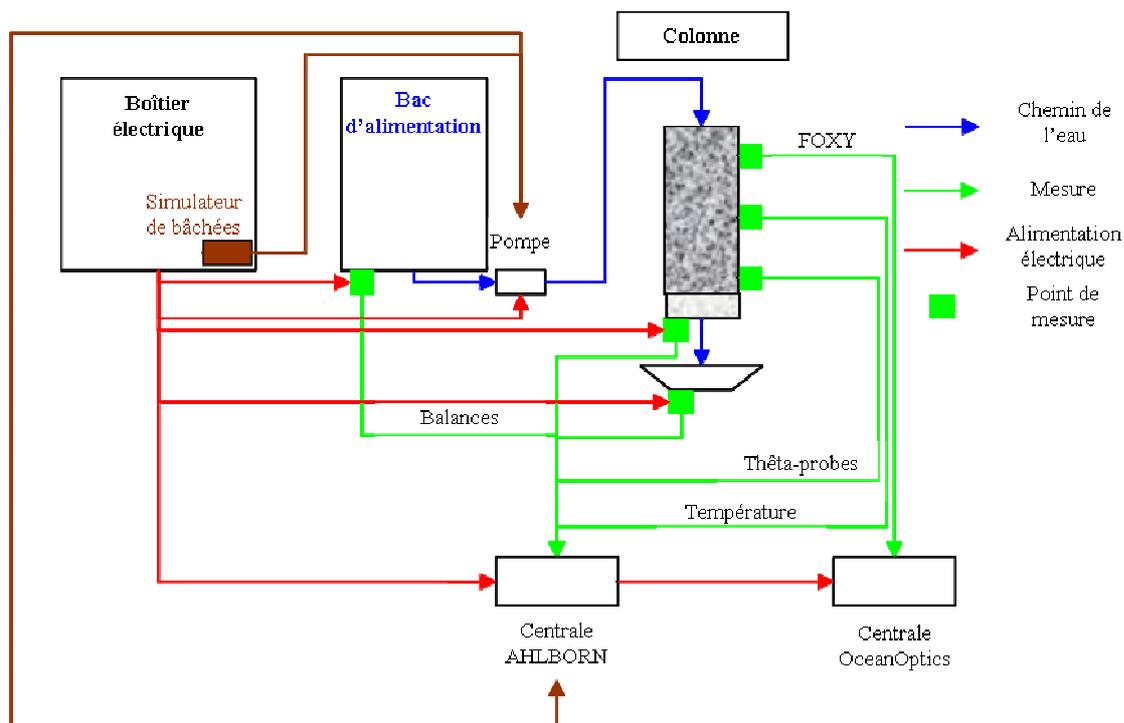


Figure III.1 : Dispositif expérimental de filtre vertical alimenté par bâchées (d'après Forquet, 2009).

Le filtre est constitué d'une couche de sable de cinquante centimètres d'épaisseur (couche active), et d'une couche de gravier fin de dix centimètres d'épaisseur (drain). La colonne (figure III.2) est équipée d'orifices permettant d'insérer des capteurs dans le milieu poreux à différentes profondeurs. Dans le but de caractériser en continu les teneurs en eau en trois points du filtre, des capteurs appelés **FDR** (Frequency Domain Reflectometry, modèle ML2x de la marque Delta-t Devices) sont utilisés. La concentration en oxygène dans l'air ou l'eau est mesurée en continu pour quatre profondeurs à l'aide de capteurs optiques de marque **OceanOptics** (modèle **FOXY**). Les suivis massiques du bac d'alimentation, de la colonne, et du bac de sortie de colonne sont assurés à l'aide de balances (modèle Combics1 de la marque Sartorius).

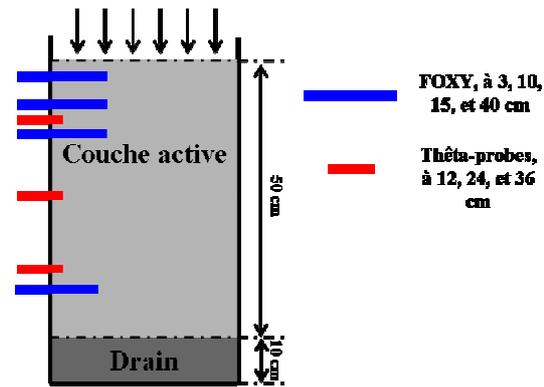


Figure III.2 : Schéma de la colonne et placement des capteurs.

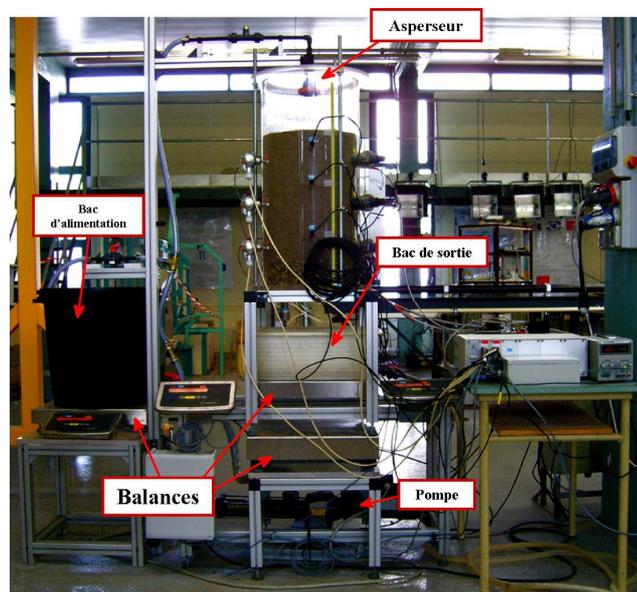


Figure III.3 : Pilote expérimental (Forquet, 2009).

III. 2. 1. 2. Le support granulaire

Le sable choisi pour la couche active du filtre a été choisi en vue de son utilisation pour le traitement secondaire par massifs filtrants verticaux (voir paragraphe I.2.2.4). Ses caractéristiques, issues de la courbe granulométrique (figure III.4), sont rassemblées dans le tableau III.1.

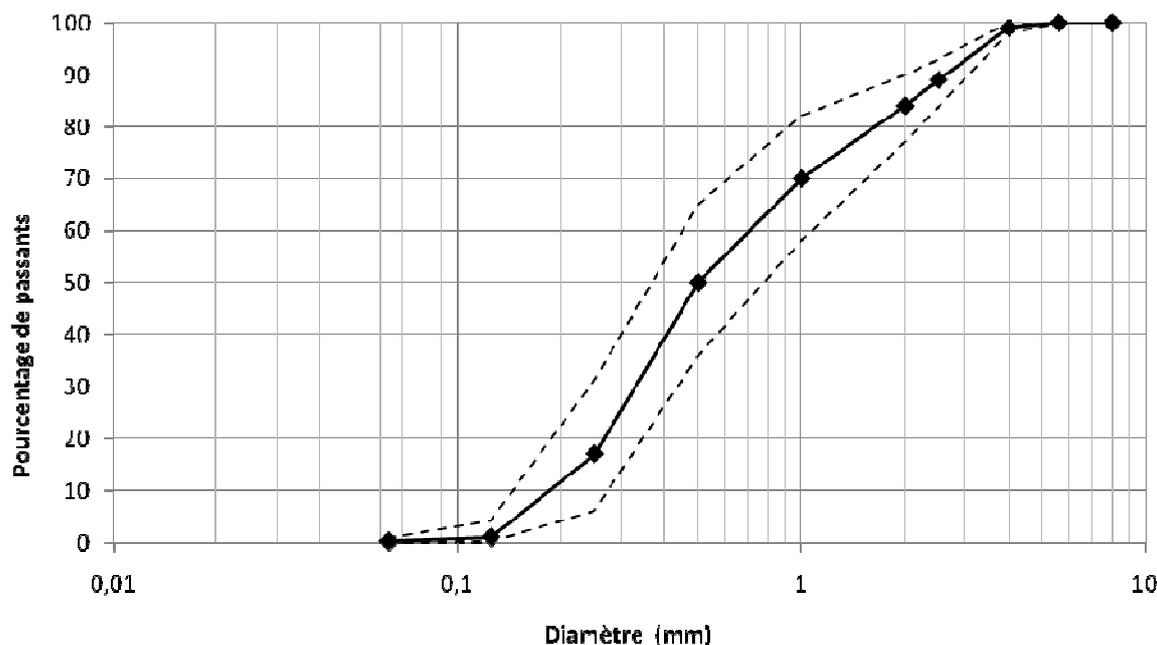


Figure III.4 : Courbe granulométrique du sable utilisé pour la couche active du filtre.

Tableau III.1 : Caractéristiques du sable de la couche active du filtre.

Paramètre	d_{10} (mm)	CU (-)	Fines (-)
Valeur	0,19	3,68	0,2 %

Le sable choisi a des caractéristiques qui correspondent à celles formulées par Liénard *et al.* (2001), sauf pour le d_{10} , inférieur à la valeur minimale de 0,25 mm préconisée.

III. 2. 2. Description et étalonnage des capteurs

III. 2. 2. 1. Mesure de la teneur en eau

Les Theta-Probes mesurent la fraction volumique d'eau d'un sol, par mesure de la variation de permittivité diélectrique (par une méthode fréquentielle). Les valeurs sont stockées dans une centrale AHLBORN. Ces sondes ne requièrent pas d'entretien spécifique, mais un soin tout particulier doit être apporté à l'étalonnage, dont la procédure est détaillée en annexe II.

III. 2. 2. 2. Mesure de la concentration en oxygène dans les phases gazeuse et aqueuse

Description du principe de mesure des FOXY

Les capteurs FOXY utilisent le principe d'extinction de la fluorescence d'un complexe de ruthénium en présence de dioxygène pour en évaluer la pression partielle dans un milieu. Le

complexe de ruthénium, excité par une lumière bleue (de longueur d'onde d'environ 450 nm), est fixé dans un gel poreux positionné à l'extrémité de la sonde dont le corps est métallique (figure III.5).

La lumière émise par le complexe de ruthénium excité (de longueur d'onde d'environ 600 nm) est caractérisée en intensité à l'aide d'un spectromètre numérique (figure III.5 et III.6). Afin de garantir le bon fonctionnement de ce capteur, il est nécessaire d'étalonner l'ensemble de la chaîne de mesure.

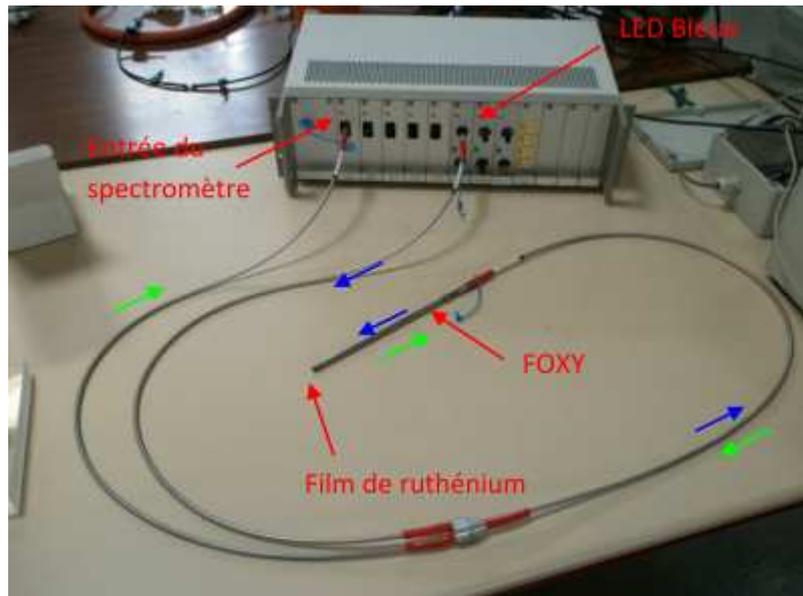


Figure III.5 : Éléments du système FOXY.

Source lumineuse

Une première étape d'étalonnage est le réglage de la source lumineuse constituée d'une diode électroluminescente (DEL) bleue (de longueur d'onde 450 nm). Il s'agit ici de s'assurer que la lumière de la DEL entre de manière parallèle dans la fibre optique. Ceci est assuré par la collimation d'une lentille convergente placée entre la DEL et l'entrée de la fibre optique. La DEL est placée au point focal de la lentille.

Spectromètre

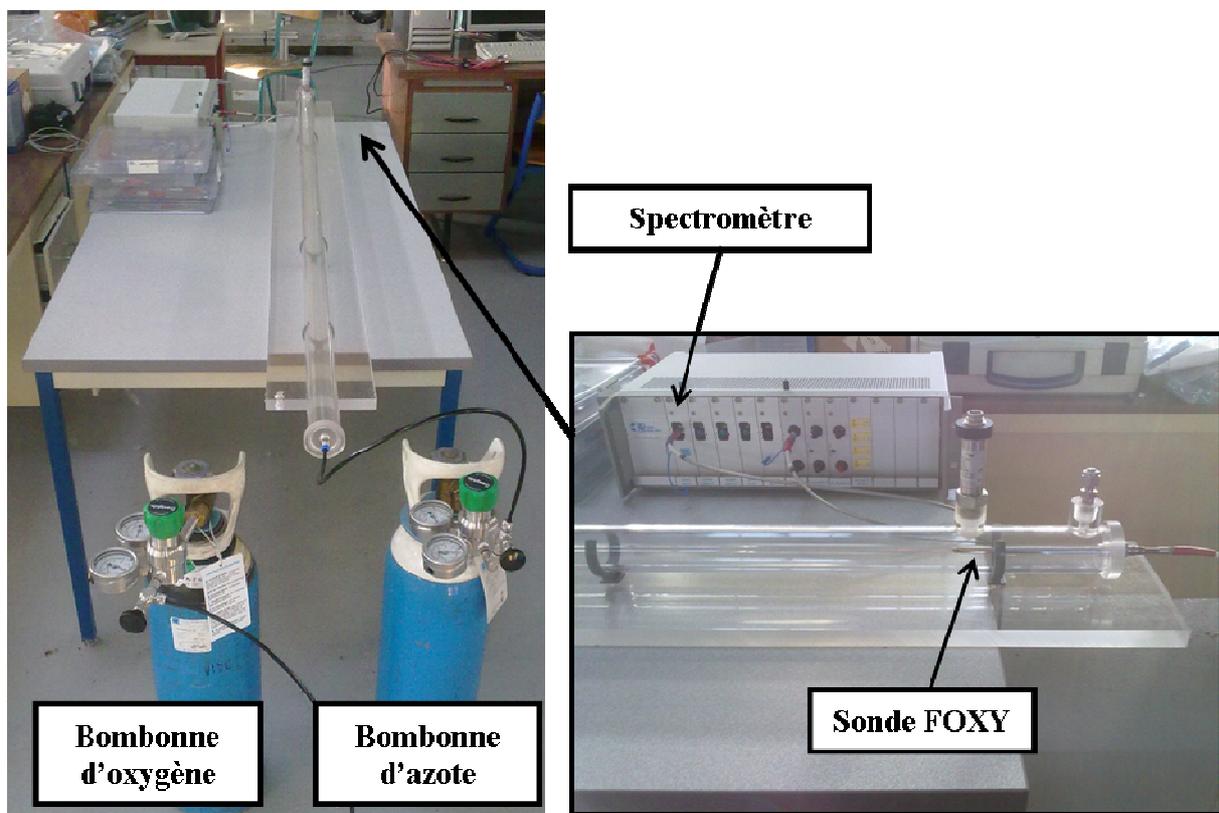
Un spectromètre numérique est un dispositif optique permettant de décomposer spatialement la lumière suivant les longueurs d'ondes la composant, associé à une matrice CCD (Charge-Coupled Device) permettant de quantifier l'amplitude associée à chaque longueur d'onde. C'est un système assez fiable, mais sujet à de légères dérives liées à l'environnement (changement de température, petits chocs). Pour étalonner ce système, une lampe Mercure-Argon, dont les fréquences des raies caractéristiques sont précisément connues, a été utilisée. L'étalonnage consiste en la réaffectation des cellules CCD aux longueurs d'ondes générées par la lampe Mercure-Argon.

Sondes

Concernant l'étalonnage des sondes, un banc constitué d'un tube de plexiglas alimenté par des bombonnes d'azote et d'oxygène a été utilisé (figure III.6). Il est conçu afin d'obtenir précisément trois valeurs de pression partielle de l'oxygène de l'air à température ambiante :

- 0 %, obtenu en saturant le tube avec de l'azote,
- 21 % (concentration atmosphérique),
- 100 % obtenue en saturant le tube avec de l'oxygène.

Ceci permet de déterminer les valeurs caractéristiques d'étalonnage (I_0 , K_1 , et K_2 , voir figure III.7) de chaque sonde.



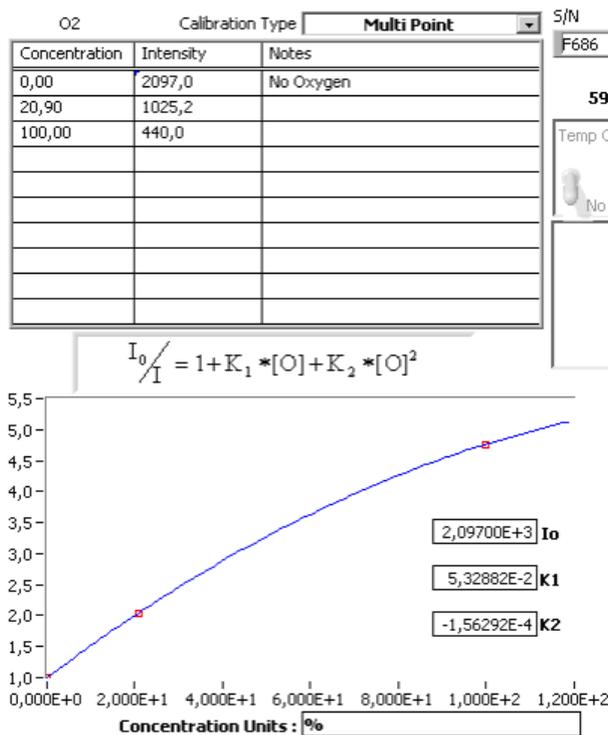


Figure III.7 : Étalonnage des FOXY.

La figure III.8 montre l'interface utilisateur des sondes FOXY. Après étalonnage, le graphe supérieur représente le spectre de la lumière de sortie des quatre sondes : la lumière d'excitation correspond au créneau de base [430 nm ; 500 nm], et la fluorescence du complexe de ruthénium est le signal dont l'amplitude maximale est atteinte pour la longueur d'onde de 600 nm.

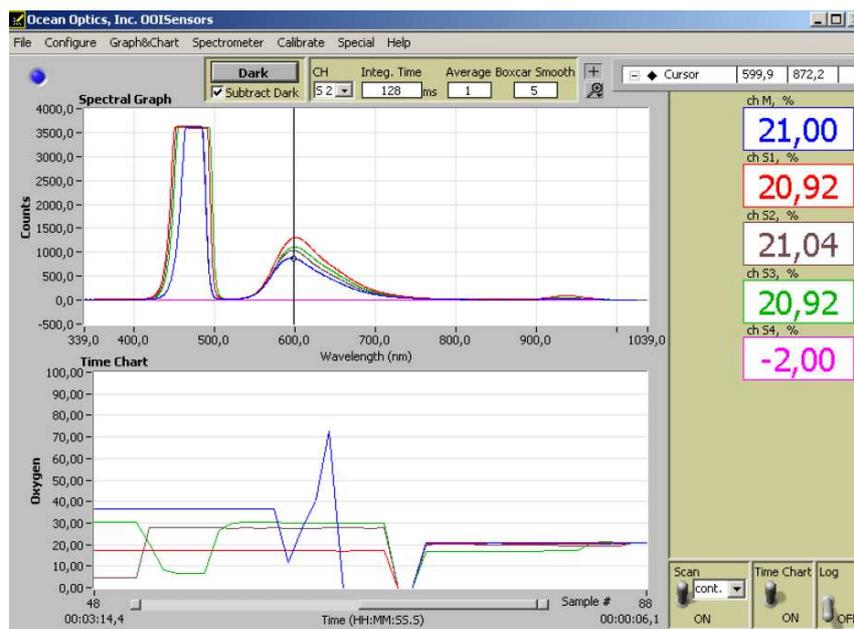


Figure III.8 : Fenêtre d'acquisition des mesures FOXY.

L'étalonnage effectué pour mesurer la concentration d'oxygène dans l'eau suit le même processus, mais seulement deux points de mesure sont utilisés :

- concentration nulle, en plaçant la sonde dans une solution concentrée de sulfite,
- concentration à saturation (étalonnage réalisé à 20°C), en plaçant la sonde dans une solution laissée à l'air libre pendant plusieurs heures.

III. 2. 3. Protocole expérimental

III. 2. 3. 1. Conditions hydrauliques

Dans l'optique d'une première étape de comparaison qualitative de la ré-oxygénation des filtres verticaux alimentés avec et sans « flaquage », deux cas tests sont envisagés. Leurs données hydrauliques sont rassemblées dans le tableau III.2. Dans ce tableau, les caractéristiques journalières d'alimentation sont données, mais seule la période d'une bâchée sera étudiée.

Tableau III.2 : Caractéristiques hydrauliques des expériences 1 et 2.

	Cas 1 : Sans « flaquage »	Cas 2 : Avec « flaquage »
Charge hydraulique journalière ¹⁷	224 mm	732 mm
Nombre de bâchées par jour	4	4
Débit ¹⁸	$2,78.10^{-4} m.s^{-1}$	$8,33.10^{-4} m.s^{-1}$
Charge hydraulique par bâchée	61 mm	183 mm
Temps d'alimentation par bâchée	220 s	220 s
Durée totale de la bâchée	6 h	6 h

Dans une deuxième étape (tableau III.3), une étude qualitative de l'impact de l'alimentation avec « flaquage » dans le cadre de plusieurs bâchées consécutives a été menée. L'objectif est de tester la ré-oxygénation dans un cas proche de l'alimentation des massifs filtrants verticaux.

¹⁷ Exprimée en m³ par m² de filtre.

¹⁸ Exprimé en m³ par m² de filtre et par seconde.

Tableau III.3 : Caractéristiques hydrauliques des expériences 3 et 4.

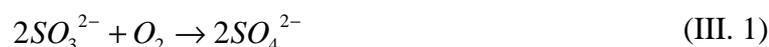
	Cas 3 : Sans « flaquage »	Cas 4 : Avec « flaquage »
Nombre de bâchées	7	5
Débit	$2,78.10^{-4} \text{ m.s}^{-1}$	$8,33.10^{-4} \text{ m.s}^{-1}$
Charge hydraulique par bâchée	61 mm	83,3 mm
Temps d'alimentation par bâchée	220 s	100 s
Durée totale de la bâchée	1 h 30	2 h

L'état hydraulique au début des expériences a atteint le régime non permanent périodique (voir chapitre IV.1.1.1) : les teneurs en eau sont croissantes en fonction de la profondeur du filtre suivant le front de percolation.

III. 2. 3. 2. Eau d'alimentation

En vue d'identifier les phénomènes de ré-oxygénation ayant lieu dans la colonne, celle-ci est alimentée avec une solution concentrée de sulfite de sodium (Na_2SO_3).

L'équation bilan de la réaction du sulfite avec l'oxygène s'écrit :



La quantité théorique pour effectuer une désoxygénation totale est de 7,88 mg de sulfite par mg d'oxygène. Le sulfite de sodium est introduit à hauteur de 2 g.l⁻¹ dans le bac d'alimentation de la colonne. Cette masse permet donc de désoxygéner complètement le bac. La concentration restante de sulfite est d'environ 1,9 g.l⁻¹, en considérant que l'eau du bac d'alimentation était initialement à saturation d'oxygène dans l'eau (environ 9 mg.l⁻¹ à 20°C et à une pression de 1.013 bar). Afin d'alimenter la colonne avec une eau à concentration constante de sulfite, un bullage d'azote est mis en place et le bac est recouvert.

Ainsi, le transport réactif d'oxygène dans la colonne sera observé. Les charges de sulfite par bâchée pour les quatre cas sont rassemblées dans le tableau III.4. Les Demandes en Oxygène (DO) équivalentes sont comparables aux charges que l'on retrouve pour l'exploitation des filtres verticaux (voir paragraphe IV.2.1.2).

Tableau III. 4 : Charges de sulfite par bâchées.

	Cas 1	Cas 2	Cas 3	Cas 4
Charge en sulfites ($g.m^{-2}$)	115,9	347,7	115,9	157,7
DO équivalente ($g.m^{-2}$)	14,7	44,1	14,7	20,0

III. 3. Résultats et discussion

Ce paragraphe a pour but d'identifier les phénomènes à l'origine du transport réactif d'oxygène dans les filtres verticaux, en fonction du mode d'alimentation. La synthèse bibliographique a permis d'établir que l'essentiel de la ré-oxygénation de ces filtres était réalisée par des flux convectifs et diffusifs dans leur phase gazeuse.

III. 3. 1. Effets du phénomène de « flaquage »

Les figures III.9 et III.10 représentent les concentrations d'oxygène gazeux pour trois profondeurs (trois, dix, et quarante centimètres), et la concentration d'oxygène dissous à la profondeur de quinze centimètres. Elles permettent d'étudier le comportement de la colonne vis à vis de l'oxygène lors de son alimentation avec une solution de sulfite concentrée. Dans les deux cas, les concentrations initiales d'oxygène laissent supposer une quasi-saturation de la colonne en oxygène (concentrations gazeuses comprises entre 17 % et 21 %) au début de l'expérience.

Les vitesses maximales de ré-oxygénation apparente ont été calculées à partir des pentes maximales observées sur les figures III.9 et III.10 (tableau III.5).

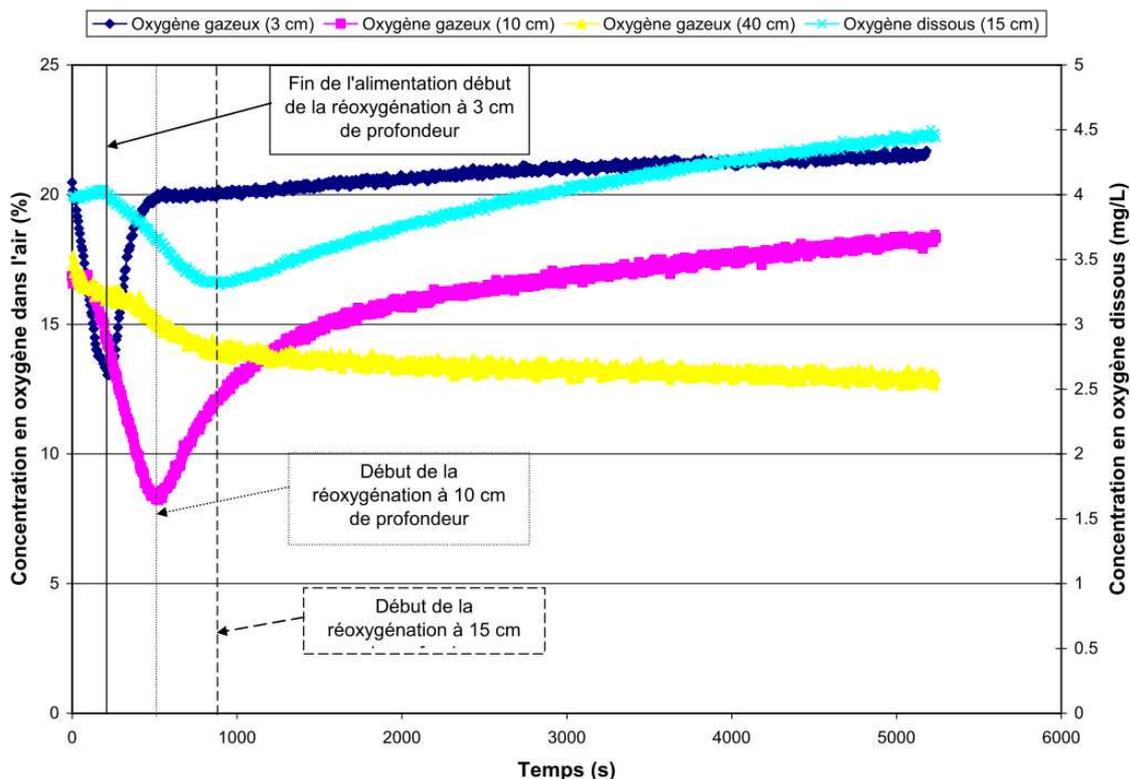


Figure III.9 : Concentrations en oxygène gazeux et dissous pour quatre profondeurs du filtre : cas 1, sans « flaquage ».

La figure III.9 représente les résultats pour une bâchée dont l'alimentation est réalisée sans « flaquage ». Les trois courbes donnant les concentrations dans les phases gazeuse et liquide dans les quinze premiers centimètres de la colonne ont des allures similaires comprenant :

- Une phase décroissante : elle est liée au transfert réactif d'oxygène entre air et eau lors du passage de l'eau riche en sulfite. En effet la quantité d'oxygène présente dans la phase liquide n'est pas suffisante pour satisfaire la *DO* dissoute équivalente représentée par le sulfite.
- Une phase croissante de ré-oxygénation de la zone après le passage de la bâchée.

Pour la sonde placée à trois centimètres de la surface, la vitesse calculée est quatre fois plus élevée (voir tableau III.5) que pour les sondes placées à dix et quinze centimètres. On peut supposer qu'elle est liée à l'aspiration (phénomène convectif) d'air suite au passage de l'eau de la bâchée.

Pour les deux autres sondes, il s'agit plus probablement de la conjonction de ce phénomène convectif et de la diffusion d'oxygène dans la phase gazeuse (phénomène plus lent).

Pour la sonde placée à quarante centimètres de profondeur, on observe une décroissance continue liée à l'arrivée du sulfite en bas de la colonne. Les phénomènes de ré-oxygénation sont insuffisants à ce niveau de profondeur pour compenser la réaction avec le sulfite.

Les trois sondes situées sur la partie supérieure du filtre affichent les concentrations initiales (quasi-saturation de la colonne) à la fin de l'expérience (environ une heure et demie), ce qui n'est pas le cas de la sonde placée en bas de la colonne.

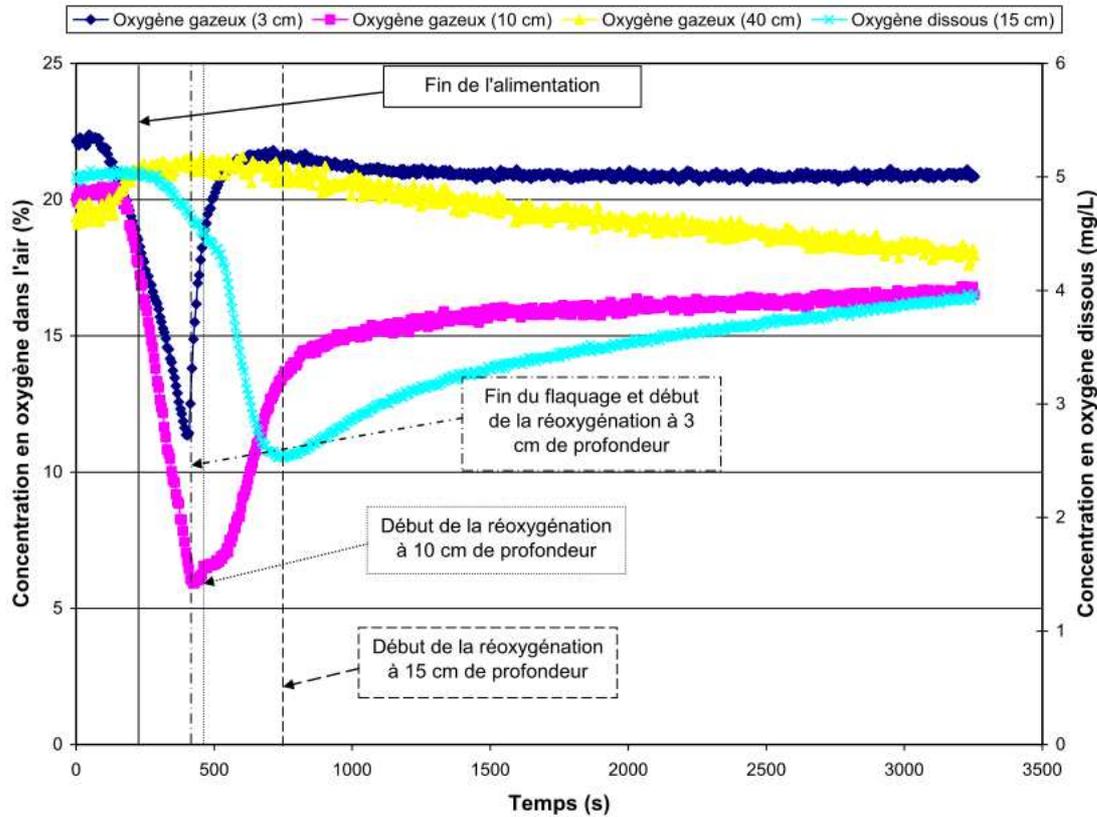


Figure III.10 : Concentrations en oxygène gazeux et dissous pour quatre profondeurs du filtre : cas 2, avec « flaquage ».

La figure III.10 représente les résultats pour une bâchée dont l'alimentation est réalisée avec « flaquage ».

Pour la sonde placée à trois centimètres de profondeur, on observe une forte décroissance liée à l'arrivée de la charge de sulfite. Cette décroissance est stoppée à la fin du phénomène de « flaquage », qui marque le début d'une forte croissance de la valeur de concentration d'oxygène (voir tableau III.5). Elle retrouve rapidement sa valeur initiale. A ce niveau du filtre, la ré-oxygénation paraît donc purement convective et liée à l'aspiration d'air atmosphérique à partir de la fin du « flaquage ».

Le même type de comportement est observé pour la sonde placée à dix centimètres de profondeur, mais atténué. Ici, la vitesse est environ quatre fois inférieure à celle calculée pour la sonde placée à trois centimètres.

La sonde située à quinze centimètres de profondeur ne semble pas bénéficier du phénomène convectif de renouvellement d'oxygène. Le renouvellement est observé environ douze minutes après le début de la bâchée. Sa vitesse maximale, de deux ordres de grandeur

inférieure à celle observée à trois centimètres, laisse présager qu'il s'agit d'un phénomène diffusif.

La sonde placée à quarante centimètres ne paraît pas mesurer l'effet du passage de la bâchée contenant du sulfite. On peut supposer que la majeure partie du sulfite a été consommée dans la partie supérieure du filtre. La valeur est croissante entre le début du « flaquage » (environ 110 secondes après le début de l'alimentation, voir figure III.11) et la fin de l'alimentation, ce qui correspond à une augmentation de la pression de la phase gazeuse consécutive à celle de la colonne d'eau du « flaquage ».

Malgré une charge équivalente en *DO* dissoute largement supérieure dans le cas 2 que dans le cas 1 ($44,1 \text{ g.m}^{-2}$ contre $14,7 \text{ g.m}^{-2}$), une durée d'une heure suffit dans le cas avec « flaquage » pour obtenir des valeurs de concentration équivalentes aux valeurs initiales.

Tableau III.5 : Vitesse maximales de ré-oxygénation apparente à différentes profondeurs de la colonne

Profondeur	Cas 1 : Sans « flaquage »	Cas 2 : Avec « flaquage »
3 cm	$4,4.10^{-2} \text{ \%}.s^{-1}$	$1,8.10^{-1} \text{ \%}.s^{-1}$
10 cm	$1,7 10^{-2} \text{ \%}.s^{-1}$	$4.10^{-2} \text{ \%}.s^{-1}$
15 cm	$1,1.10^{-3} \text{ \%}.s^{-1}$	$3,4.10^{-3} \text{ \%}.s^{-1}$
40 cm	-	-

Le tableau III.5 donne les valeurs maximales de ré-oxygénation apparente à différentes profondeurs du filtre. Elles sont exprimées en pourcentage d'oxygène dans la phase gazeuse par secondes. La valeur à quinze centimètres, initialement en $\text{mg.l}^{-1}.s^{-1}$, est convertie en $\text{\%}.s^{-1}$ afin de pouvoir la comparer aux autres valeurs. Pour cela, nous supposons que l'équilibre entre les concentrations liquide et gazeuse d'oxygène est atteint instantanément.

Dans les deux cas, les vitesses les plus élevées de ré-oxygénation sont observées à trois centimètres de profondeur. Ceci traduit l'influence des phénomènes convectifs sur la concentration mesurée. À quinze centimètres de profondeur, les vitesses maximales sont beaucoup plus faibles laissant supposer la prédominance des flux diffusifs. À dix centimètres, aucune conclusion sur l'importance relative de la convection sur la diffusion ne peut être tirée à partir de la vitesse apparente de ré-oxygénation.

La comparaison des valeurs du tableau III.5 indique que l'alimentation avec « flaquage » (cas 2) permet une meilleure efficacité de ré-oxygénation que l'alimentation sans « flaquage ».

III. 3. 2. Étude de l'alimentation par bâchées successives

Les figures III.11 et III.12 contiennent les valeurs de concentration d'oxygène dans le cadre d'une alimentation constituée de plusieurs bâchées consécutives. Un régime quasiment

périodique de l'évolution des concentrations est obtenu pour les cas 3 et 4 respectivement après cinq et deux bâchées.

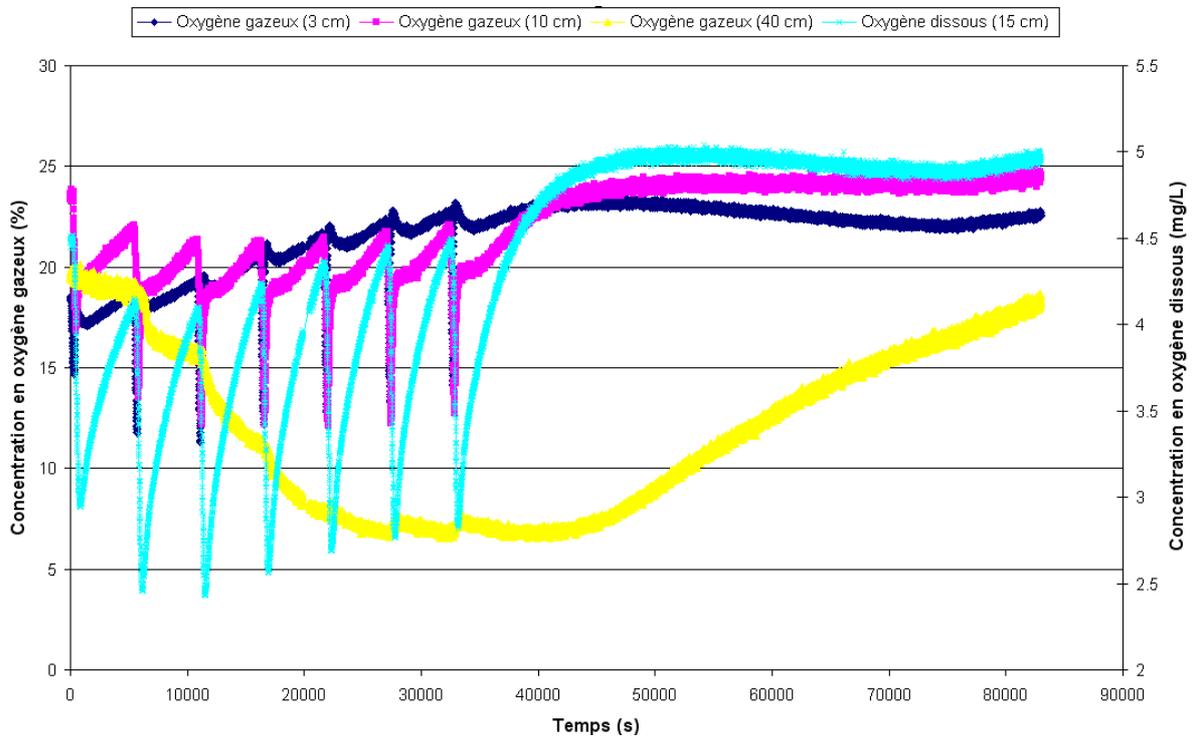


Figure III.11 : Concentrations en oxygène gazeux et dissous pour quatre profondeurs du filtre : cas 3, sept bâchées d'alimentation sans « flaquage ».

La figure III.11 représente les concentrations d'oxygène dans le filtre lors d'une séquence d'alimentation de sept bâchées réalisées sans « flaquage ». A l'arrêt des bâchées, les sondes placées sur la partie supérieure de la colonne indiquent des valeurs proches de la saturation, obtenues vraisemblablement à l'aide de flux diffusifs en quatre heures (environ 15000 s).

La sonde placée à quarante centimètres voit sa concentration décroître au fil des bâchées jusqu'à une valeur d'environ 7 %, soit un tiers de la valeur de saturation. Après l'arrêt des bâchées, on observe une valeur de concentration d'oxygène constante pendant une durée de trois heures et demi. Cela semble correspondre au temps nécessaire à l'oxydation du sulfite restant dans la colonne à ce niveau (ce qui impliquerait une concentration nulle proche de zéro dans les phases gazeuse et liquide). L'étalonnage de cette sonde est donc remis en question. De la même façon les deux sondes mesurant la concentration en oxygène à trois et dix centimètres de profondeur subissent une déviation de leur signal au-delà des 21 % attendus.

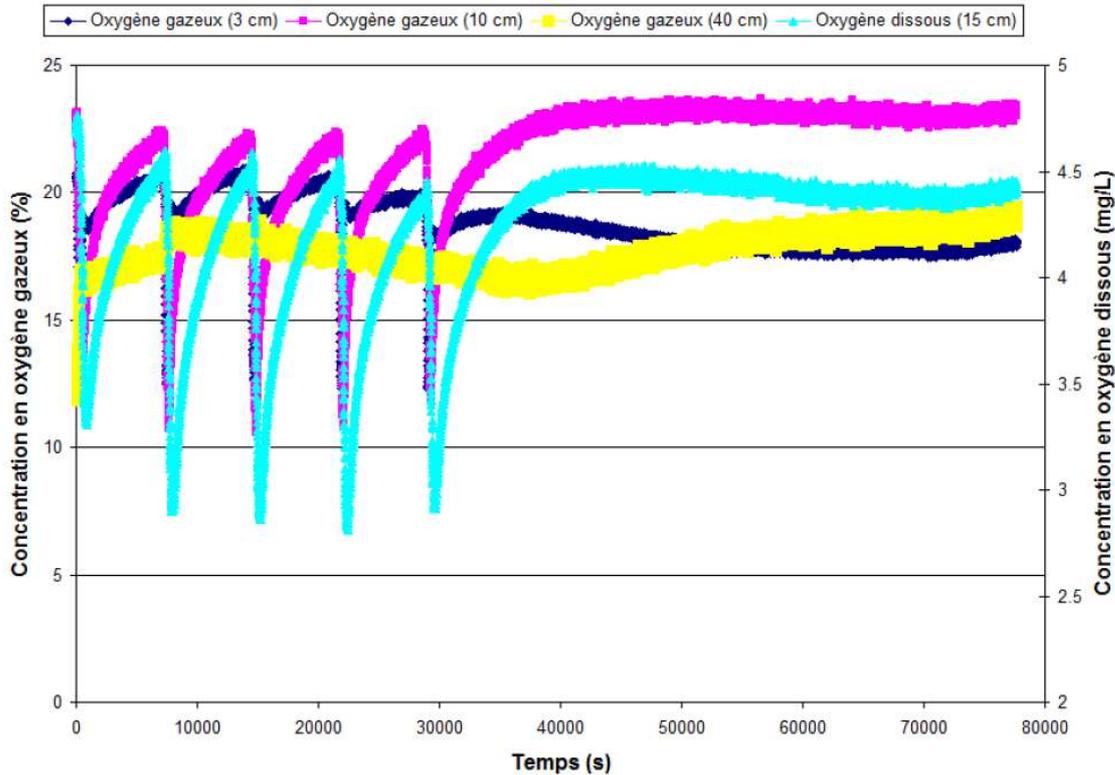


Figure III.12 : Concentrations en oxygène gazeux et dissous pour quatre profondeurs du filtre : cas 4, cinq bâchées d'alimentation avec « flaquage ».

Dans le cadre de l'alimentation avec « flaquage », et pour plusieurs bâchées consécutives (figure III.12), on remarque que la sonde placée à quarante centimètres de profondeur conserve une valeur proche de la saturation. De la même façon que pour la figure III.10, on peut supposer que la plus grande partie du sulfite est consommée dans la zone supérieure de la colonne. A l'arrêt des bâchées, deux heures sont suffisantes pour retrouver un état d'oxygénation satisfaisant (quasi-saturation) de la colonne.

III. 3. 3. Discussion

Le protocole expérimental tel que décrit dans la partie III.2.3 permet d'obtenir des résultats accessibles à une étude sur l'influence du mode d'alimentation sur l'efficacité de ré-oxygénation d'un filtre vertical.

Dans le cas de l'alimentation sans « flaquage », le phénomène de convection ne semble concerner que les premiers centimètres du filtre. La demande en oxygène liée à la présence de sulfite est en partie satisfaite par des flux diffusifs. La totalité du sulfite n'est pas consommée lors d'une bâchée d'une heure et demie. Dans le cas de l'alimentation avec « flaquage », la totalité du sulfite est consommée lors d'une bâchée de deux heures, comme le démontre la concentration constante d'oxygène (presque à saturation) donnée par la sonde placée à quarante centimètres de profondeur. Afin de s'assurer de ce résultat, une piste d'amélioration du pilote est la mise en place d'une sonde mesurant l'oxygène dissous en sortie de colonne.

En effet, un doute est apparu sur une possible dégradation de l'étalonnage des sondes. Un réétalonnage régulier est donc conseillé entre deux séries d'expériences.

L'analyse d'une bâchée montre les vitesses de ré-oxygénation sont supérieures dans le cas avec « flaquage ». Lors de l'expérience comprenant des bâchées successives, deux heures suffisent à partir de l'arrêt des bâchées pour que la colonne ait des valeurs de concentrations d'oxygène proches de la saturation. Dans le cas sans « flaquage », une demi-journée n'est pas suffisante.

Ces résultats ne sont pas directement applicables au cas des filtres colonisés, pour les raisons suivantes :

- Le sulfite a une cinétique constante de réaction avec l'oxygène, ce qui n'est pas le cas de l'activité bactérienne. En effet, les cinétiques de consommation bactérienne d'oxygène sont variables, entre autres suivant la disponibilité des substrats carbonés et azotés.
- L'activité bactérienne n'est pas uniforme dans les massifs filtrants verticaux. Elle est présente majoritairement dans les dix centimètres supérieurs du filtre (Tietz *et al.*, 2007), et localisée essentiellement dans le biofilm.
- Le biofilm a une influence sur l'espace poral disponible pour les écoulements gazeux et aqueux. A ce titre, il influe sur les phénomènes de ré-oxygénation par les flux convectifs et diffusifs.
- Le biofilm constitue un troisième compartiment au sein duquel l'oxygène soit pénétrer : ce transfert est gouverné par des phénomènes de diffusion.

Ce type d'expériences permettra le calage du modèle de transport réactif en milieu non colonisé développé dans le chapitre II. À cette fin, le travail restant est la caractérisation des paramètres du sable liés à l'écoulement diphasique, détaillés au paragraphe II.6.2 et le calage du modèle hydraulique par rapport aux données recueillies à l'aide des balances et des Theta-probes. Pour finir, il s'agira de caler le modèle de transport réactif par rapport aux données obtenues à l'aide des capteurs de concentration d'oxygène. Les paramètres à déterminer mathématiquement seront :

- les diffusivités effectives de l'oxygène dans les phases gazeuses via les coefficients de tortuosité du modèle de transport,
- le taux de réaction entre le sulfite et l'oxygène,
- la diffusivité effective du sulfite dans la phase gazeuse du filtre,
- le taux de transfert interphase (eau et air) de l'oxygène

III. 4. Conclusion

Cette première série d'expériences nous permet de dresser des conclusions sur les capacités de ré-oxygénation d'un filtre vertical. L'analyse des valeurs de vitesses de ré-oxygénation apparente à différentes profondeurs permettent de dresser les conclusions suivantes :

- Dans le cas de l'alimentation sans « flaquage » :
 - La ré-oxygénation est essentiellement réalisée par des flux diffusifs, sauf à l'extrémité supérieure du filtre.
 - La ré-oxygénation est insuffisante pour satisfaire les besoins en oxygène liés à la présence de sulfite.
- Dans le cas de l'alimentation avec « flaquage » :
 - La ré-oxygénation est essentiellement réalisée par une combinaison de flux convectifs (aspiration d'air atmosphérique à partir de la fin du « flaquage ») et de flux diffusifs.
 - Le sulfite ne semble pas pénétrer jusqu'à une profondeur de quarante centimètres, et ce malgré une charge très supérieure au cas de l'alimentation sans « flaquage ».

L'alimentation présentant un phénomène de « flaquage » permet une ré-oxygénation largement supérieure et plus rapide du filtre comparée à l'alimentation sans « flaquage ».

Le protocole expérimental, moyennant quelques adaptations, dont un étalonnage plus fréquent des FOXY et l'installation d'une sonde à oxygène dissous à la sortie du filtre, permet d'observer le transport réactif d'oxygène dans un filtre vertical.

Il permet de générer des données expérimentales qui peuvent être utilisées pour caler l'outil numérique de transport réactif développé dans le chapitre II. Le travail restant dans cette perspective se décompose en trois points principaux :

- détermination expérimentale des paramètres du sable utilisé (voir paragraphe II.6.2),
- calage du modèle d'écoulements diphasiques dans la colonne, à l'aide des données hydrauliques recueillies (masse de la colonne et teneurs en eau),
- calage des paramètres du transport réactif : diffusion de l'oxygène dans l'air et l'eau, taux de transfert interphase, cinétique de réaction entre le sulfite et l'oxygène.

La suite du mémoire consiste en l'étude d'expériences numériques menées afin d'évaluer l'impact des conditions alimentation des filtres sur leur fonctionnement suivant deux axes principaux :

- les capacités de ré-oxygénation des filtres verticaux non-colonisés,
- l'interdépendance entre consommation bactérienne et ré-oxygénation des filtres verticaux colonisés.

IV. MODELISATION DES TRANSFERTS D'OXYGENE EN MASSIFS FILTRANTS VERTICAUX

IV. 1. Modélisation des transferts d'oxygène gazeux en milieu non colonisé

Ce paragraphe a fait l'objet de la publication suivante :

Petitjean A., Wanko A., Forquet N., Mosé R., Lawniczak F., Antoine Sadowski (2011a). Diphasic transfer of oxygen in vertical flow filters: a modelling approach. *Water Sci. Technol.* 64(1): 109-116.

Dans ce paragraphe, nous limitons l'étude des transferts d'oxygène aux cas d'alimentation sans alternance¹⁹ des filtres verticaux (**cas 1** : alimentation sans « flaquage »), et à la période d'alimentation des filtres conçus suivant le système français et des lits d'infiltration-percolation (**cas 2**: alimentation avec « flaquage »).

IV. 1. 1. Expériences numériques

IV. 1. 1. 1. Simulation des écoulements

Gestion des conditions aux limites

Deux types de simulations concernant les écoulements sont menés, l'un sans « flaquage », et l'autre avec, en respectant les valeurs caractéristiques d'alimentation respectivement des cas 1 et 2, rassemblées dans le tableau IV.1.

Tableau IV.1 : Configuration des simulations concernant les écoulements.

	Cas 1 : Sans « flaquage »	Cas 2 : Avec « flaquage »
Charge hydraulique journalière	100 ²⁰ mm	500 mm
Nombre de bâchées par jour	4	6
Charge hydraulique par bâchée	25 mm	83 mm
Temps d'alimentation par bâchée	180 s	200 s
Durée totale de la bâchée	6 h	4 h

¹⁹ C'est-à-dire sans période de repos.

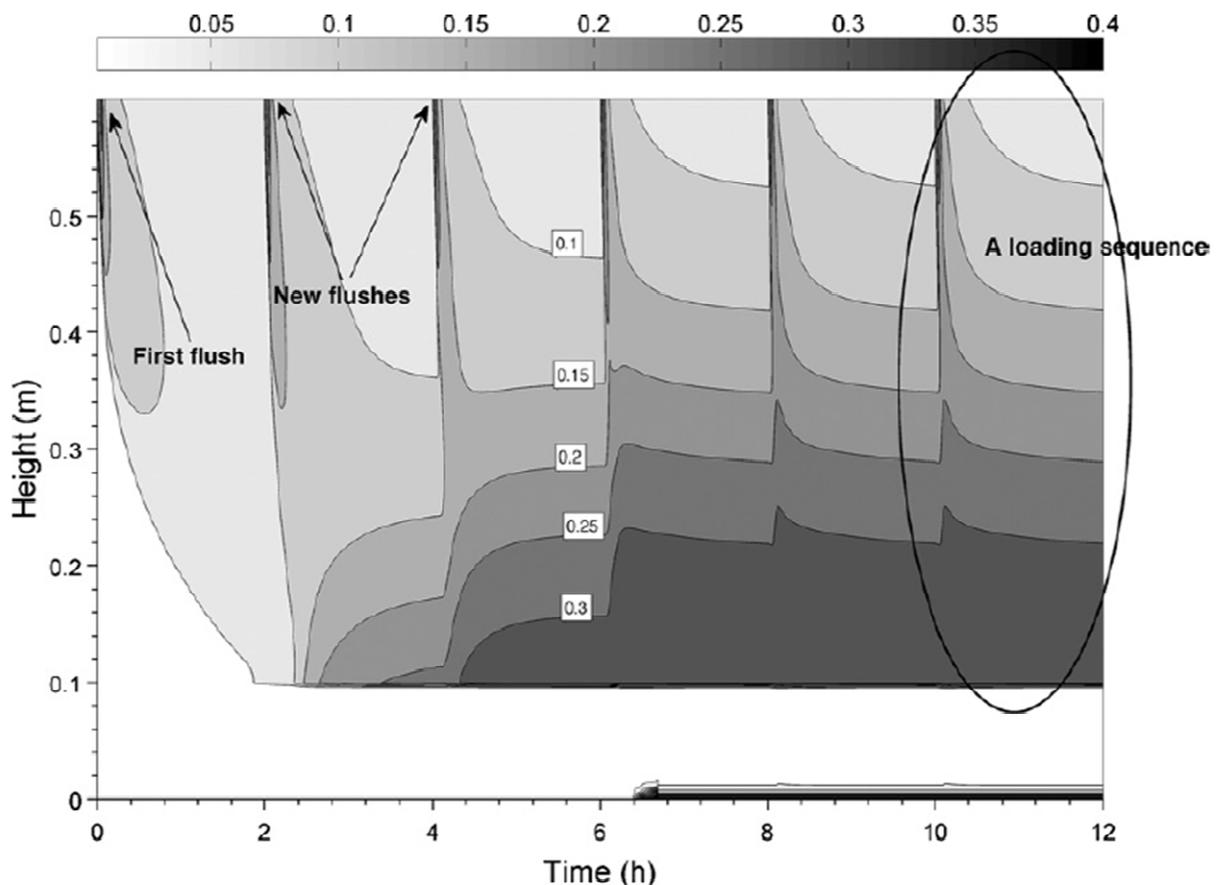
²⁰ Exprimée en m³ par m² de filtre.

Notion de front de percolation

L'alimentation des filtres verticaux se fait par bâchées, c'est-à-dire qu'un volume d'eau assez conséquent est versé sur leur surface rapidement après le début de la séquence d'alimentation. Il n'y a donc pas de régime permanent au cours de la bâchée. Cependant, le modèle hydraulique (Forquet, 2009) montre qu'en partant d'un filtre vide en eau et en l'alimentant par bâchées régulières, le système tend vers un **régime périodique non permanent** (figure IV.1). A une profondeur donnée, la teneur en eau (ou la pression capillaire) est identique à la fin de toute bâchée (en faisant l'hypothèse que la fréquence des bâchées est fixée).

Le module de transport prend en argument les valeurs calculées par le module d'écoulement une fois qu'il a atteint ce régime périodique : nous nous plaçons dans le cas du fonctionnement des filtres en régime nominal.

L'état initial des variables décrivant les écoulements (pressions de l'eau et de l'air) est pris juste avant une nouvelle bâchée.



IV. 1. 1. 2. Simulation du transport d'oxygène

La concentration à saturation d'oxygène dans l'air atmosphérique (considéré comme une source infinie d'oxygène) est de l'ordre de 280 mg.l^{-1} à 20°C , celle de l'eau est de 9 mg.l^{-1} .

Afin d'estimer les capacités de ré-oxygénation des filtres non-colonisés (et donc sans terme de consommation d'oxygène), il est suffisant de calculer les transferts d'oxygène ayant lieu dans la phase gazeuse.

La valeur initiale de concentration en oxygène est choisie faible (50 mg.l^{-1} , soit environ 3,5 % d'oxygène dans l'air) dans la couche active du filtre, et le renouvellement d'oxygène est observé en simulant une bâchée d'alimentation.

L'importance relative des phénomènes de ré-oxygénation par convection et diffusion est quantifiée en investiguant deux simulations pour le module de transport : (1) en prenant arbitrairement un coefficient de diffusivité effective nulle de l'oxygène dans la phase gazeuse du filtre, et (2) en prenant la valeur communément utilisée en milieu poreux (voir le paragraphe II.2).

La configuration des simulations pour le module de transport est résumée dans le tableau IV.2.

On note que la valeur de la concentration en oxygène dans la phase gazeuse n'est pas suffisante pour estimer la quantité d'oxygène potentiellement disponible pour l'activité bactérienne aérobie. C'est pourquoi nous représentons aussi la masse d'oxygène par m^2 de filtre en fonction de la profondeur :

$$m_{O_2}(z) = \theta_a(z)C_{O_2,a}(z)dz \quad (\text{IV. 1})$$

Tableau IV.2 : Configuration des simulations concernant le transport.

Cas 1 et 2	
Coefficient de diffusivité effective dans la phase gazeuse du filtre	$D_a = 0 \text{ m}^2.\text{s}^{-1}$, et $D_a = 2.10^{-6} \text{ m}^2.\text{s}^{-1}$
Concentration atmosphérique	280 mg.l^{-1}
Concentration initiale dans la phase gazeuse du filtre	50 mg.l^{-1}

IV. 1. 2. Physique de la ré-oxygénation des filtres verticaux non-colonisés

La figure IV.2 représente le renouvellement d'oxygène purement convectif dans les cas 1 et 2. La fin du phénomène de « flaquage » (cas 2, figure de droite) entraîne une aspiration d'air atmosphérique qui conduit à une saturation du filtre en oxygène (concentration maximale d'oxygène dans la phase gazeuse de 280 mg.l^{-1}) sur 23 cm de profondeur. Sans le phénomène de « flaquage » (cas 1, figure de gauche), seulement les 10 premiers centimètres de la colonne sont concernés par le renouvellement convectif d'oxygène.

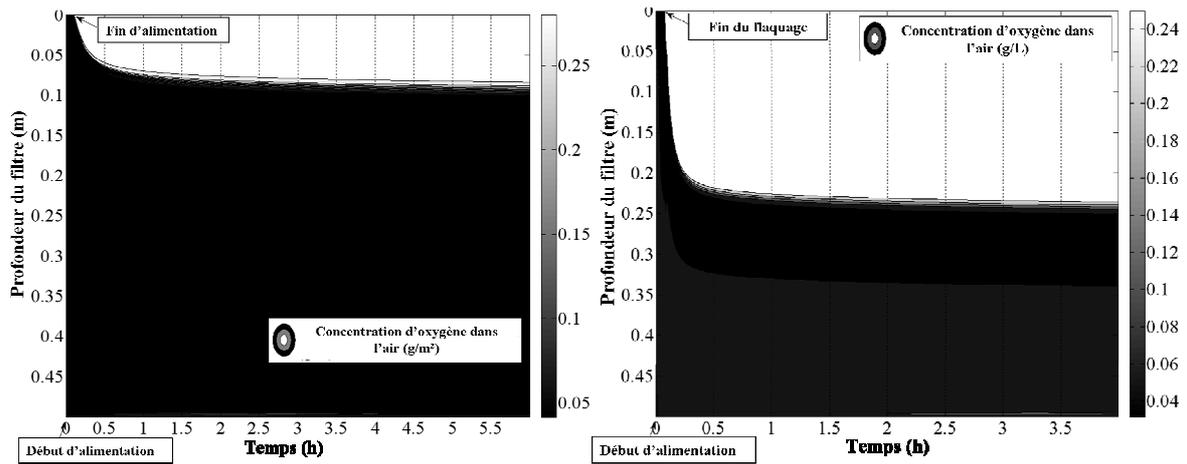


Figure IV.2 : Concentration de l'oxygène gazeux en fonction de la profondeur et du temps : cas purement convectif avec « flaquage » (graphe de droite) et sans « flaquage » (graphe de gauche).

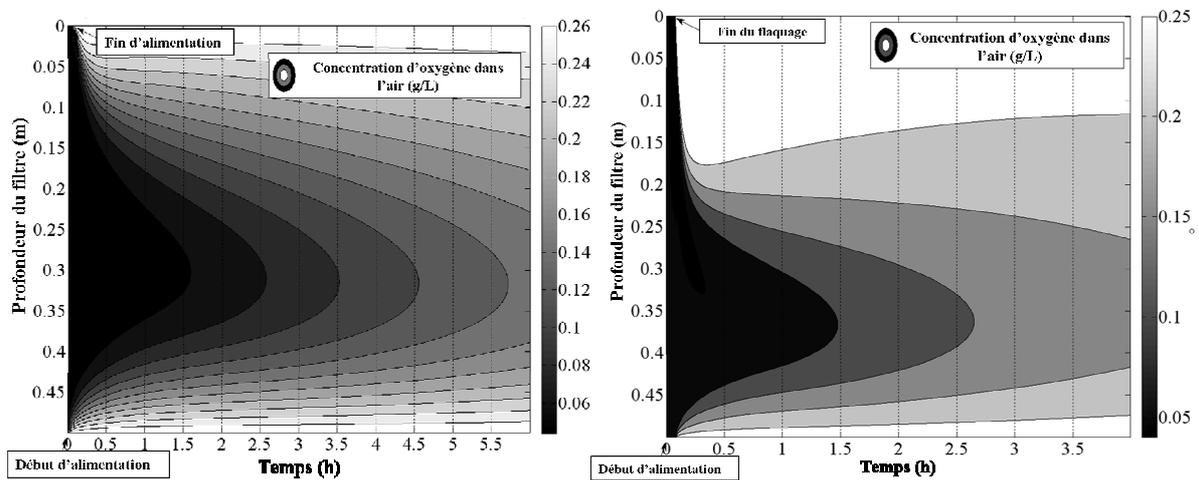


Figure IV.3 : Concentration de l'oxygène gazeux en fonction de la profondeur et du temps : cas convectif et dispersif avec « flaquage » (graphe de droite) et sans « flaquage » (graphe de gauche).

La figure IV.3 donne les résultats obtenus en choisissant un coefficient de diffusivité effective de l'oxygène dans la phase gazeuse du filtre couramment utilisé en milieu poreux à écoulement non-saturé. Nous observons un renouvellement d'oxygène par le fond de la colonne par des flux diffusifs, dans les deux cas. On peut remarquer que la ré-oxygénation du filtre pendant la séquence d'alimentation est négligeable. Ceci est dû au fait que pendant cette séquence, la fraction porale occupée par de l'air est en partie remplacée par l'eau d'alimentation. De plus, la durée de cette séquence est trop faible pour permettre une ré-oxygénation par le phénomène de diffusion.

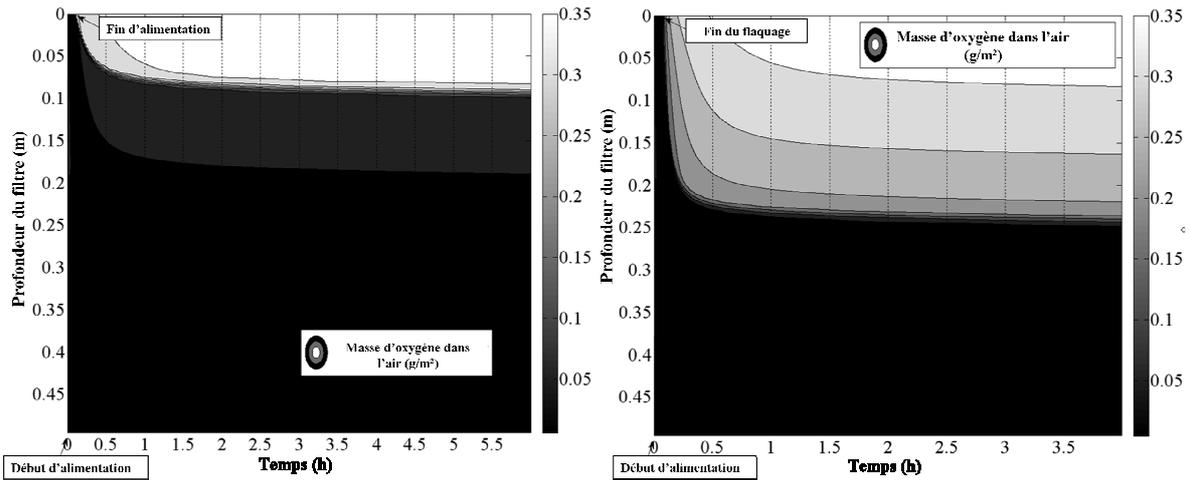


Figure IV.4 : Masse d'oxygène gazeux par m^2 de filtre en fonction de la profondeur et du temps : cas purement convectif avec « flaquage » (graphe de droite) et sans « flaquage » (graphe de gauche).

Si l'on s'intéresse à la masse d'oxygène disponible dans la colonne (figures IV. 4 et 5), plusieurs points attirent l'attention. Premièrement, une décroissance de la masse d'oxygène en fonction de la profondeur est observée (notamment sur la figure IV.4, graphe de droite), alors que la concentration en oxygène est constante (figure IV.2, graphe de droite). Deuxièmement, la ré-oxygénation par le fond de la colonne (observée à la figure IV.3) n'est pas significative d'un point de vue massique (figure IV.5).

Ces deux faits sont dus à une augmentation de la teneur en eau en fonction de la profondeur (soit une baisse de la teneur en air), qui limite l'impact des phénomènes physiques de renouvellement d'oxygène dans le filtre.

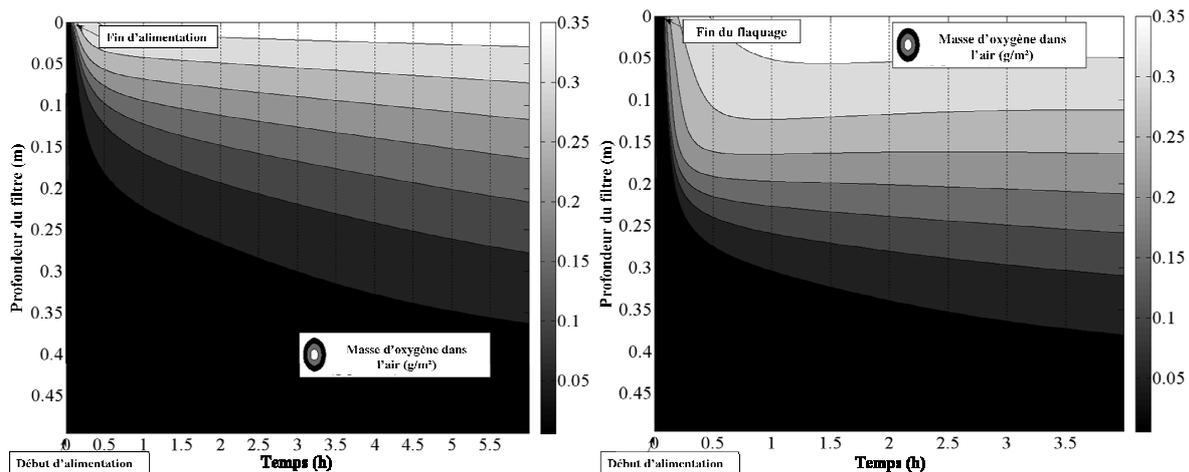


Figure IV.5 : Masse d'oxygène gazeux par m^2 de filtre en fonction de la profondeur et du temps : cas convectif et dispersif avec « flaquage » (graphe de droite) et sans « flaquage » (graphe de gauche).

La figure IV.6 représente la masse totale d'oxygène dans la phase gazeuse par m^2 de filtre. Il s'agit donc de la masse totale d'oxygène potentiellement disponible pour les échanges interphases (et par suite pour la consommation bactérienne).

Le graphe de gauche montre l'évolution globale du renouvellement d'oxygène sur la durée de la bâchée. Le « flaquage » permet globalement une meilleure ré-oxygénation du filtre, indépendamment de la valeur du coefficient de diffusivité effective : 90 % de la ré-oxygénation totale est atteinte en trente minutes après la fin du « flaquage ». Sans « flaquage », il faut environ 6 h pour obtenir la même valeur de ré-oxygénation.

Le graphe de droite montre la première heure après le début de la bâchée. Pendant les trois premières minutes, et dans les cas 1 et 2, une décroissance de la masse totale d'oxygène dans la colonne est observée. Ceci est dû à un flux d'air sortant du filtre induisant une baisse de la masse totale d'oxygène dans la phase gazeuse de celui-ci. Ce flux sortant est lié au volume d'eau rentrant dans le filtre au moment de l'alimentation. La décroissance dure jusqu'à la fin de l'alimentation en eau dans le cas 1, et jusqu'à la fin du « flaquage » dans le cas 2. Dans les deux cas, on observe à partir de cette limite les plus fortes vitesses de ré-oxygénation de toute la bâchée. On parle de pic convectif de ré-oxygénation.

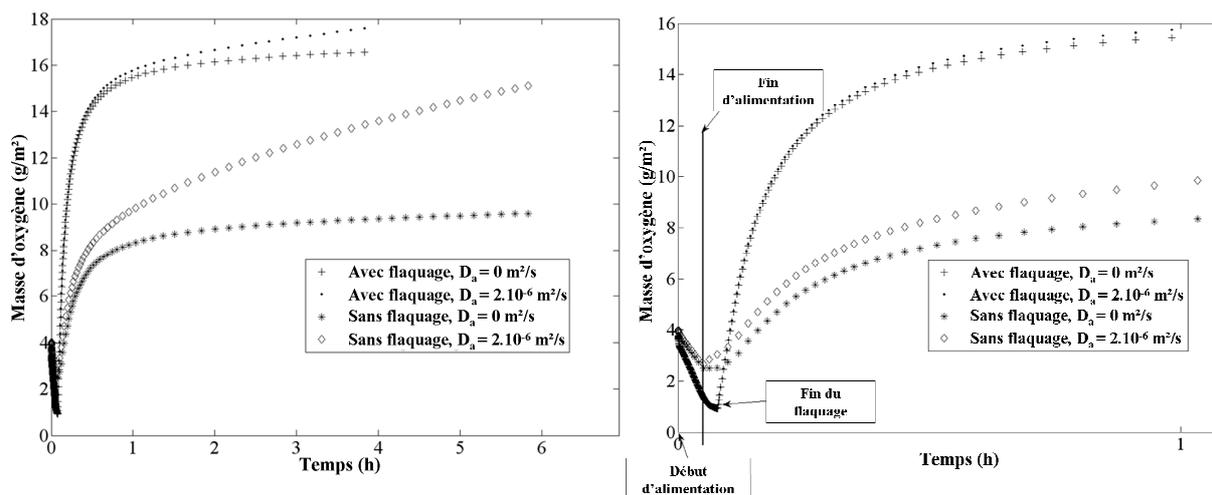


Figure IV.6 : Masse totale d'oxygène gazeux par m^2 de filtre, avec ou sans dispersion d' O_2 dans la phase gazeuse, en fonction du temps. Graphe de gauche : vision globale sur une bâchée ; graphe de droite : première heure de la bâchée.

IV. 1. 3. Convection et diffusion pour le renouvellement d'oxygène

Les pourcentages de la ré-oxygénation globale opérée par le phénomène de convection en fonction du temps (au cours d'une bâchée) dans les cas 1 (sans « flaquage ») et 2 (avec « flaquage ») sont représentés sur le graphe de la figure IV.7. On calcule cette valeur en faisant le rapport entre la masse totale d'oxygène entrant de manière purement convective (avec un coefficient de diffusivité effective nulle) dans la colonne, et la masse totale (avec un coefficient de diffusivité effective réaliste) y entrant.

Les deux courbes sont décroissantes, illustrant le fait que la valeur de ré-oxygénation par les flux convectifs tend vers zéro au cours de la bâchée. A partir d'une trentaine de minutes, le phénomène de diffusion devient prédominant pour la ré-oxygénation du filtre.

Le tableau IV.3 donne les vitesses caractéristiques de renouvellement d'oxygène durant les bâchées. La vitesse maximale de ré-oxygénation du filtre est calculée à la fin de l'alimentation dans le cas 1, et à la fin du « flaquage » dans le cas 2 (lors du pic convectif). La vitesse de ré-oxygénation par diffusion est calculée lorsque l'on considère que les flux convectifs sont nuls (à partir de 30 minutes après le début de la bâchée).

On remarque que la vitesse maximale de ré-oxygénation est cinq fois supérieure dans le cas 2 que dans le cas 1, et qu'inversement, la vitesse de ré-oxygénation par diffusion dans le cas 1 est supérieure à celle du cas 2. Globalement, la part convective de la ré-oxygénation est largement majoritaire dans les deux cas.

Deux références bibliographiques ont pu être trouvées sur le sujet : Platzer (1999), et Schwager et Boller (1997).

Platzer (1999) calcule les flux convectifs entrants, en supposant que le volume d'eau de la bâchée est remplacé par le même volume d'air à saturation d'oxygène, ce qui est une estimation assez grossière. Pour les flux diffusifs, une simple loi de Fick de coefficient de diffusivité effective déterminé expérimentalement, appliquée au filtre après le passage de la bâchée lui permet d'obtenir une vitesse de ré-oxygénation de l'ordre de $0,28 \text{ mg.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$. Cette valeur est tout à fait comparable à celle que nous obtenons dans le cadre des expériences numériques.

Schwager et Boller (1997) estiment numériquement la vitesse d'entrée diffusive à $0,5 \text{ mg.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$, mais sans donner de précision sur le mode d'alimentation utilisé pour le filtre. L'ordre de grandeur de cette valeur correspond à celui de nos calculs.

Tableau IV.3 : Taux de ré-oxygénation pour deux types d'alimentation.

	Cas 1 : Sans « flaquage »	Cas 2 : Avec « flaquage »
Vitesse maximale de ré-oxygénation (pic convectif)	$8,5 \text{ mg.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$	$42,5 \text{ mg.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$
Vitesse de ré-oxygénation par diffusion	$0,27 \text{ mg.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$	$0,18 \text{ mg.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$
Part convective de la ré-oxygénation	65 %	95 %

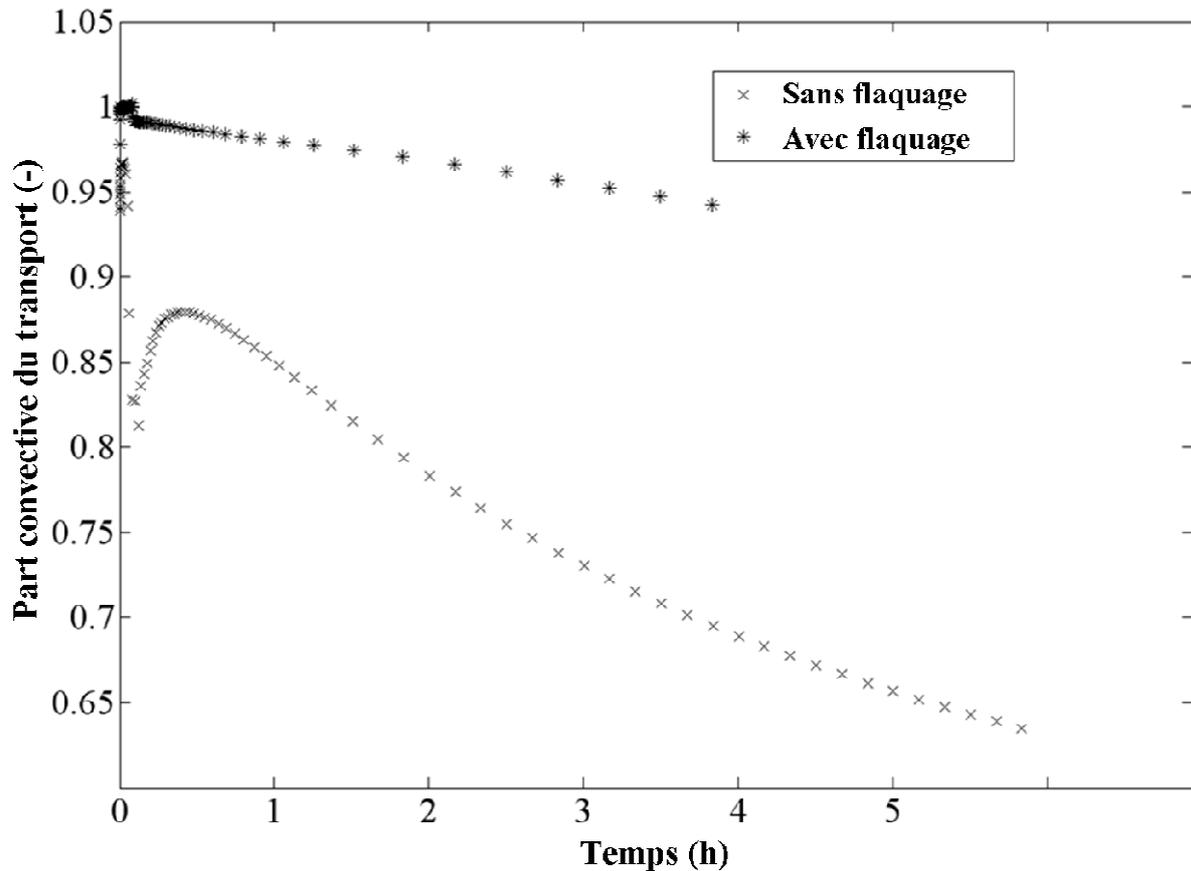


Figure IV.7 : Taux de ré-oxygénation purement convective avec et sans « flaquage », en fonction du temps.

IV. 1. 4. Impact du front de percolation sur le renouvellement d'oxygène

La figure IV.8 donne la masse et la concentration d'oxygène en fonction de la profondeur du filtre, à la fin de la bâchée, c'est-à-dire au moment où le filtre contient le plus d'oxygène dans sa phase gazeuse.

On voit que la masse totale d'oxygène dans les vingt centimètres les plus profonds du filtre est relativement faible comparée à la masse présente dans la partie supérieure du filtre. Ceci est dû au front de percolation que l'on peut observer sur la figure IV.1. Le front de percolation est une augmentation, jusqu'à saturation, de la teneur en eau du filtre en fonction de la profondeur. Forquet *et al.* (2009) ont souligné le fait qu'il s'agissait d'une caractéristique intrinsèque des filtres verticaux : le phénomène de drainage induit la présence d'une zone du filtre saturée en eau qui crée le front de percolation. L'épaisseur de cette zone dépend de la courbe de rétention du matériau. Un phénomène similaire apparaît à l'interface entre deux couches dans un filtre multicouches. Dans cette étude, nous avons choisi un changement brutal des caractéristiques du matériau entre la couche active et la couche de transition (essentiellement pour tester la robustesse du code aux changements brutaux des paramètres hydrauliques entre deux couches de milieu poreux). La construction des filtres verticaux doit

suivre la règle de Terzaghi²¹ (Terzaghi et Peck, 1948) qui impose des changements plus doux. Cependant, les phénomènes décrits dans ce paragraphe ont un impact sur les transferts d'oxygène dans les massifs filtrants verticaux.

Même s'il est impossible de passer outre le front de percolation pour l'écoulement dans les filtres verticaux, nous notons l'intérêt qu'il y aurait à le rendre plus raide afin d'optimiser l'espace poral occupé par l'oxygène, et ainsi les transferts d'oxygène.

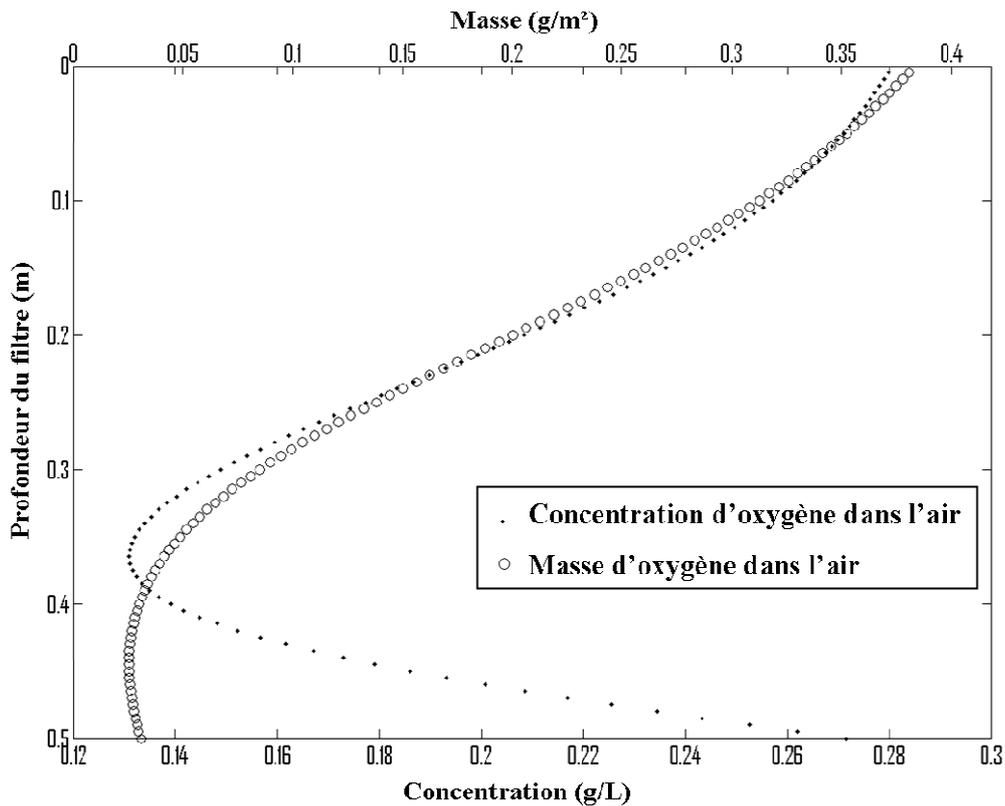


Figure IV.8 : Masse et concentration d'oxygène gazeux à la fin d'une bâchée en fonction de la profondeur.

²¹ Il est notamment indiqué de suivre les recommandations de Terzaghi pour la conception des filtres verticaux traitant les eaux usées brutes (Groupe Macrophytes, 2005)

IV. 1. 5. Conclusion

Dans ce paragraphe, seule une petite partie des possibilités totales de l'outil de simulation a été utilisée : les transferts d'oxygène dans la phase gazeuse ont été étudiés pour les deux principaux cas d'exploitation des filtres verticaux faisant partie de notre domaine d'application. Cependant, plusieurs conclusions assez générales sur les transferts d'oxygène en massifs filtrants verticaux peuvent être dressées.

La ré-oxygénation par la surface inférieure des filtres est faible comparée à celle observée par la surface supérieure. De plus, les résultats montrent que seule la moitié supérieure présente des conditions satisfaisantes d'oxygénation pour l'activité bactérienne aérobie. Cela pourrait être, avec le manque de substrat, la raison pour laquelle on observe la majorité de l'activité bactérienne au niveau des centimètres supérieurs des filtres verticaux. Le phénomène de front de percolation est partiellement responsable de cet état de fait : une des perspectives de ce travail est l'étude des transitions entre les couches des massifs filtrants verticaux afin d'optimiser la raideur du front de percolation. En effet, nous supposons qu'en augmentant le volume poral disponible, nous optimiserons les transferts d'oxygène, et ainsi l'activité biologique aérobie au sein des filtres verticaux.

Cette étude montre que, dans le cas d'un filtre non-colonisé alimenté par bâchées, le principal phénomène de renouvellement d'oxygène est la convection. Ceci s'explique par le fait que l'essentiel des transferts d'oxygène se fait par des mouvements d'air liés aux bâchées. Cependant, dans le cadre de nos expériences numériques, la concentration en oxygène gazeux des premiers centimètres du filtre atteint rapidement une valeur proche de la saturation, ce qui limite les transferts par diffusion à la surface supérieure du filtre. Le phénomène de diffusion participe essentiellement à la redistribution de la masse d'oxygène au sein du filtre. L'importance relative du phénomène de convection par rapport au phénomène de diffusion pourrait être différente si l'on considère l'échange massique entre les phases liquides et gazeuses, et la consommation bactérienne. Cette étude ne permet pas de donner une réponse exhaustive sur cette question.

Dans le cadre de cette étude sur les filtres non colonisés, nous montrons que le phénomène de « flaquage » permet une meilleure valeur de ré-oxygénation, atteinte plus rapidement que dans le cas de l'alimentation sans « flaquage » mais au prix d'une charge hydraulique plus importante. Le seul avantage du mode d'exploitation sans « flaquage » semble être une utilisation plus importante des flux diffusifs à travers la surface supérieure du filtre. Nous pensons qu'en prenant en compte l'activité biologique aérobie, cet avantage s'appliquera aussi au mode d'exploitation avec « flaquage ».

IV. 2. Modélisation de la biodégradation dans les filtres verticaux : impact des conditions d'exploitation sur les transferts d'oxygène et l'activité bactérienne

Une partie des résultats de ce paragraphe a fait l'objet de la communication suivante :

Petitjean A., Forquet N., Wanko A., Mosé R., Antoine Sadowski (2011b). Modelling diphasic reactive transfer of oxygen in vertical flow filters: interplay between renewal and bacterial consumption. Présentation à la conférence conjointe de « Society of Wetland Scientists, WETPOL, et Wetland Biogeochemistry », à Prague du 3 au 8 Juillet 2011.

Un article a aussi été soumis à Water Research : Petitjean A., Forquet N., Wanko A., Laurent J., Mosé R., Molle P., Antoine Sadowski (2011c). Modelling aerobic biodegradation in vertical flow sand filters: impact of operational considerations on oxygen transfer and bacterial activity.

Dans ce paragraphe, l'étude porte sur les transferts d'oxygène pour le cas de l'alimentation sans alternance (sans période de repos) des filtres verticaux (**cas 1** : système autrichien), et sur la période d'alimentation des filtres conçus suivant le système français et des lits d'infiltration-percolation (**cas 2**). Cela nous permet de faire la comparaison entre deux systèmes de traitement secondaire par filtres verticaux dont le mode d'alimentation est très différent.

Nous élargissons l'étude des transferts d'oxygène aux cas d'alimentation par alternance (c'est-à-dire comprenant une période d'alimentation par bâchées, et une période de repos) des filtres verticaux conçus suivant le système français et des lits d'infiltration-percolation (**cas 2**).

IV. 2. 1. Expériences numériques

IV. 2. 1. 1. Simulation des écoulements

Deux types de simulations concernant les écoulements sont menés, l'un sans « flaquage », et l'autre avec. Le module de transport prend en argument les valeurs calculées par le module d'écoulement une fois qu'il a atteint le régime périodique non permanent²². Les valeurs de charge hydraulique (tableau IV.4) sont typiques de l'exploitation des filtres de type autrichien (cas 1), et des filtres français et d'infiltration-percolation (cas 2).

L'état initial des variables décrivant les écoulements est pris au début de la période précédemment définie. Pour la modélisation de la période de repos (dans le cas 2), nous considérons que le filtre conserve l'équilibre hydraulique atteint à la fin d'une bâchée.

²² Voir paragraphe IV. 1. 1. 1.

Tableau IV.4 : Configuration des simulations concernant les écoulements.

	Cas 1 : ÖNORM B2505, 2009	Cas 2 : Guide Macrophytes, 2005
Charge hydraulique journalière	$100^{23} \text{ mm.j}^{-1}$	500 mm.j^{-1}
Nombre de bâchées par jour	4	6
Charge hydraulique par bâchée	25 mm	83 mm
Temps d'alimentation par bâchée	180 s	200 s
Durée entre deux bâchées	6 h	4 h
« Flaquage »	NON	OUI
Période d'alimentation	Exploitation continue	3 jours
Période de repos	NON	3 jours

IV. 2. 1. 2. Simulation du transport réactif

Gestion des conditions aux limites

Les charges polluantes choisies (regroupées dans le tableau IV.5) sont caractéristiques de l'exploitation des filtres de première génération (cas 1, valeurs reprises de Langergraber et Šimůnek, 2005) et conçus suivant le système français (cas 2, valeurs reprises de Molle *et al.*, 2005).

Tableau IV.5 : Configuration des simulations concernant le transport.

	Cas 1 : ÖNORM B2505, 2009	Cas 2 : Guide Macrophytes, 2005
Concentration en DCO soluble	120 mg.l^{-1}	150 mg.l^{-1}
Concentration en azote ammoniacal	24 mg.l^{-1}	35 mg.l^{-1}
Charge journalière en DCO	$12 \text{ g.m}^{-2}.\text{j}^{-1}$	$75 \text{ g.m}^{-2}.\text{j}^{-1}$
Charge journalière en azote ammoniacal	$2,4 \text{ g.m}^{-2}.\text{j}^{-1}$	$18 \text{ g.m}^{-2}.\text{j}^{-1}$

En première approximation, la concentration d'entrée en \mathbf{X}_S est considérée négligeable, ce qui est raisonnable pour le cas 2 ($\mathbf{X}_S = 33 \text{ mg.l}^{-1}$ en sortie de premier étage français, Molle *et al.*,

²³ Exprimée en m^3 par m^2 de filtre et par jour.

2005). Pour le cas 1, Langergraber et Šimůnek (2005) considèrent dans leur modèle une concentration $X_s = 150 \text{ mg.l}^{-1}$ en entrée du filtre. Nous supposons que le carbone particulaire de l'effluent se dépose en surface du filtre et que seule une partie négligeable y pénètre. Dans le modèle, le carbone particulaire dans le filtre est uniquement issu de la mort bactérienne.

On note qu'a priori, le rapport DCO/NH_4^+ de l'effluent d'entrée des systèmes ne laisse pas présager de carence en ammonium pour la croissance bactérienne.

Notion de régime bactérien périodique non permanent

De la même façon que pour les simulations concernant les écoulements, la charge polluante amenée par bûchées périodiques sur les filtres conduit à un état non permanent périodique de la croissance bactérienne : au cours d'une période, la croissance et la lyse bactériennes se compensent (figure IV.9).

Dans le cas d'une exploitation sans période de repos (cas 1), la période bactérienne caractéristique est la durée d'une bûchée. Cette période est de six jours dans le cas de l'exploitation avec période de repos (cas 2, voir figure IV.23) : elle correspond une séquence d'alimentation suivie d'une séquence de repos.

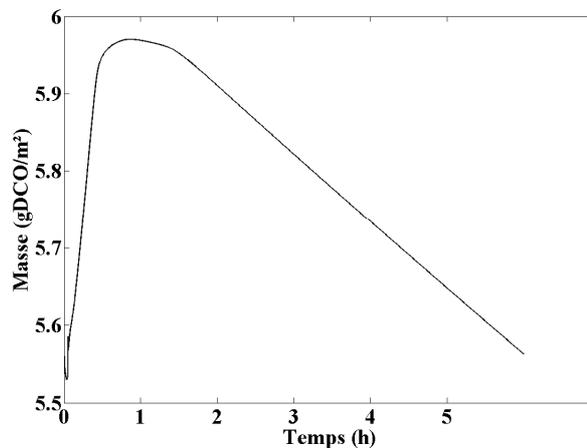


Figure IV.9 : Évolution de la masse bactérienne totale sur une bûchée en régime périodique non-permanent (valeurs issues du cas 1).

IV. 2. 2. Étude de la sensibilité du paramètre B_H

En dehors des paramètres hydrauliques et liés aux transferts d'oxygène, les paramètres sensibles d'un modèle ASM1 adapté aux massifs filtrants (de type CWM1, présenté au chapitre II) sont les rendements et taux des croissances maximaux des flores hétérotrophe et autotrophe, ainsi que les constantes cinétiques de lyse bactérienne (Langergraber, 2002). Rendements et taux autotrophes ont une incidence sur les bilans de masse entrée/sortie de S_N . Morvannou *et al.* (2011) ont déterminé expérimentalement, à l'aide d'une technique de respirométrie solide, la valeur du taux maximal de croissance autotrophe adapté aux filtres

verticaux, et ont trouvé une valeur similaire à celle utilisée par ASM et CWM1 (de l'ordre de 1 j^{-1}). Les valeurs des rendements et taux maximal de croissance, ainsi que de lyse hétérotrophe n'ont pas à notre connaissance été vérifiés pour les filtres verticaux. Ces trois paramètres ont une incidence à la fois sur les bilans entrée/sortie de S_S , mais aussi sur la croissance globale du biofilm au sein du filtre. En effet, la biomasse hétérotrophe constitue la grande majorité (> 90 %) de la population bactérienne dans les procédés de traitement des ERU (Sadowski, 2007).

Dans l'optique d'une première étape de calage de profils bactériens, nous choisissons le paramètre B_H (paramètre de lyse bactérienne hétérotrophe) afin d'obtenir des valeurs de concentration bactérienne ayant le même ordre de grandeur que les valeurs trouvées expérimentalement par Tietz *et al.* (2007). La même méthodologie a été utilisée par Langergraber *et al.* (2007c).

IV. 2. 2. 1. Description des expériences de Tietz *et al.* (2007)

Tietz *et al.* (2007a) ont déterminé expérimentalement des valeurs de concentration bactérienne en fonction de la profondeur de pilotes de massifs filtrants verticaux conçus suivant le système autrichien (ÖNORM B2505, 2009). Les mesures sont faites notamment sur des filtres non-plantés, deux ans après leur mise en fonctionnement.

IV. 2. 2. 2. Résultats

Nous comparons les résultats expérimentaux de Tietz *et al.* (2007a) aux résultats numériques obtenus à l'aide de notre modèle en régime permanent, dans les conditions indiquées dans les tableaux IV.4 et IV.5 (cas 1). Une première expérience numérique a été menée en utilisant la valeur $B_H = 0,4 \text{ j}^{-1}$, qui est la valeur issue de ASM1 (Henze *et al.*, 2000) utilisée par Langergraber et Šimůnek (2005). La deuxième expérience utilise une valeur $B_H = 0,089 \text{ j}^{-1}$. Les résultats sont représentés sur la figure IV.10. Les concentrations bactériennes sont exprimées en mg_{DCO} par kg de filtre.

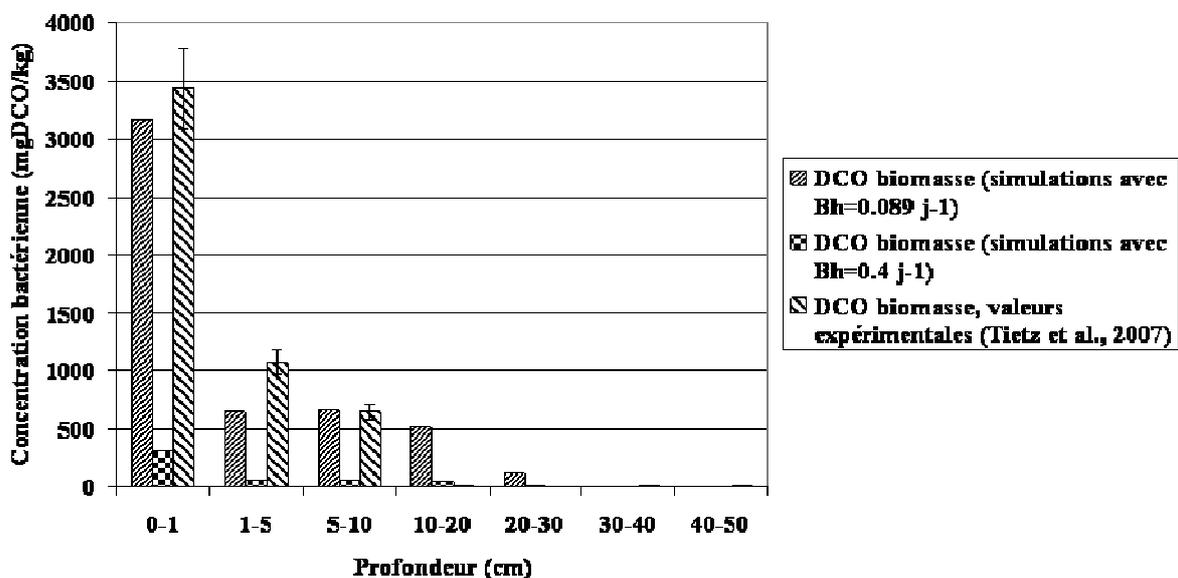


Figure IV.10 : Profils bactériens expérimentaux et numériques : sensibilité du paramètre B_H
Une valeur de $B_H = 0,089 \text{ j}^{-1}$ permet d'obtenir le même ordre de grandeur pour les résultats numériques et expérimentaux. Plusieurs informations nous ont orientés vers le paramètre B_H pour cette première étape de calage :

- Dans le domaine des boues activées, Lavallée *et al.* (2002) ont mis en évidence que ce paramètre était surestimé.
- Wanko *et al.* (2005) ont réalisé des expériences mesurant la masse d'un pilote de filtre vertical alimenté par bâchées avec un effluent synthétique. Ces expériences permettent de voir la variation de masse bactérienne, et de donner un ordre de grandeur du coefficient global de mort bactérienne notamment lors des phases de repos. Ce coefficient est compris dans la fourchette $0,0792 \text{ j}^{-1} < B_H < 0,38 \text{ j}^{-1}$. Cependant, il faut mentionner le fait que les filtres n'ont été alimentés que quelques semaines, ce qui ne permet pas d'affirmer qu'ils ont atteint un régime bactérien permanent.

Nous prendrons pour le reste des expériences numériques (pour les cas 1 et 2) la valeur $B_H = 0,089 \text{ j}^{-1}$.

IV. 2. 3. Influence des conditions d'exploitation sur les transferts d'oxygène

IV. 2. 3. 1. Simulation du cas 1

L'interprétation de la séquence des transferts réactifs d'oxygène dans les filtres verticaux exploités à faible charge et sans « flaquage » (figure IV.11) peut être scindée en deux phases principales :

- Première phase : dans cette phase, les effets conjoints de la sortie convective d'oxygène liée à une fraction gazeuse sortant du filtre consécutivement à l'entrée de l'eau d'alimentation dans le filtre, et de la consommation bactérienne, conduisent à une baisse globale de la masse totale d'oxygène dans le filtre. La durée de cette phase est de quelques minutes.
- Deuxième phase : cette phase dure jusqu'à la bâchée suivante. La limitation des réactions biologiques, que ce soit par un effet d'inhibition ou d'absence de substrat, laisse la place à un phénomène de ré-oxygénation (augmentation de la masse totale d'oxygène dans le filtre). Ce phénomène est lié aux flux diffusifs entrant aux extrémités du filtre.

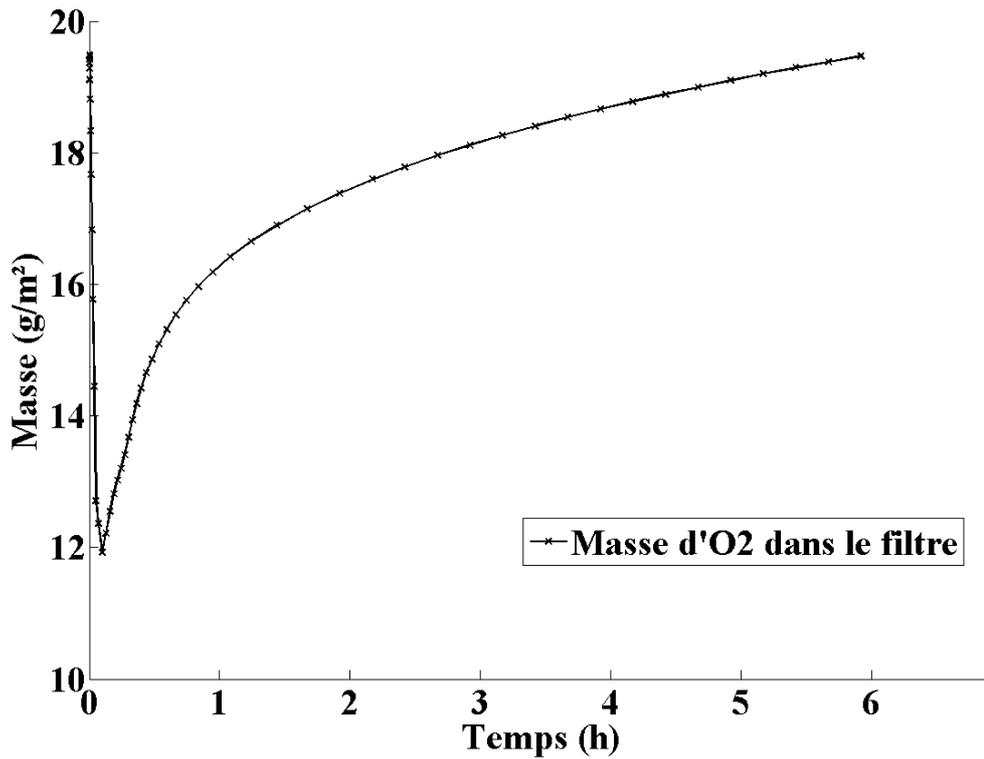


Figure IV.11 : Masse totale d'oxygène dans le filtre en fonction du temps.

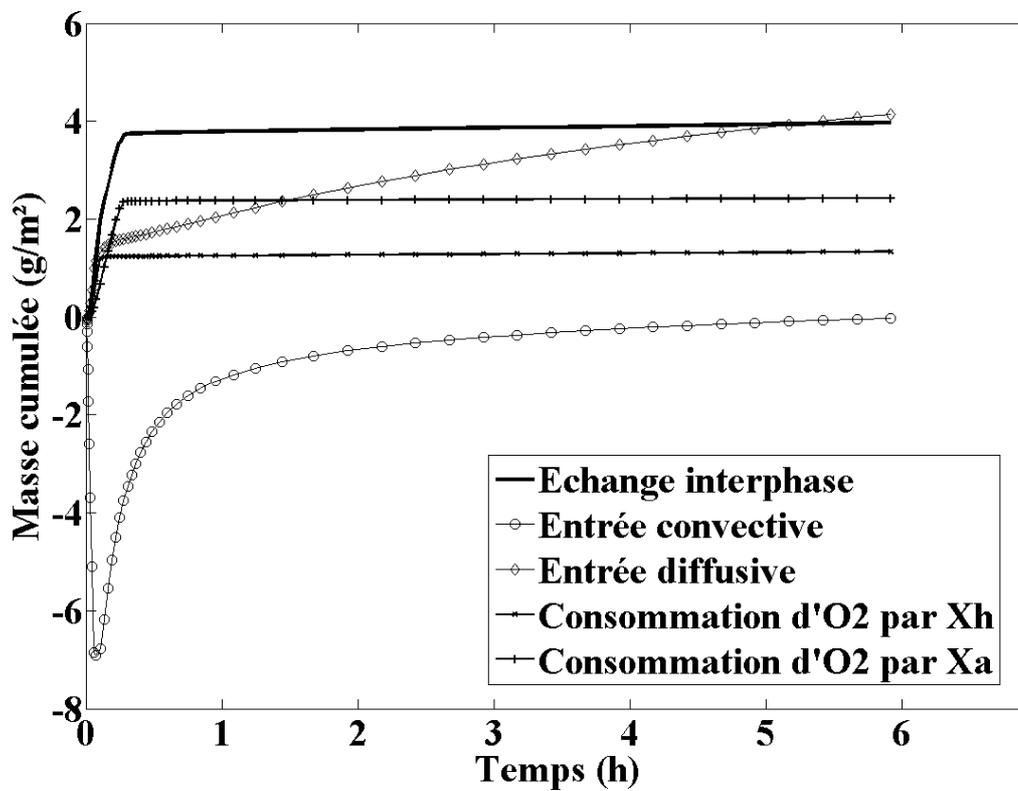


Figure IV.12 : Masses totales cumulées d'oxygène liées aux processus aérobies dans le filtre en fonction du temps.

La figure IV.12 représente les masses cumulées des processus physiques et biologiques liés aux transferts d'oxygène au sein du filtre dans le cas 1. Globalement, l'essentiel des réactions biologiques se produit dans les vingt premières minutes après le début de l'alimentation. Elles sont complètement stoppées au-delà, et laissent place à la ré-oxygénation diffusive du filtre. On note que la masse cumulée d'entrée et sortie convectives d'oxygène tend vers zéro : la ré-oxygénation du filtre se fait essentiellement par des flux diffusifs.

IV. 2. 3. 2. Simulation du cas 2

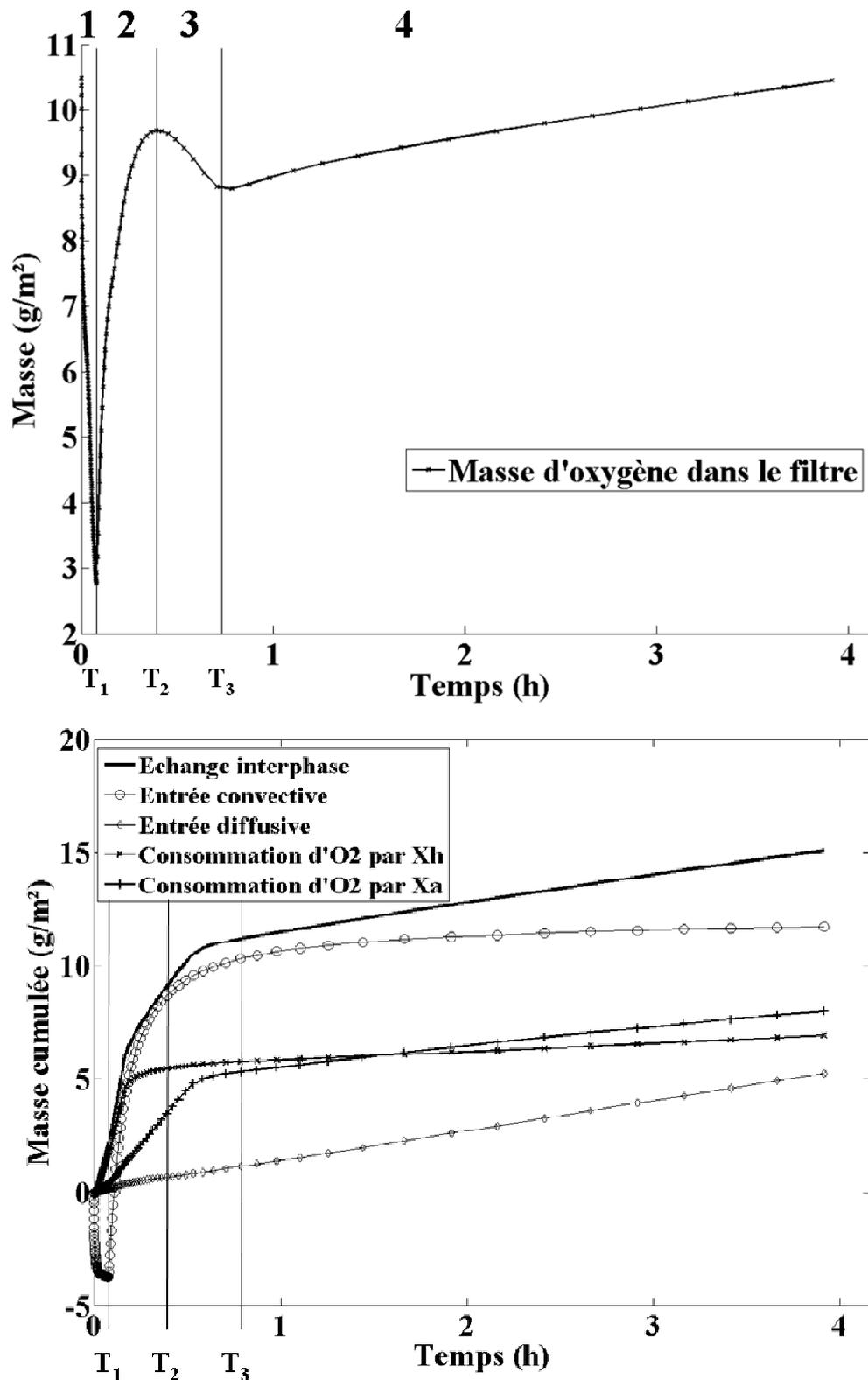


Figure IV.13 : Masse totale d'oxygène (graphe supérieur) et masses totales cumulées d'oxygène (graphe inférieur) liées aux processus aérobies dans le filtre en fonction du temps : représentation sur une bâchée.

Pendant la période d'alimentation des systèmes français et d'infiltration-percolation (cas 2), les bâchées se font avec « flaquage », comme dans les expériences qui ont servi la validation qualitative du modèle²⁴. Le graphe supérieur de la figure IV.13 se prête à une analyse similaire à celle faite par Turković et Fuchs (2010).

On décompose ainsi le graphe représentant la masse totale d'oxygène dans le filtre sur une bâchée en fonction du temps en quatre phases principales délimitées par les temps caractéristiques (T_1 , T_2 , T_3). Le graphe inférieur de la figure IV.13 et la figure IV.14, qui détaillent les masses cumulées des processus liés aux transferts d'oxygène, permettent d'améliorer la compréhension des phénomènes ayant lieu lors d'une bâchée avec « flaquage » :

- Première phase, définie par la durée $[0, T_1]$: cette phase est délimitée par la durée du « flaquage ». Elle se décompose en (1) une première période durant laquelle la masse totale d'oxygène décroît du fait d'une sortie d'air purement convective liée à l'infiltration de l'eau alimentation dans le filtre, et (2) une deuxième période durant laquelle la masse totale d'oxygène décroît linéairement. La pente de cette droite est celle de la somme des vitesses de croissance des bactéries hétérotrophe et autotrophe.
- Deuxième phase, définie par la durée $[T_1, T_2]$: le temps T_2 est celui à partir duquel la ré-oxygénation physique (par convection et diffusion) est moins rapide que la consommation bactérienne d'oxygène. Pendant cette phase, on observe une limitation partielle de la croissance des bactéries hétérotrophes, alors que les bactéries autotrophes croissent constamment.
- Troisième phase, définie par la durée $[T_2, T_3]$: le temps T_3 est celui à partir duquel la consommation d'oxygène par les bactéries est inférieure à la ré-oxygénation par les flux diffusifs. Cette phase voit une limitation partielle de la croissance des bactéries autotrophes.
- Quatrième phase définie pour $t > T_3$: elle se caractérise par une ré-oxygénation du filtre par des flux diffusifs entrants à ses extrémités.

²⁴ Voir paragraphe II. 7.

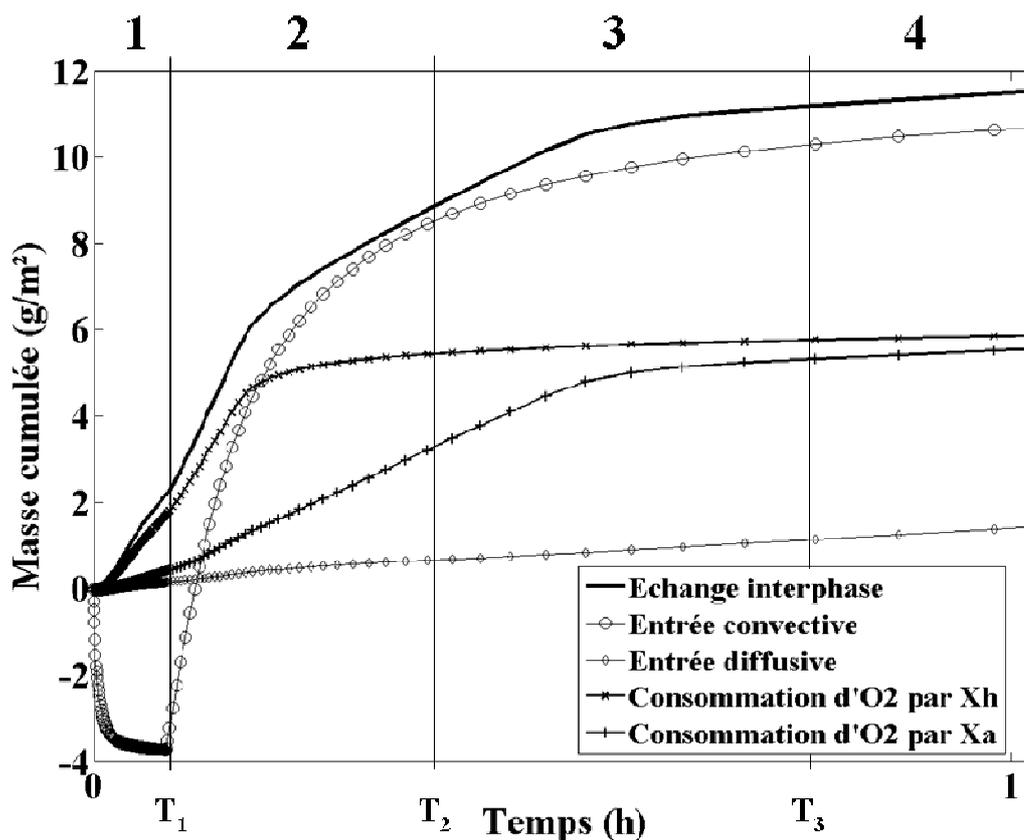


Figure IV.14 : Masses totales cumulées d'oxygène liées aux processus aérobies dans le filtre en fonction du temps : première heure d'une bâchée.

IV. 2. 3. 3. Comparaison des bilans massiques en oxygène pour les deux cas

Le tableau IV.6 donne les bilans de masse concernant tous les processus en lien avec l'oxygène dans le filtre, sur la durée d'une bâchée, et dans les cas 1 et 2. Dans le cas 1, ce bilan de masse est l'ensemble des valeurs de masses cumulées des processus à la fin d'une bâchée (période caractéristique du cas 1) à l'état d'équilibre. Dans le cas 2, la période caractéristique n'est pas une bâchée mais une séquence d'alimentation suivie d'une séquence de repos (six jours au total). Afin de comparer les cas 1 et 2, nous représentons le bilan de masse d'oxygène du cas 2 pour la dernière bâchée de la séquence d'alimentation (dix-huitième bâchée, voir la figure IV.23). Du point de vue de l'oxygène, la masse totale au début et à la fin de la bâchée est la même (voir la figure IV.24), ce qui n'est pas le cas du point de vue bactérien. Les bilans massiques sur la *DCO* rapidement biodégradable et l'ammonium sont disponibles en annexe III.

Pour le cas 1, aucun impact significatif lié aux flux convectifs, que ce soit par le haut ou le bas du filtre, n'a été calculé. La ré-oxygénation du filtre se fait totalement par les flux diffusifs, et à hauteur de 95 % par le haut du filtre.

Pour le cas 2, les flux convectifs réalisent 64 % de la ré-oxygénation totale du filtre. On remarque que le bilan convectif est négatif pour le bas de la colonne. Ceci est dû à une sortie

convective d'oxygène lors de l'alimentation du filtre en eau. Concernant les flux diffusifs, ils sont équilibrés entre le haut et le bas de la colonne.

Tableau IV.6 : Bilans massiques sur une bâchée concernant l'oxygène, pour les cas 1 et 2.

	<u>Entrée convective</u>		<u>Entrée diffusive</u>		Consommation par X_H	Consommation par X_A
	Haut	Bas	Haut	Bas		
					Dans tout le filtre	
Cas 1	$< 10^{-3} \text{ g.m}^{-2}$	$< 10^{-3} \text{ g.m}^{-2}$	$3,59 \text{ g.m}^{-2}$	$0,20 \text{ g.m}^{-2}$	$1,35 \text{ g.m}^{-2}$	$2,44 \text{ g.m}^{-2}$
Cas 2	$11,72 \text{ g.m}^{-2}$	$-2,09 \text{ g.m}^{-2}$	$2,99 \text{ g.m}^{-2}$	$2,35 \text{ g.m}^{-2}$	$6,95 \text{ g.m}^{-2}$	$8,05 \text{ g.m}^{-2}$

Ces résultats sont la conséquence des principales différences de conception entre les filtres de première génération (cas 1) et les filtres de type français et d'infiltration-percolation (cas 2). Dans le cas 2, les filtres améliorent leur ré-oxygénation à l'aide des flux convectifs (via le « flaquage ») afin de supporter de fortes charges polluantes. Cela induit une forte croissance bactérienne qu'il faut contrebalancer à l'aide de la période de repos²⁵ pour éviter le phénomène de colmatage biologique. A contrario, dans le cas 1, la charge polluante est relativement faible et permet une alimentation sans alternance des filtres. De plus, les flux diffusifs sont suffisants pour assurer les conditions nécessaires à la dégradation aérobie de la pollution.

IV. 2. 4. Influence des conditions d'exploitation sur l'activité bactérienne

IV. 2. 4. 1. Comparaison des profils bactériens

Les figures IV.15 et IV.16 représentent les profils bactériens à la fin d'une bâchée (en régime bactérien périodique) en fonction de la profondeur des filtres respectivement dans les cas 1 et 2. Les profils sont exprimés en *mg* de *DCO* par *kg* de filtre. L'exploitation des filtres dans les cas 1 et 2 mène à des profils bactériens très différents.

Dans le cas 1, la concentration bactérienne présente un pic en proche surface du filtre (moins d'*1 cm*), suivi de valeurs légèrement décroissantes jusqu'à la moitié du filtre. Les calculs ne montrent pas d'activité bactérienne dans la moitié inférieure du filtre.

Dans le cas 2, on observe aussi un pic de concentration bactérienne en proche surface du filtre, mais il est de plus forte amplitude. Il est suivi de valeurs globalement constantes dans le reste du filtre.

²⁵ Cette période de repos est étudiée dans le paragraphe IV.4.

La comparaison des deux profils bactériens montre le fort impact du mode d'alimentation sur l'activité biologique dans les filtres verticaux. Dans le cas 1, l'essentiel de l'activité bactérienne semble se produire dans la moitié supérieure du filtre, alors que tout le filtre participe à la biodégradation dans le cas 2. Les valeurs, de l'ordre de cinq fois plus importantes dans le cas 2 que dans le cas 1, traduisent une exploitation à plus forte charge dans le cas 2 que dans le cas 1.

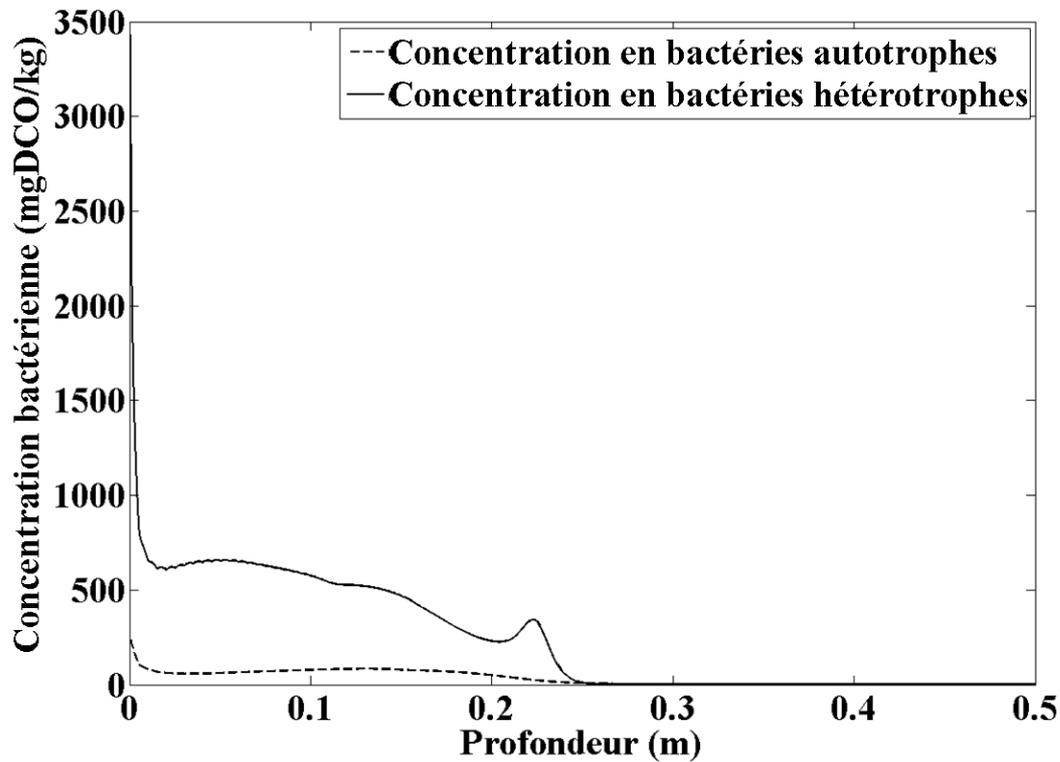


Figure IV.15 : Concentration bactérienne en fonction de la profondeur à la fin de la bâchée : cas 1.

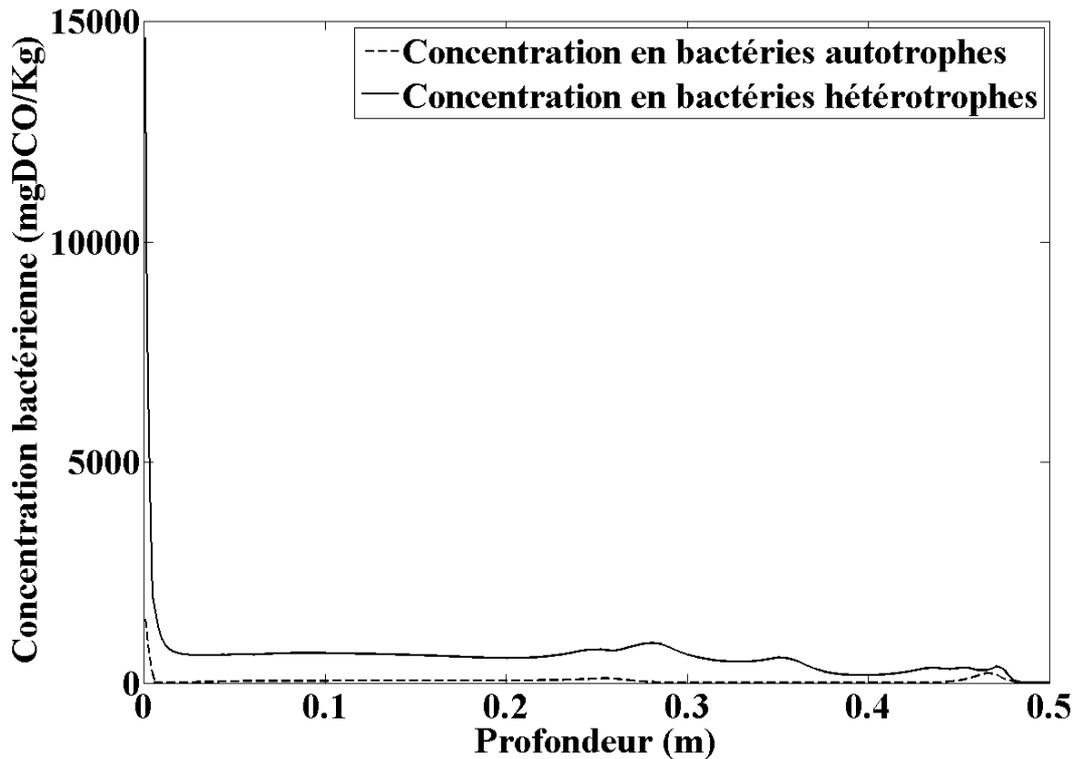


Figure IV.16 : Concentration bactérienne en fonction de la profondeur à la fin de la bêche : cas 2.

IV. 2. 4. 2. Comparaison des profils de concentration des composants

Afin d'expliquer les différences que nous avons identifiées dans le paragraphe précédent entre les profils bactériens obtenus dans les cas 1 et 2, nous représentons dans les deux cas les profils spatio-temporels de concentration pour les principaux composants du modèle.

Cas 1

Les figures IV.17, IV.18, et IV.19 représentent respectivement les profils d'oxygène, de *DCO* rapidement biodégradable, et d'azote ammoniacal, pour le cas 1.

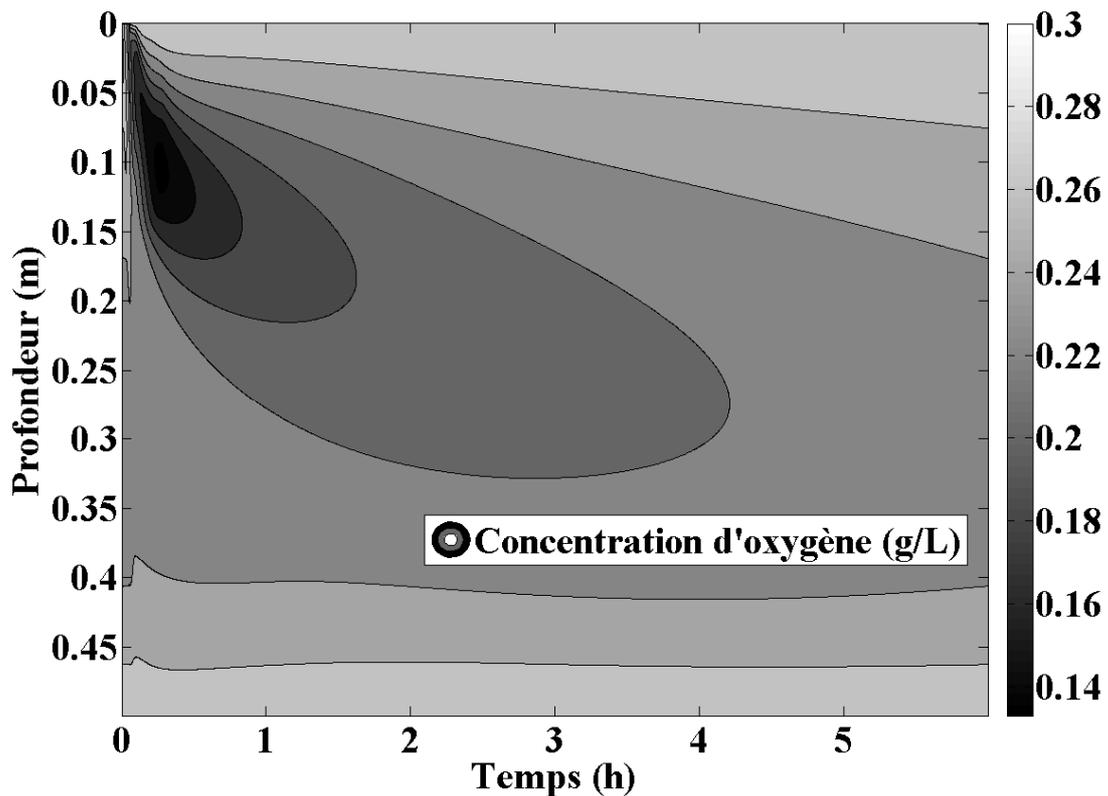


Figure IV. 17 : Concentration d'oxygène gazeux durant une bâchée en fonction de la profondeur et du temps.

Dans la figure IV.17, nous voyons que la consommation bactérienne d'oxygène conduit à une baisse de sa concentration dans la phase gazeuse durant les premières minutes de la bâchée. La ré-oxygénation du filtre par les flux diffusifs mène à une quasi-saturation du filtre, effective vers la fin de la bâchée. Comparée aux constantes de demi-saturation des croissances hétérotrophe et autotrophe, la valeur minimale de concentration dans l'eau²⁶ prouve que l'oxygène n'est jamais limitant pour l'activité biologique aérobie au sein du filtre.

²⁶ Valeur calculée à l'équilibre : $c_{w,\min} = \frac{c_{a,\min}}{H}$, où $c_{w,\min}$ et $c_{a,\min}$ sont respectivement les valeurs de concentration d'oxygène dans l'eau et l'air, et H la constante de Henry. On trouve une valeur minimale de concentration dans l'eau à la fin de la bâchée de l'ordre de 4.5 mg.l^{-1} .

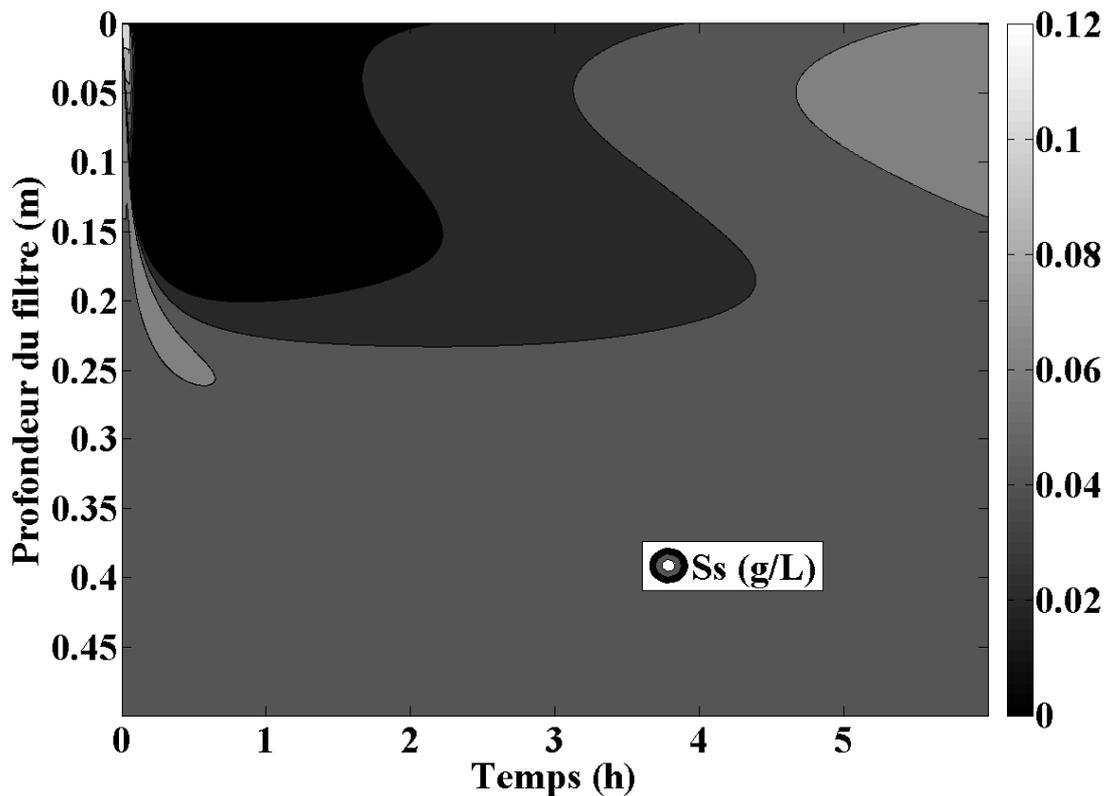


Figure IV.18 : Concentration de *DCO* rapidement biodégradable durant une bâchée en fonction de la profondeur et du temps : cas 1.

La figure IV.18 permet d'observer l'évolution de la concentration en *DCO* rapidement biodégradable au cours d'une bâchée. Nous voyons qu'il n'y a pas d'évolution de la concentration dans la moitié inférieure du filtre, ce qui est en lien avec l'absence de biomasse hétérotrophe (figure IV.15). De plus, nous remarquons une augmentation de la concentration dans la moitié supérieure du filtre, liée conjointement à la limitation de la croissance hétérotrophe (identifiée dans la figure IV.14) et au phénomène de mort bactérienne. On rappelle que, dans le modèle adopté, la mort bactérienne transforme une partie de la biomasse en *DCO* particulaire, elle-même transformée en *DCO* rapidement biodégradable par hydrolyse. Cette fraction peut être utilisée par la biomasse résiduelle pour sa croissance (concept de mort-régénération). Les résultats de la présente simulation montrent que ce substrat n'est pas utilisé.

La figure IV.19 montre l'évolution de la concentration en azote ammoniacal au cours d'une bâchée. Celui-ci est assez rapidement consommé, et ne pénètre que les quinze premiers centimètres du filtre. Au-delà, et après vingt minutes, la concentration en azote ammoniacal est inférieure aux constantes de demi-saturation des croissances hétérotrophe et autotrophe. Ceci constitue une raison supplémentaire expliquant le non-développement bactérien dans la moitié inférieure du filtre, ainsi que la non-dégradation de la *DCO* rapidement biodégradable issue de la mort bactérienne. Étant donné les hypothèses du modèle biologique choisi, l'azote ammoniacal semble donc être, en tant que composant nécessaire à la croissance des biomasses

hétérotrophe et autotrophe, le facteur limitant de la croissance bactérienne dans le cas 1, et ce malgré le rapport DCO/NH_4^+ favorable de l'effluent.

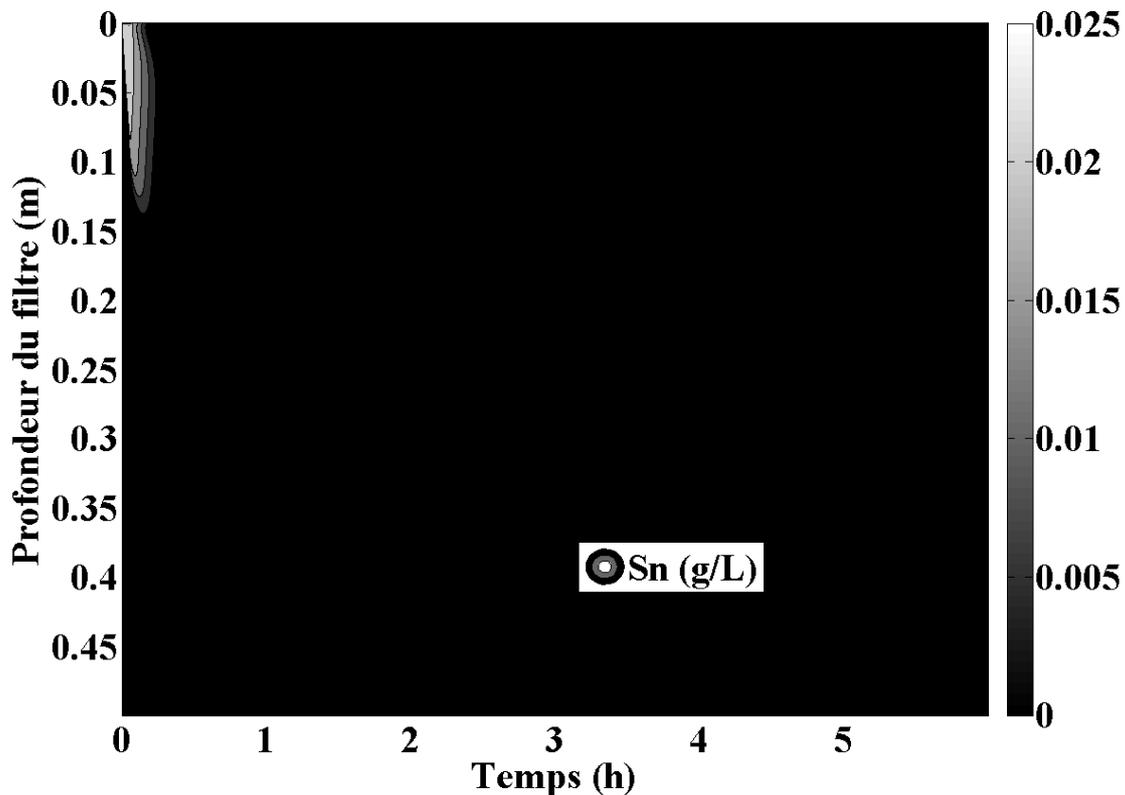


Figure IV.19 : Concentration d'azote ammoniacal durant une bâchée en fonction de la profondeur et du temps : cas 1.

Cas 2

Les figures IV.20, IV.21, et IV.22 représentent respectivement les profils d'oxygène, de DCO rapidement biodégradable, et d'azote ammoniacal, pour le cas 2.

La figure IV.20 permet de voir la distribution spatiale de la concentration d'oxygène dans le filtre pour le cas 2. Nous avons représenté (T_1 , T_2 , T_3) les temps caractéristiques de l'alimentation avec « flaquage » déterminés dans le paragraphe IV.2.2.2. Nous voyons que, malgré le front convectif de ré-oxygénation ayant lieu lors de la phase 2 et la ré-oxygénation par les flux diffusifs, il y a un manque d'oxygène dans la moitié inférieure du filtre, et ce sur toute la durée de la bâchée. La concentration en oxygène dans cette zone est inférieure aux constantes de demi-saturation des croissances hétérotrophe et autotrophe : l'oxygène est un facteur limitant de la croissance bactérienne sur la moitié inférieure du filtre. Les flux diffusifs par le haut et le bas de du filtre (durant la phase 4) sont insuffisants pour permettre la ré-oxygénation totale de la colonne lors d'une bâchée de 4 heures.

La figure IV.21 permet d'observer l'évolution de la concentration en DCO rapidement biodégradable au cours d'une bâchée. Ce composant est rapidement consommé dans les premières minutes de la bâchée, sur la quasi-totalité de la colonne. La zone $[0,25\text{ m} ; 0,35\text{ m}]$ fait exception. De la même façon que dans le cas 1, nous observons une augmentation de la

concentration dans la moitié supérieure du filtre, consécutive à la limitation partielle de la croissance bactérienne hétérotrophe (démontrée en figure IV.14) conjuguée au phénomène de mort bactérienne.

Une partie de la masse de *DCO* rapidement biodégradable non consommée ou produite par la mort bactérienne pendant une bâchée est en partie évacuée par infiltration lors de la bâchée suivante.

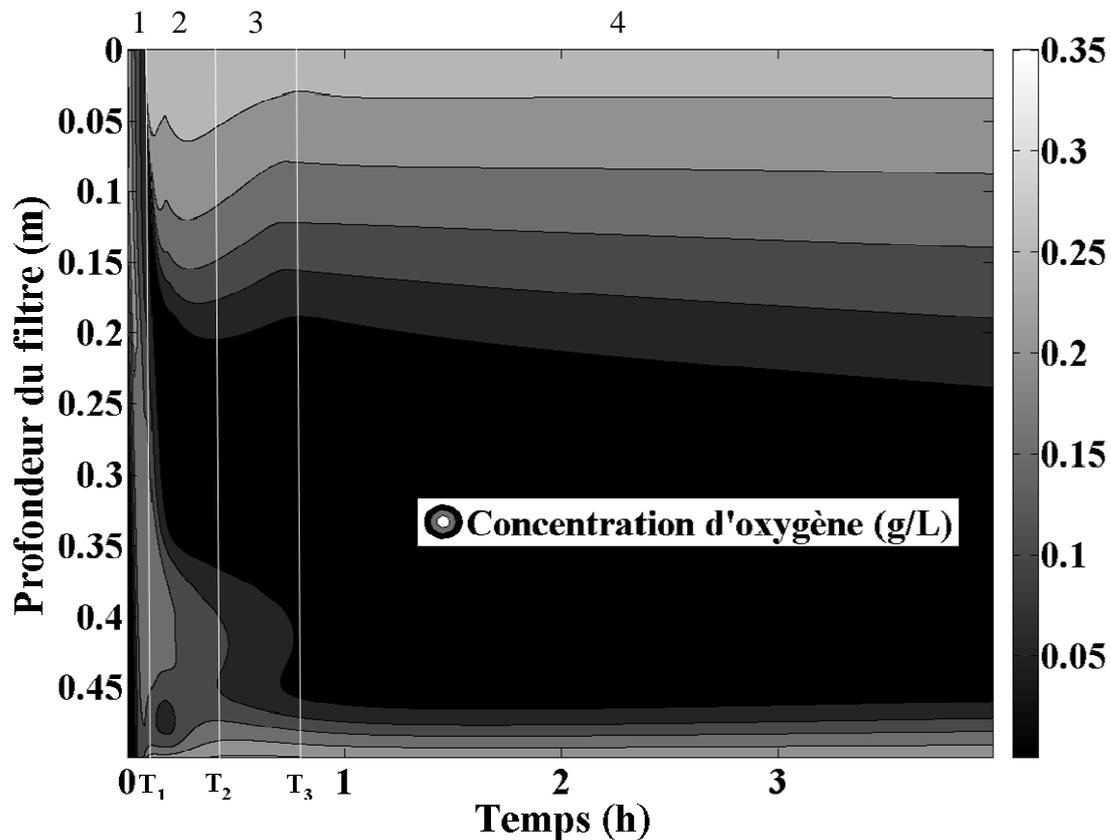


Figure IV.20 : Concentration d'oxygène gazeux durant une bâchée en fonction de la profondeur et du temps.

La figure IV.22 montre l'évolution de la concentration en azote ammoniacal au cours d'une bâchée. L'azote ammoniacal est assez rapidement consommé dans les vingt premiers centimètres du filtre. La concentration chute en vingt minutes en dessous de la valeur de la constante de demi-saturation pour la croissance hétérotrophe, ce qui explique la croissance de la concentration en *DCO* rapidement biodégradable observée dans les 20 premiers centimètres du filtre (figure IV.22) : la *DCO* créée par mort bactérienne ne peut pas être réutilisée pour la croissance des hétérotrophes. L'azote ammoniacal est limitant pour la croissance des hétérotrophes dans les vingt premiers centimètres du filtre et à partir de vingt minutes après le début de la bâchée, contrairement à l'oxygène.

La zone $[0,2\text{ m} ; 0,4\text{ m}]$ semble peu propice à la nitrification. En effet, dans cette zone, la dégradation est limitée par la concentration d'oxygène (figure IV.20), qui est inférieure la constante de demi-saturation pour le processus de nitrification. La faible baisse de concentration observée dans cette zone est due aux flux diffusifs d'oxygène entrant dans la

zone et d'azote ammoniacal sortant de la zone. L'oxygène est donc un facteur limitant pour la nitrification dans la moitié inférieure du filtre.

De la même façon que pour la *DCO* rapidement biodégradable, une partie de l'azote ammoniacal non consommé pendant une bûchée est évacué par infiltration lors de la bûchée suivante.

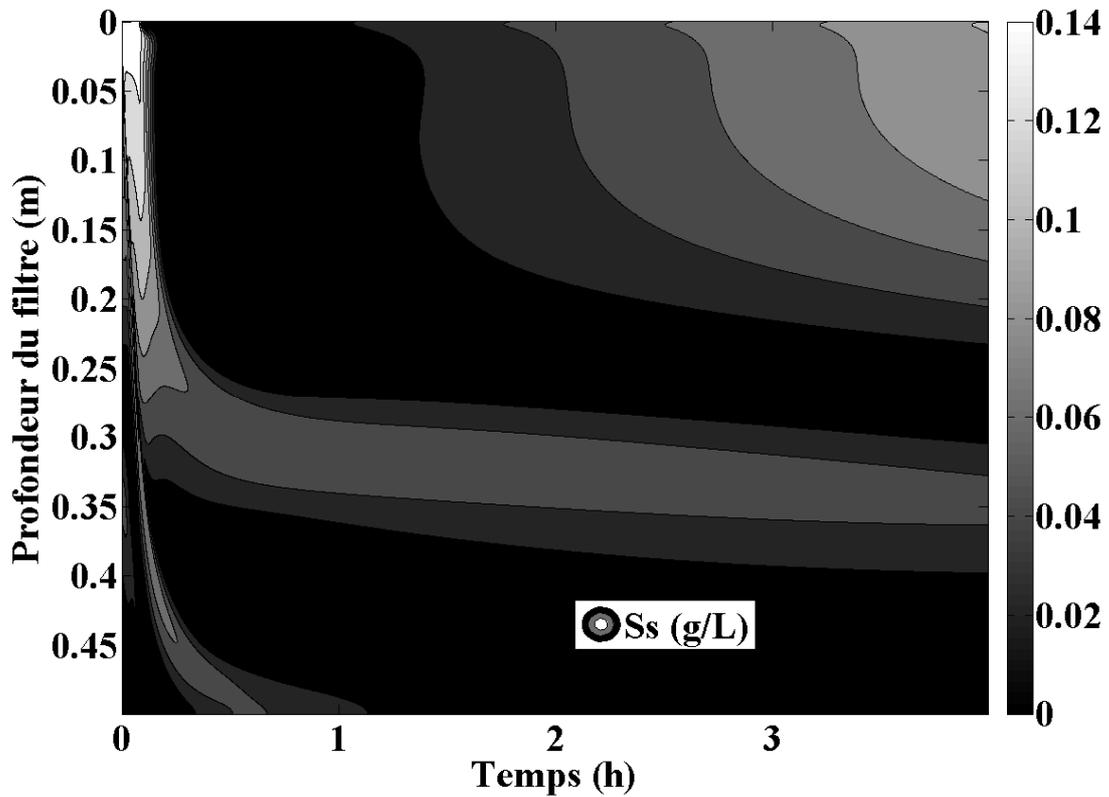


Figure IV.21 : Concentration de *DCO* rapidement biodégradable durant une bûchée en fonction de la profondeur et du temps : cas 2.

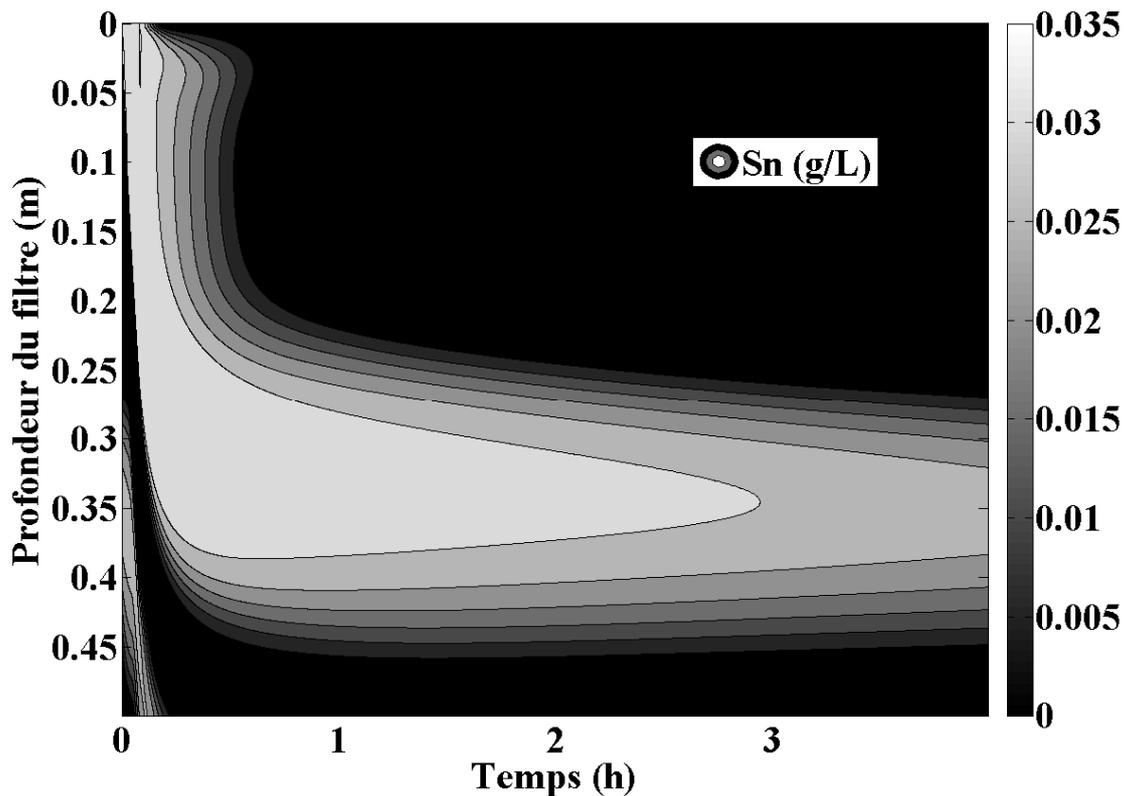


Figure IV.22 : Concentration d'azote ammoniacal durant une bâchée en fonction de la profondeur et du temps : cas 2.

IV. 2. 5. Modélisation de l'alimentation des filtres par alternance

Comme nous l'avons vu dans les paragraphes précédents, la charge polluante en entrée des filtres de type français et des lits d'infiltration-percolation (cas 2) induisent une forte croissance bactérienne qui doit être pondérée sous peine d'observer le phénomène de colmatage biologique. Le choix communément fait pour limiter ce phénomène est la période de repos. Elle consiste à stopper l'alimentation des filtres pendant une durée équivalente à celle de la période d'alimentation. Nous proposons maintenant une étude de ce type d'exploitation à l'aide de l'outil numérique développé.

Les figures IV.23 et IV.24 montrent les masses totales dans le filtre des bactéries, *DCO* rapidement biodégradable, oxygène et azote ammoniacal. La période d'alimentation consiste, durant trois jours, en dix-huit bâchées qui se retrouvent en dix-huit maxima locaux dans la partie gauche de la figure IV.23. Dans la figure IV.24, seules les valeurs de masses totales à la fin de chaque bâchée sont représentées.

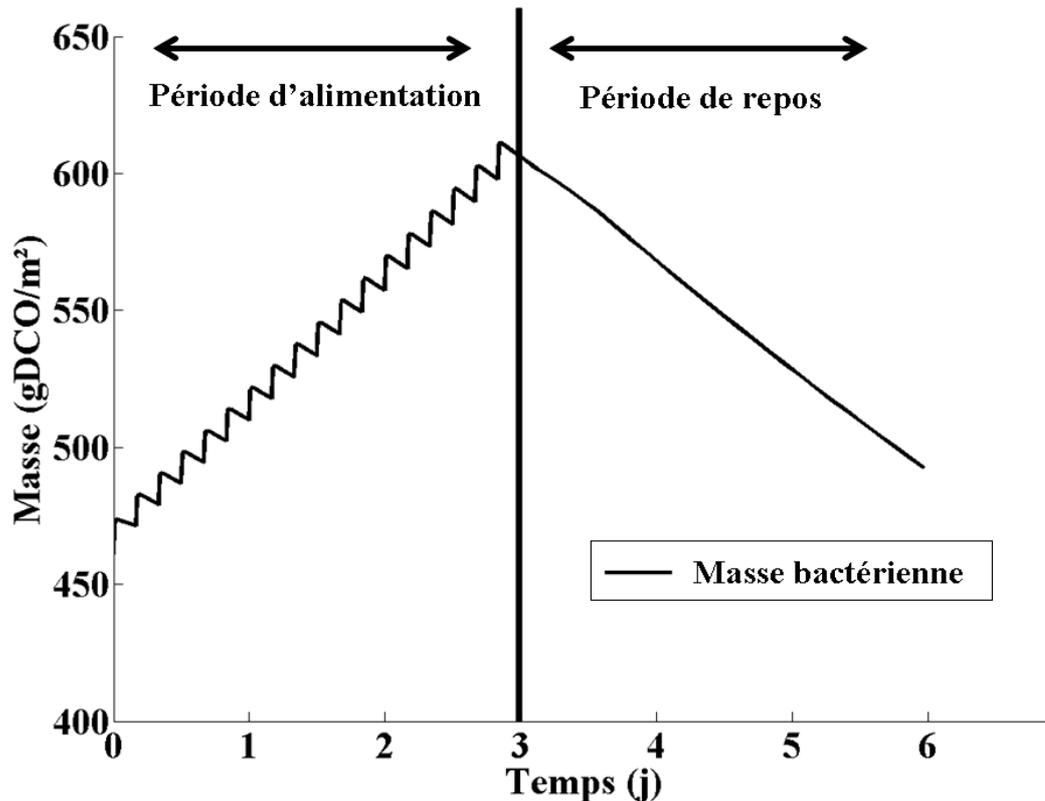


Figure IV.23 : Masse bactérienne totale dans le filtre sur une période de 6 jours.

Globalement, l'évolution de la biomasse décrite dans la figure IV.23 est linéaire par morceaux : croissante pendant la période d'alimentation, et décroissante pendant la période de repos. Afin de vérifier le régime bactérien périodique, les pentes des deux segments de droites sont opposées (périodes d'alimentation et de repos ont la même durée).

Ici encore, la décroissance de la masse bactérienne totale est liée à l'effet conjugué de la limitation de la croissance bactérienne et du phénomène de mort bactérienne. La figure IV.24 montre que, dans ce cas, la limitation de la croissance bactérienne (aussi bien hétérotrophe qu'autotrophe) est due à un manque d'azote ammoniacal (sa masse totale tend vers zéro au cours de la première journée de la période de repos). En effet, la masse totale d'oxygène dans le filtre tend vers la valeur de saturation du filtre, et la *DCO* rapidement biodégradable voit sa masse totale décuplée.

La forte masse totale de *DCO* rapidement biodégradable est donc issue de la transformation de la biomasse vivante en *DCO* particulaire (non représenté dans les graphes), elle-même transformée en *DCO* rapidement biodégradable lors du processus d'hydrolyse. Vue la limitation de la croissance due au manque d'ammonium, ce substrat n'entre pas dans le cycle de mort-régénération aboutissant normalement à la minéralisation du substrat. Le modèle prédit alors le lessivage théorique de ce S_s lors des premières bâchées de la période d'alimentation. Un phénomène de lessivage d'une telle amplitude n'a cependant pas été observé expérimentalement, que ce soit sur pilote ou sur site (Molle, non publié).

Ceci peut être expliqué par deux raisons principales :

- le modèle a une conception très simplifiée du processus de mort bactérienne, qui correspond à une réaction d'ordre 1 à coefficient constant. Une autre alternative est le concept de respiration endogène utilisé notamment par ASM3 (Henze *et al.*, 2000). La respiration endogène prend en compte une décroissance globale de la biomasse, dont la lyse ne crée pas de X_S . La création de DCO soluble pendant la période de repos ne serait pas observée en utilisant ce concept.
- le modèle ne prend pas en compte le phénomène d'adsorption de l'azote ammoniacal sur la matière organique, qui peut ralentir la carence identifiée par le modèle.

Par ailleurs, on note que la ré-oxygénation totale (jusqu'à la valeur de saturation) du filtre par diffusion est effective environ 24 h après le début de la période de repos.

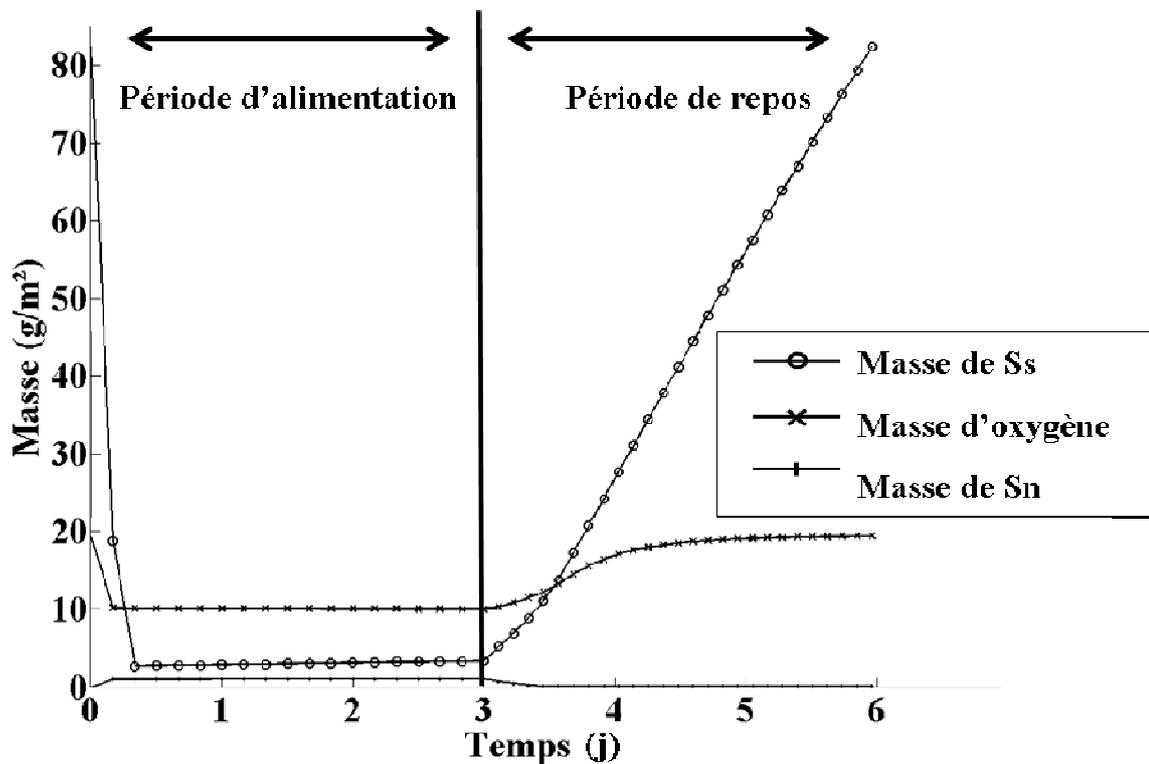


Figure IV.24 : Masse totale de DCO rapidement biodégradable, d'oxygène, et d'azote ammoniacal dans le filtre sur une période de 6 jours.

IV. 2. 6. Bilans entrée-sortie

A l'aide de bilans massiques à chaque pas de temps et d'espace sur les composants et processus, nous pouvons calculer les bilans massiques globaux (sur une bâchée et dans la totalité du filtre), ainsi que les abattements moyens pour la DCO rapidement biodégradable et l'ammonium, dans les cas 1 et 2. Ces bilans permettent à la fois de vérifier la robustesse de l'outil numérique pour la modélisation de la dégradation aérobie en massifs filtrants verticaux, ainsi que de comparer les abattements en résultant par rapport à des données expérimentales.

Tableau IV.7 : Abattements moyens pour la *DCO* rapidement biodégradable et l'ammonium, pour les cas 1 et 2.

	<i>DCO</i>		Ammonium	
	Concentration moyenne en sortie	Abattement	Concentration moyenne en sortie	Abattement
Cas 1 (sur une bâchée)	36 mg.l^{-1}	70 %	$< 10^{-2} \text{ mg.l}^{-1}$	$\approx 100 \%$
Cas 2 (sur une période de six jours)	45 mg.l^{-1}	71 %	11 mg.l^{-1}	69 %

Le tableau IV.7 donne les valeurs moyennes de concentration et d'abattement en sortie de zone active du filtre, calculées à l'aide du modèle pour les cas 1 et 2. Notons que les rendements sont calculés sur la période caractéristique de chaque système. Nous rappelons que dans le cas 1, la période est la durée d'une bâchée, et que pour le cas 2, il s'agit d'une séquence d'alimentation et de repos, d'une durée totale de six jours (voir figures IV.23 et IV.24).

Pour le **cas 1**, Langergraber et Šimůnek (2005) ont mesuré des concentrations en sortie de pilotes de filtres verticaux dont la conception et l'exploitation sont similaires aux simulations que nous avons menées. Ils trouvent une concentration d'ammonium en sortie de couche active du filtre de $0,15 \text{ mg.l}^{-1}$, soit un rendement proche de 100 % sur ce paramètre. Ils ont mesuré la valeur de *COT* (Carbone Organique Total), qui n'est pas directement comparable à la valeur de *DCO* rapidement biodégradable.

Pour le **cas 2**, Molle *et al.* (2005) donnent des valeurs moyennées de concentrations et abattements pour le deuxième étage constitués de filtres plantés de roseaux de type français (sites réels). Ils trouvent une valeur de concentration moyenne en *DCO* de $55 \pm 8 \text{ mg.l}^{-1}$ avec un rendement moyen de $60 \pm 8 \%$. La valeur de *DCO* mesurée prend en compte la fraction inerte, ce qui n'est pas le cas du modèle. La concentration moyenne de *DCO* inerte en sortie de deuxième étage de type français est de l'ordre de 30 mg.l^{-1} . Nous ne pouvons donc pas comparer directement les rendements réels et ceux obtenus par le modèle Concernant l'ammonium, Molle *et al.* (2005) trouvent une valeur de $6 \pm 2 \text{ mg.l}^{-1}$ avec un rendement moyen de $78 \pm 7 \%$. Le rendement calculé par le modèle est légèrement sous-estimé par rapport à ces données. Il est envisageable que l'adsorption de l'ammonium sur la matière organique, qui n'est pas prise en compte par le modèle, soit à l'origine de ces résultats.

IV. 2. 7. Conclusion

Dans ce paragraphe, nous avons présenté les résultats de la modélisation des filtres verticaux accessibles au modèle d'écoulements et de transferts réactifs multi-composants présenté dans le chapitre II.

L'utilisation du taux de lyse bactérienne (B_H) comme paramètre de calage du profil de concentration bactérienne dans les filtres verticaux a été discutée. Une baisse de 80 % de la valeur par défaut utilisée dans le modèle ASM1 permet d'obtenir une allure et des ordres de grandeur correspondant à des données expérimentales issues de la littérature.

Nous avons détaillé l'étude dans l'optique de la comparaison de deux principes très distincts d'alimentation : (1) les filtres de première génération exploités à faible charge et de manière continue (cas 1), et (2) les filtres exploités à plus forte charge avec une période de repos, à la manière des filtres de type français et des lits d'infiltration-percolation (cas 2).

Le modèle, qui a fait preuve de bons résultats dans le cas de l'exploitation continue des filtres verticaux, ainsi que dans la description de la période d'alimentation du cas 2, a permis de dégager les conclusions suivantes :

- La croissance bactérienne est fortement impactée par le mode d'exploitation choisi. Dans le cas 1 (alimentation continue sans « flaquage »), le profil bactérien montre que seule la moitié supérieure du filtre participe à la biodégradation aérobie de la pollution. Dans le cas 2, tout le filtre participe à la biodégradation, et l'ordre de grandeur des concentrations bactériennes est cinq fois plus élevé que dans le cas 1.
- Une analyse en quatre phases, basée sur le calcul de la masse totale d'oxygène dans le filtre dans le cas 2, a été réalisée et reliée à l'activité bactérienne. Cette analyse montre la forte interdépendance entre transferts d'oxygène et consommation bactérienne dans le cas 2. Le modèle montre que l'oxygène est un facteur limitant pour l'activité bactérienne dans la partie inférieure du filtre.
- La même analyse a été menée dans le cas 1 : seulement deux phases ont été distinguées. Le modèle montre que l'oxygène n'est jamais limitant pour l'activité bactérienne.
- La ré-oxygénation par convection est prédominante, avec 64 % de la ré-oxygénation totale, dans le cas 2 (alimentation avec « flaquage »). Elle est négligeable dans le cas 1, alimenté sans « flaquage ».
- La ré-oxygénation est essentiellement réalisée par des flux diffusifs dans le cas 1, à hauteur de 95 % par le haut du filtre.
- Un autre type de limitation de la croissance bactérienne a été mis en évidence par le modèle : elle concerne le manque d'azote ammoniacal. Elle limite la croissance bactérienne hétérotrophe dans le cas 1, et sur les vingt premiers centimètres des filtres dans le cas 2.

Le modèle a montré ses limites lors de l'étude de la période de repos des filtres (cas 2) : les phases globales de croissance bactérienne (période d'alimentation durant trois jours), et de décroissance bactérienne (période de repos durant 3 jours) sont linéaires par morceaux dans les résultats numériques, ce qui n'est pas le cas dans la réalité. De plus, le modèle montre un fort lessivage de *DCO* rapidement biodégradable en début de période d'alimentation, fait qui n'a pas été observé à cette échelle dans la réalité. Ces erreurs de prédiction peuvent être expliquées par deux hypothèses constitutives du modèle :

- Le modèle a une conception très simple du phénomène de mort bactérienne (cinétique d'ordre 1 à coefficient constant).
- Le modèle ne prend pas en compte le phénomène d'adsorption de l'azote ammoniacal à la matière organique.

Ces deux points ouvrent les perspectives d'amélioration du modèle en vue d'une description plus réaliste des filtres verticaux dédiés au traitement des eaux usées urbaines.

Malgré les faiblesses liées aux choix de modélisation, le modèle permet de calculer des concentrations de sortie des abattements en *DCO* rapidement biodégradable et en ammonium relativement proches de la réalité expérimentale, et ce aussi bien pour le cas 1 que pour le cas 2.

CONCLUSION GENERALE

Ce travail présente la méthodologie et les résultats obtenus en vue d'améliorer la connaissance du fonctionnement global des massifs filtrants verticaux. L'étude des transferts d'oxygène et la modélisation mécaniste en constituent les deux axes structurants.

La synthèse bibliographique a permis de présenter les massifs filtrants verticaux traitant les eaux usées urbaines en sortie de premier étage de traitement : les lits d'infiltration-percolation, les filtres verticaux plantés de roseaux pour le traitement secondaire et tertiaire, ainsi que les deuxièmes étages des systèmes français sont les trois systèmes principaux qui ont été identifiés. Leur mode de conception et d'exploitation sont très diversifiés, et les valeurs de dimensionnement varient d'un ordre de grandeur. Cela justifie l'intérêt d'une étude sur l'impact de ces choix sur l'efficacité de traitement.

Les dégradations aérobies de la matière organique et de l'azote ammoniacal sont les objectifs de traitement de ces systèmes. L'oxygène joue donc un rôle déterminant dans leur fonctionnement, accentué par la compétition des croissances hétérotrophe et autotrophe vis-à-vis de ce composant. Un lien étroit entre valeur de dimensionnement et demande bactérienne en oxygène a été mis en évidence.

Approche complémentaire à l'expérience, la modélisation est une méthode en plein essor dans le domaine de la recherche sur les massifs filtrants verticaux. Les écoulements, le transport, les cinétiques biochimiques, et la végétation sont les processus à prendre en compte pour une description complète de ces systèmes. La modélisation diphasique des écoulements et du transport est un avantage déterminant pour l'étude des transferts d'oxygène.

La deuxième partie du travail a détaillé la mise en équation et des conditions aux limites permettant de décrire le transport réactif diphasique. Le modèle de dégradation suit une structure similaire à celle du modèle ASM1. La résolution numérique à l'aide d'éléments finis discontinus est développée, et vérifiée par comparaison à une solution analytique d'un cas particulier de transport en milieu saturé. Une validation qualitative par comparaison à des données expérimentales issues de la littérature, conclut le chapitre. L'expérience consiste en la mesure de la concentration d'oxygène dans un filtre à sable colonisé. Le modèle, utilisé avec des conditions aux limites et des paramètres similaires à cette expérience, donne des résultats dont l'allure est semblable à celle obtenue expérimentalement.

La troisième partie est une étude expérimentale préliminaire du transport réactif d'oxygène dans une colonne non colonisée alimentée avec de l'eau contenant du sulfite. Le pilote et le protocole expérimental ont été adaptés en vue de permettre le calage du modèle de transport réactif (hors modèle de biodégradation). Celui-ci reste une perspective du travail présenté. Une comparaison qualitative des transferts d'oxygène en fonction du mode d'alimentation,

avec ou sans « flaquage » a été menée. Elle indique que l'alimentation avec « flaquage » permet de conserver un meilleur état d'oxygénation du milieu poreux, et ce malgré une charge supérieure en sulfite. Des conseils sont formulés pour améliorer le protocole expérimental proposé.

L'interprétation des résultats de simulation de la ré-oxygénation des filtres verticaux en milieu non colonisé fait l'objet du premier axe de la dernière partie de ce travail. Elle permet de dresser les conclusions suivantes :

- La ré-oxygénation par la surface inférieure des filtres est faible comparée à celle observée par la surface supérieure, et seule la moitié supérieure présente des conditions satisfaisantes d'oxygénation pour l'activité bactérienne. Le front de percolation, en limitant la teneur en air dans la partie inférieure du filtre, limite aussi la ré-oxygénation de cette zone.
- Dans le cas d'un filtre non-colonisé alimenté par bâchées, le principal phénomène de renouvellement d'oxygène est la convection.
- Le phénomène de « flaquage » permet une meilleure valeur de ré-oxygénation, atteinte plus rapidement que dans le cas de l'alimentation sans « flaquage ».

Les éléments de discussion portent sur l'impact de la consommation bactérienne sur ces résultats, ce qui nous amène naturellement vers le deuxième axe de cette partie comprenant les résultats obtenus en intégrant un module de biodégradation aérobie au modèle.

Une première étape de calage a consisté à comparer les profils de concentration bactérienne à des données expérimentales. Elle a amené à modifier la valeur du taux lyse bactérienne hétérotrophe par rapport à la valeur par défaut, issue de ASM1.

Une étude comparative du mode d'alimentation des filtres de type français et d'infiltration percolation à celui des filtres de type autrichien donne les principales conclusions suivantes :

- Le mode d'alimentation a un fort impact sur la biomasse, qui est modifiée spatialement et quantitativement.
- Le taux d'oxygène dans le filtre est très dépendant de l'activité bactérienne. Une analyse en quatre phases de la masse totale d'oxygène dans le filtre, inhérente à l'alimentation avec « flaquage » (typique des systèmes français et d'infiltration-percolation), a été réalisée et reliée à l'activité bactérienne.
- Dans les systèmes français et d'infiltration-percolation, le phénomène de convection réalise la majorité de la ré-oxygénation totale. Il est négligeable dans le cas autrichien, pour lequel l'essentiel de la ré-oxygénation est dû aux flux diffusifs par le haut du filtre.

Ces résultats mettent en évidence les différences d'alimentation entre d'une part les systèmes français et d'infiltration-percolation, et d'autre part les systèmes autrichiens. Ces derniers ont de faibles charges hydraulique et polluante et sont exploités sans alternance. L'oxygène n'est pas limitant pour la croissance bactérienne aérobie. Les systèmes français et d'infiltration-

percolation sont plus fortement chargés, ce qui implique de prévoir une période de repos afin d'éviter le phénomène de colmatage biologique. Dans ces systèmes, l'oxygène limite l'activité bactérienne dans la moitié inférieure du filtre.

Les limitations de la mise en équation du modèle biologique ont été mises en évidence lors de l'étude de la période de repos. La discussion a porté sur le modèle décrivant la mort bactérienne et sur le phénomène d'adsorption de l'ammonium sur la matière organique.

Ce travail a permis de compléter un modèle d'écoulement et transport réactif diphasique adapté aux massifs filtrants verticaux. Les perspectives de développement de ce modèle sont vastes. Elles sont articulées autour de quatre points principaux :

- Le calage du modèle de transport réactif en milieu non-colonisé, en utilisant les expériences décrites dans le chapitre III.
- L'enrichissement du modèle biologique en réponse aux limitations identifiées par le présent travail, plus précisément vis-à-vis du concept de mort bactérienne.
- L'enrichissement du modèle de transport dans l'objectif de décrire le phénomène d'adsorption de l'ammonium sur la matière organique.
- La prise en compte de la modification de l'espace poral lié à la présence bactérienne, en couplant un modèle de biofilm au modèle actuel, dans le but de modéliser le colmatage biologique.

BIBLIOGRAPHIE

- Agence de l'eau RMC (1999). Épuration des eaux usées par des filtres plantés de macrophytes. Disponible sur le site [http : //sierm.eaurmc.fr/zones-humides/](http://sierm.eaurmc.fr/zones-humides/)
- Agence de l'eau AP (2000). Guide de l'assainissement des communes rurales. Disponible sur le site <http://www.eau-artois-picardie.fr/>
- Aizinger V., Dawson C., Cockburn B., Castillo P. (2001). The Local Discontinuous Galerkin method for contaminant transport. *Adv. Water Res.* 24(1): 73-87.
- Andreottola G., Oliveira E., Foladori P., Peterlini R., Ziglio G. (2007). Respirometric techniques for assessment of kinetics in constructed wetlands. *Water Sci. Technol.* 56(3): 255-231.
- Berland J.-M., Boutin C., Molle P., Cooper P. (2001). Procédés extensifs d'épuration des eaux usées adaptés aux petites collectivités (500-5000 EH). Office International de l'eau, disponible sur le site <http://europa.eu.int/>.
- Binning P.J. (1994). Modelling unsaturated zone flow and contaminant transport in the air and water phases (PhD thesis). Princeton University, USA.
- Boumansour B.E., Vassel J.L. (1998). A new tracer gas method to measure oxygen transfer and enhancement factor on RBC. *Water Res.* 32(4): 1049:1058.
- Boutin C., Liénard A. (2003). Constructed wetlands for wastewater treatment: the French experience. Présentation orale au premier séminaire international « The use of aquatic macrophytes for wastewater treatment in constructed wetlands », à Lisbonne en Mai 2003.
- Brissaud F., Lesavre J. (1993). Épuration des eaux usées urbaines par infiltration-percolation : état de l'art et étude de cas. Rapport de la direction des agences de l'eau.
- Brix H. (1994). Use of constructed wetlands in water pollution control: historical development, present status, and future perspectives. *Water Sci. Technol.* 30(8): 209-223.
- Brix H. (1997). Do Macrophytes play a role in constructed treatment wetlands? *Water Sci. Technol.* 35(5): 11-17.
- Brix H., Arias C.A. (2005). The use of vertical flow constructed wetlands for on-site treatment of domestic wastewater: New Danish guidelines. *Ecol. Eng.* 25: 491-500.
- Bruch I., Fritsche J., Bänninger D., Alewell U., Hürlimann H., Hasselbach R., Alewell C. (2011). Improving the treatment efficiency of constructed wetlands with zeolite-containing filter sands. *Biores. Tech.* 102: 937-941.
- Burka U., Lawrence P. (1990). A new community approach to waste treatment with higher water plants. Dans *Constructed Wetlands in Water Pollution Control* (Cooper, P.F. and Findlater, B.C. (eds), Pergamon Press, Oxford, UK, September 1990), pp. 359–371.
- Carrayrou J., Mosé R., Behra P. (2004). Operator-splitting procedures for reactive transport and comparison of mass balance errors. *Journal of Contaminant Hydrology* 68(3-4) : 239-268

- Ciupa R. (1995). Results of Nutrient Removal in Constructed Wetlands at Sobiechy-North-Eastern Poland. Présentation au Workshop "Nutrient Cycling and Reduction in Wetlands and their use in Wastewater Treatment" à Trebon, en Septembre 1995.
- Ciupa R. (1996). The experience in the operation of constructed wetlands in North-Eastern Poland. Présentation orale à la 5^{ième} conférence internationale IWA « Constructed Wetland System for Water Pollution Control », à Vienne en Septembre 1996.
- Cockburn B., Lin S.Y., Shu C.W. (1989). TVB Runge Kutta local projection discontinuous Galerkin finite element method for conservations laws III: one dimensional systems. *J. Comput. Phys.* 84: 90-113.
- Cockburn B. and Shu C.-W. (2001). Runge-Kutta Discontinuous Galerkin Methods for convection-Dominated Problems. *J. Sci. Comput.* 16(3): 173-261.
- Cooper P.F., Job G.D., Green M.B., Shutes R.B.E. (1996). Reed Beds and Constructed Wetlands for Wastewater Treatment. WRc Publications, Medmenham, Marlow, Buckinghamshire, UK.
- Cooper P.F., Smith M., Maynard H. (1997). The design and performance of a nitrifying vertical-flow reed bed system. *Water Sci. Technol.* 35(5): 215-22
- Cooper, P.F. (2001). Nitrification and denitrification in hybrid constructed wetland systems. Dans *Transformations of Nutrients in Natural and Constructed Wetlands* (Vymazal, J. (ed.), Backhuys Publishers, Leiden, The Netherlands).
- Cooper P., Cooper D.J. (2003). Evaluation of a tidal flow reed bed system for the treatment of domestic sewage: nitrification trials. Présentation orale au 5^{ième} workshop international « Nutrient Cycling and Retention in natural and constructed wetlands » à Borova Lada du 24 au 27 Septembre 2003.
- Cooper P. (2005). The performance of vertical flow constructed wetland systems with special reference to the significance of oxygen transfer and hydraulic loading rates. *Water Sci. Technol.* 40(3): 1-9.
- Cooper P. (2009). What can be learned from old wetlands? Lessons that have been learned and some that may have been forgotten over the past 20 years. *Desalination* 246: 11-26.
- Cooper P. (2010). Constructed wetlands after 25 years of application: A review of the developments that we have made and the problems that we still have to overcome. Présentation en session plénière à la 12^{ième} conférence internationale IWA « Wetland Systems for Water Pollution Control » à Venise du 3 au 8 Octobre 2010.
- Dalhammar G., Grunditz C., Gamaelius L. (1999). Comparison of inhibition assays using nitrogen removing bacteria: application to industrial water. *Water Research* 32: 2995-3000
- Darcy H. (1856). *Les fontaines publiques de la ville de Dijon*. Victor Dalmant, Paris.
- Duchène P., Lesavre J., Fayoux C, Lorre E. (1997). Assainissement des collectivités locales : Contraintes techniques et économiques particulières et perspectives. 77e congrès de l'AGHTM, La Rochelle, France, 1997
- Faulwetter J.L., Gagnon V., Sundberg C., hazarenc F., Burr M.D., Brisson J., Camper A.K., Stein O.R. (2009). Microbial processes influencing performance of treatment wetlands: A review. *Ecol. Eng.* 35: 987-1004.
- FNDAE n° 22. Filières d'épurations adaptées aux petites collectivités. Disponible sur le site : http://www.fndae.fr/documentation/numero_22.htm

- Fonder N. (2010). Hydraulic and removal efficiencies of horizontal flow treatment wetlands (PhD thesis). Université de Liège Gembloux Agro-Bio Tech, Belgique.
- Forquet N. (2009). Two-Phase Modelling of vertical Flow Filters for Wastewater Treatment (Thèse de doctorat, en anglais). Université de Strasbourg, Strasbourg, France.
- Forquet N., Wanko A., Mose R., Sadowski A. (2009a). Diphasic modelling of vertical flow filter. *Ecol. Eng.* 35(1): 47-56.
- Forquet N., Wanko A., Molle P., Mose R., Sadowski A. (2009b). Two-phase flow modelling for oxygen renewal estimation in vertical flow filter: luxury or necessity? *Water Sci. Technol.* 59(12): 2311-2319.
- Forquet N., Morvannou A., Molle P., Vanclooster M. (2011). Imaging of Vertical Flow Constructed Wetland using Electrical Resistivity Tomography, and Time Domain Reflectometry. Présentation à la conférence conjointe de « Society of Wetland Scientists, WETPOL, et Wetland Biogeochemistry », à Prague du 3 au 8 Juillet 2011.
- Gaber N., Foley G., Pascual P., Stiber N., Sunderland E. (2009). Guidance in the development, evaluation, and application of environmental models. EPA/100/K-09/003 www.epa.gov/crem
- García J., Rousseau D.P.L., Morató J., Lesage E., Matamoros V., Bayona J.M. (2010). Contaminant Removal Processes in Subsurface-Flow Constructed Wetlands: A Review. *Critical Reviews in Environmental Science and Technology*, 40(7): 561-661.
- Gillot S., Kies F., Amiel C., Roustan M., Héduit A. (2005). Application of the off-gas method to the measurement of oxygen transfer in biofilters. *Chemical Engineering Science* 60: 6336-6345.
- Gillot S., Choubert J.-M. (2010). Biodegradable matter in domestic wastewaters: comparison of selected fractionation techniques. *Water Sci. Technol.* 62(3): 630-639.
- Giraldi D., de'Michieli Vitturi M., Iannelli R. (2010). FITOVERT: a dynamic numerical model of subsurface vertical flow constructed wetlands. *Environ Model Softw* 25: 633-640.
- Grant N., Griggs J. (2001). Red Beds for the treatment of domestic wastewater, Building research Establishment, CRC Press Ltd, London.
- Groupe Macrophytes et Traitement des Eaux (2005). Épuration des Eaux Usées domestiques par Filtres Plantés de Macrophytes : Recommandations techniques pour la Conception et la Réalisation. Disponible à l'adresse : <http://www.pseau.org/outils/biblio/>.
- Haberl R., Perfler R., Mayer H. (1995). Constructed wetlands in Europe. *Water Sci. Technol.* 32(3): 305-315.
- Henze M., Grady C.P.L. Jr., Gujer W., Marais G.v.R., Matsumoto T. (1987). Activated Sludge Model No 1 .IWAQ Scientific and Technical Report No 1, London, UK.
- Henze M., Gujer W., Mino T., van Loosdrecht M.C.M. (2000). Activated sludge models ASM1, ASM2, ASM2D, and ASM3. IWA Scientific and Technical Rep. 9. IWA Publ., London.
- IFEN (2006). L'assainissement en France en 1998 et 2001. Dossier Technique de l'IFEN n°D3
- Kadlec R.H. and Wallace S.D. (2009). *Treatment Wetlands*, second ed. CRC Press, Boca Raton, USA, 1016 pp.

- Kaluarachchi J.J. (1991). User Documentation of Multiphase Flow and Transport Code MOFAT. Center for Env. Haz. Mat. Studies, Virginia Polytech Inst. And State Univ., Virginia, USA.
- Kayser K. and Kunst S. (2005). Processes in vertical-flow reed beds: nitrification, oxygen transfer and soil clogging. *Water Sci. Technol.* 51(9): 177-184.
- Langergraber G. (2002). Calibration of a simulation tool for subsurface flow constructed wetlands for wastewater treatment. *Developments in Water science* 47: 663-670.
- Langergraber G., Šimůnek J. (2005). Modelling variably saturated water flow and multicomponent reactive transport in constructed wetlands. *Vadoze Zone J.* 4(4): 924-938
- Langergraber G. (2007a). Simulation of the treatment performance of outdoor subsurface flow constructed wetlands in temperate climates. *Sci Total Environ* 380(1-3), 210-219
- Langergraber G., Prandstetten Ch., Pressl A., Rohrhofer R., Haberl R. (2007b). Optimization of subsurface vertical flow constructed wetlands for wastewater treatment. *Water Sci. Technol.* 55(7): 71-78
- Langergraber G., Tietz A., Haberl R. (2007c). Comparison of measured and simulated distribution of microbial biomass in subsurface vertical flow constructed wetlands. *Water Sci. Technol.* 56(3): 233-240.
- Langergraber G., Rousseau D. P. L., Garcia J., Mena J. (2008). CWM1 – A general model to describe biokinetic processes in subsurface flow constructed wetlands. Présentation orale à la 11^{ième} conférence internationale IWA « Wetland Systems for Water Pollution Control » à Indore du 1 au 7 Novembre 2008.
- Langergraber G., Giraldi D., Mena J., Meyer D., Pena M., Toscano A., Brovelli A., Korkusuz E.A. (2009a). Recent developments in numerical modelling of subsurface flow constructed wetlands. *Sci. Total Environ.* 407(13): 3931-3943.
- Langergraber G., Leroch K., Pressl A., Sleytr K., Rohrhofer R., Haberl R. (2009b). High-rate nitrogen removal in a two-stage vertical flow constructed wetland. *Desalination* 246: 55-68.
- Langergraber G. (2010). Numerical modeling: A tool for better constructed wetland design? Présentation en session plénière à la 12^{ième} conférence internationale IWA « Wetland Systems for Water Pollution Control » à Venise du 3 au 8 Octobre 2010.
- Langergraber G. (2011). The use of models to describe processes in natural and constructed wetlands. Présentation en séance plénière à la conférence conjointe de « Society of Wetland Scientists, WETPOL, et Wetland Biogeochemistry », à Prague du 3 au 8 Juillet 2011.
- Lardon L.A., Merkey B.V., Martins S., Dötsch A., Picioreanu C., Kreft J.-U., Smets B.F. (2011). iDynoMiCS: Next-generation individual-based modelling of biofilms. *Environmental Microbiology*, 13 (9), pp. 2416-2434.
- Lavallée B., Lessard P., Besser C. (2002). Decay rate variability of active heterotrophic biomass. *Water Sci. Technol.* 46(1-2): 423-430
- Lazarova V., Manem J. (1995). Biofilm characterization and activity analysis in water and wastewater treatment. *Wat. Res.* 29(10): 2227-2245
- Lefebvre, R. (2003) Écoulement multiphase en milieu poreux, note de cours, 5^{ème} édition 350p (Université Laval/ INRS-Eau).

- Liénard A., Guellaf H., Boutin C. (2001). Choice of the sand for sand filters used for secondary treatment of wastewater. *Water Sci. Technol.* 44(2-3): 189-196
- Liénard A. (2010). Vertical flow constructed wetlands fed with raw sewage: Historical review and recent developments in France. Présentation en session plénière à la 12^{ième} conférence internationale IWA « Wetland Systems for Water Pollution Control » à Venise du 3 au 8 Octobre 2010.
- Llorens E., Saaltink M.W., Poch M., García J. (2010). Evaluation of the relative importance of different microbial reactions on organic matter removal in horizontal subsurface flow constructed wetlands using CWM1-RETRASO simulation model. Présentation orale à la 12^{ième} conférence internationale IWA « Wetland Systems for Water Pollution Control » à Venise du 3 au 8 Octobre 2010.
- Llorens E., Saaltink M.W., García J. (2011a). CWM1 implementation in RetrasoCodeBright: First results using horizontal subsurface flow constructed wetland data. *Chemical Engineering Journal* 166: 224-232
- Llorens E., Saaltink M.W., Poch M., García J. (2011b). Bacterial transformation and biodegradation processes simulation in horizontal subsurface flow constructed wetlands using CWM1-RETRASO. *Bioresource Technology* 102: 928-936
- Maier U., DeBiase C., Baeder-Bederski O., Bayer P. (2009). Calibration of hydraulic parameters for large-scale vertical flow constructed wetlands. *J Hydrol* 369: 260-273.
- Mayer K.U. (2002). Multicomponent reactive transport modeling in variably saturated porous media using a generalized formulation for kinetically controlled reactions. *Water Resources Research* 38(9) 1174, doi:10.1029/2001WR000862,
- Mercoiret L. (2009). Qualité des eaux usées domestiques produites par les petites collectivités. Application aux agglomérations d'assainissement inférieures à 2000 équivalent habitants. Rapport conjoint EPNAC/ONEMA/CEMAGREF.
- Mermoud A. (2006). Transport de substances solubles. Cours de Physique du sol. École Polytechnique Fédérale de Lausanne. 42 p.
- Molle P., Liénard A., Boutin C., Merlin G., Iwema A. (2004). Traitement des eaux usées domestiques par marais artificiel : état de l'art et performances des filtres plantés de roseaux en France. *Ingénieries N° spécial* : 23-32.
- Molle P., Liénard A., Boutin C., Merlin G., Iwema A. (2005). How to treat raw sewage with constructed wetlands: an overview of the French system. *Water Sci. Technol.* 51(9): 11-21.
- Molle P., Liénard A., Grasmick A., Iwema A. (2006). Effect of reeds and feeding operations on hydraulic behaviour of vertical flow constructed wetlands under hydraulic overloads. *Water Res.* 40: 606-612.
- Monod J. (1942). Recherches sur la croissance des cultures bactériennes. Paris : Hermann, 1942. 210 p.
- Morvannou A., Choubert J.-M., Vanclooster M., Molle P. (2011). Solid respirometry to characterize nitrification kinetics: a better insight for modelling nitrogen conversion in vertical flow constructed wetlands. *Water Res* 45(16): 4995-5004.
- Mualem Y. (1973). A new model of predicting hydraulic conductivity of porous media. *Water Resources Research* 12: 513-522.

- Murphy C., Cooper D.J. (2011). An investigation into contaminant removal in an aerated saturated vertical flow constructed wetland treating septic tank effluent. Présentation à la conférence conjointe de « Society of Wetland Scientists, WETPOL, et Wetland Biogeochemistry », à Prague du 3 au 8 Juillet 2011.
- Ojeda E., Caldentey J., Saaltink M.W., García J. (2008). Evaluation of relative importance of different microbial reactions on organic matter removal in horizontal subsurface-flow constructed wetlands using a 2D simulation model. *Ecol Eng* 34(1): 65-75.
- ÖNORM B2505 (1997). Subsurface-flow constructed wetlands – Application, dimensioning, installation and operation (in German). *Weiner Mitteilungen* 135, Vienna, Austria.
- Ouyang Y., Luo S.M., Cui L.H. (2011). Estimation of nitrogen dynamics in a vertical-flow constructed wetland. *Ecol. Eng.* 37: 453-459.
- Petitjean A., Wanko A., Forquet N., Mosé R., Antoine Sadowski (2010). Diphasic oxygen transport in porous media: modelling approach, and vertical flow constructed wetlands experimental validation. Présentation orale à la 12^{ième} conférence internationale IWA « Wetland Systems for Water Pollution Control » à Venise du 3 au 8 Octobre 2010.
- Petitjean A., Wanko A., Forquet N., Mosé R., Lawniczak F., Antoine Sadowski (2011a). Diphasic transfer of oxygen in vertical flow filters: a modelling approach. *Water Sci. Technol.* 64(1): 109-116.
- Petitjean A., Forquet N., Wanko A., Mosé R., Antoine Sadowski (2011b). Modelling diphasic reactive transfer of oxygen in vertical flow filters: interplay between renewal and bacterial consumption. Présentation à la conférence conjointe de « Society of Wetland Scientists, WETPOL, et Wetland Biogeochemistry », à Prague du 3 au 8 Juillet 2011.
- Petitjean A., Forquet N., Wanko A., Laurent J., Mosé R., Molle P., Antoine Sadowski (2011c). Modelling aerobic biodegradation in vertical flow sand filters: impact of operational considerations on oxygen transfer and bacterial activity. Soumis à *Water Research*.
- Platzer C. (1999). Design recommendations for subsurface flow constructed wetlands for nitrification and denitrification. *Water Sci. Technol.* 40(3): 257-263.
- Prochaska et Zouboulis (2006). Removal of phosphates by pilot vertical-flow constructed wetlands using a mixture of sand and dolomite as substrate. *Ecol. Eng.* 26: 293-303.
- Prost-Boucle S., Molle P. (2010). Recirculation on a single stage of vertical flow constructed wetland: Treatment limits and operation modes. Présentation orale à la 12^{ième} conférence internationale IWA « Wetland Systems for Water Pollution Control » à Venise du 3 au 8 Octobre 2010.
- Radcliffe, D.E. and Simunek, J., 2010. *Soil Physics with HYDRUS - Modeling and Applications*. CRC Press
- Richards L.A. (1931). Capillary conduction of liquids through porous mediums. *Physics* 1 (5): 318–333, doi:10.1063/1.1745010
- Rolland L. (2009). Analyses comparatives de systèmes d'infiltration-percolation: colmatage et outils de diagnostic. Thèse de l'Université de Montpellier II.
- Rolland L., Molle P., Liénard A., Bouteldja F., Grasmick A. (2009). Influence of the physical and mechanical characteristics of sands on the hydraulic and biological behaviour of sand filters. *Desalination* 248: 998-1007

- Rousseau D.P.L., Vanrolleghem P.A., De Paw N. (2004). Constructed wetlands in Flanders a performance analysis. *Ecol. Eng.* 23: 151-163.
- Sadowski A.-G. (2007). *Traitement des eaux usées urbaines*. Cours ENGEES, 523p.
- Schwager A., Boller M. (1997). Transport phenomena in intermittent filters. *Water Sci. Technol.* 35(6): 13-20.
- Šejna M., Šimůnek J., van Genuchten M. Th. (2009). The HYDRUS Software Package for Simulating the Two and Three Dimensional Movement of Water, Heat, and Multiple Solutes in Variably Saturated Media. Disponible sur le site www.pc-progress.cz/.
- Sun G., Gray K.R., Biddlestone A.J., Cooper D.J. (1999). Treatment of agricultural wastewater in a combined tidal flow-downflow reed bed system. *Water Sci. Technol.* 40(3): 139-146.
- Terzaghi K. and Peck R. B. (1948). *Soil Mechanics in Engineering Practice*, Wiley.
- Tietz A., Kirschner A., Langergraber G., Sleytr K, Haberl R. (2007). Characterisation of microbial biocoenosis in vertical subsurface flow constructed wetlands. *Sci. Tot. Env.* 380: 163-172.
- Torrens A., Molle P., Boutin C., Salgot M. (2009). Impact of design and operation variables on the performance of vertical-flow constructed wetlands and intermittent sand filters treating pond effluents. *Water Res.* 43: 1851-1858.
- Troesch S., Prost-Boucle S., Molle P., Leboeuf V., Esser D. (2010). Reducing the footprint of vertical flow constructed wetlands for raw sewage treatment: the Bi-filter® solution. Présentation orale à la 12^{ième} conférence internationale IWA « Wetland Systems for Water Pollution Control » à Venise du 3 au 8 Octobre 2010.
- Turković R. (2009). *Sauerstoffregime in abwasserdurchsickerten Filtersanden*, Doktor Ing. Dissertation (PhD Thesis in German), Karlsruhe University.
- Turković R. and Fuchs S. (2010). Oxygen transport and consumption in wastewater percolated filters. 12th International Conference on Wetland Systems for Water Pollution Control (Proceedings)
- Tyroller L., Rousseau D.P.L., Santa S., Garcia J. (2010). Application of the gas tracer method for measuring oxygen transfer rates in subsurface flow constructed wetlands. *Water Res.* 44(14): 4217-4225.
- van Genuchten M.Th. (1980). A closed form equation for predicting the hydraulic conductivity in soils. *Soil Sci. Soc. Al. J.* 44: 892-898.
- Vymazal J. (2007). Removal of nutrients in various types of constructed wetlands. *Sci. Total Environ.* 380: 48-65.
- Vymazal J. (2011). *Constructed Wetlands for Wastewater Treatment: Five Decades of Experience*. *Environ. Sci. Technol.* 45: 61-69.
- Wanko A. (2005). *Étude des mécanismes de transfert et évaluation des capacités d'oxygénation et de traitement des dispositifs de traitement par cultures fixées sur supports granulaires fins alimentés en discontinu - Développement d'un modèle de dégradation* (PhD Thesis in French). Université Louis Pasteur, Strasbourg, France.
- Wanko A., Mose R., Beck C. (2005). Biological processing and biomass growth in wastewater treatment by infiltration on two kind of sand. *Water Air Soil Poll.* 165: 279-299.

- Wanko A., Mose R., Carrayrou J., Sadowski A.G. (2006). Simulation of Biodegradation in Infiltration Seepage - Model Development and Hydrodynamic Calibration. *Water Air Soil Poll.* 177: 19-43.
- Weedon C.M. (2001). Compact vertical flow reed bed: design rationale and early performance. *Specialist Group on Use of Macrophytes in Water Pollution Control Newsletter* 23: 12-20.
- Weedon C.M. (2003). Compact vertical flow reed bed systems: first two years performance. *Water Sci. Technol.* 48(5): 15-23.
- Wetzel R.G. (1993). *Constructed wetlands for water quality improvement*. Lewis Publishers.

LISTE DES FIGURES

Figure I.1 : Étapes de traitement des eaux usées (Sadowski, 2007).	6
Figure I.2 : Principaux procédés de traitement des eaux usées (Sadowski, 2007).	7
Figure I.3 : Classification des zones humides artificielles sous-surfaciques dédiées au traitement (adapté de Fonder, 2010).	10
Figure I.4 : Schéma conceptuel d'un massif filtrant vertical planté de roseaux.	11
Figure I.5 : Schéma de principe d'une filière de traitement par infiltration-percolation (FNDAE n° 22, 1998).	12
Figure I.6 : Coupe transversale d'un filtre à écoulement vertical (Agence de l'eau RMC, 1999).	14
Figure I.7 : État et construction des filtres plantés de roseaux en France (Molle <i>et al.</i> , 2004).	15
Figure I.8 : Lois de dimensionnement des principaux types de massifs filtrants verticaux.	15
Figure I.9 : Oxygène et massifs filtrants verticaux.	25
Figure I.10 : Occurrences (via « ISI Web of Knowledge ») des publications sur la modélisation des ZHA (Langergraber, 2011).	29
Figure II.1 : Modélisation monodimensionnelle d'un filtre vertical.	35
Figure II.2 : Teneur en eau dans la partie supérieure du filtre en fonction temps.	40
Figure II.3 : Vitesse de la phase liquide dans la partie supérieure du filtre en fonction temps.	40
Figure II.4 : Fractionnement des matières organique et azotée au sein du système	45
Figure II.5 : Schéma conceptuel de la biodégradation aérobie en massifs filtrants verticaux (adapté de CWM1, Langergraber <i>et al.</i> , 2008).	46
Figure II.6 : Discrétisation spatiale discontinue.	54
Figure II.7 : Gestion des flux numériques diffusifs.	55
Figure II.8 : Comparaison du modèle par rapport à la solution analytique, $Pe=0,01$.	60
Figure II.9 : Comparaison du modèle par rapport à la solution analytique, $Pe=0,1$.	60
Figure II.10 : Comparaison du modèle par rapport à la solution analytique, $Pe=1$.	61
Figure II.11 : Comparaison du modèle par rapport à la solution analytique, $Pe=20$.	61
Figure II.12 : Comparaison du modèle par rapport à la solution analytique, $Pe=50$.	62
Figure II.13 : Modèle de filtre vertical (Forquet, 2009).	63
Figure II.14 : Masse totale d'oxygène dans la phase gazeuse du filtre : résultats expérimentaux (Turković et Fuchs, 2010).	67
Figure II.15 : Masse totale d'oxygène dans la phase gazeuse du filtre : résultats numériques.	67
Figure III.1 : Dispositif expérimental de filtre vertical alimenté par bâchées (d'après Forquet, 2009).	71
Figure III.2 : Schéma de la colonne et placement des capteurs.	72
Figure III.3 : Pilote expérimental (Forquet, 2009).	72
Figure III.4 : Courbe granulométrique du sable utilisé pour la couche active du filtre.	73
Figure III.5 : Éléments du système FOXY.	74
Figure III.6 : Dispositif d'étalonnage des FOXY.	75
Figure III.7 : Étalonnage des FOXY.	76

Figure III.8 : Fenêtre d'acquisition des mesures FOXY.	76
Figure III.9 : Concentrations en oxygène gazeux et dissous pour quatre profondeurs du filtre : cas 1, sans « flaquage ».	80
Figure III.10 : Concentrations en oxygène gazeux et dissous pour quatre profondeurs du filtre : cas 2, avec « flaquage ».	81
Figure III.11 : Concentrations en oxygène gazeux et dissous pour quatre profondeurs du filtre : cas 3, sept bâchées d'alimentation sans « flaquage ».	83
Figure III.12 : Concentrations en oxygène gazeux et dissous pour quatre profondeurs du filtre : cas 4, cinq bâchées d'alimentation avec « flaquage ».	84
Figure IV.1 : Teneur en eau en fonction de la profondeur et du temps au cours de 6 bâchées consécutives (Forquet <i>et al.</i> , 2009a).	88
Figure IV.2 : Concentration de l'oxygène gazeux en fonction de la profondeur et du temps : cas purement convectif avec « flaquage » (graphe de droite) et sans « flaquage » (graphe de gauche).	90
Figure IV.3 : Concentration de l'oxygène gazeux en fonction de la profondeur et du temps : cas convectif et dispersif avec « flaquage » (graphe de droite) et sans « flaquage » (graphe de gauche).	90
Figure IV.4 : Masse d'oxygène gazeux par m^2 de filtre en fonction de la profondeur et du temps : cas purement convectif avec « flaquage » (graphe de droite) et sans « flaquage » (graphe de gauche).	91
Figure IV.5 : Masse d'oxygène gazeux par m^2 de filtre en fonction de la profondeur et du temps : cas convectif et dispersif avec « flaquage » (graphe de droite) et sans « flaquage » (graphe de gauche).	91
Figure IV.6 : Masse totale d'oxygène gazeux par m^2 de filtre, avec ou sans dispersion d' O_2 dans la phase gazeuse, en fonction du temps. Graphe de gauche : vision globale sur une bâchée ; graphe de droite : première heure de la bâchée.	92
Figure IV.7 : Taux de ré-oxygénation purement convective avec et sans « flaquage », en fonction du temps.	94
Figure IV.8 : Masse et concentration d'oxygène gazeux à la fin d'une bâchée en fonction de la profondeur.	95
Figure IV.9 : Évolution des masses bactériennes hétérotrophe et autotrophe totales sur une bâchée en régime périodique non-permanent (valeurs issues du cas 1).	99
Figure IV.10 : Profils bactériens expérimentaux et numériques : sensibilité du paramètre B_H	101
Figure IV.11 : Masse totale d'oxygène dans le filtre en fonction du temps.	102
Figure IV. 12 : Masses totales cumulées d'oxygène liées aux processus aérobies dans le filtre en fonction du temps.	102
Figure IV.13 : Masse totale d'oxygène (graphe supérieur) et masses totales cumulées d'oxygène (graphe inférieur) liées aux processus aérobies dans le filtre en fonction du temps : représentation sur une bâchée.	104
Figure IV.14 : Masses totales cumulées d'oxygène liées aux processus aérobies dans le filtre en fonction du temps : première heure d'une bâchée.	106
Figure IV.15 : Concentration bactérienne en fonction de la profondeur à la fin de la bâchée : cas 1.	108

Figure IV.16 : Concentration bactérienne en fonction de la profondeur à la fin de la bâchée : cas 2.	109
Figure IV. 17 : Concentration d'oxygène gazeux durant une bâchée en fonction de la profondeur et du temps.	110
Figure IV.18 : Concentration de <i>DCO</i> rapidement biodégradable durant une bâchée en fonction de la profondeur et du temps : cas 1.	111
Figure IV.19 : Concentration d'azote ammoniacal durant une bâchée en fonction de la profondeur et du temps : cas 1.	112
Figure IV.20 : Concentration d'oxygène gazeux durant une bâchée en fonction de la profondeur et du temps.	113
Figure IV.21 : Concentration de <i>DCO</i> rapidement biodégradable durant une bâchée en fonction de la profondeur et du temps : cas 2.	114
Figure IV.22 : Concentration d'azote ammoniacal durant une bâchée en fonction de la profondeur et du temps : cas 2.	115
Figure IV.23 : Masse bactérienne totale dans le filtre sur une période de 6 jours.	116
Figure IV.24 : Masse totale de <i>DCO</i> rapidement biodégradable, d'oxygène, et d'azote ammoniacal dans le filtre sur une période de 6 jours.	117

LISTE DES TABLEAUX

Tableau I.1 : Charge polluante journalière par habitant (Mercoiret, 2009).	5
Tableau I.2 : Caractéristiques du sable pour les filtres verticaux (traitement secondaire Liénard <i>et al.</i> , 2001).	17
Tableau I.3 : Synthèse des principales caractéristiques des filtres étudiés.	18
Tableau I.4 : <i>DO a posteriori</i> pour divers systèmes de massifs filtrants (adapté de Cooper 2005).	24
Tableau I.5 : Caractéristiques des principaux modèles s'appliquant aux massifs filtrants verticaux.	33
Tableau II.1 : Paramètres du modèle d'écoulement.	38
Tableau II.2 : Paramètres du modèle de transport (Lefebvre, 2003).	42
Tableau II.3 : paramètres du modèle d'échange interphase de l'oxygène.	44
Tableau II.4 : Composants du modèle.	45
Tableau II.5 : Matrice stœchiométrique.	48
Tableau II.6 : Vitesses de réaction des processus du modèle.	48
Tableau II.7 : Paramètres du modèle biologique.	49
Tableau II.8 : Gestion des conditions aux limites pour le terme diffusif.	56
Tableau II. 9 : Valeur de la norme L_2 pour chaque valeur de Pe	63
Tableau II.10 : Paramètres du modèle d'écoulement spécifiques au sable (Forquet, 2009)	64
Tableau II.11 : Description de l'expérience menée par Turković (2009).	65
Tableau II.12 : Description de l'expérience numérique choisie.	66
Tableau III.1 : Caractéristiques du sable de la couche active du filtre.	73
Tableau III.2 : Caractéristiques hydrauliques des expériences 1 et 2.	77
Tableau III.3 : Caractéristiques hydrauliques des expériences 3 et 4.	78
Tableau III. 4 : Charges de sulfite par bâchées.	79
Tableau III.5 : Vitesse maximales de ré-oxygénation apparente à différentes profondeurs de la colonne	82
Tableau IV.1 : Configuration des simulations concernant les écoulements.	87
Tableau IV.2 : Configuration des simulations concernant le transport.	89
Tableau IV.3 : Taux de ré-oxygénation pour deux types d'alimentation.	93
Tableau IV.4 : Configuration des simulations concernant les écoulements.	98
Tableau IV.5 : Configuration des simulations concernant le transport.	98
Tableau IV.6 : Bilans massiques sur une bâchée concernant l'oxygène, pour les cas 1 et 2.	107
Tableau IV.7 : Abattements moyens pour la <i>DCO</i> rapidement biodégradable et l'ammonium, pour les cas 1 et 2.	118

ANNEXES

I. Étalonnage du capteur de teneur en eau

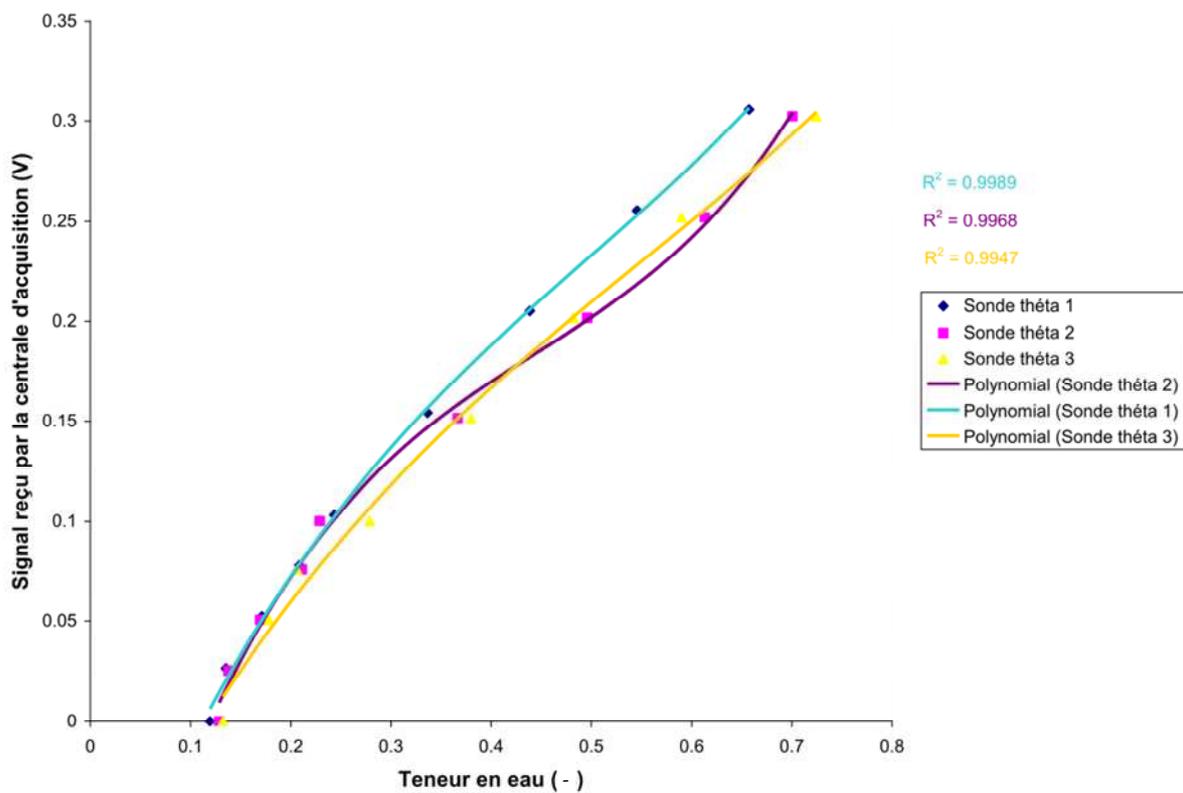
II. Bilans massiques sur la *DCO* et l'ammonium lors d'une bâchée dans les cas 1 et 2

II. Étalonnage du capteur de teneur en eau

L'étalonnage des Theta-probes est réalisé en utilisant des échantillons du sable utilisé pour la zone active du pilote. Huit valeurs de saturation en eau sont obtenues dans un Becher d'une contenance de 500 mL par pesée de la quantité d'eau introduite dans les échantillons de sable sec. Les échantillons sont uniformisés manuellement.

Une régression d'ordre trois (a_0, a_1, a_2, a_3) est réalisée entre les valeurs U en mV du signal de sortie des capteurs et la teneur en eau prédéfinie :

$$\theta = a_0 + a_1U + a_2U^2 + a_3U^3$$



Courbes d'étalonnage des trois sondes Theta-probes

III. Bilans massiques sur la *DCO* et l'ammonium lors d'une bâchée dans les cas 1 et 2

Les bilans massiques sont présentés sur une bâchée. Dans le cas 1, le régime périodique est atteint, et l'état de la colonne (dont les masses totales de *DCO* rapidement biodégradable et d'ammonium) est le même au début et à la fin de la bâchée.

Dans le cas 2, la période est de six jours. La bâchée présentée (18^e bâchée de la période d'alimentation, figure IV.23) n'est donc pas au régime permanent bactérien : la masse totale de bactéries, exprimée en *DCO* est plus élevée à la fin de la bâchée qu'au début. Cependant la figure IV.24 montre que les masses totales de *DCO* rapidement biodégradable et d'ammonium sont identiques au début et à la fin de la bâchée, ce qui permet de faire les bilans massiques pour ces composants du système.

Bilans massiques sur une bâchée concernant la *DCO* rapidement biodégradable, pour les cas 1 et 2.

	Entrée	Sortie	Consommée	Issue de la mort bactérienne	Issue de l'hydrolyse
Cas 1	$3,00 \text{ g.m}^{-2}$	$0,88 \text{ g.m}^{-2}$	$3,64 \text{ g.m}^{-2}$	$0,14 \text{ g.m}^{-2}$	$1,58 \text{ g.m}^{-2}$
Cas 2	$12,5 \text{ g.m}^{-2}$	$0,49 \text{ g.m}^{-2}$	$18,70 \text{ g.m}^{-2}$	$0,35 \text{ g.m}^{-2}$	$6,34 \text{ g.m}^{-2}$

Bilans massiques sur une bâchée concernant l'ammonium, pour les cas 1 et 2.

	Entrée	Sortie	Consommée	Incorporée dans la biomasse	Issue de l'hydrolyse
Cas 1	$0,6 \text{ g.m}^{-2}$	$< 10^{-3} \text{ g.m}^{-2}$	$0,56 \text{ g.m}^{-2}$	$0,04 \text{ g.m}^{-2}$	$< 10^{-3} \text{ g.m}^{-2}$
Cas 2	$3,04 \text{ g.m}^{-2}$	$0,92 \text{ g.m}^{-2}$	$1,86 \text{ g.m}^{-2}$	$0,33 \text{ g.m}^{-2}$	$0,07 \text{ g.m}^{-2}$