



**HAL**  
open science

# Etude de l'hydrodynamique des procédés de traitement des eaux usées à biomasse fixée - application aux lits bactériens et aux biofiltres

Frédéric Séguret

► **To cite this version:**

Frédéric Séguret. Etude de l'hydrodynamique des procédés de traitement des eaux usées à biomasse fixée - application aux lits bactériens et aux biofiltres. Dynamique des Fluides [physics.flu-dyn]. Université Sciences et Technologies - Bordeaux I, 1998. Français. NNT : . tel-00080989

**HAL Id: tel-00080989**

**<https://theses.hal.science/tel-00080989>**

Submitted on 21 Jun 2006

**HAL** is a multi-disciplinary open access archive for the deposit and dissemination of scientific research documents, whether they are published or not. The documents may come from teaching and research institutions in France or abroad, or from public or private research centers.

L'archive ouverte pluridisciplinaire **HAL**, est destinée au dépôt et à la diffusion de documents scientifiques de niveau recherche, publiés ou non, émanant des établissements d'enseignement et de recherche français ou étrangers, des laboratoires publics ou privés.

N° d'ordre : 1922

# THÈSE

PRÉSENTÉE À

## L'UNIVERSITÉ BORDEAUX I

ÉCOLE DOCTORALE DE SCIENCES PHYSIQUES ET DE L'INGÉNIEUR

Par M. Frédéric SÉGURET

POUR OBTENIR LE GRADE DE

**DOCTEUR**

SPÉCIALITÉ : MÉCANIQUE

---

**Etude de l'hydrodynamique des procédés de traitement des eaux usées à biomasse fixée**

**Application aux lits bactériens et aux biofiltres**

---

Soutenue le : 17 juillet 1998

Après avis de : MM. Michel SARDIN  
Michel ROUSTAN

Rapporteurs

Devant la commission d'examen formée de :

MM. Vladan MILISIC, professeur  
Rémi GAUDU, professeur, directeur de thèse  
Michel SARDIN, directeur de recherche  
Michel ROUSTAN, professeur  
Denis BALLAY, directeur de l'ENGREF  
Yvan RACAULT, chargé de recherche

Président rapporteur  
Examineurs

# Remerciements

---

*Merci à...*

*Yvan Racault qui m'a accueilli et guidé au Cemagref de Bordeaux au sein de l'équipe épuration,*

*Rémi Gaudu qui a accepté de diriger cette thèse,*

*Michel Sardin et Michel Roustan pour vos conseils scientifiques et pour avoir accepté la tâche de rapporteurs,*

*Denis Ballay et Vladan Milisic pour votre participation au jury de thèse.*

*Je remercie également les concepteurs et exploitants des sites qui nous ont servis de terrain d'expérimentation, en particulier les sociétés Anjou Recherche et Degrémont.*

*Je tiens également à exprimer toute ma reconnaissance aux nombreuses personnes, stagiaires et permanents, qui ont contribué à ce travail au Cemagref.*



CONSEIL REGIONAL



AQUITAINE

*Cette thèse a été financée par le Cemagref avec la participation de la Région Aquitaine.*

# Sommaire

---

NOTATIONS	6
TABLEAUX	8
FIGURES	10
INTRODUCTION	12
I — HYDRODYNAMIQUE ET MODELISATION DES PROCEDES A BIOMASSE FIXEE	17
1. LA DISTRIBUTION DES TEMPS DE SEJOUR	17
1.1. Définition	17
1.2. Moments de la distribution des temps de séjour	19
2. LES MODELES DE DISTRIBUTION DES TEMPS DE SEJOUR	20
2.1. Les réacteurs idéaux	20
2.2. Les modèles d'écoulement simples	20
2.2.1. Ecoulement dispersif	21
2.2.2. Ecoulement dans des réacteurs en cascade	23
2.3. Les modèles d'écoulement avec échanges lents	26
2.3.1. Piston dispersif avec échanges lents	26
2.3.2. Réacteurs en cascade avec échanges lents	28
3. ELABORATION D'UN MODELE HYDRODYNAMIQUE ADAPTE AU CAS DES REACTEURS A BIOMASSE FIXEE	30
3.1. Interprétation des distributions des temps de séjour dans les réacteurs à biomasse fixée	30
3.2. Schématisation du film biologique et hypothèses de base	31
3.3. Calcul de la fonction de transfert	32
4. APPLICATION A LA MODELISATION DES PERFORMANCES DES PROCEDES A BIOMASSE FIXEE	33
4.1. Modélisation du film biologique	34
4.2. Calcul des vitesses de réaction à la surface du biofilm	35
4.3. Couplage substrat - oxygène	38
4.4. Association du modèle hydrodynamique et de la cinétique biologique	40

II — METHODE ET TECHNIQUE DE MESURE DES DISTRIBUTIONS DES TEMPS DE SEJOUR SUR INSTALLATIONS EN VRAIE GRANDEUR	42
1. CHOIX DU TRACEUR	42
1.1. Critères de choix	42
1.2. Le chlorure de lithium	43
1.3. Le chlorure de sodium	44
1.4. Les traceurs radioactifs	45
1.5. Les colorants	45
1.6. Conclusion	47
2. INJECTION DU TRACEUR	48
3. PRISE EN COMPTE DES RETOURS DE TRACEUR	48
3.1. Forme des signaux de concentration à l'entrée et à la sortie du réacteur	49
3.2. Calcul de la réponse impulsionnelle	50
4. CALCUL DES MOMENTS DE LA DISTRIBUTION DES TEMPS DE SEJOUR	52
5. NOMBRE D'ECHANTILLONS A PRELEVER POUR CONSTITUER LA DISTRIBUTION DES TEMPS DE SEJOUR ET DUREE DE L'ECHANTILLONAGE	53
III — APPLICATION AUX LITS BACTERIENS	55
1. LE PROCEDE LIT BACTERIEN	55
1.1. Description	55
1.2. Contexte d'étude	57
2. MATERIEL ET METHODE	58
2.1. Sites expérimentaux	58
2.2. Mesures de débit	59
2.3. Injection du traceur	60
2.4. Mesure des volumes liquides	60
2.5. Données de la bibliographie	61
3. RESULTATS	62
3.1. Volumes drainés et temps de séjour moyens	62
3.2. Distributions des temps de séjour	63
4. DISCUSSION	65
4.1. Temps de séjour et volume drainé	65
4.2. Modélisation de la distribution des temps de séjour	67
4.3. Les différentes fractions de volume	69
5. CONCLUSIONS	71
IV — APPLICATION AUX BIOFILTRÉS DE NITRIFICATION TERTIAIRE	74
1. DESCRIPTION DU PROCEDE BIOFILTRE	74
2. CONTEXTE D'ETUDE	75

3. SITES EXPERIMENTAUX	75
3.1. Description des sites	75
3.1.1. Saint Fons	75
3.1.2. Achères	76
3.2. Caractéristiques des biofiltres étudiés	77
4. MESURES REALISEES	78
5. RESULTATS	82
5.1. Forme des courbes de concentration	82
5.1.1. Saint Fons	82
5.1.2. Achères	83
5.2. Masses de traceur	83
5.2.1. Saint Fons	84
5.2.2. Achères	84
5.2.3. Conclusion	85
5.3. Temps de séjour moyens	85
5.3.1. Saint Fons	85
5.3.2. Achères	86
5.4. Etude du lit de matériau	87
5.4.1. Saint Fons	88
5.4.2. Achères	88
6. DISCUSSION	89
6.1. Influence du système d'admission de l'effluent et de la géométrie du biofiltre	89
6.2. Homogénéité des temps de séjour au sein du matériau	90
6.3. Dispersion hydrodynamique	91
7. CONCLUSION	91
V — HYDRODYNAMIQUE ET PERFORMANCES DES PROCÉDES	93
1. CAS DES LITS BACTERIENS	93
1.1. Modélisation dans le cas d'un biofilm épais	93
1.2. Application du modèle aux lits bactériens à garnissage traditionnel	94
1.3. Cas des lits bactériens à arroseur motorisé	97
1.3.1. Considérations théoriques	97
1.3.2. Exemple de la station de Villafranca	99
1.3.3. Conclusion	101
2. CAS DES BIOFILTRÉS	102
2.1.1. Simulation en régime permanent	104
2.1.2. Simulation en régime transitoire	104
2.1.3. Conclusion	107
3. CONCLUSION	108
CONCLUSION	110
BIBLIOGRAPHIE	114
LISTE DES ANNEXES	I

# Notations

$a$	$[L^2L^{-3}]$	surface spécifique du matériau de remplissage
$A$	$[L^2]$	surface de la section horizontale
$a_d$	$[L]$	longueur de dispersion
$a_e$	$[L^2L^{-3}]$	surface spécifique disponible pour échanger avec le biofilm
$b$	$[T^{-1}]$	constante de mortalité de la biomasse
$c$	$[ML^{-3}]$	concentration au sein du réacteur
$c_{im}$	$[ML^{-3}]$	concentration dans la zone stagnante
$c_m$	$[ML^{-3}]$	concentration dans l'écoulement principal
$c_x(t)$	$[ML^{-3}]$	concentration à l'entrée du réacteur
$c_y(t)$	$[ML^{-3}]$	concentration à la sortie du réacteur expérimentale
$\hat{c}_y$	$[ML^{-3}]$	concentration à la sortie du réacteur calculée
$C_{NaCl}$	$[ML^{-3}]$	concentration en NaCl
$d$	$[-]$	nombre de pas de temps
$d_g$	$[L]$	diamètre de grain
$D$	$[L^2T^{-1}]$	coefficient de dispersion hydrodynamique
$D_B$	$[L^2T^{-1}]$	coefficient de diffusion moléculaire du traceur dans la biomasse
$D_{f,O_2}$	$[L^2T^{-1}]$	coefficient de diffusion moléculaire de l'oxygène dans la biomasse
$D_{f,s}$	$[L^2T^{-1}]$	coefficient de diffusion moléculaire du substrat dans la biomasse
$D_r$	$[L^2T^{-1}]$	coefficient de dispersion hydrodynamique radiale
$D_z$	$[L^2T^{-1}]$	coefficient de dispersion hydrodynamique axiale
$e$	$[L]$	épaisseur du film biologique
$E(t)$	$[T^{-1}]$	distribution des temps de séjour
$G(s)$	$[-]$	fonction de transfert
$I$	$[-]$	indice de proximité entre 2 courbes
$J_E$	$[ML^{-2}T^{-1}]$	flux à l'interface du biofilm
$k$	$[M_S L^{-3} T^{-1}]$	coefficient de dégradation du substrat dans le biofilm
$k_{of}$	$[M_S L^{-3} T^{-1}]$	coefficient de dégradation du substrat dans le biofilm d'ordre 0
$k_{of,O_2}$	$[M_{O_2} L^{-3} T^{-1}]$	coefficient de dégradation de l'oxygène dans le biofilm d'ordre 0
$k_{1f}$	$[T^{-1}]$	coefficient de dégradation du substrat dans le biofilm d'ordre 1
$k_{1f,O_2}$	$[T^{-1}]$	coefficient de dégradation de l'oxygène dans le biofilm d'ordre 1
$k_{1/2a}$	$[M^{0.5} L^{-0.5} T^{-1}]$	coefficient de dégradation apparent à la surface du biofilm d'ordre 1/2
$K_{im}$	$[-]$	rapport $\theta_{im}/\theta_m$
$K_{S,s}$	$[M_S L^{-3}]$	paramètre de la 1/2 saturation en substrat
$K_{S,O_2}$	$[M_{O_2} L^{-3}]$	paramètre de la 1/2 saturation en oxygène
$k_M$	$[T^{-1}]$	coefficient de transfert dans le modèle piston avec échanges
$k_{NaCl}$	$[M^2 T^{-3} T^{-2}]$	facteur de conversion de la conductivité en concentration de NaCl
$L$	$[L]$	longueur du réacteur
$M$	$[M]$	masse
$M(s)$	$[-]$	groupe dans l'expression de la fonction de transfert
$n$	$[-]$	nombre de réacteurs en série
$n_b$	$[-]$	nombre de bras d'arrosage
$n_z$	$[-]$	nombre de points sur la hauteur
$N$	$[-]$	nombre de points de la courbe expérimentale
$p$	$[L^3 T^{-1}]$	taux d'échange dans le modèle des $n$ réacteurs en série
$Pe$	$[-]$	nombre de Péclet
$q$	$[L^3 T^{-1}]$	débit
$q_a$	$[L^2 T^{-1}]$	charge hydraulique périphérique
$r$	$[L]$	ordonnée radiale
$r_{A,s}$	$[M_S L^{-2} T^{-1}]$	vitesse de dégradation du substrat apparente à la surface du biofilm
$r_{A,O_2}$	$[M_{O_2} L^{-2} T^{-1}]$	vitesse de dégradation de l'oxygène apparente à la surface du biofilm
$r_f$	$[M_S L^{-3} T^{-1}]$	vitesse de dégradation du substrat au sein du biofilm

Re	[-]	nombre de Reynolds
$s$	[T <sup>-1</sup> ]	variable de Laplace
$S_f$	[M <sub>S</sub> L <sup>-3</sup> ]	concentration en substrat à l'intérieur du biofilm
$S_{\min}$	[M <sub>S</sub> L <sup>-3</sup> ]	concentration en substrat sous laquelle le biofilm n'a pas d'activité
$S_{O_2}$	[M <sub>O_2</sub> L <sup>-3</sup> ]	concentration en oxygène dans l'effluent
$S_s$	[M <sub>S</sub> L <sup>-3</sup> ]	concentration en substrat à l'interface effluent - biofilm
$S_{tr}$	[M <sub>S</sub> L <sup>-3</sup> ]	concentration de transition entre les cinétiques d'ordre 1 et 0
SK	[L]	force d'irrigation
$t$	[T]	temps
$t_0$	[T]	paramètre de temps dans les modèles hydrodynamiques
$t_b$	[T]	temps caractéristique de diffusion dans la biomasse
$t_c$	[T]	temps caractéristique de diffusion
$t_m$	[T]	temps caractéristique de convection dans la zone mobile
$t_M$	[T]	temps caractéristique de transfert entre zones mobile et stagnante
$\bar{t}_S$	[T]	temps de séjour moyen
$\bar{u}$	[LT <sup>-1</sup> ]	vitesse moyenne de l'écoulement (interstitielle en milieux poreux)
$v$	[LT <sup>-1</sup> ]	charge hydraulique moyenne
$v_{local}$	[LT <sup>-1</sup> ]	charge hydraulique locale
$V$	[L <sup>3</sup> ]	volume du réacteur
$V_a$	[L <sup>3</sup> ]	volume accessible au fluide
$V_d$	[L <sup>3</sup> ]	volume drainé
$V_{im}$	[L <sup>3</sup> ]	volume immobile
$V_m$	[L <sup>3</sup> ]	volume mobile
$V_r$	[L <sup>3</sup> ]	volume résiduel
$X_f$	[M <sub>X</sub> L <sup>-3</sup> ]	concentration de la biomasse dans le biofilm
$Y$	[M <sub>X</sub> M <sub>S</sub> <sup>-1</sup> ]	taux de conversion du substrat en biomasse
$z$	[L]	ordonnée axiale

#### LETTRES GRECQUES

$\alpha$	[-]	fraction stagnante dans le modèle des $n$ réacteurs en série
$\delta(t)$	[T <sup>-1</sup> ]	fonction delta de Dirac
$\Delta t$	[T]	pas de temps
$\Gamma(n)$	[-]	fonction gamma
$\varepsilon$	[-]	fraction vide du volume de réacteur
$\phi(c)$	[ML <sup>-3</sup> T <sup>-1</sup> ]	taux de production du substrat
$\lambda, \nu, \gamma$	[T <sup>-1</sup> ]	paramètres du modèle
$\lambda_0$	[ML <sup>-3</sup> ]	constante pour la conversion de la conductivité en concentration
$\lambda_m$	[M <sup>-1</sup> L <sup>-3</sup> T <sup>3</sup> I <sup>2</sup> ]	conductivité électrique
$\mu$	[T <sup>-1</sup> ]	taux de croissance spécifique
$\mu_k$	[T <sup>k</sup> ]	moment d'ordre $k$
$\mu'_k$	[T <sup>k</sup> ]	moment centré d'ordre $k$
$\mu^*$	[M <sub>S</sub> M <sub>X</sub> <sup>-1</sup> T <sup>-1</sup> ]	vitesse de dégradation maximale du substrat S par la biomasse X
$\nu$	[M <sub>S</sub> /M <sub>O_2</sub> ]	coefficient stoechiométrique
$\nu$	[L <sup>2</sup> T <sup>-1</sup> ]	viscosité cinématique
$\theta_d$	[-]	fraction du volume vide occupé par le volume drainé
$\theta_m$	[-]	fraction volumique immobile
$\theta_n$	[-]	fraction volumique mobile
$\sigma^2$	[T <sup>2</sup> ]	variance de la distribution des temps de séjour
$\tau$	[T]	temps caractéristique de drainage du lit bactérien
$\omega$	[T <sup>-1</sup> ]	vitesse de rotation du sprinkler



# Tableaux

---

Tableau 1. Expression de la DTS et de la fonction de transfert des réacteurs idéaux.....	20
Tableau 2. Conditions aux limites possibles à l'entrée et à la sortie d'un réacteur soumis à un écoulement en piston avec dispersion axiale .....	22
Tableau 3. Fonction de transfert du modèle piston avec dispersion axiale, en fonction des conditions aux limites choisies.....	23
Tableau 4. Calcul de la vitesse apparente de consommation du substrat à la surface du biofilm.....	37
Tableau 5. Valeurs type pour le coefficient stoechiométrique $\nu$ .....	39
Tableau 6. Références d'études de l'hydrodynamique de réacteurs de traitement des eaux utilisant différents traceurs .....	43
Tableau 7. Quelques caractéristiques du chlorure de lithium .....	44
Tableau 8. Exemples du nombre d'itérations nécessaires pour satisfaire le critère $I=99,8\%$ lors du calcul de déconvolution des courbes de traceur.....	51
Tableau 9. Caractéristiques et conditions d'exploitation des lits bactériens étudiés .....	59
Tableau 10. Méthode de mesure utilisée sur chaque site.....	60
Tableau 11. Caractéristiques des lits bactériens dans les études sélectionnées .....	61
Tableau 12. Résultats sur lits bactériens : volumes liquides et temps de séjour moyens.....	62
Tableau 13. Résultat des corrélations pour le temps de séjour moyen et la fraction drainée .....	66
Tableau 14. Résultats des ajustements de modèles aux DTS de lit bactérien .....	68
Tableau 15. Valeurs des paramètres du modèle de biodiffusion applicables aux garnissages cailloux et plastique étudiés .....	71
Tableau 16. Dimensions et caractéristiques nominales des deux biofiltres étudiés.....	78
Tableau 17. Situation des points haut et bas lors des essais réalisés à Achères et Saint Fons.....	79
Tableau 18. Conditions de réalisation des essais à Saint Fons et Achères .....	81
Tableau 19. Moments d'ordre zéro (en $g-Li^+$ ) calculés aux points bas à Saint Fons.....	84
Tableau 20. Moments d'ordre zéro (en $g-Li^+$ ) calculés aux points hauts à Saint Fons.....	84
Tableau 21. Moments d'ordre zéro (en $g-Li^+$ ) obtenus aux points inférieurs à Achères .....	84
Tableau 22. Moments d'ordre zéro (en $g-Li^+$ ) obtenus aux points supérieurs à Achères.....	84
Tableau 23. Temps de séjour moyens (en minutes) obtenus dans la zone inférieure à Saint Fons.....	85
Tableau 24. Temps de séjour moyens (en minutes) obtenus dans la zone supérieure à Saint Fons .....	85
Tableau 25. Temps de séjour moyens (en minutes) obtenus aux points inférieurs à Achères.....	86
Tableau 26. Temps de séjour moyens (en minutes) obtenus aux points supérieurs à Achères .....	86
Tableau 27. Volume actif et longueur de dispersion pour le matériau « Biostyr » .....	88
Tableau 28. Volume actif et longueur de dispersion pour le matériau « Biofor » (point F exclu).....	88
Tableau 29. Ratio des temps de séjour maximal et minimal observés aux différents points des biofiltres pour chaque essai.....	89
Tableau 30. Calcul de $k_{1/2A}$ à Mondonville et Montoisson .....	95

<i>Tableau 31. Valeurs caractéristiques des paramètres des biofilms hétérotrophes en condition aérobie ; relevées dans la littérature.....</i>	<i>96</i>
<i>Tableau 32. Caractéristiques des lits bactériens à Villafranca .....</i>	<i>99</i>
<i>Tableau 33. Résultat des mesures de volume drainé à Villafranca. ....</i>	<i>100</i>
<i>Tableau 34. Performances des lits bactériens de Villafranca.....</i>	<i>101</i>
<i>Tableau 35. Paramètres cinétiques utilisés dans la simulation numérique des biofiltres.....</i>	<i>102</i>
<i>Tableau 36. Caractéristiques hydrodynamiques des colonnes représentant le matériau des biofiltres .....</i>	<i>103</i>
<i>Tableau 37. Résultat de la simulation sur biofiltre en régime transitoire, épaisseur de biofilm 150 <math>\mu\text{m}</math>. ....</i>	<i>106</i>
<i>Tableau 38. Résultat de la simulation sur biofiltre en régime transitoire, épaisseur de biofilm 350 <math>\mu\text{m}</math>. ....</i>	<i>106</i>

# Figures

---

Figure 1. Représentation du modèle d'écoulement à n réacteurs parfaitement mélangés en série.....	24
Figure 2. DTS dans une série de n réacteurs parfaitement mélangés, pour diverses valeurs de n.....	25
Figure 3. Représentation du modèle piston dispersif avec échanges lents.....	27
Figure 4. Représentation du modèle n réacteurs parfaitement mélangés avec échanges lents.....	28
Figure 5. Représentation du modèle d'écoulement dans un réacteur à biomasse fixée avec biodiffusion.....	31
Figure 6. Schéma de biofilm simplifié.....	34
Figure 7. Approximation du modèle de Monod par des cinétiques d'ordre zéro et un dans le biofilm.....	36
Figure 8. Limitation de la cinétique d'élimination du substrat par l'oxygène (exemple).....	40
Figure 9. Exemple de configuration d'une installation à lit bactérien avec recyclage de l'effluent traité.....	49
Figure 10. Exemple de signaux à l'entrée et à la sortie d'un lit bactérien. Traçage réalisé à la station d'épuration de La Destrousse (13) en Janvier 1992.....	50
Figure 11. Exemple d'évolution de la précision du calcul du temps de séjour moyen et de l'écart type d'une DTS, en fonction du nombre de points utilisés pour le calcul. La DTS utilisée a été obtenue sur lit bactérien à La Destrousse (13) ; les points utilisés sont répartis entre $t=0$ et $t=2,5 \bar{t}$ .....	53
Figure 12. Différents stades de développement du film bactérien.....	55
Figure 13. Schéma d'un lit bactérien en coupe verticale.....	56
Figure 14. Divers types de matériau plastique pour le remplissage des lits bactériens.....	59
Figure 15. Comparaison des valeurs de $\bar{t} / L$ pour différents garnissages de lits bactériens. Les points marqués d'un _ repèrent les résultats de nos essais.....	63
Figure 16. Exemple de réponse en sortie de lit bactérien après une injection $\delta$ de Dirac, obtenue sur la station d'Ensuès.....	64
Figure 17. Exemple de réponse en sortie de lit bactérien, lorsque la vitesse de rotation du sprinkler est faible. Courbe obtenue à Rousset.....	65
Figure 18. Fraction mobile $\theta_m$ (obtenue par ajustement du modèle de biodiffusion) en fonction de la charge hydraulique périphérique $q_a$ .....	71
Figure 19. Représentation des différents volumes dans le lit bactérien.....	73
Figure 20. Coupe schématique du biofiltre « Biostyr ».....	76
Figure 21. Coupes schématiques du biofiltre « Biofor ».....	77
Figure 22. Emplacement des points de mesure à Saint Fons.....	79
Figure 23. Position des points de mesure à Achères.....	80
Figure 24. Exemple d'ajustement du modèle piston avec dispersion axiale à la DTS du matériau. Essai à Saint Fons n°3, point E.....	80
Figure 25. Exemple d'ajustement du modèle piston avec dispersion axiale donnant un indice d'efficacité faible.....	87

<i>Figure 26. Volumes accessibles obtenus au sein du matériau à Saint Fons.....</i>	<i>90</i>
<i>Figure 27. Volumes accessibles obtenus au sein du matériau à Achères. ....</i>	<i>90</i>
<i>Figure 28. Représentation d'une « tranche » de lit bactérien de volume dV.....</i>	<i>98</i>
<i>Figure 29. Variation théorique de la rétention liquide dans les deux lits bactériens de Villafranca .....</i>	<i>100</i>
<i>Figure 30. Modélisation du biofiltre de Saint Fons.....</i>	<i>103</i>
<i>Figure 31. Modélisation du biofiltre d'Achères.....</i>	<i>103</i>
<i>Figure 32. Simulation des concentrations de sortie à Saint Fons (à gauche) et Achères (à droite).....</i>	<i>104</i>
<i>Figure 33. Concentrations calculées en sortie de biofiltre aux différents points, e=150 µm. A gauche : Saint Fons ; à droite : Achères.....</i>	<i>106</i>
<i>Figure 34. Concentrations calculées en sortie de biofiltre aux différents points, e=350 µm. A gauche : Saint Fons ; à droite : Achères.....</i>	<i>107</i>

# Introduction

---

Les techniques de traitement des eaux usées sont nées pour corriger quelques-unes des conséquences les plus déplorables de la première révolution industrielle. Les premières réalisations font appel à des procédés biologiques extensifs. Ainsi dès 1850, les propriétés épuratoires des sols sont connues en France et en Grande Bretagne. La plus ancienne installation de lagunage naturel date de 1901, et est toujours en service : elle comprend 275 hectares de bassins, profonds de 1,40 m, à San Antonio (Texas). Cependant les techniques de traitement se sont véritablement développées avec l'introduction des procédés biologiques intensifs, à l'extrême fin du XIX<sup>e</sup> siècle : les lits bactériens deviennent opérationnels vers 1889, les boues activées vers 1915, et les biodisques à partir de 1929 (Boutin, 1986 a,b,c).

L'activité microbienne de ces procédés permet d'assimiler les diverses substances indésirables dans le milieu naturel. Ces dernières peuvent être classées en plusieurs groupes. En premier lieu, les matières organiques biodégradables, qui causent la chute de la concentration en oxygène dans les eaux de surface, sont caractérisées par des paramètres globaux, souvent la DCO ou la DBO. Ensuite, les matières azotées et phosphorées, ou « nutriments », sont à l'origine des phénomènes d'eutrophisation. L'azote ammoniacal contribue en plus à diminuer la concentration en oxygène du milieu et peut avoir des effets toxiques.

Les stations de traitement de l'eau apparaissent souvent au visiteur comme des systèmes complexes de cuves, tuyauteries, pompes, compresseurs, mélangeurs, dans lesquels s'écoule un liquide dont les caractéristiques sont en perpétuelle fluctuation. Au cœur de ces systèmes on trouve un ou plusieurs réacteurs de traitement. Ils sont constitués le plus souvent par une cuve agitée ou non dans le cas des « cultures libres » (boues activées) : bassin d'aération, chenal d'activation ... Dans le cas de cultures fixées, ils peuvent revêtir d'autres formes : lit fixe noyé (biofiltre) ou non (lit bactérien), ou disques en rotation en partie dé-

noyés (biodisques). Dans le cas des traitements biologiques, ces réacteurs doivent assurer deux fonctions :

- mettre en contact la boue, qui contient les micro-organismes, et les substances à dégrader ;
- apporter l’oxygène éventuellement nécessaire à la dégradation des substances.

Dans le cas des procédés à culture fixée, deux fonctions supplémentaires doivent être assurées par le réacteur :

- offrir aux bactéries un support d’accrochage ayant une grande surface,
- permettre le contrôle de la croissance du film biologique et l’évacuation de la biomasse en excès, afin d’éviter le colmatage du réacteur.

Le présent travail s’intéressera à la première de ces fonctions, en cherchant à explorer comment l’effluent est mis en contact avec la biomasse. Cela implique l’étude des phénomènes hydrodynamiques de transport des substances dans le réacteur, ainsi que des phénomènes de mélange.

Nous n’utiliserons pas pour cela les méthodes de la mécanique des fluides. En effet, l’exploration des lignes de courant est rarement possible *in situ*. Les réacteurs de traitement des eaux, animés de vitesses généralement faibles et non parallèles, constituent des systèmes opaques à l’expérimentateur. Quant à la simulation numérique, elle est difficile à appliquer compte tenu des nombreuses singularités géométriques des réacteurs réels. De plus elle est coûteuse en temps de calcul, et ne s’applique pas dans les cas de mélanges triphasiques, rencontrés par exemple dans les biofiltres.

En revanche, les méthodes du génie chimique, et plus particulièrement la distribution des temps de séjour, sont bien adaptées à l’exploration de systèmes auxquels on ne peut accéder. Les mesures reposent sur l’utilisation d’un traceur et sont mises en œuvre aisément. Les résultats permettent de déterminer le temps de séjour au sein du réacteur ainsi que le degré de mélange. Par rapprochement avec des modèles hydrodynamiques, les distributions des temps de séjour permettent de quantifier l’importance d’éventuelles zones mortes ou stagnantes, de cheminements préférentiels, etc.

L'enjeu est important pour la modélisation des processus d'épuration et la conduite des procédés. En effet, l'hydrodynamique a sur les performances du réacteur une influence toute aussi importante que la cinétique des transformations qui s'y opèrent (Villiermaux, 1993). Or bien souvent, les bassins d'aération des procédés à boue activées sont considérés comme des mélangeurs parfaits, et les réacteurs à biomasse fixée sont supposés être le siège d'écoulements purement piston. Ces hypothèses sont parfois réalistes, car bien que les écoulements dans les réacteurs réels ne soient jamais idéaux, ils peuvent s'en approcher. Dans d'autres cas, l'écart à l'idéalité peut être considérable.

L'existence de cheminements préférentiels dans le réacteur, ou la présence de zones stagnantes ne participant pas à l'écoulement principal sont des exemples d'anomalies de l'écoulement qui modifient l'hydrodynamique (Levenspiel, 1972). Une connaissance approfondie des phénomènes de transport et de mélange est alors nécessaire pour calculer les dimensions des ouvrages.

Par exemple, Murphy et Timpany (1967) indiquent que, dans le cas d'une boue activée à haut rendement d'élimination, l'efficacité dépend du mélange dans le réacteur. Dans ce type de système, la connaissance de la cinétique des réactions n'est donc pas suffisante pour calculer l'efficacité. Il faut l'accompagner d'une estimation du degré de mélange dans le bassin.

Stairs et Moore (1994) ont étudié l'écoulement dans un bassin de lagunage à macrophytes. Ils montrent que cet écoulement ne peut pas être représenté par un simple modèle constitué de réacteurs infiniment mélangés, en raison de la présence de zones stagnantes.

Stefan *et al.* (1990) ont cherché à optimiser le mélange dans un bassin de déchloration. Ils indiquent que l'écoulement, en particulier la distribution des vitesses et la turbulence, peuvent influencer de manière importante sur les performances du procédé de traitement. Ils ont étudié le comportement hydraulique d'une maquette afin d'améliorer le mélange dans une installation réelle.

Certains auteurs ont réalisé des études hydrodynamiques sur pilote en vue de dimensionner des unités réelles. C'est par exemple la démarche de Heertjes et Van der Meer

(1978) avec un réacteur de traitement anaérobie à courant ascendant formé par un lit de boues surmonté d'un décanteur.

La connaissance du comportement hydraulique des installations en assainissement peut aussi être un enjeu pour leur exploitation. Ainsi, la mesure des temps de séjour dans le réseau des eaux usées de la ville de Bâle a permis d'y élaborer un plan de protection des installations de traitement et du milieu récepteur (Schudel, 1991).

Le présent travail s'intéressera à l'hydrodynamique des procédés d'épuration à culture fixée. Dans ces réacteurs, les temps de séjour sont peu élevés, et il est essentiel pour l'efficacité du traitement que l'effluent circule à la surface du biofilm de manière à y permettre un renouvellement continu. A ce titre, l'efficacité dépend dans une large mesure de la manière dont le contact entre le biofilm et l'effluent est organisé (Harremoës et Henze, 1995).

Un premier chapitre rappellera brièvement la notion de distribution des temps de séjour et sa modélisation. Dans les réacteurs à biomasse fixée, les substrats sont transportés au sein du biofilm par un phénomène de diffusion moléculaire. Lors d'un essai hydrodynamique, la forme de la distribution des temps de séjour peut être influencée par l'échange de traceur entre le biofilm et le film liquide en écoulement. C'est pourquoi un modèle hydrodynamique permettant de prendre en compte ce phénomène sera introduit. Il sera également indiqué comment ce modèle hydrodynamique peut être couplé avec un modèle cinétique de biofilm.

Notre étude s'intéressera uniquement à des réacteurs en grandeur réelle. Le comportement hydrodynamique des installations varie souvent largement entre les grandes et les petites unités. De fait, les résultats obtenus ne sont pas toujours transposables en grandeur réelle (Levenspiel, 1972). De plus, les mesures en grandeur réelle intègrent l'ensemble des paramètres qui agissent sur l'écoulement, même non connus *a priori* (Racault *et al*, 1984). En revanche, elles ne permettent pas de maîtriser tous les paramètres et sont soumises aux contraintes de l'exploitation des ouvrages. Le second chapitre précisera quelques éléments de la technique employée pour obtenir les distributions des temps de séjour, en particulier le choix du traceur et la prise en compte des retours de traceur.



Les deux chapitres suivants abordent l'application de ces techniques à deux procédés particuliers : les lits bactériens et les biofiltres de nitrification tertiaire. La problématique est différente dans les deux cas.

Pour les lits bactériens, nous déterminerons sur plusieurs installations un certain nombre de paramètres hydrodynamiques comme la rétention liquide et le temps de séjour moyen. Ensuite, nous chercherons à déterminer quels facteurs peuvent influencer la variation de ces paramètres : charge hydraulique, hauteur du réacteur, nature du matériau support, ... Dans l'interprétation des distributions des temps de séjour, nous porterons une attention particulière aux échanges de traceur entre le biofilm et le film liquide.

Pour les biofiltres, le problème est de déterminer si la distribution de l'effluent et sa progression au sein du matériau sont homogènes en différents points. Pour cela, nous déterminerons la distribution des temps de séjour, non pas à la sortie du réacteur comme pour les lits bactériens, mais en différents points à l'intérieur de celui-ci. Cette méthode sera appliquée sur deux installations différentes, et nous nous intéresserons à l'influence de la géométrie du système d'admission de l'effluent sur les résultats.

Pour terminer, nous essayerons d'exploiter ces résultats hydrodynamiques en liaison avec les performances des procédés. Ce dernier chapitre sera plus spéculatif que les précédents, car il se basera sur des simulations numériques, et non sur le résultat de mesures. Pour les lits bactériens, nous déterminerons les constantes cinétiques dans le cas d'un biofilm épais. Nous nous intéresserons également à l'influence de la vitesse de rotation de l'arroseur sur l'hydrodynamique. Pour les biofiltres, nous tenterons de déterminer si les hétérogénéités hydrodynamiques observées expérimentalement peuvent avoir une influence sur les performances du procédé.

Au fil des chapitres se juxtaposeront donc les descriptions de travaux effectués sur des systèmes différents. Le fil conducteur est l'utilisation de la distribution des temps de séjour, en tant qu'outil permettant d'appréhender la manière dont l'effluent et la biomasse sont mis en contact. Le but final est de montrer que ce type d'étude, en améliorant la compréhension du fonctionnement des procédés, permet d'optimiser leur dimensionnement et de préciser leurs conditions d'exploitation.

# Chapitre I

## Hydrodynamique et modélisation des procédés à biomasse fixée

---

### 1. La distribution des temps de séjour

Considérons un flux de matière entrant dans un réacteur, composé de différentes « fractions ». Ces « fractions » sont définies comme des parties cohérentes du flux, qui peuvent être soit de simples molécules, soit des agrégats de matière de taille plus ou moins importante. Toutes les particules d'une même « fraction » séjournent un temps identique dans le réacteur. Mais lorsque le flux de matière franchit l'entrée du réacteur en régime permanent, les différentes fractions du flux ne franchissent généralement pas la section de sortie du réacteur au même instant. De ce fait, le temps passé par les différentes fractions à l'intérieur du réacteur est variable. Ce phénomène peut être représenté par une distribution des temps de séjour, en abrégé DTS (Danckwerts, 1953).

C'est au cours d'une pause thé d'un matin de 1952 à l'université de Cambridge que P.V. Danckwerts eut l'idée du concept de DTS, dont nous rappellerons le principe dans ce chapitre. La DTS constituait alors une solution à un problème auquel il réfléchissait depuis quelque temps : parvenir à un outil qui permette de décrire de manière quantitative le comportement d'un système en écoulement, à l'aide d'une expérience simple à réaliser (Danckwerts, 1979). Aujourd'hui, le concept de DTS est très largement utilisé dans le domaine du génie chimique, par exemple pour calculer les dimensions de réacteurs, mais aussi dans de nombreux autres domaines comme l'hydrologie, la physiologie ou le génie climatique.

#### 1.1. Définition

Considérons un système de volume constant  $V$ , dans lequel un régime permanent d'écoulement s'est établi au débit  $q$ . Le temps de séjour  $t$  d'une fraction de matière est égal au temps qu'il lui a fallu pour parcourir la distance comprise entre l'entrée et la sortie du système. A l'entrée du système, considérons l'injection instantanée d'une masse  $M$  d'un traceur qui se conserve au cours de l'écoulement, et qui n'était pas présent initialement. Si  $c_y(t)$  est la concentration moyenne du traceur dans le flux franchissant la section de sortie du système, alors  $qc_y(t)dt$  est égal à la masse de traceur qui a séjourné au sein du système dans la période comprise entre  $t$  et  $t+dt$ . La distribution des temps de séjour  $E(t)$  du traceur est obtenue en normalisant  $qc_y(t)$  :

$$E(t) = \frac{qc_y(t)}{\int_0^{\infty} qc_y(t)dt} = \frac{q}{M} c_y(t) \quad (1)$$

Il en résulte que, par définition :

$$\int_0^{\infty} E(t)dt = 1 \quad (2)$$

Dans la mesure où le traceur est supposé se comporter comme le liquide en écoulement (traceur idéal),  $E(t)$  est aussi la DTS du liquide considéré. Par définition, la DTS d'un écoulement est la réponse en concentration du système à une injection instantanée de traceur idéal, c'est à dire à une fonction d'entrée delta de Dirac  $\delta(t)$ . On sait par ailleurs que les transformées de Laplace  $C_x(s)$  et  $C_y(s)$  des fonctions normalisées d'entrée  $c_x(t)$  et de sortie  $c_y(t)$  d'un système linéaire sont liées par une fonction de transfert  $G(s)$ , avec  $s$  la variable de Laplace :

$$G(s) = \frac{C_y(s)}{C_x(s)} \quad (3)$$

Si l'injection de traceur est instantanée, on a :

$$c_x(t) = \frac{M}{q} \delta(t) \quad (4)$$

La transformée de Laplace de la fonction  $\delta(t)$  étant égale à 1 :

$$G(s) = \frac{q}{M} C_y(s) \quad (5)$$

La fonction de transfert d'un système en écoulement est donc la transformée de Laplace de la DTS, autrement dit :

$$G(s) = \int_0^{\infty} E(t)e^{-st} dt \quad (6)$$

## 1.2. Moments de la distribution des temps de séjour

Les distributions des temps de séjour peuvent être caractérisées par leurs moments. Le moment du  $k^e$  ordre est défini par :

$$\mu_k = \int_0^{\infty} t^k E(t) dt \quad (7)$$

Le moment du premier ordre  $\mu_1$  donne le temps de séjour moyen, également noté  $\bar{t}$  :

$$\mu_1 = \bar{t} = \int_0^{\infty} tE(t) dt \quad (8)$$

On définit également les moments centrés :

$$\mu'_k = \int_0^{\infty} (t - \bar{t})^k E(t) dt \quad (9)$$

Le moment centré d'ordre 2 caractérise la dispersion de la distribution des temps de séjour autour du temps de séjour moyen. Il est appelé variance et noté  $\sigma^2$  :

$$\mu'_2 = \sigma^2 = \int_0^{\infty} (t - \bar{t})^2 E(t) dt \quad (10)$$

Quelque soit l'écoulement envisagé, le moment d'ordre un ne dépend que du débit  $q$  et du volume accessible au fluide,  $V_a$ . On a :

$$\bar{t} = \frac{V_a}{q} \quad (11)$$

## 2. Les modèles de distribution des temps de séjour

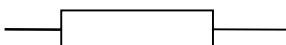
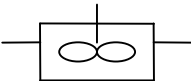
### 2.1. Les réacteurs idéaux

Il est généralement défini deux réacteurs, qui sont le siège d'écoulements parfaits : le réacteur piston, et le réacteur mélange intégral. Les DTS et fonction de transfert de ces réacteurs sont rappelées dans le tableau suivant, en considérant le paramètre de temps  $t_0$  :

$$t_0 = \frac{V}{q} \quad (12)$$

avec  $V$  le volume liquide du réacteur.

Tableau 1. Expression de la DTS et de la fonction de transfert des réacteurs idéaux

	réacteur piston	mélange intégral
DTS $E(t)$	 $\delta(t - t_0)$	 $\frac{1}{t_0} e^{-t/t_0}$
fonction de transfert $G(s)$	$e^{-t_0 s}$	$\frac{1}{st_0 + 1}$

### 2.2. Les modèles d'écoulement simples

L'écoulement siégeant dans les réacteurs réels peut parfois être considéré comme proche d'un écoulement en piston ou en mélange intégral. Toutefois, il est des cas où les besoins de l'étude, ou encore la complexité de l'écoulement, nécessitent de faire appel à des modèles d'écoulement plus proches de la réalité.

### 2.2.1. Ecoulement dispersif

Le traceur injecté dans un réacteur subit une dispersion au sein du fluide en écoulement, qui dans le cas des réacteurs idéaux peut être nulle (réacteur piston) ou instantanée (réacteur infiniment mélangé). La dispersion du traceur peut être due à la configuration des profils de vitesse ainsi qu'aux phénomènes de diffusion moléculaire. Les données relatives à la description des profils de vitesse dans un réacteur ne sont généralement pas disponibles pour les réacteurs réels. Par conséquent la description de l'écoulement s'appuie sur des modèles à paramètres empiriques, qui doivent approcher la DTS réelle. L'un des modèles les plus fréquemment utilisés consiste en un écoulement piston, sur lequel est superposé un mécanisme de dispersion. Ce modèle est parfois appelé piston dispersif (Wen et Fan, 1975). Considérant la concentration  $c$  d'un réactif, l'expression mathématique générale pour ce modèle est :

$$\frac{\partial c}{\partial t} = \nabla \cdot (D \nabla c) - \bar{u} \cdot \nabla c + \phi(c) \quad (13)$$

avec  $D$  le coefficient de dispersion [ $L^2T^{-1}$ ],  $\bar{u}$  la vitesse moyenne de l'écoulement [ $LT^{-1}$ ] (dans le cas d'un écoulement en milieu poreux, il s'agit de la vitesse interstitielle moyenne), et  $\phi(c)$  le taux de production ou de consommation du réactif [ $ML^{-3}T^{-1}$ ].

Dans le cas de l'écoulement incompressible dans un réacteur cylindrique, la symétrie axiale permet de définir un axe longitudinal d'ordonnées  $z$  et une distance par rapport à cet axe  $r$ , et de réécrire l'équation sous la forme :

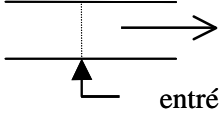
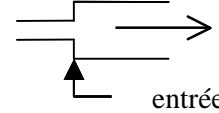
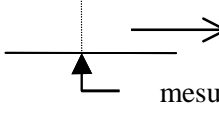
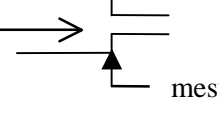
$$\frac{\partial c}{\partial t} = D_z \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} + D_r \left( \frac{\partial^2 c}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial c}{\partial r} \right) - \bar{u} \frac{\partial c}{\partial z} + \phi(c) \quad (14)$$

$D_z$  et  $D_r$  sont respectivement les coefficients de dispersion axiale et radiale [ $L^2T^{-1}$ ]. Dans certains cas, particulièrement lorsque le rayon du réacteur est petit devant la longueur, on peut négliger l'effet de la dispersion radiale devant celui de la dispersion axiale. L'équation devient alors :

$$\frac{\partial c}{\partial t} = D_z \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} - \bar{u} \frac{\partial c}{\partial z} + \phi(c) \quad (15)$$

La solution de ces équations dépend des conditions de l'écoulement aux points d'entrée et de sortie du traceur. Lorsque le point d'entrée consiste en un étranglement de section, le traceur ne peut pas se disperser en amont de la section d'entrée. Au contraire, si la section d'entrée du traceur est identique à la section du réacteur, le traceur peut se disperser vers l'amont. De même, si la section de sortie est étranglée, le traceur ne peut retourner par dispersion dans le réacteur une fois qu'il a franchi la section de sortie. Ce n'est pas le cas si le signal de sortie est constitué par un prélèvement de traceur dans une section quelconque du réacteur. Le tableau suivant donne les différentes conditions aux limites pour chaque cas, en considérant que le traceur est injecté à  $z = 0$  et sa concentration de sortie considérée à  $z = L$  (Wen et Fan, 1975).

Tableau 2. Conditions aux limites possibles à l'entrée et à la sortie d'un réacteur soumis à un écoulement en piston avec dispersion axiale

<p>entrée ouverte à la diffusion</p>  <p>entrée du traceur</p> $\bar{u}c_x = D_z \left( \frac{\partial c}{\partial z} \right)_{z \rightarrow 0^-} - D_z \left( \frac{\partial c}{\partial z} \right)_{z \rightarrow 0^+}$	<p>entrée fermée à la diffusion</p>  <p>entrée du traceur</p> $\bar{u}c_x = \bar{u}c_{z \rightarrow 0^+} - D_z \left( \frac{\partial c}{\partial z} \right)_{z \rightarrow 0^+}$
<p>sortie ouverte à la diffusion</p>  <p>mesure du traceur</p> $c_y = c_{z=L}$	<p>sortie fermée à la diffusion</p>  <p>mesure du traceur</p> $\left( \frac{\partial c}{\partial z} \right)_{z=L} = 0$

La résolution de l'équation différentielle avec les diverses conditions aux limites conduit à introduire le nombre sans dimension de Péclet,  $Pe$ , défini ainsi :

$$Pe = \frac{\bar{u}L}{D_z} \quad (16)$$

Le tableau suivant donne les différentes fonctions de transfert correspondant aux diverses possibilités de conditions aux limites, en faisant l'hypothèse que le traceur ne réagit pas :  $\phi(c)=0$ .

Tableau 3. Fonction de transfert du modèle piston avec dispersion axiale, en fonction des conditions aux limites choisies

type de réacteur	fonction de transfert	temps de séjour moyen	variance
ouvert aux deux extrémités	$\frac{\exp\left[Pe \frac{(1-\beta)}{2}\right]}{\beta}$	$t_0\left(1 + \frac{2}{Pe}\right)$	$t_0^2\left(\frac{2Pe+8}{Pe^2}\right)$
ouvert à une extrémité, fermé à l'autre	$\frac{2 \exp\left[Pe \frac{(1-\beta)}{2}\right]}{(1+\beta)}$	$t_0\left(1 + \frac{1}{Pe}\right)$	$t_0^2\left(\frac{2Pe+3}{Pe^2}\right)$
fermé aux deux extrémités	$\frac{4\beta \exp\left[Pe \frac{(1-\beta)}{2}\right]}{(1+\beta)^2 - (1-\beta)^2 e^{-Pe\beta}}$	$t_0$	$\frac{2Pe - 2 + 2e^{-Pe}}{Pe^2} \times t_0^2$
avec $\beta = \sqrt{1 + 4sD_z / \bar{u}^2}$ et $t_0 = L / \bar{u}$			

Notons que si  $Pe$  est grand (supérieur à 100), c'est à dire si la dispersion axiale  $D_z$  est faible, le temps de séjour moyen se rapproche de  $t_0$ , la variance de  $2t_0^2/Pe$ , et la distribution des temps de séjour est bien approchée par une distribution de Gauss quelles que soient les conditions aux limites (Levenspiel, 1972) :

$$E(t) \approx \frac{1}{2t_0} \sqrt{\frac{Pe}{\pi}} \exp\left[-\frac{Pe(1-t/t_0)^2}{4}\right] \quad (17)$$

### 2.2.2. Ecoulement dans des réacteurs en cascade

La modélisation peut utiliser une combinaison d'écoulements idéaux pour représenter les écoulements réels. Les réacteurs servant de base à l'élaboration de tels modèles sont :

- le réacteur piston
- le mélange intégral
- le court-circuit.



Ces réacteurs sont placés en série ou en parallèle dans un réseau de noeuds et de branches. La DTS du système ainsi formé est obtenue en écrivant le bilan de matière à chaque noeud, et en calculant le produit de convolution des fonctions de transfert dans chaque branche. Ceci est réalisé facilement dans le domaine fonctionnel de Laplace, où le produit de convolution est transformé en produit simple. Ce calcul se prête aisément à une implémentation logicielle, ce qui a permis la mise au point de programmes pour l'élaboration de modèles (Leclerc *et al*, 1995 ; Barnett *et al*, 1994).

Le modèle simple des  $n$  réacteurs identiques, parfaitement agités, placés en série est souvent utilisé. La DTS d'un tel système est donnée par l'expression suivante :

$$E(t) = \frac{1}{t_0} \frac{n^n}{(n-1)!} \left(\frac{t}{t_0}\right)^{n-1} \exp\left(-\frac{nt}{t_0}\right) \quad (18)$$

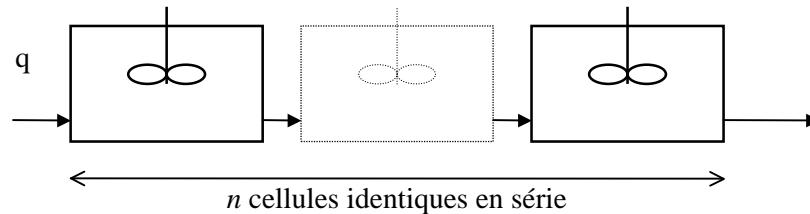


Figure 1. Représentation du modèle d'écoulement à  $n$  réacteurs parfaitement mélangés en série.

Le temps de séjour moyen  $\bar{t}$  est égal au paramètre  $t_0$ . La variance  $\sigma^2$  de ce modèle est égale à  $t_0^2/n$ . Plus  $n$  est grand, plus on se rapproche d'un écoulement piston, à variance nulle (Figure 2).

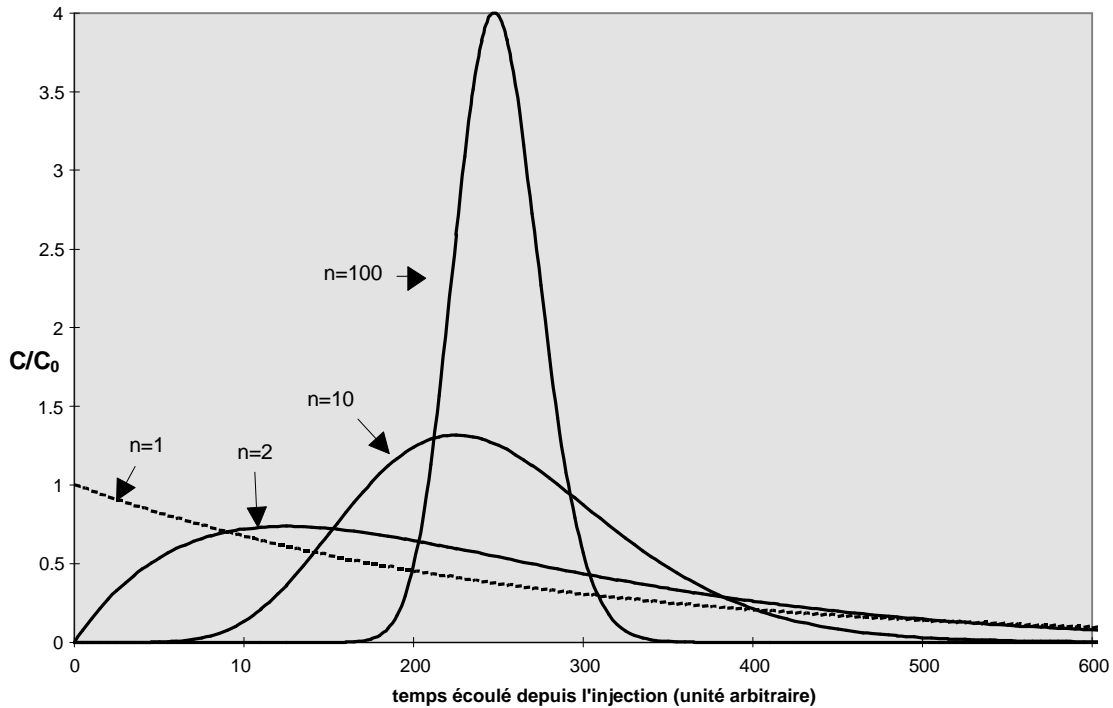


Figure 2. DTS dans une série de  $n$  réacteurs parfaitement mélangés, pour diverses valeurs de  $n$ .

Pour identifier le modèle à une courbe expérimentale, le seul paramètre à déterminer est  $n$ , le temps de séjour moyen étant en principe donné par le volume liquide et le débit. Le paramètre  $n$  peut être pris égal à l'inverse de la variance  $\sigma^2$  de la courbe expérimentale. Il est aussi possible de déterminer  $n$  en utilisant le maximum de la courbe, qui apparaît à  $t = t_0(n-1)/n$ . Quelle que soit la méthode, on aboutit le plus souvent à un  $n$  non entier.

Lorsque  $n$  n'est pas entier, la signification physique du modèle est perdue. Cependant, il est possible de calculer la distribution à l'aide de la fonction gamma. On a la relation, pour  $n$  entier,  $(n-1)! = \Gamma(n)$ , d'où par analogie avec l'expression précédente :

$$E(t) = \frac{1}{t_0} \frac{n^n}{\Gamma(n)} \left(\frac{t}{t_0}\right)^{n-1} \exp\left(-\frac{nt}{t_0}\right) \quad (19)$$

Pour estimer la fonction  $\Gamma(n)$ , on peut utiliser l'approximation de la formule de Stirling :

$$\Gamma(n) \cong e^{-n} n^{n-\frac{1}{2}} \sqrt{2\pi} \left( 1 + \frac{1}{12n} + \frac{1}{288n^2} - \frac{139}{51840n^3} - \frac{571}{2488320n^4} \right) \quad (20)$$

Lorsque  $n$  est grand, disons supérieur à 25, les DTS calculées à partir du modèle des  $n$  réacteurs en série se superposent aux DTS calculées à partir du modèle de piston dispersif, en prenant (Villermoux, 1993) :

$$Pe = 2(n - 1) \quad (21)$$

Par conséquent, le modèle à  $n$  réacteurs parfaitement mélangés en série est aussi bien approché par une courbe de Gauss (Figure 2) lorsque  $n$  est supérieur à 25.

### 2.3. Les modèles d'écoulement avec échanges lents

Dans certains réacteurs, on peut distinguer un volume liquide en écoulement et un volume liquide stagnant. Les échanges de traceur entre la partie stagnante et l'écoulement principal sont à l'origine de l'apparition d'une traînée sur la DTS (Van Swaaij *et al*, 1969). Ce phénomène n'est pas pris en compte dans les modèles simples de mélangeurs en cascade ou de piston dispersif, et nécessite l'introduction d'une zone stagnante.

Dans la suite, nous noterons  $\theta_m$  la fraction du volume vide en écoulement (fraction mobile),  $\theta_{im}$  la fraction stagnante (fraction immobile), et le rapport des deux  $K_{im}$  :

$$K_{im} = \frac{\theta_{im}}{\theta_m} \quad (22)$$

#### 2.3.1. Piston dispersif avec échanges lents

Ce modèle a été introduit par Van Swaaij *et al*. en 1969. Il est décrit par le schéma d'écoulement ci-après (Figure 3). En réalisant un bilan de masse entre les ordonnées  $z$  et  $z+dz$ , on obtient les équations 23 et 24.

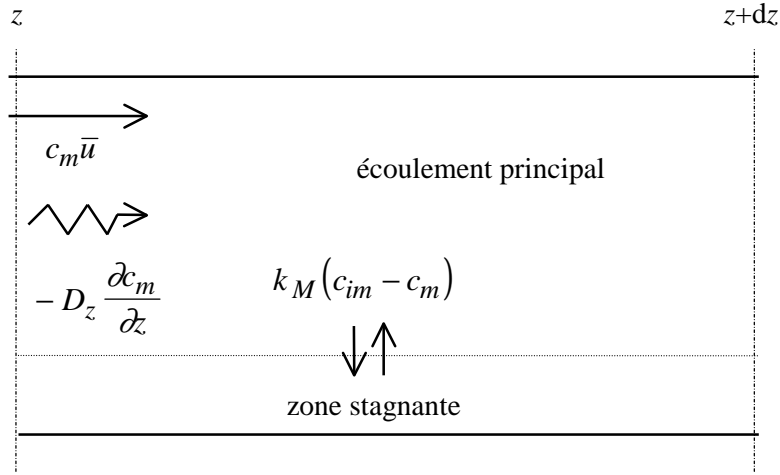


Figure 3. Représentation du modèle piston dispersif avec échanges lents.

Dans la zone mobile :

$$\frac{\partial c_m}{\partial t} + \frac{\theta_{im}}{\theta_m} \frac{\partial c_{im}}{\partial t} = D_z \frac{\partial^2 c_m}{\partial z^2} - \bar{u} \frac{\partial c_m}{\partial z} \quad (23)$$

avec  $c_m$  et  $c_{im}$  les concentrations dans les zones mobile et immobile, respectivement, et  $D_z$  le coefficient de dispersion axiale. Dans la zone immobile :

$$\theta_{im} \frac{\partial c_{im}}{\partial t} = k_M (c_m - c_{im}) \quad (24)$$

avec  $k_M$  un coefficient de transfert [ $T^{-1}$ ]. En supposant que le système est fermé à ses deux extrémités (Tableau 2), on obtient la fonction de transfert dans le domaine de Laplace, et on peut calculer le temps de séjour moyen et la variance (Sardin *et al.*, 1991) :

$$G(s) = \frac{4\omega \exp\left[\frac{Pe}{2}(1-\omega)\right]}{(1+\omega)^2 - (1-\omega)^2 \exp(-Pe\omega)} \quad (25)$$

$$\omega = \sqrt{1 + 4t_m \frac{s[1 + M(s)]}{Pe}} \quad (26)$$

$$M(s) = \frac{K_{im}}{1 + st_M} \quad (27)$$

avec  $Pe$  le nombre de Péclet,  $L$  longueur du réacteur,  $t_m = \frac{L}{v}$  temps caractéristique de convection dans la zone mobile,  $t_M = \frac{\theta_{im}}{k_M}$  temps de transfert caractéristique.

$$\bar{t} = t_m(1 + K_{im}) \quad (28)$$

$$\sigma^2 = \bar{t}^2 \left( \frac{2}{Pe} - \frac{2}{Pe^2} (1 - e^{-Pe}) + \frac{2K_{im}}{1 + K_{im}} \frac{t_M}{\bar{t}} \right) \quad (29)$$

### 2.3.2. Réacteurs en cascade avec échanges lents

Ce modèle reprend la configuration des  $n$  réacteurs parfaitement mélangés de volume  $V/n$ , mais chaque réacteur possède une zone stagnante, de volume  $\alpha V/n$  (Figure 4).

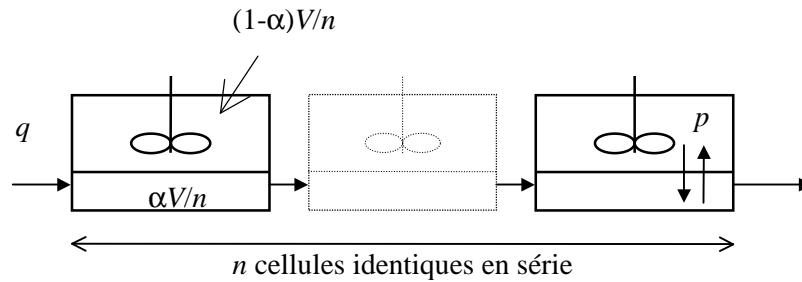


Figure 4. Représentation du modèle  $n$  réacteurs parfaitement mélangés avec échanges lents

Les échanges entre chacune de ces zones se font au taux  $p$ . Introduisons la notation :

$$\lambda = \frac{nq}{(1-\alpha)V} ; \nu = \frac{np}{(1-\alpha)V} ; \gamma = \frac{np}{\alpha V} \quad (30)$$

Ces quantités peuvent être interprétées sous l'angle des probabilités (Levich *et al*, 1967). Ainsi,  $\lambda$  est la probabilité de transfert par unité de temps d'un élément de fluide arbitraire de la zone mélangée dans la cellule suivante.  $\nu$  est la probabilité de transfert du même élément de fluide vers la zone stagnante. Enfin,  $\gamma$  est la probabilité de disparition d'un élément de fluide qui se trouverait dans la zone stagnante.

En écrivant le bilan de masse dans la zone active et dans la zone stagnante, puis en passant aux transformées de Laplace, on trouve l'expression de la fonction de transfert  $G(s)$  pour une cellule :

$$G(s) = \frac{\lambda(s + \gamma)}{s^2 + (\lambda + \nu + \gamma)s + \lambda\gamma} \quad (31)$$

Pour les  $n$  cellules, il faut élever la fonction à la puissance  $n$ . D'autres auteurs (J. Villiermaux et B. Antoine, 1978) proposent d'utiliser comme paramètres un temps de transfert caractéristique entre les deux fractions  $t_M$ , le temps de passage  $t_0 = V/q$ , et le rapport entre la fraction stagnante et la fraction mélangée  $K_{im} = \alpha/(1-\alpha)$ . La fonction de transfert s'écrit alors :

$$G(s) = \left[ 1 + \frac{st_0}{n(1 + K_{im})} \left( 1 + \frac{K_{im}}{1 + t_M s} \right) \right]^{-n} \quad (32)$$

En procédant par identification entre les deux fonctions, on trouve les relations suivantes :

$$\gamma = \frac{1}{t_M} ; \lambda = \frac{n(1 + K_{im})}{t_0} ; \nu = \frac{K_{im}}{t_M} \quad (33)$$

Le temps de séjour moyen dans les  $n$  cellules et la variance sont :

$$\bar{t} = t_0 ; \sigma^2 = \frac{t_0^2}{n} + \frac{2t_0 K_{im}}{(1 + K_{im})} t_M \quad (34)$$

Hovorka (1961) donne l'expression dans le domaine réel de la DTS pour  $n$  compris entre 1 et 5. Levich *et al.* (1967) donnent des expressions approchées en distinguant :

- les milieux de grande longueur, dans lesquels la DTS est proche d'un piston dispersif,
- les milieux de faible longueur, dans lesquels la contribution des échanges lents à la valeur de  $E(t)$  devient prépondérante lorsque  $t$  est supérieur à  $n/\lambda$ .

### **3. Elaboration d'un modèle hydrodynamique adapté au cas des réacteurs à biomasse fixée**

Certains réacteurs de traitement des eaux usées utilisent une biomasse fixée sur un support. C'est le cas en particulier des lits fluidisés, des lits bactériens, des biodisques et des biofiltres. L'interprétation des DTS observées sur ces réacteurs nécessite la définition d'un nouveau modèle, que nous expliquons ici.

#### **3.1. Interprétation des distributions des temps de séjour dans les réacteurs à biomasse fixée**

Dans les réacteurs à biomasse fixée, le traceur utilisé pour obtenir la DTS subit un phénomène de transport à l'intérieur du biofilm par diffusion moléculaire. Le biofilm échange lentement du traceur avec l'écoulement principal, et se comporte comme une zone stagnante, ce qui accentue considérablement la traînée sur la queue de courbe de la DTS. Ce phénomène a été observé par Riemer *et al.* (1980), ainsi que par Canziani (1988) au sein de biofiltres, et par Stevens *et al.* (1986) dans un lit fluidisé. Le flux échangé entre le biofilm et l'écoulement principal dépend du gradient de concentration de traceur qui s'est établi au sein du biofilm, lui-même lié au coefficient de diffusion du traceur. Les modèles à échanges lents exposés plus haut (piston dispersif et réacteurs en cascade) ne prennent pas en compte le gradient de concentration dans la zone stagnante, en considérant cette dernière comme homogène. Par conséquent, un nouveau modèle hydrodynamique, prenant en compte la diffusion du traceur dans la biomasse, est nécessaire pour expliquer la DTS observée dans les systèmes à biomasse fixée.

La modélisation de la consommation du substrat par les biofilms, et donc la prévision des performances épuratoires, nécessite également de prendre en compte la diffusion moléculaire du substrat au sein du biofilm (Harremoës et Henze, 1995). Le nouveau modèle hydrodynamique se basant sur des bilans de masse similaires, sera particulièrement facile à coupler avec le modèle cinétique de consommation du substrat.

### 3.2. Schématisation du film biologique et hypothèses de base

Un modèle hydrodynamique prenant en compte la diffusion du traceur au sein du biofilm a déjà été élaboré par Riemer *et al.* (1980), et appelé « modèle de biodiffusion ». Dans la suite, nous utiliserons des hypothèses similaires, mais avec des conditions aux limites modifiées.

Tout comme dans le modèle de piston dispersif avec échanges, le réacteur est modélisé sous la forme d'un tube vertical comprenant une fraction de volume immobile  $\theta_m$  représentant le biofilm, et un film liquide de fraction volumique  $\theta_m$ . Dans le film liquide, l'écoulement est supposé en piston avec dispersion axiale.

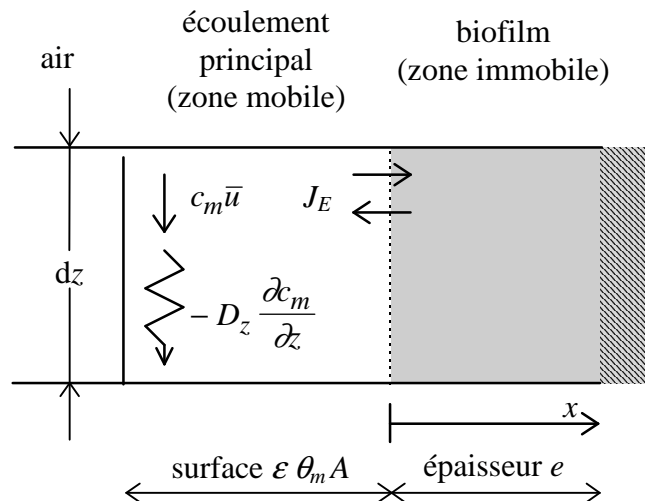


Figure 5. Représentation du modèle d'écoulement dans un réacteur à biomasse fixée avec biodiffusion

Etant donné une tranche élémentaire  $dz$ , il est possible d'établir un bilan de matière. Le traceur est transporté par le flux convectif  $c_m \bar{u}$ . La vitesse interstitielle  $\bar{u}$  est égale à  $q/\varepsilon \theta_m A$ , où  $q$  est le débit,  $A$  la section du réacteur, et  $\varepsilon$  le taux de vide. Le flux dispersif dépend du coefficient de dispersion axiale  $D_z$ . L'échange lent de traceur avec le biofilm produit un flux  $J_E$  à l'interface entre l'écoulement principal et le biofilm.



Le bilan de matière dans la zone mobile conduit à l'équation différentielle :

$$\frac{\partial c_m}{\partial t} = D_z \frac{\partial^2 c_m}{\partial z^2} - \bar{u} \frac{\partial c_m}{\partial z} + a_e \frac{1}{\varepsilon \theta_m} J_E(z) \quad (35)$$

$$J_E(z) = -D_B \left( \frac{\partial c_{im}}{\partial x} \right)_{x=0} \quad (36)$$

où  $a_e$  est la surface spécifique [ $L^2L^{-3}$ ] disponible pour échanger avec le biofilm par unité de volume de réacteur, et  $D_B$  le coefficient de diffusion moléculaire du traceur dans la biomasse [ $L^2T^{-1}$ ]. Le réacteur est supposé fermé aux deux extrémités, ce qui conduit aux conditions aux limites exposées Tableau 2. Dans la zone immobile, le traceur est soumis à un phénomène de transport par diffusion moléculaire, qui définit un profil de concentration  $c_{im}(x)$ . Pour une tranche élémentaire  $dx$  perpendiculaire à l'axe des  $z$ , le bilan de matière conduit à :

$$\frac{\partial c_{im}}{\partial t} = D_B \frac{\partial^2 c_{im}}{\partial x^2} \quad (37)$$

Deux conditions aux limites supplémentaires sont nécessaires pour définir le système complètement :

$$c_{im}(x=0) = c_m(z) \quad (38)$$

$$\left( \frac{\partial c_{im}}{\partial x} \right)_{x=e} = 0 \quad (39)$$

où  $e$  est l'épaisseur du biofilm.

### 3.3. Calcul de la fonction de transfert

En faisant l'hypothèse qu'il n'y a pas de traceur présent à  $t = 0$ , la résolution du système conduit à une fonction de transfert similaire à celle présentée pour le piston dispersif avec échanges (expression 25). Seul le calcul de  $M(s)$  est modifié ainsi :

$$M(s) = K_{im} \frac{\text{th}(\sqrt{st_b})}{\sqrt{st_b}} \quad (40)$$

avec  $t_b$  le temps caractéristique de diffusion dans la biomasse :

$$t_b = e^2 / D_B \quad (41)$$

Sardin *et al.* (1991) indiquent que  $M(s)$  peut souvent être approché avec une précision suffisante par une expression de premier ordre similaire à celle du modèle de piston dispersif avec échanges :

$$M(s) = \frac{1}{1 + st_c} \quad (42)$$

où le paramètre  $t_c$  représente un temps caractéristique de diffusion et peut être exprimé en fonction de  $t_b$  :

$$t_c = \frac{t_b}{3} \quad (43)$$

Cela signifie que lorsque le modèle de biodiffusion donnera un bon ajustement à la DTS expérimentale, le modèle piston dispersif avec échange pourra également donner un bon ajustement, en prenant un temps de transfert caractéristique ( $t_M$ ) égal à  $t_b/3$ . De ce fait, la qualité de l'ajustement ne permettra pas de décider lequel des deux modèles est le plus pertinent.

#### **4. Application à la modélisation des performances des procédés à biomasse fixée**

Les expressions qui seront utilisées pour calculer les performances des réacteurs d'épuration sont introduites ici. Seuls sont considérés les procédés à biomasse fixée, dans lesquels un biofilm a colonisé un support (parfois appelé garnissage). L'effluent s'écoule autour du biofilm et est au contact de l'air, afin de permettre la pénétration d'oxygène dans le film bactérien. Dans les lits bactériens, il s'agit de l'air atmosphérique. Dans les biofiltres, le support est immergé, et l'air est apporté sous formes de bulles.

## 4.1. Modélisation du film biologique

Le film bactérien est une matrice composée de cellules bactériennes, de polymères extracellulaires insolubles, et dans une grande proportion, d'eau.

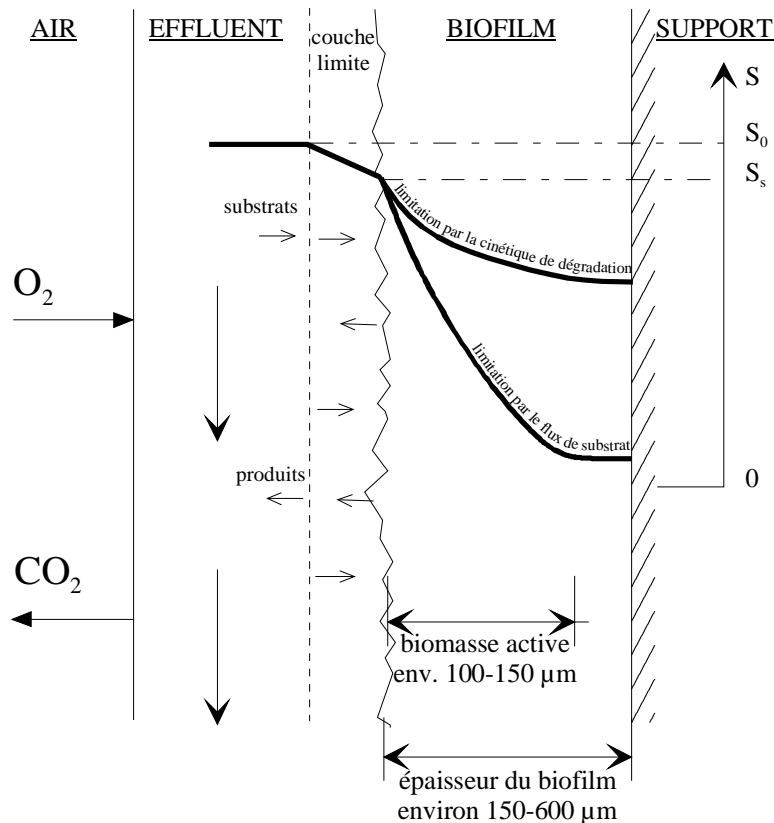


Figure 6. Schéma simplifié de biofilm

L'effluent qui s'écoule sur le support à une vitesse connue contient un substrat transformé dans le biofilm. Par exemple, le substrat est constitué de DBO facilement assimilable pour les biofilms hétérotrophes, ou d'azote ammoniacal dans le cas de lits nitrifiants. Le film liquide contient également une concentration  $S_{O_2}$  d'oxygène.

Avant d'atteindre le biofilm, le substrat et l'oxygène doivent traverser une « couche limite », zone de transition entre l'écoulement en film liquide et le biofilm. La couche limite crée une résistance au transfert de matière, qui provoque une diminution de la concentration en substrat et en oxygène à l'interface biofilm - effluent. Ce phénomène est encore peu documenté (Harremoës et Henze, 1995). Dans la suite, nous ne tiendrons pas compte du transport dans la couche limite.

## 4.2. Calcul des vitesses de réaction à la surface du biofilm

La cinétique de Monod permet d'exprimer la vitesse de dégradation du substrat *dans* le biofilm. Pour une concentration  $S_f$  de substrat à l'intérieur du biofilm, on a :

$$r_f = \frac{\partial S_f}{\partial t} = \mu^* X_f \frac{S_f}{S_f + K_{S,s}} \quad (44)$$

avec  $\mu^*$  la vitesse de dégradation maximale [ $M_S M_X^{-1} T^{-1}$ ],  $X_f$  la concentration de biomasse [ $M_X L^{-3}$ ], et  $K_{S,s}$  la concentration de  $\frac{1}{2}$  saturation [ $M_S L^{-3}$ ]. En général, la concentration de biomasse  $X_f$  est inconnue, mais on peut déterminer une valeur  $k$  [ $M_S L^{-3} T^{-1}$ ] du produit  $\mu^* X_f$  :

$$k = \mu^* X_f \quad (45)$$

On peut montrer que l'équation différentielle à résoudre pour obtenir le profil de concentration dans la biomasse est, compte tenu du transfert de substrat par diffusion (Williamson et McCarty, 1976) :

$$D_{f,s} \frac{\partial^2 S_f}{\partial z^2} = k \frac{S_f}{K_{S,s} + S_f} \quad (46)$$

avec  $D_{f,s}$  coefficient de diffusion moléculaire du substrat dans la biomasse [ $M_S L^{-2}$ ].

Il s'agit d'une équation qui n'a pas de solution analytique. Certains auteurs ont proposé des solutions numériques à l'aide d'algorithmes de calcul (Williamson et McCarty, 1976). Il est toutefois possible de simplifier l'expression. L'équation est remplacée par deux cinétiques d'ordre 0 et 1 :

$$S_f \ll K_{S,s} \Rightarrow r_f = k_{1f} S_f \text{ (cinétique d'ordre un)} \quad (47)$$

et :

$$S_f \gg K_{S,s} \Rightarrow r_f = k_{0f} \text{ (cinétique d'ordre zéro)} \quad (48)$$

avec  $k_{1f}$  le coefficient de dégradation d'ordre 1 [ $T^{-1}$ ], et  $k_{0f}$  le coefficient de dégradation d'ordre 0 [ $M_S L^{-3} T^{-1}$ ].

Si  $k$  est connu, on a :

$$k_{0f} = k \text{ et } k_{1f} = \frac{k}{K_{S,s}} = \frac{k_{0f}}{K_{S,s}} \quad (49)$$

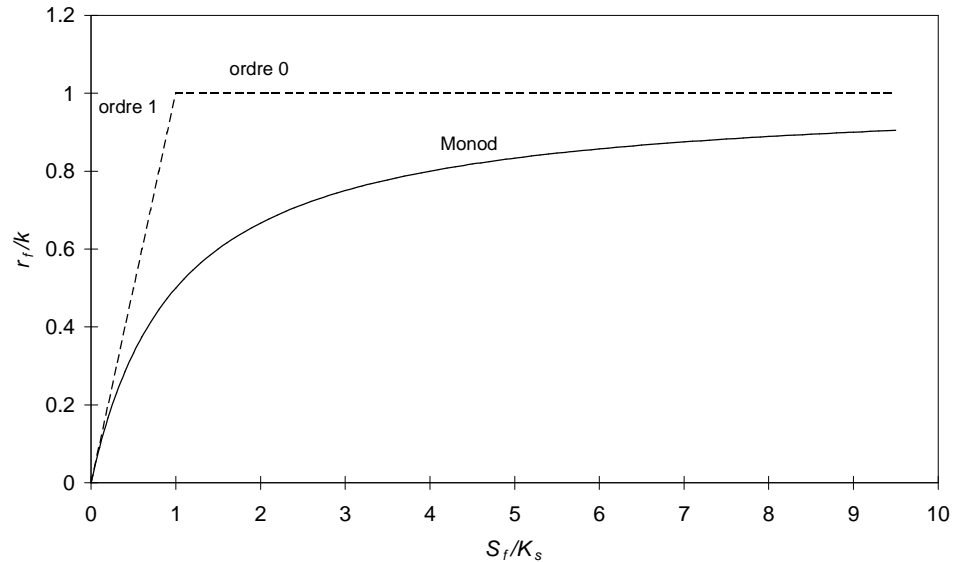


Figure 7. Approximation du modèle de Monod par des cinétiques d'ordre zéro et un dans le biofilm.

La vitesse apparente de dégradation du substrat à l'interface effluent - biofilm dépend de deux critères :

- la cinétique de dégradation du substrat à l'intérieur du biofilm (cinétique de Monod simplifiée en ordre zéro ou un) ;
- l'épaisseur du biofilm (fin ou épais).

Les données de départ du problème sont :

- la vitesse de dégradation maximale dans le biofilm,  $k_{0f}$  [ $M_S L^{-3} T^{-1}$ ]
- l'épaisseur du biofilm,  $e$  [L]
- la concentration de substrat à l'interface effluent - biofilm,  $S_S$
- le coefficient de diffusion dans la biomasse,  $D_{f,s}$  [ $L^2 T^{-1}$ ]
- la constante de  $\frac{1}{2}$  saturation,  $K_{S,s}$

Le Tableau 4 montre la marche à suivre pour calculer la vitesse de dégradation apparente à la surface du biofilm. Cette vitesse est donnée par unité de surface du biofilm, et notée  $r_{A,s}$ . Nous ne donnons pas les détails du calcul, que l'on trouvera expliqué ailleurs (Harremoës et Henze, 1995). Notons toutefois que l'on simplifie le résultat à l'aide de deux approximations :

- dans le cas de l'ordre zéro, on applique la cinétique sur toute l'épaisseur du biofilm, alors que dans la partie profonde, il est possible que s'établisse une cinétique d'ordre un, du fait de la diminution de la concentration ;
- on suppose que la concentration la plus faible que l'on peut obtenir est nulle, alors qu'il a été montré en régime permanent que l'activité du biofilm s'arrête lorsque la concentration atteint un seuil minimal non nul,  $S_{\min}$  (Rittmann et McCarty, 1981). Il serait possible de calculer la valeur de ce seuil :

$$S_{\min} = \frac{K_{S,s} b_m}{\mu - b_m} \quad (50)$$

avec  $S_{\min}$  = concentration au-dessous de laquelle le biofilm n'a pas d'activité significative [ $M_S L^{-3}$ ] et  $b_m$  = constante de mortalité de la biomasse [ $T^{-1}$ ].

Tableau 4. Calcul de la vitesse apparente de consommation du substrat à la surface du biofilm

calculer la concentration de transition	$S_{tr} = \min\left(2; \frac{\alpha}{\tanh \alpha}\right) K_{S,s}$ avec $\alpha = \sqrt{\frac{k_{1f} e^2}{D_{f,s}}}$				
critère 1	$S_s < S_{tr}$			$S_s > S_{tr}$	
cinétique interne	ordre 1			ordre 0	
critère 2	$\alpha \ll 1$	$\alpha$ quelconque	$\alpha \gg 1$	$\frac{S_s}{K_{S,s}} > \frac{\alpha^2}{2}$	$\frac{S_s}{K_{S,s}} < \frac{\alpha^2}{2}$
type de biofilm	mince	quelconque	épais	mince	épais
cinétique apparente $r_{A,s}$ = ... [ $M_S L^{-2} T^{-1}$ ]	$k_{1f} e S_s$	$\frac{\tanh \alpha}{\alpha} k_{1f} e S_s$	$\frac{k_{1f} e S_s}{\alpha}$	$k_{0f} e$	$\sqrt{2 D_{f,s} k_{0f}} \sqrt{S_s}$
ordre apparent	1			0	$1/2$

On notera qu'une cinétique d'ordre un dans le biofilm donne une cinétique apparente à la surface du biofilm également d'ordre un. En revanche, avec une cinétique d'ordre zéro dans le biofilm, la cinétique apparente est d'ordre  $\frac{1}{2}$  à la surface du biofilm, si le biofilm est épais.

### 4.3. Couplage substrat - oxygène

La dégradation du substrat (matière organique ou azote ammoniacal) nécessite la fourniture d'oxygène. L'oxygène est transféré de l'air vers l'effluent puis de l'effluent vers le biofilm. Ce dernier transfert est contrôlé par les mêmes phénomènes que le transport du substrat à dégrader, qui sont la diffusion à travers la couche limite puis à travers le biofilm. Ce processus peut être limitant et provoquer l'apparition d'une zone anaérobie dans la partie profonde du biofilm.

Du fait de ces phénomènes de transfert, la cinétique de dégradation peut être limitée soit par le substrat à dégrader, soit par l'oxygène. On peut montrer (Harremoës et Henze, 1995) que dans le cas d'une réaction d'ordre zéro dans le biofilm, le critère déterminant est :

$$\frac{S_{O_2}}{S_s} > \frac{D_{f,s}}{D_{f,O_2}} \frac{1}{\nu} \Rightarrow \text{le substrat est limitant} \quad (51)$$

$$\frac{S_{O_2}}{S_s} < \frac{D_{f,s}}{D_{f,O_2}} \frac{1}{\nu} \Rightarrow \text{l'oxygène est limitant} \quad (52)$$

avec  $S_{O_2}$  la concentration en  $O_2$  dans l'effluent [ $M_{O_2}L^{-3}$ ],  $D_{f,O_2}$  le coefficient de diffusion de l'oxygène dans le biofilm [ $L^2T^{-1}$ ] et  $\nu$  le coefficient stoechiométrique [ $M_S/M_{O_2}$ ].

Plus généralement, pour un ordre quelconque, le calcul de la cinétique limitante nécessite la connaissance des paramètres suivants :

- la constante de demi - saturation pour l'oxygène,  $K_{S,O_2}$
- le coefficient de diffusion de l'oxygène dans la biomasse,  $D_{f,O_2}$
- le coefficient stoechiométrique de la réaction de dégradation, exprimant la masse de substrat dégradé par unité de masse d'oxygène consommé,  $\nu$ .

Tableau 5. Valeurs type pour le coefficient stoechiométrique  $\nu$

substrat	$\nu$ (g/gO <sub>2</sub> )	source
DBO non précisée	1,0 - 2,0	Gönenç et Harremoës, 1985
DCO non précisée	1,79	Chen <i>et al.</i> , 1989
	1,67	Arvin et Harremoës, 1990
ammoniaque N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	0,24	Gönenç et Harremoës, 1985
	0,22-0,23	Toettrup <i>et al.</i> , 1994
	0,23	Chen <i>et al.</i> , 1989
	0,25-0,29	Arvin et Harremoës, 1990

Lorsque ni les phénomènes de transport, ni la concentration en oxygène, ni la concentration en substrat ne sont limitants, la vitesse de dégradation du substrat et la consommation de l'oxygène sont maximaux. On a :

$$r_{A,s} = k_{0f} e = \nu k_{0f,O_2} e \quad (53)$$

avec  $k_{0f,O_2}$  = vitesse de consommation maximale de l'oxygène par le biofilm [M<sub>O<sub>2</sub></sub>T<sup>-1</sup>]. On a donc :

$$k_{0f,O_2} = \frac{k_{0f}}{\nu} \quad (54)$$

On peut calculer la constante de dégradation d'ordre 1 pour l'oxygène :

$$k_{1f,O_2} = \frac{k_{0f,O_2}}{K_{S,O_2}} \quad (55)$$

Pour déterminer la vitesse apparente de dégradation du substrat, on pratique ainsi :

1. Calculer la vitesse apparente de dégradation du substrat  $r_{A,s}$
2. Calculer la vitesse apparente de consommation de l'oxygène  $r_{A,O_2}$  en utilisant la même procédure (Tableau 4) mais en remplaçant les paramètres relatifs au substrat ( $K_{S,s}$ ,  $D_{f,s}$ ,  $k_{0f}$ ,  $k_{1f}$ ) par ceux relatifs à l'oxygène ( $K_{S,O_2}$ ,  $D_{f,O_2}$ ,  $k_{0f,O_2}$ ,  $k_{1f,O_2}$ );
3. on retient comme vitesse de dégradation apparente :

$$r_A = \min(\nu r_{A,O_2}; r_{A,s}) \quad (56)$$



Pour illustrer l'effet de la limitation par l'oxygène, nous prenons comme exemple des paramètres cinétiques qui pourraient correspondre à un lit bactérien traitant de la DCO (Arvin et Harremoës, 1990). Lorsque la concentration de l'effluent dépasse une certaine valeur, la vitesse de dégradation du substrat ne dépend plus que de la concentration en oxygène.

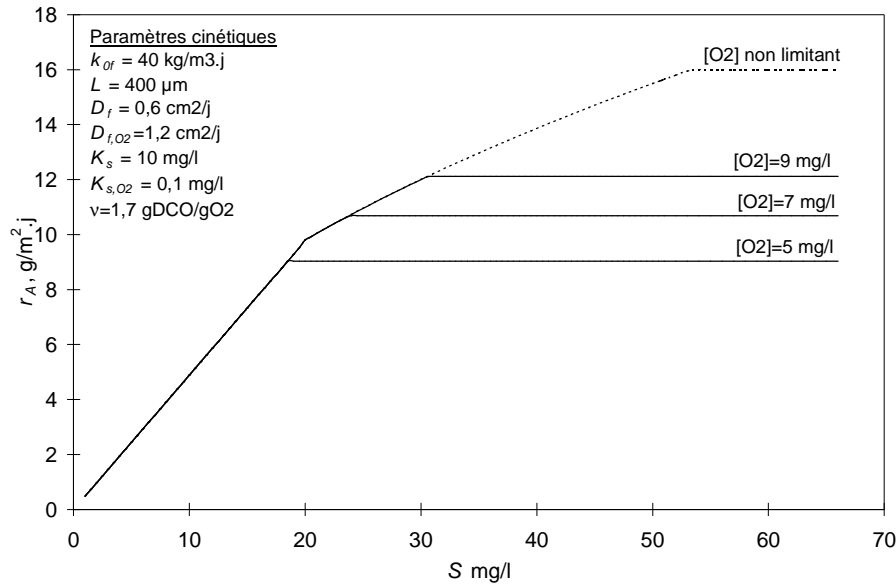


Figure 8. Limitation de la cinétique d'élimination du substrat par l'oxygène (exemple).

#### 4.4. Association du modèle hydrodynamique et de la cinétique biologique

Supposons connus les paramètres cinétiques du biofilm ( $k_{of}$ ,  $K_{s,s}$ ,  $v$ , ...), la concentration en oxygène de l'effluent ainsi que les divers coefficients de diffusion et de transfert. On peut alors calculer  $r_A$  en fonction de  $S_s$ . Comme  $S_s$  varie en fonction de la hauteur dans le lit, il est nécessaire d'intégrer les valeurs de  $r_A$  sur toute la hauteur. Pour cela, il faut avoir des données sur l'écoulement au sein du lit.

L'écoulement au sein de l'effluent est supposé de type piston avec dispersion axiale. La consommation de substrat à un point donné  $\phi(S_s)$  [ $M_s L^{-3} T^{-1}$ ] est égale à :

$$\phi(S_s) = -\frac{a_e}{\varepsilon\theta_m} r_A(S_s) \quad (57)$$

avec  $\varepsilon$  la porosité du lit,  $\theta_m$  la fraction de volume vide occupée par du liquide, et  $a_e$  la surface disponible pour échanger par unité de volume [ $L^2 L^{-3}$ ]. En combinant cette expression avec l'expression (15), on obtient l'équation différentielle suivante :

$$\frac{\partial S_s}{\partial t} = D_z \frac{\partial^2 S_s}{\partial z^2} - \bar{u} \frac{\partial S_s}{\partial z} - \frac{a_e}{\varepsilon\theta_m} r_A(S_s) \quad (58)$$

Cette équation peut être résolue à l'aide d'un algorithme d'intégration. Finalement, la résolution du modèle complet nécessite la connaissance de :

- 4 paramètres liés à la cinétique intrinsèque du biofilm :  $k_{of}$ ,  $K_s$ ,  $\nu$ ,  $K_{s,O_2}$
- l'épaisseur du biofilm  $e$
- 2 paramètres liés au transfert de matière dans le biofilm :  $D_{f,s}$  et  $D_{f,O_2}$ ,
- un paramètre décrivant le transfert de matière dans l'effluent :  $D_z$ .

## Chapitre II

# Méthode et technique de mesure des distributions des temps de séjour sur installations en vraie grandeur

---

## 1. Choix du traceur

Les traceurs les plus utilisés sont le LiCl, le NaCl, les traceurs radioactifs et les colorants. Il n'existe pas d'unanimité sur le choix du traceur (Tableau 6).

### 1.1. Critères de choix

Le choix doit s'effectuer en tenant compte des contraintes de la mesure, ainsi que des moyens analytiques disponibles. Un traceur idéal, s'il existait, aurait les caractéristiques suivantes :

- utilisable en petites quantités
- mesure et détection faciles
- possibilité de réaliser la mesure en continu sur le terrain
- neutralité vis à vis des réactions dans le système
- pas de toxicité
- pas de rétention par la biomasse
- prix de revient raisonnable

Tableau 6. Références d'études de l'hydrodynamique de réacteurs de traitement des eaux utilisant différents traceurs

traceurs utilisés pour les études hydrodynamiques				
	LiCl	NaCl	radioactif	colorant
<b>lits bactériens ou lits fixes ruisse-lants</b>	–Vandevenne, 1986	–Sinkoff <i>et al.</i> , 1959 –Van Swaij <i>et al.</i> , 1969 –Cook et Katzberger, 1977 –Särner, 1978 –Mezaoui, 1979 –Nyadziehe, 1980 –Sant'Anna, 1980 –Gray, 1981 –Muslu, 1986 (a, b) –Toure, 1986	–Eden et Melbourne, 1960 –Kshirsagar <i>et al.</i> , 1972 –Tariq, 1975	–Hinton et Stensel, 1991 –Ileri et Muslu, 1996
<b>biofiltres</b>	–Canziani, 1988 –Fdz-Polanco <i>et al.</i> , 1996		–Riemer <i>et al.</i> , 1980	–Riemer <i>et al.</i> , 1980 –Fdz-Polanco <i>et al.</i> , 1996
<b>lagunes naturelles</b>	–Racault <i>et al.</i> , 1984		–Moreno-Grau <i>et al.</i> , 1984 –Moreno, 1990	–Kilani et Ogunrombi, 1984
<b>autres réacteurs</b>	–Heertjes et Van Den Meer, 1978 (réacteur anaérobie) –Grobicki et Stuckey, 1992 (réacteur anaérobie avec biomasse) –Schudel, 1991 (réseau d'assainissement)	–Thampi et Sorber, 1987 (chambre UV)	–Young et Young, 1988 (réacteur anaérobie)	–Thirumurthi, 1969 (décanteur) –Murphy et Timpany, 1967 (bassin d'aération) –Stevens <i>et al.</i> , 1986 (lit fluidisé) –Stefan <i>et al.</i> , 1990 (bassin de déchloration) –Grobicki et Stuckey, 1992 (réacteur anaérobie sans biomasse) –Young et Young, 1988 (réacteur anaérobie) –Ruhaut <i>et al.</i> , 1993 (fermenteur à lit fixe) –Schudel, 1991 (réseau d'assainissement)

## 1.2. Le chlorure de lithium

Le chlorure de lithium est utilisé par de nombreux auteurs (Tableau 6), en particulier dans des réacteurs fonctionnant avec de la biomasse. Le LiCl n'aurait pas d'interférence avec celle-ci.

Il peut être dosé à l'aide d'un spectrophotomètre à émission de flamme. La plus petite concentration détectable est de l'ordre du microgramme par litre. Le LiCl est peu présent dans les effluents urbains (de 5 à 10 µg/l). Dans ces conditions, il est possible de réaliser des traçages avec de petites quantités, même sur des installations de taille importante. On peut prendre par exemple 150 mg par m<sup>3</sup> de volume liquide du réacteur.

L'inconvénient de cette méthode est qu'elle nécessite un spectrophotomètre, qui est un appareil d'analyse peu courant. De plus, les échantillons doivent être ramenés au laboratoire, il n'est donc pas possible de réaliser une mesure en continu sur le terrain.

Le LiCl se présente sous la forme d'une poudre blanche très hygroscopique. L'obtention d'un sel anhydre pur n'est pas aisée. Nous donnons dans le tableau suivant quelques autres caractéristiques.

Tableau 7. Quelques caractéristiques du chlorure de lithium

masse molaire LiCl		42,39 g/mol
masse molaire Li		6,94 g/mol
densité	(a)	2,07
solubilité à 0°C	(b)	637 g/l
densité d'une solution à 206 g/l et 18,3°C	(a)	1,1013
prix du produit qualité « purifié »	(c)	2390 F HT pour 5 kg

(a) : A.P. Rollet, 1966 ; (b) : Techniques de l'Ingénieur, constantes physico-chimique ; (c) : tarif commercial Prolabo 1995

### 1.3. Le chlorure de sodium

Gray (1981) a réalisé des traçages sur lit bactérien à l'aide de chlorure de sodium (NaCl). Il calcule les concentrations en sel à l'aide de la conductivité de la solution de sortie, avec une relation du type :

$$C_{NaCl} = k_{NaCl} \lambda_m + \lambda_0 \quad (59)$$

avec  $k_{NaCl}$ ,  $\lambda_0$  des constantes,  $\lambda_m$  la conductivité mesurée [ $M^{-1}L^{-3}T^3I^2$ ] et  $C_{NaCl}$  la concentration correspondante [ $ML^{-3}$ ].

Cette méthode est avantageuse parce qu'elle utilise un matériel courant. Sa mise en œuvre est simple et son coût peu élevé. Jimenez *et al.* (1988) indiquent toutefois que les effets de la température doivent être corrigés pour obtenir des résultats satisfaisants.

Il est nécessaire de suivre la concentration de l'effluent à l'entrée du réacteur pour s'assurer que sa conductivité varie peu au cours de la mesure. De plus, la masse à mettre en œuvre est importante dès que le volume de liquide dans le réacteur dépasse quelques mè-

tres cubes. Pour doubler la conductivité de base de l'effluent, il faut prévoir au moins 0,5 kg de sel par m<sup>3</sup> de volume liquide du réacteur.

#### 1.4. Les traceurs radioactifs

On rapporte l'utilisation d'eau tritiée pour réaliser un traçage sur des lagunes d'épuration (Moreno-Grau *et al*, 1984 ; Moreno, 1990). Riemer *et al.* (1980) utilisent également du tritium pour un traçage sur biofiltre et indiquent que son adsorption est négligeable. La concentration est mesurée à l'aide d'un spectrophotomètre à scintillement.

La mise en œuvre de ce traceur est lourde et nécessite d'utiliser un appareil de mesure peu courant. Ces inconvénients majeurs expliquent que cette technique est peu rencontrée.

#### 1.5. Les colorants

Les traçages avec des colorants fluorescents sont utilisés couramment en hydrologie pour la détermination des débits. Leur concentration peut être mesurée à l'aide de spectrofluorimètres, de fluorimètres ou de fluocolorimètres, qui sont des appareils plus courants que les spectrophotomètres.

L'utilisation de colorants organiques dans des réacteurs biologiques pourrait poser des problèmes de conservation du traceur. Nous rapportons ici les observations de différents auteurs. Parmi les principaux colorants utilisés on cite :

- les fluorescents bleus : *Acide Aminé G, Photine CU*
- les fluorescents verts : *Fluoresceïne, Lissamine FF, Pyranine*
- les fluorescents oranges : *Rhodamine B, Rhodamine WT, Sulpho rhodamine B*

Smart et Laidlaw (1977) ont réalisé une évaluation de ces différents colorants. Les principales recommandations qu'ils émettent sont :

- la présence d'une fluorescence naturelle aux longueurs d'ondes du bleu et du vert fait préférer les colorants oranges. La rhodamine WT et la rhodamine B sont trois fois plus fluorescents que la sulpho-rodhamine B, ce qui permet de les utiliser à plus faible concentration ;
- la fluorescence dépend de la température. La correction de température est possible, il faut donc l'enregistrer en permanence pendant l'essai. Une autre méthode consiste à prélever des échantillons et à les analyser ensuite au laboratoire à température ambiante (Stairs et Moore, 1994) ;
- la dégradation biologique du traceur ne pose pas de problème en milieu naturel ; toutefois les pertes de colorant pourraient devenir significatives dans un milieu biologique hostile ;
- la rhodamine B est adsorbée sur de nombreuses surfaces et doit donc être évitée. La pyranine et l'acide aminé G sont très résistants à l'adsorption, tant sur des surfaces minérales qu'organiques. La rhodamine WT et la fluoresceïne ont une résistance moyenne ;
- la rhodamine WT est finalement recommandée, puisqu'elle ne présente pas d'inconvénient majeur et que son coût d'utilisation est parmi les plus faibles.

Jimenez *et al.* (1988) ont également étudié différents colorants. Ils indiquent que le choix doit être guidé par les caractéristiques du réacteur à étudier, en considérant en particulier les conditions de pH, la présence d'une phase gazeuse ou de biomasse. Les colorants qu'ils suggèrent sont le bromocrésol vert, le bromophénol bleu, le dextran bleu, l'éosine Y et le mordant violet.

Schudel (1991) a utilisé de la fluoresceïne et du chlorure de lithium pour mesurer la distribution des temps de séjour dans le réseau et les installations d'épuration (à boues actives) de la ville de Bâle. Après une injection par impulsion, il constate que la totalité de la fluoresceïne est récupérée. Il indique aussi que la possibilité de suivi visuel de la progression du traceur est un avantage non négligeable vis à vis du chlorure de Lithium.

Stevens *et al.* (1986) indiquent que l'adsorption de traceur colorant sur la biomasse d'une boue activée a entraîné une perte de traceur inférieure à 5% après 6 heures de contact. L'influence de l'adsorption sur la DTS pourrait être négligée.

Toutefois, tous les auteurs ne sont pas unanimes sur la possibilité d'utiliser des colorants en présence de biomasse, en particulier dans les réacteurs anaérobies. Ainsi, Grobicki et Stuckey (1992) réalisent un traçage à la fluoresceïne en eau claire, pour la facilité et la rapidité de l'analyse. Mais ils préfèrent utiliser le chlorure de lithium en présence de biomasse, indiquant que celui-ci n'est pas adsorbé sur les particules de boue, ni utilisé comme nutriment par les micro-organismes. De la même manière, Young et Young (1988) utilisent la fluoresceïne pour mettre au point le protocole de leurs mesures, mais préfèrent utiliser ensuite un traceur radioactif pour éviter les problèmes d'adsorption.

Riemer *et al.* (1980) ont réalisé un traçage sur un biofiltre avec de l'éosine Y. Ils montrent que ce colorant est adsorbé dans le réacteur, et concluent qu'il n'est pas conservatif dans le cas d'un système contenant de la biomasse.

## 1.6. Conclusion

Certains colorants peuvent être utilisés, pour des applications où ils ne risquent pas d'être dégradés : traçages en eau claire, en réseau avec des eaux usées, ou avec les procédés à boues activées. Dans ces cas d'utilisation, ils permettent un suivi direct sur le terrain, en utilisant des détecteurs portables et en enregistrant la température. Dans le cas où les colorants doivent transiter à travers des réacteurs où l'activité biologique est intense, comme les biofiltres, ou avec des réacteurs anaérobies, l'utilisation de ces traceurs semble nécessiter la vérification préalable de leur conservation.

Dans le cas de notre étude, les traçages se feront en présence de biomasse, ce qui conduit à écarter les colorants. Nous écartons également les traceurs radioactifs, dont la manipulation est complexe. Les essais étant réalisés sur installations industrielles, les volumes liquides sont importants, ce qui conduit à écarter aussi le chlorure de sodium, car la quantité à mettre en œuvre est importante. Notre choix se porte donc sur le chlorure de lithium.



## 2. Injection du traceur

La détermination de la distribution des temps de séjour peut se faire à l'aide d'une injection de traceur en impulsion ou en échelon. En théorie, ces deux manières de procéder conduisent au même résultat, si le système est linéaire.

Riemer *et al.* (1980) montrent que dans le cas d'un traçage dans un biofiltre, la détermination de la DTS avec une injection par impulsion et avec une injection en échelon ne donnent pas le même résultat. Lors d'un traçage par impulsion, le traceur est en contact plus longtemps avec la biomasse et, en particulier, il peut y diffuser dans des couches plus profondes. Ceci montre un comportement non linéaire des réacteurs avec biomasse.

Il y a d'autres problèmes pratiques liés à l'injection du traceur. En particulier, l'injection prend un temps fini. Pour se rapprocher d'une injection de type  $\delta$  de Dirac, l'injection est réalisée de manière à être aussi courte que possible.

Par ailleurs, l'introduction du traceur risque de modifier le régime d'écoulement en raison de problèmes physiques liés aux différences de température, de densité, de viscosité, de diffusivité entre la solution de traceur et le flux étudié. Pour éviter ces problèmes, on dilue préalablement la solution d'injection dans l'eau alimentant le réacteur.

La méthode et le lieu de prélèvement peuvent également affecter la réponse observée. Young et Young (1988) indiquent que pour obtenir des résultats reproductibles, il faut procéder avec beaucoup de soin. Grobicki et Stuckey (1992) ont testé la reproductibilité de leurs mesures de DTS, en répétant certains essais. Ils concluent que les résultats dépendent beaucoup de la technique employée. Stairs et Moore (1994) soulignent également que la reproductibilité des mesures dépend des conditions expérimentales, en particulier la technique d'injection.

## 3. Prise en compte des retours de traceur

Pour simplifier le traitement des résultats, il est préférable d'avoir un signal à l'entrée du réacteur ayant la forme d'une impulsion  $\delta$  de Dirac. Malheureusement, cela n'est pas toujours possible sur les installations industrielles de traitement de l'eau, dans lesquelles une fraction de l'effluent traité est recyclé en tête d'installation. C'est souvent le

cas dans les installations à lit bactérien (Figure 9). Il faut alors tenir compte du retour à l'entrée du réacteur d'un signal de concentration de traceur additionnel.

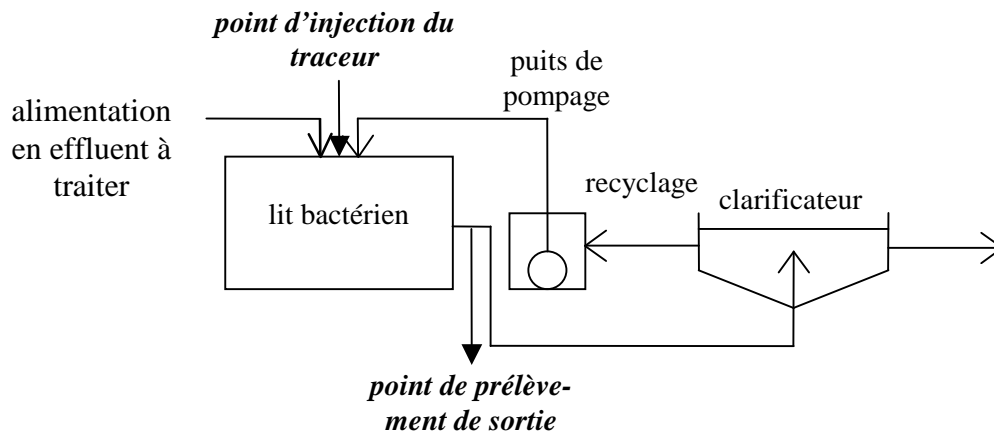


Figure 9. Exemple de configuration d'une installation à lit bactérien avec recyclage de l'effluent traité

### 3.1. Forme des signaux de concentration à l'entrée et à la sortie du réacteur

A l'entrée, on obtient un premier pic de concentration à  $t = 0$ , correspondant à l'injection delta de Dirac. Dans le cas où l'injection est réalisée en amont de l'entrée, par exemple dans le puits de pompage, le pic initial est décalé par rapport au temps zéro et peut être relativement étalé (Figure 10). Un second pic, correspondant au retour de traceur, apparaît ensuite.

Le signal de sortie est relié au signal d'entrée par une relation de convolution (expression 3) avec la fonction de transfert. La réponse du réacteur à une fonction  $\delta$  de Dirac est donnée par la fonction de transfert, qu'il faut donc calculer à partir des signaux d'entrée et de sortie obtenus expérimentalement. Cela est possible à l'aide d'une transformée de Fourier. L'inconvénient de cette méthode est qu'elle est coûteuse en temps de calcul. De plus, ce traitement mathématique appliqué à des courbes entachées d'erreurs expérimentales, même légères, engendre une série d'harmoniques rendant le résultat inutilisable (Namèche et Vassel, 1996). Nous avons donc élaboré une méthode alternative.

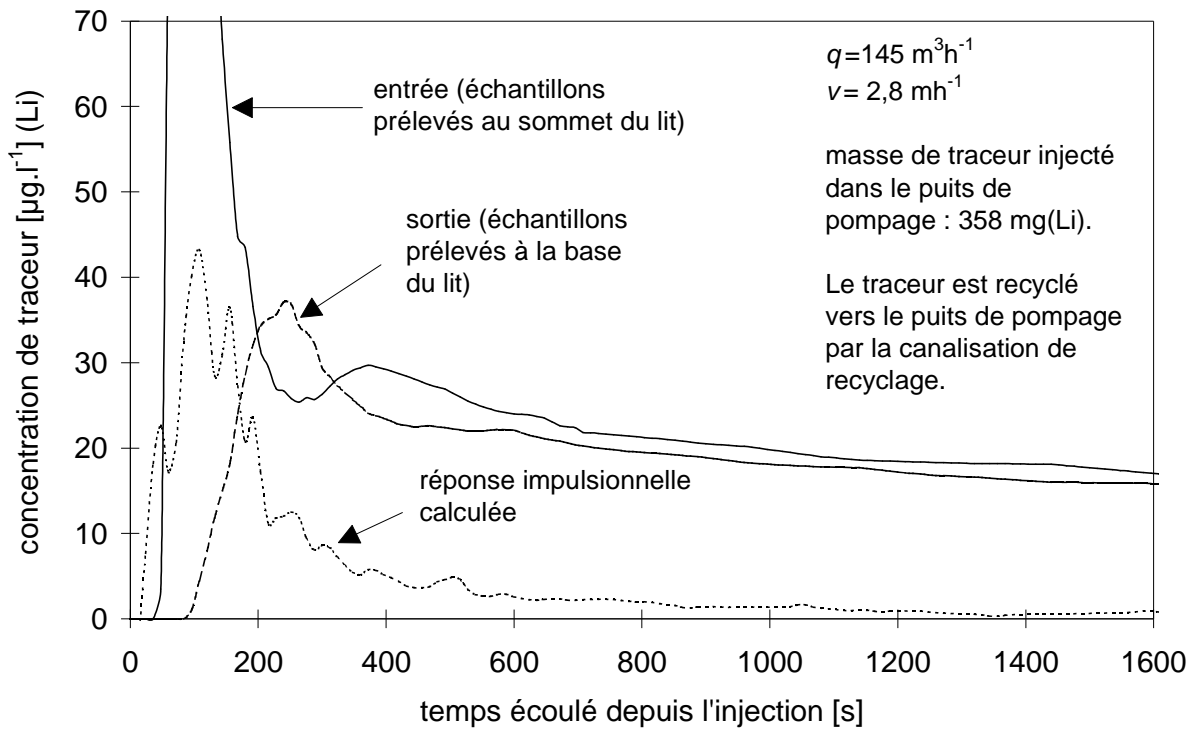


Figure 10. Exemple de signaux à l'entrée et à la sortie d'un lit bactérien. Traçage réalisé à la station d'épuration de La Destrousse (13) en Janvier 1992.

### 3.2. Calcul de la réponse impulsionnelle

Les concentrations de traceur à l'entrée et à la sortie du réacteur sont mesurées à intervalle de temps régulier,  $\Delta t$ . On note  $c_{x,i}$  et  $c_{y,i}$  les concentrations mesurées au temps  $t_i$ , à l'entrée et à la sortie du réacteur, et  $E_i$  la valeur de la distribution des temps de séjour au temps  $t_i$ ,  $E(t_i)$ .

Pour élaborer la procédure de déconvolution, nous nous sommes inspiré de la méthode de *van Cittert*, citée par Biraud (1976). Il s'agit d'une méthode itérative dans le domaine réel. La procédure est la suivante :

1. on calcule le nombre  $d$  de pas de temps  $\Delta t$  entre le maximum des  $c_{x,i}$  et l'origine des temps
2. on donne les valeurs  $c_{y,k+d}$  aux  $E_k$ , jusqu'à  $k = N-d$

3. on calcule le signal de sortie  $\hat{c}_y$  comme le produit de convolution de  $E$  et  $c_x$ , à l'aide de l'expression :

$$\hat{c}_{y,k} = \Delta t \sum_{i=0}^k c_{x,i} E_{k-i} \quad (60)$$

4. on corrige les valeurs de  $E$  en fonction de la différence entre le signal calculé  $\hat{c}_y$  et le signal mesuré  $c_y$  :

$$E_k \text{ nouveau} = E_k \text{ précédent} + \frac{q}{M} (c_{y,k+d} - \hat{c}_{y,k+d}) \quad (61)$$

5. on continue à l'étape 3 jusqu'à ce que  $\hat{c}_y$  soit proche de  $c_y$ .

Le critère utilisé ( $\hat{c}_y$  proche de  $c_y$ ) garantit que, si la méthode converge, elle converge bien vers la solution du problème. L'indice de proximité entre  $\hat{c}_y$  et  $c_y$  est le suivant :

$$I = 1 - \frac{\sum_i (\hat{c}_{y,i} - c_{y,i})^2}{\sum_i (\hat{c}_{y,i} - c_{y,i})^2} \quad (62)$$

En pratique, on constate que la méthode converge dans la plupart des cas. Dans le cas où il n'y a pas de convergence d'emblée, la modification de la valeur de  $d$  de plus ou moins une ou deux unités permet souvent d'obtenir un résultat. Une dizaine d'itérations seulement suffisent à obtenir  $\hat{c}_y$  proche de  $c_y$ , avec  $I = 99,8 \%$ , comme le montrent quelques exemples de calcul (Tableau 8).

Tableau 8. Exemples du nombre d'itérations nécessaires pour satisfaire le critère  $I=99,8\%$  lors du calcul de déconvolution des courbes de traceur.

Site	n° essai	nombre d'itérations
La Destrousse	1 - 92	9
	2 - 92	9
	3 - 92	16
	1 - 93	12
	2 - 93	20
Nîmes	1	4
	2	20
St Jean d'Ilac	A1	4

## 4. Calcul des moments de la distribution des temps de séjour

L'arrêt des prélèvements de traceur est généralement effectué avant que la totalité du traceur introduit aie franchi la section de sortie du réacteur. De ce fait, la DTS expérimentale est obtenue jusqu'au temps  $t_{fin}$ , et  $E(t_{fin})$  est différent de zéro. Pour tenir compte du traceur restant dans le réacteur, on extrapole la DTS au-delà de  $t_{fin}$  à l'aide d'une exponentielle décroissante. Ainsi on obtient :

$$\text{pour } t > t_{fin}, c_y(t) = bm^t \quad (63)$$

La valeur des paramètres  $b$  et  $m$  est ajustée en utilisant les points situés sur la partie décroissante de la réponse, en commençant par le premier point venant après le pic de concentration.

Les moments d'ordre zéro et un de la réponse peuvent alors être calculés entre  $t = 0$  et  $t \rightarrow \infty$ . Ils donnent respectivement une masse de traceur et le temps de séjour moyen du traceur (auquel s'ajoute le temps d'injection).

Le calcul s'effectue à l'aide des expressions suivantes :

– masse de traceur :

$$M = q \left[ \sum_{i=0}^{N-1} (t_{i+1} - t_i) \frac{(c_y(t_{i+1}) + c_y(t_i))}{2} - \frac{bm^{t_{fin}}}{\ln(m)} \right] \quad (64)$$

avec  $c_y(t)$  la concentration du traceur,  $q$  le débit,  $M$  la masse de traceur injecté.

– temps de séjour moyen :

$$\bar{t} = \frac{q}{M} \left[ \sum_{i=0}^{N-1} (t_{i+1} - t_i) \frac{(c_y(t_{i+1}) + c_y(t_i))(t_i + t_{i+1})}{4} - \frac{bm^{t_{fin}}}{\ln(m)} \left( -\frac{1}{\ln(m)} + t_{fin} \right) \right] \quad (65)$$

– écart type :

$$\sigma = \frac{q}{M} \left[ \sum_{i=0}^{N-1} (t_{i+1} - t_i) \frac{(c_y(t_{i+1}) + c_y(t_i))(t_i + t_{i+1})^2}{8} - \frac{bm^{t_{fin}}}{\ln(m)} \left( \frac{2}{(\ln(m))^2} - \frac{2t_{fin}}{\ln(m)} + t_{fin}^2 \right) \right] - \bar{t}^2 \quad (66)$$

## 5. Nombre d'échantillons à prélever pour constituer la distribution des temps de séjour et durée de l'échantillonnage

Pour augmenter la précision des résultats, on peut souhaiter avoir autant de points que possible, mais il faut faire face aux problèmes de transport, de stockage et d'analyse des échantillons. Pour déterminer le nombre de points minimal permettant d'avoir une précision satisfaisante, nous avons calculé sur plusieurs courbes expérimentales le temps de séjour moyen et l'écart type, puis recommencé en prenant un point sur deux, puis un sur trois, etc. Les calculs sont effectués à l'aide des expressions 64 à 66. Les résultats sont comparés avec les valeurs de référence obtenues sur la courbe complète.

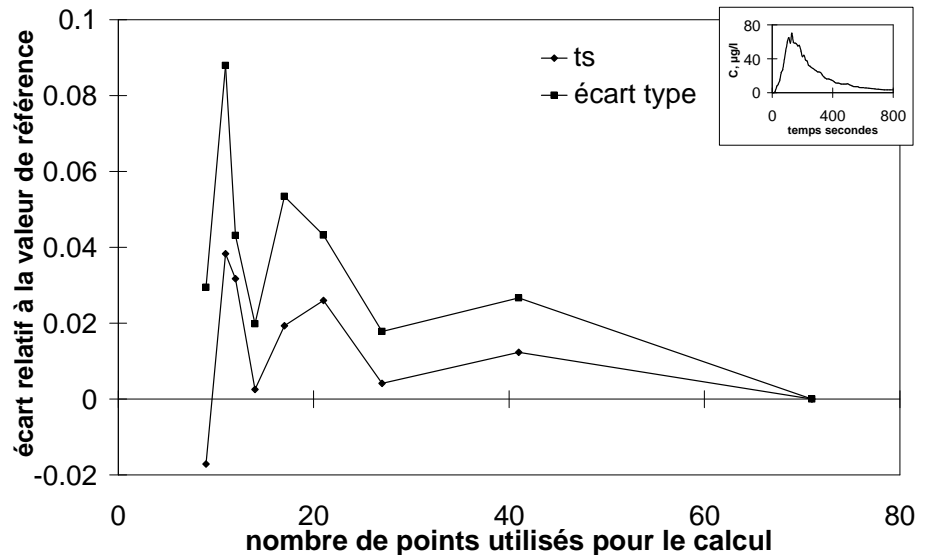


Figure 11. Exemple d'évolution de la précision du calcul du temps de séjour moyen et de l'écart type d'une DTS, en fonction du nombre de points utilisés pour le calcul. La DTS utilisée a été obtenue sur lit bactérien à La Destrousse (13) ; les points utilisés sont répartis entre  $t=0$  et  $t=2,5 \bar{t}$ .

Nous avons constaté que 20 points seulement suffisent généralement à obtenir une erreur inférieure à 5% sur le temps de séjour moyen et l'écart type (exemple Figure 11). Cette erreur est réduite si on choisit les points en utilisant un pas de temps variable, de manière à obtenir une meilleure résolution sur le pic initial de concentration, et une résolution moins élevée sur la queue de courbe.

Le temps minimal d'échantillonnage nécessaire pour obtenir un résultat d'une précision satisfaisante a également été déterminé, selon une méthode identique. Nous avons constaté, en utilisant 20 points, qu'il est nécessaire de réaliser des prélèvements pendant au moins  $2\bar{t}$ . Nous avons toutefois observé certains cas de distribution des temps de séjour où la queue de courbe n'a pas une forme d'exponentielle décroissante régulière. L'extrapolation à l'infini de la queue de courbe devient erronée et modifie de manière importante le résultat du calcul de  $\bar{t}$  et  $\sigma$ . Il est donc nécessaire de prélever les échantillons pendant un temps plus important, jusqu'au retour de la DTS à  $E(t) = 0$ , ou d'utiliser un autre modèle que la simple exponentielle décroissante pour extrapoler la DTS à l'infini.

# Chapitre III

## Application aux lits bactériens

### 1. Le procédé lit bactérien

#### 1.1. Description

Le lit bactérien est un procédé d'épuration biologique aérobie. L'épuration de la phase liquide repose sur l'activité biochimique de micro-organismes qui dégradent la matière organique en présence d'oxygène. Cette oxydation transforme une partie de la matière organique en eau, gaz carbonique et énergie. Le reste est transformé en biomasse, concentrée sous forme de boues.

Dans le lit bactérien, les micro-organismes sont retenus sur un support, appelé garnissage, sous la forme d'un biofilm. Il s'agit d'une couche dense de bactéries, qui ont la capacité de produire des polymères leur permettant de former un film et d'adhérer à un support. Le garnissage est arrosé avec l'eau usée à traiter, après une décantation primaire ou un simple tamisage fin. Le temps de passage de l'eau au sein du système est très court, de l'ordre de quelques minutes.

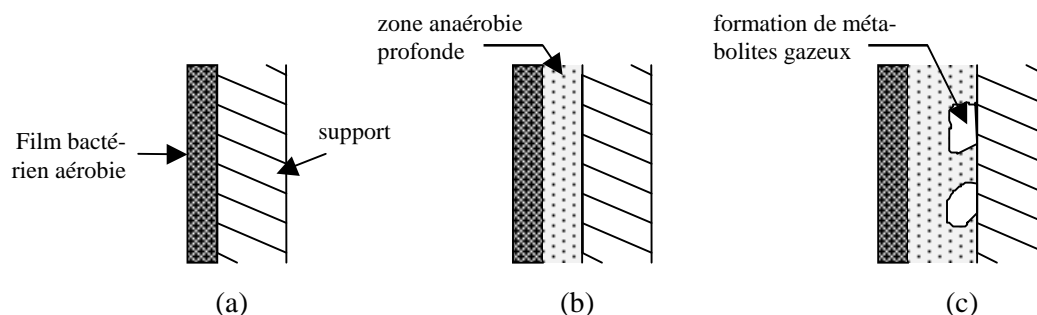


Figure 12. Différents stades de développement du film bactérien.



Lorsque les conditions d'arrosage le permettent, la force de cisaillement exercée par le film liquide en écoulement est suffisante pour maintenir une épaisseur constante de biofilm. L'épaisseur du film bactérien atteint un état d'équilibre, dans lequel la quantité de biomasse détachée par l'érosion compense sa croissance (Figure 12, a).

Si au contraire les conditions d'arrosage ne permettent pas une érosion suffisante, la croissance du film bactérien n'est pas freinée. Il finit par atteindre une épaisseur telle que la diffusion de l'oxygène n'est plus possible jusqu'à la base du film. Il se crée alors une zone anaérobie profonde où des germes spécifiques se développent (Figure 12, b). Un équilibre s'établit entre la zone anaérobie et la zone aérobie, jusqu'à épuisement des réserves de la zone profonde. La masse du biofilm augmente et des métabolites gazeux se dégagent à sa base, qui diminuent la surface de contact avec le garnissage (Figure 12, c). Finalement le film se détache et le processus recommence (Hoehn et Ray, 1973).

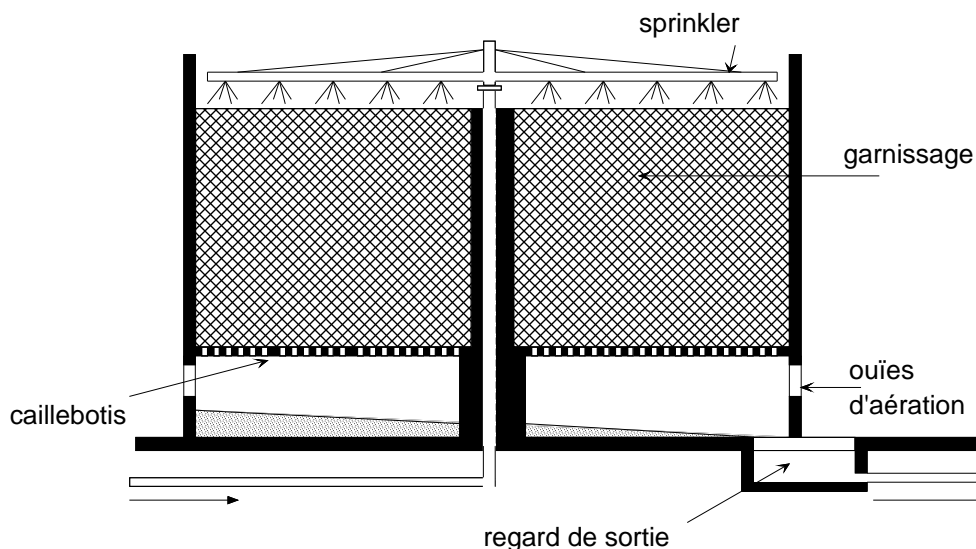


Figure 13. Schéma d'un lit bactérien en coupe verticale

Ces cycles de croissance suivie de décrochage sont peu favorables au traitement, car ils peuvent altérer temporairement la qualité du traitement, s'ils se produisent simultanément sur une large surface. De plus, la présence de micro-organismes anaérobies n'augmente pas l'élimination des polluants. Un détachement continu et uniforme est donc préférable à un décrochage périodique. A ce titre, les conditions d'arrosage sont un facteur important pour expliquer les performances, car elles déterminent le détachement du biofilm.

Pour augmenter la vitesse du film liquide et permettre ainsi une érosion continue du biofilm, on peut augmenter la charge hydraulique, en recyclant une partie de l'effluent traité, ou diminuer la fréquence de rotation du bras d'arrosage du lit. Le ratio de ces deux paramètres apparaît dans les normes de dimensionnement des lits bactériens en Allemagne (ATV, 1989). Il est appelé force d'irrigation, en abrégé *SK*, de l'allemand *Spülkraft*.

$$SK = 1000 \frac{v}{n_b \omega} \quad (67)$$

en mm par tour et par bras, avec  $v$  la charge hydraulique admise sur le lit ( $\text{mh}^{-1}$ ),  $n_b$  le nombre de bras d'arrosage et  $\omega$  la vitesse de rotation du bras d'arrosage (tours par heure). On définit la charge hydraulique  $v$  ( $\text{mh}^{-1}$ ) par :

$$v = \frac{q}{A} \quad (68)$$

où  $q$  est le débit ( $\text{m}^3\text{h}^{-1}$ ) et  $A$  la surface de la section horizontale du lit ( $\text{m}^2$ ).

## 1.2. Contexte d'étude

La complexité et l'importance de la conduite hydraulique de ce procédé ont justifié de nombreuses études hydrodynamiques, qui ont commencé dix ans à peine après sa mise en œuvre en Angleterre. En 1907-1909, C. Frye réalisa des traçages avec du chlorure de lithium sur des lits remplis de divers matériaux afin de déterminer l'influence de ces derniers sur le temps de séjour. En 1916, G. Tatham mis au point une expression pour prévoir les performances du lit en fonction d'un « temps moyen de contact » et d'une « constante d'affinité ». C'est seulement en 1948 que ce type d'études fut repris par Velz, qui montra que le temps de séjour et la surface spécifique du matériau sont deux facteurs susceptibles d'affecter les performances du procédé (Boutin, 1986 b). Plus tard, d'autres auteurs étudièrent le temps de séjour en fonction de divers facteurs comme la surface spécifique et la charge hydraulique. Ces recherches ont abouti à de nombreuses formules permettant d'évaluer les performances sur la base d'un écoulement piston, d'une réaction du premier ordre et d'un coefficient défini par ajustement statistique (par exemple Schulze, 1960 ; Eckenfelder et Barnhart, 1963 ; Germain, 1966). Aujourd'hui le dimensionnement des lits bactériens repose toujours sur ces formules empiriques.

Malheureusement, ces formules simples ne permettent pas d'expliquer les performances des lits bactériens telles qu'elles sont observées en vraie grandeur. Pour évaluer le comportement des lits, on peut avoir recours aux modèles mécanistes qui se basent sur la cinétique et la structure du biofilm. Un modèle simple a été décrit plus haut (voir I.4.1), et il en existe de plus élaborés, qui prennent par exemple en compte la dynamique de la population bactérienne (Wanner et Gujer, 1984 ; Wanner et Reichert, 1996).

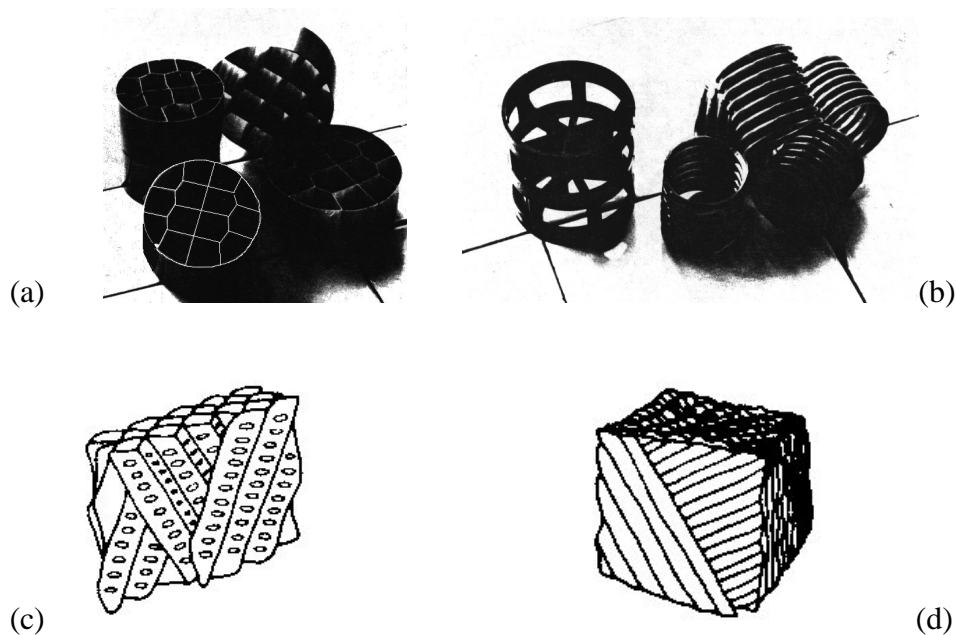
Pour utiliser ces modèles, il est nécessaire de déterminer la concentration du substrat à l'interface entre film liquide et biofilm. Il faut pour cela connaître les mécanismes de transport du substrat dans le réacteur. Notre objectif est de contribuer à cette connaissance en examinant la rétention liquide et les DTS de différents lits bactériens en grandeur réelle, en y ajoutant des données bibliographiques.

## 2. Matériel et méthode

### 2.1. Sites expérimentaux

Les traçages ont été réalisés sur 8 stations d'épuration traitant des effluents urbains, dont les caractéristiques sont données ci-après (Tableau 9). Les charges indiquées sont les charges moyennes en conditions d'exploitation normales : la charge hydraulique ( $v$ ), la charge organique ( $Bv$ ) en kg de DBO par m<sup>3</sup> de matériau et par jour, la force d'irrigation (SK) en mm/tour. Elles ont été mesurées pendant 48 heures avant les traçages (sauf les valeurs entre parenthèses qui sont des estimations).

Les matériaux de remplissage sont de plusieurs types. Les matériaux ordonnés verticaux sont constitués par des bandelettes (Sessil) ou des tubes (Cloisonyle, Figure 14 a) de plastique. Le matériau vrac est constitué par des anneaux (Biopac) de plastique. Le matériau « cross-flow » est constitué de feuilles de plastiques gaufrées formant des courants croisés (Plasdek, Figure 14 d). Les matériaux traditionnels sont constitués par des cailloux.



(a) : sections de matériau plastique vertical (tubes Cloisonyle) ;  
 (b) : matériau vrac (anneaux Flocor R à droite, anneaux Actifil à gauche) ;  
 (c) : matériau cross-flow (Trelleborg) [Särner, 1978] ; (d) matériau cross-flow (Plasdek) [Särner, 1978]

Figure 14. Divers types de matériau plastique pour le remplissage des lits bactériens

Tableau 9. Caractéristiques et conditions d'exploitation des lits bactériens étudiés

station	designation	type	Matériau de remplissage					conditions d'exploitation				
			A (m <sup>2</sup> )	L (m)	V (m <sup>3</sup> )	a (m <sup>-1</sup> )	ε (%)	v mh <sup>-1</sup>	Bv DBO	n <sub>b</sub> bras	SK (mm/tr)	
Destrousse 92	Cloisonyle 102.8	Vertical	52	5,9	307	180	94	2,3	0,90	4	2.4	
Destrousse 93	Cloisonyle 102.8	Vertical	47	5,9	277	180	94	3,5	0,57	4	3.9	
Nîmes	Sessil	Vertical	406	3,5	1420	150	(95)	2,2	1,0	6	3.0	
Le Barp	Biopac	Vrac	28,3	4,8	136	125	93	(2,5)	(0,62)	2		
Ensues	Cloisonyle 102.8	Vertical	15,3	4	61	180	94	1,6	0,32	2	4.3	
Rousset	Cloisonyle 102.8	Vertical	26,6	5,9	157	180	94	3,1	0,11	2	4.6	
Oloron	Plasdek	Cross-flow	100	2,4	240	100	95	(1,0)	(1,4)	4		
Mondonville	cailloux 160 mm	Traditionnel	33,4	1,95	65	(80)	(60)	0,5	0,24	2		
Montoisson	cailloux 60 mm	Traditionnel	28,8	2,65	76	(80)	(60)	(0,5)	(0,75)	4	4.0	

Notes : A = aire de la surface horizontale, L = hauteur de matériau, V = volume de matériau, a = surface spécifique du matériau, ε = fraction vide, n<sub>b</sub> = nombre de bras d'arrosage en service. Les chiffres entre parenthèses ne sont pas des indications exactes mais donnent un ordre de grandeur ; toutes les autres valeurs de a et ε sont les données du fabricant.

## 2.2. Mesures de débit

Les débits ont été mesurés en canal à l'aide d'un débitmètre enregistreur bulle à bulle associé à un déversoir à mince paroi, conformément à la norme NF X 10-311. En raison des difficultés rencontrées sur les sites, certains résultats sont peu fiables. Ils figurent alors entre parenthèses dans les tableaux.

### 2.3. Injection du traceur

Le traceur utilisé est le LiCl. La masse injectée est d'environ 150 µg par litre de volume liquide du lit. La concentration de Li<sup>+</sup> dans l'effluent est mesurée avant l'injection et est supposée constante pendant la durée de l'essai. Les valeurs trouvées sont comprises entre 5 et 21 µg/L. Les valeurs de  $c_y(t)$  sont données par la concentration de traceur en sortie, moins la concentration initiale de l'effluent. L'échantillonnage est constitué de 60 prélèvements pendant 30 minutes.

Sur deux sites, cette méthode n'a pas pu être appliquée, en raison du retour de traceur à l'entrée (Figure 9). Il a donc fallu procéder à des prélèvements simultanés à l'entrée et à la sortie, puis recalculer la DTS à l'aide de la procédure de déconvolution exposée plus haut (II.3). Le tableau suivant précise la méthode employée sur chaque site.

Tableau 10. Méthode de mesure utilisée sur chaque site

Site	date	type de mesure	point d'injection du traceur
Destrousse 92	01/92	avec déconvolution	puits de pompage
Destrousse 93	10/93	- "" -	puits de pompage
Nîmes	06/92	- "" -	pot du sprinkler
Le Barp	12/91	directe	canalisation d'alimentation
Ensues	02/92	- "" -	pot du sprinkler
Rousset	03/93	- "" -	pot du sprinkler
Oloron	06/92	- "" -	pot du sprinkler
Mondonville	10/92	- "" -	canalisation d'alimentation
Montoisson	06/96	- "" -	pot du sprinkler

### 2.4. Mesure des volumes liquides

Le volume liquide qui s'écoule librement du lit bactérien, appelé volume drainé, est mesuré en collectant l'effluent à la sortie du lit après avoir arrêté la pompe d'alimentation. Le temps nécessaire pour drainer la quasi totalité du volume liquide est estimé à 30 minutes pour les lits bactériens à garnissage plastique, et 60 minutes dans le cas de garnissages traditionnels. Les volumes écoulés ont été obtenus soit en intégrant le débit mesuré en sor-

tie de lit sur un déversoir à mince paroi, soit en mesurant la remontée de niveau dans une capacité de stockage, en général le clarificateur aval.

## 2.5. Données de la bibliographie

Les données supplémentaires ont été extraites de la bibliographie, concernant le temps de séjour et le volume liquide des lits bactériens. De nombreux résultats d'essais sont disponibles, mais la plupart ont été obtenus sur des installations pilotes de taille réduite avec un arroseur fixe, alors que les lits bactériens étudiés ici sont en grandeur réelle et possèdent un sprinkler rotatif. Nous n'avons donc retenu que les études concernant des lits à distributeur rotatif, pour permettre la comparaison avec nos données. Nous avons également exclu les données provenant d'essais réalisés sur des colonnes de moins de 1 m<sup>2</sup>, les effets de bords étant susceptibles d'altérer les résultats. Le Tableau 11 résume les caractéristiques des données retenues.

Tableau 11. Caractéristiques des lits bactériens dans les études sélectionnées

référence	caractéristiques du matériau							charge hydraulique		
	désignation	type	biofilm	A (m <sup>2</sup> )	L (m)	V (m <sup>3</sup> )	a (m <sup>-1</sup> )	ε (%)	SK (mm/tr)	v (mh <sup>-1</sup> )
Särner 1978	Hydropak	Vertical	avec	1,77	4,05	7,16	200			2-5
Vandevenne 1986	Filterpak 1120 M	Vrac	sans	2,03	1,7	3,46	95	96		0,1-0,4
	Filterpak CR	Vrac	sans	2,03	1,7	3,46	220	95		0,1-0,4
	cailloux	Cailloux	avec	2,03	1,72	3,50	114	57		0,23
	Filterpak 1120 M	Vrac	avec	2,03	1,7	3,46	95	96		0,23
	Filterpak CR	Vrac	avec	2,03	1,7	3,46	220	95		0,15
Tariq 1975	Whinstone 5.1 cm	Cailloux	avec	2,63	1,83	4,81	80	46	2-11	0,02-0,1
	Slag 6.4 cm	Cailloux	avec	731	1,9	1388				0,02
Kshirsagar 1972	cailloux	Cailloux	avec	445	3,7	1646			3,2-3,7	0,3-0,7

### 3. Résultats

#### 3.1. Volumes drainés et temps de séjour moyens

Les volumes de liquide drainés ( $V_d$ ) et les temps de séjour moyens ( $\bar{t}$ ) obtenus sont indiqués dans le tableau ci-dessous. Nous avons également mentionné la vitesse de rotation du sprinkler ( $\omega$ ) et l'écart type ( $\sigma$ ) de la distribution des temps de séjour. La fraction du volume vide occupé par le volume liquide drainé,  $\theta_d$ , est calculé par :

$$\theta_d = \frac{V_d}{\varepsilon V} \quad (69)$$

Le volume accessible au traceur ( $V_a$ ) est calculé en multipliant le temps de séjour moyen par le débit (expression 11). La différence entre  $V_a$  et  $V_d$  est appelée volume résiduel ( $V_r$ ).

$$V_r = V_a - V_d \quad (70)$$

Tableau 12. Résultats sur lits bactériens : volumes liquides et temps de séjour moyens

Site	$q$ ( $\text{m}^3\text{h}^{-1}$ )	$v$ ( $\text{mh}^{-1}$ )	$\omega$ ( $\text{tr mn}^{-1}$ )	$V_d$ ( $\text{m}^3$ )	$\theta_d$ (%)	$\bar{t}$ (s)	$\sigma$ (s)	$V_a$ ( $\text{m}^3$ )	$V_r$ ( $\text{m}^3$ )	note
<i>matériaux plastique</i>										
Destrousse 92	145	2,79		7,5	2,6	366	465	14,7	7,2	
	120	2,31	4,0	6,8	2,4	310	365	10,3	3,5	
Destrousse 93	163	3,40	3,2	8,5	3,2	(169)	(105)	(7,7)	(-0,8)	(a)
	143	2,98	2,5	7,3	2,7	288	238	11,4	4,1	
Nîmes	980	2,41	2,0	35	2,6	158	181	43,0	8,0	
	480	1,18	1,0	26,5	2,0	(207)	(146)	(27,6)	(1,1)	(b)
Le Barp	55,1	1,95		2,8	2,2	465	454	7,1	4,3	
	44,6	1,58		2,5	2,0	700	910	8,7	6,2	
	32,8	1,15		2,0	1,6	588	593	5,4	3,4	
Ensues	38,7	2,53	6,0	1,1	2,0	236	280	2,5	1,4	
	24,9	1,63	1,8	0,90	1,6	675	980	4,7	3,8	
	18,4	1,20	3,2	0,84	1,5	734	927	3,8	2,9	
Rousset	27,6	1,04	1,6	--	--	1123	1275	8,6	--	(b)
	24,7	0,93	1,6	--	--	926	964	6,4	--	(b)
Oloron	190	1,90	1,8	--	--	634	710	33,5	--	(b)
<i>matériaux traditionnels</i>										
Mondonville	(43,3)	1,30	20	(3,7)	9,4	284	281	(3,4)	(-0,3)	
	28,5	0,85	10	2,4	6,0	524	612	4,1	1,7	
Montoisson	(27,1)	0,94	6,8	2,4	8,1	1035	1271	(7,8)	(5,4)	
	12,8	0,44		1,6	5,3	1277	1512	4,5	2,9	

notes (a) : la déconvolution n'a pas permis d'obtenir une DTS plausible  
(b) : en raison de la faible vitesse de rotation du sprinkler la DTS n'est pas régulière

Nous avons représenté (Figure 15) les valeurs de  $\bar{t}/L$  en fonction de la charge hydraulique périphérique  $q_a$  ( $\text{m}^2\text{h}^{-1}$ ) définie par :

$$q_a = \frac{v}{a} \quad (71)$$

Les points concernant chaque type de garnissage sont regroupés le long d'une droite. Lorsque les lits bactériens sont recouverts de biomasse, les garnissages traditionnels permettent les rétentions de liquide les plus importantes. Viennent ensuite les garnissages vrac, puis les garnissages verticaux. Les droites des garnissages vrac avec et sans biofilm montrent que la présence de biofilm augmente la rétention liquide.

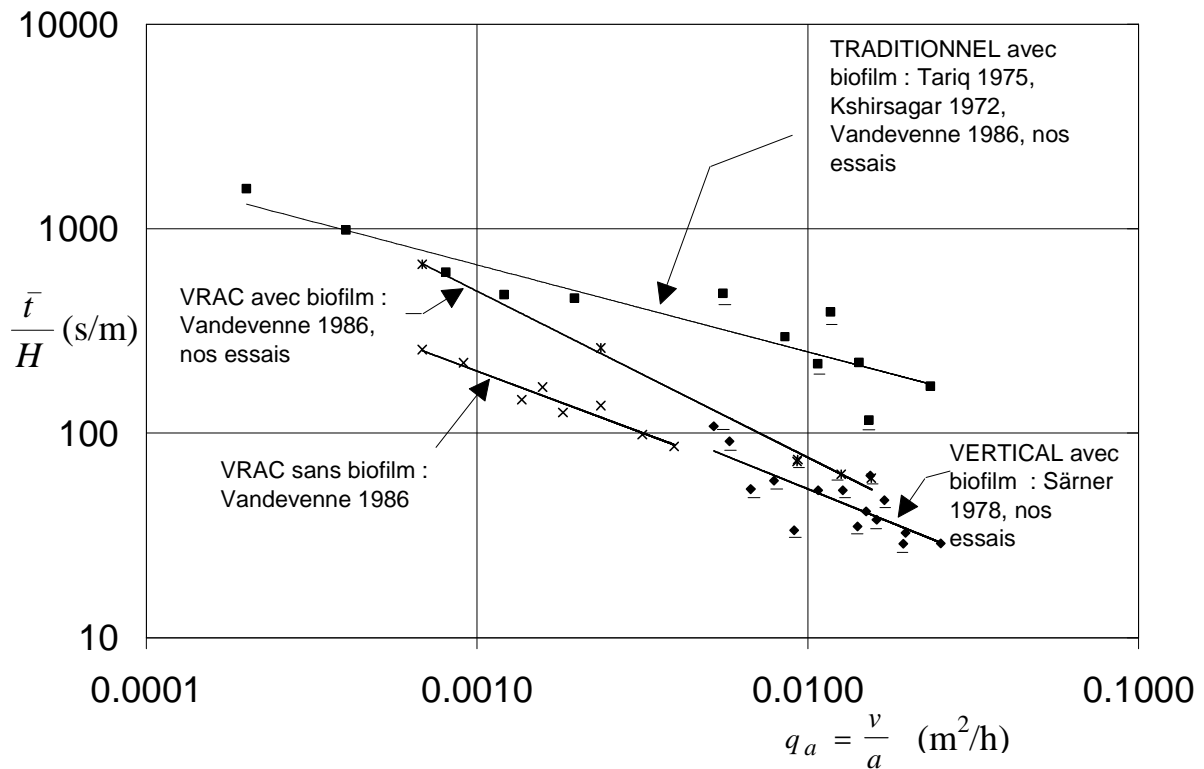


Figure 15. Comparaison des valeurs de  $\bar{t}/L$  pour différents garnissages de lits bactériens. Les points marqués d'un \_ repèrent les résultats de nos essais.

### 3.2. Distributions des temps de séjour

Les courbes expérimentales sont reportées en annexe A.

Les DTS obtenues avec une injection  $\delta$  de Dirac présentent un pic aigu et une queue de courbe prolongée (Figure 16). Les DTS obtenues par déconvolution ont une traînée



moins prononcée et sont parfois irrégulières (Figure 10). Cela suggère que la réponse des lits bactériens pourrait dépendre de la nature du signal. Pour vérifier cette observation, il faudrait réaliser un essai avec une injection  $\delta$  de Dirac et une injection de forme quelconque, sur le même site.

Lorsque la vitesse de rotation du sprinkler était inférieure à 1,8 tour par minute, les DTS obtenues sont irrégulières. Cela est probablement dû au fait que, dans ce cas, le traceur n'a pas recouvert toute la surface du lit bactérien. Lorsque le sprinkler passe au-dessus d'une zone ne contenant pas de traceur, l'effluent traverse le lit et est mélangé à la base avec l'effluent contenant du traceur, ce qui diminue la concentration en sortie. Lorsque le sprinkler passe au-dessus d'une zone où le traceur a été déversé, l'effluent lessive le traceur contenu dans le filtre, et la concentration en sortie augmente (Figure 17).

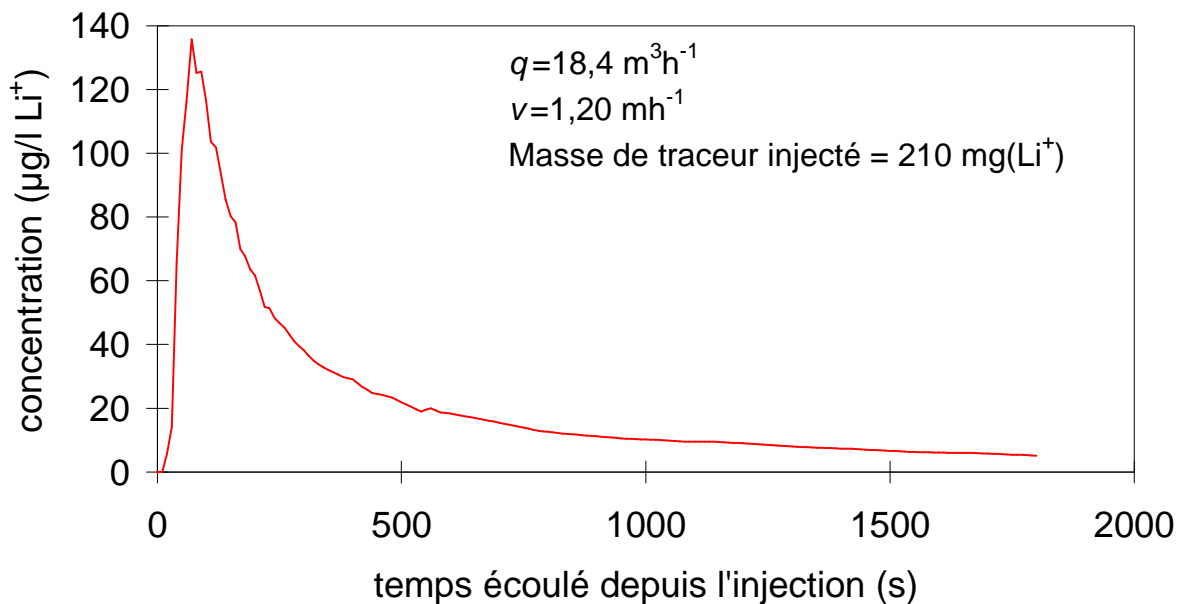


Figure 16. Exemple de réponse en sortie de lit bactérien après une injection  $\delta$  de Dirac, obtenue sur la station d'Ensuès.

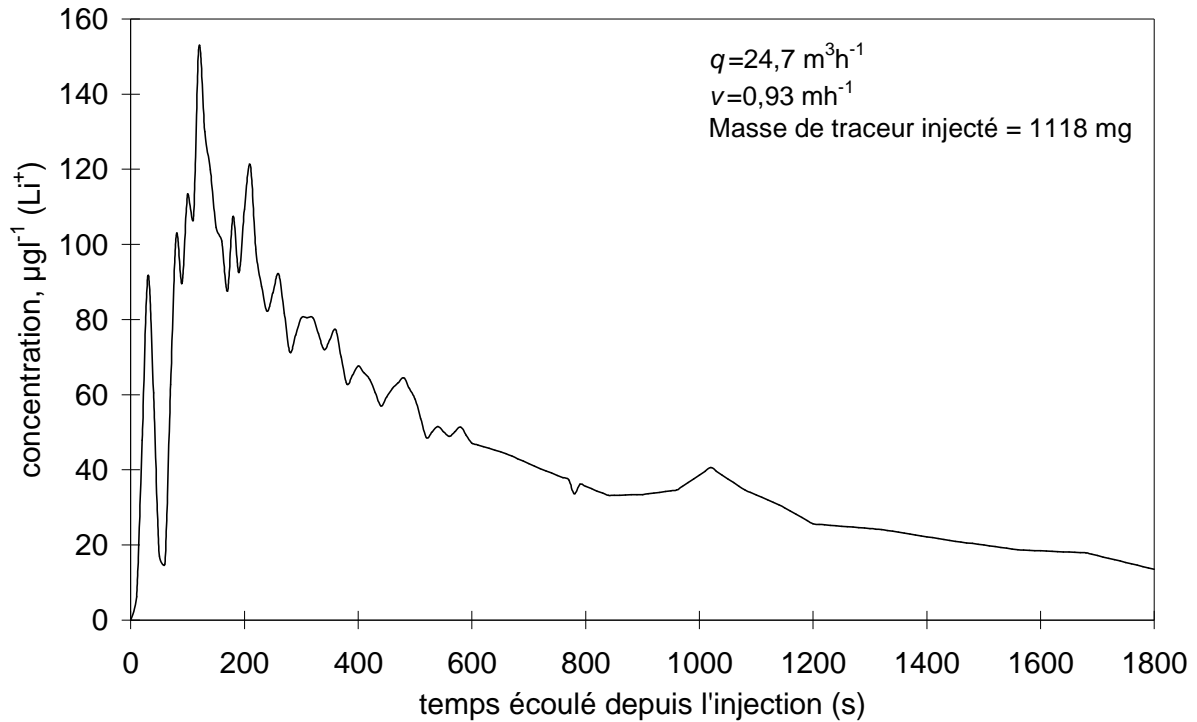


Figure 17. Exemple de réponse en sortie de lit bactérien, lorsque la vitesse de rotation du sprinkler est faible. Courbe obtenue à Rousset.

## 4. Discussion

### 4.1. Temps de séjour et volume drainé

Les résultats obtenus concernant  $V_d$  (Tableau 12) sont cohérents puisque  $V_d$  augmente avec la charge hydraulique, quelque soit le site. En revanche, le temps de séjour moyen devrait diminuer avec la charge hydraulique, or ce n'est pas le cas pour La Destrousse (92), Le Barp et Ensues. Toutefois, nos résultats se placent correctement dans les corrélations lorsqu'ils sont comparés avec les données de la bibliographie (Figure 15). Cela suggère que le calcul de  $\bar{t}$  donne un ordre de grandeur satisfaisant, mais avec une précision faible. Cela pourrait s'expliquer par des erreurs expérimentales inhérentes au travail sur site réel. Une autre source potentielle d'erreur est l'ajustement de l'exponentielle décroissante pour extrapoler la queue de courbe à l'infini.

Le volume traversé par le traceur ( $V_a$ ) est supérieur au volume drainé ( $V_d$ ). Cette observation est systématique, sauf pour quelques essais réalisés dans des conditions défavo-

rables (valeurs entre parenthèses). Apparemment, il n'est pas possible d'expliquer les variations de  $V_r$  en fonction du débit. Cela pourrait être dû à la faible précision de  $\bar{t}$ .

Dans la bibliographie on trouve plusieurs types de corrélations empiriques pour expliquer les variations de  $\theta_d$ . En général,  $\theta_d$  est proportionnel à une puissance de la charge hydraulique  $\nu$ , ou de la charge périphérique  $q_a$ , ou encore du nombre de Reynolds  $Re$ . Ce dernier est défini ainsi :

$$Re = \frac{\nu d_g}{\nu} \quad (72)$$

Dans le nombre de Reynolds,  $d_g$  est le « diamètre de grain » [L] et  $\nu$  la viscosité cinématique [ $L^2T^{-1}$ ]. Ici  $d_g$  a été pris égal à la granulométrie moyenne pour les matériaux traditionnels, et au diamètre externe pour les garnissages vrac. Nous n'avons pas calculé le nombre de Reynolds pour les garnissages verticaux, car il n'est pas possible de définir la valeur de  $d_g$  dans ce cas. La viscosité cinématique  $\nu$  n'a pas été mesurée lors de nos essais. Elle est supposée égale à  $10^{-6} \text{ m}^2\text{s}^{-1}$ .

En ce qui concerne le temps de séjour moyen  $\bar{t}$ , il est généralement décrit comme proportionnel à  $L$ , et à une puissance de  $\nu$ ,  $q_a$  ou  $Re$ . Pour déterminer quel paramètre est le plus pertinent pour décrire les variations de  $\theta_d$  et  $\bar{t} / L$ , nous avons recherché la meilleure corrélation, en utilisant nos résultats et ceux de la bibliographie sélectionnée (Tableau 11). Les résultats figurent Tableau 13. Les nuages de points correspondant sont en annexe B.

Tableau 13. Résultat des corrélations pour le temps de séjour moyen et la fraction drainée

Type de garnissage	biofilm	$\bar{t} / L \text{ (sm}^{-1}\text{)}$	$r^2$	$n$	$\theta_d$	$r^2$	$n$
Cailloux	avec	$731 Re^{-0.381}$	0,89	12	$0,0253 Re^{0.231}$	0,87	9
Cross-flow	avec	pas assez de données		1	pas assez de données		1
Vertical	avec	$2,615 q_a^{-0.655}$	0,63	14	$0,392 q_a^{0.654}$	0,82	9
Vrac	sans	$3,075 q_a^{-0.605}$	0,94	8	pas de données		0
Vrac	avec	$1,795 q_a^{-0.813}$	0,99	5	$0,0147 q_a^{0.644}$	0,99	3

Note - La valeur indiquée dans la colonne «  $n$  » est le nombre de points de chaque corrélation.

Le nombre de Reynolds est le paramètre le plus pertinent pour décrire  $\bar{t} / L$  et  $\theta_d$  avec le garnissage traditionnel. Cela suggère que la taille des éléments joue un rôle significatif dans le comportement hydrodynamique de ce type de matériau. Pour les matériaux en vrac et vertical, le paramètre pertinent est la charge hydraulique périphérique. Les coefficients de corrélation ne sont pas très élevés lorsque le nombre de points dépasse 5. Cela

s 'explique par les conditions d'exploitation et la conception des lits, qui ont probablement une influence sur les valeurs du temps de séjour moyen et du volume drainé.

## 4.2. Modélisation de la distribution des temps de séjour

Les DTS expérimentales présentent une traînée importante sur la queue de courbe. Nous interprétons ce phénomène comme un échange lent de traceur par diffusion entre le film liquide et le film retenu sur le support. C'est pourquoi le modèle de biodiffusion, exposé au paragraphe I.3, a été ajusté aux DTS obtenues. Pour comparer les résultats, nous avons également ajusté le modèle du piston dispersif avec échanges lents (PDE), bien que les hypothèses de ce dernier ne correspondent pas au cas du mécanisme de diffusion. Chacun de ces deux modèles a quatre paramètres :  $t_m$ ,  $Pe$ ,  $K_{im}$ , et un temps caractéristique,  $t_b$  pour le modèle de biodiffusion et  $t_M$  pour le modèle de piston dispersif avec échanges. Les valeurs de  $t_m$  et  $K_{im}$  permettent de définir des volumes mobiles et immobiles, et de calculer le moment d'ordre un  $t_0$  :

$$V_m = qt_m \quad (73)$$

$$V_{im} = K_{im}qt_m \quad (74)$$

$$t_0 = (1 + K_{im})t_m \quad (75)$$

D'après l'expression (41) il est possible, en ayant obtenu la valeur de  $t_b$  par ajustement du modèle de biodiffusion, de calculer l'épaisseur du biofilm, supposée homogène sur la hauteur. Toutefois cela nécessite de connaître le coefficient de diffusion du traceur dans la biomasse. Cette valeur, inférieure à celle du coefficient de diffusion en eau pure, est difficile à estimer (Hinson et Kocher, 1996).

Les valeurs des paramètres ont été ajustées pour minimiser la distance entre les courbes expérimentales et les modèles. Les résultats de l'ajustement sont donnés dans le tableau suivant. Etant donné la similarité des deux modèles, on s'attend à obtenir des valeurs de  $V_{im}$  et  $V_m$  proches pour les deux modèles, et des valeurs de  $t_M$  proches de  $t_b/3$  (expression 43).

Tableau 14. Résultats des ajustements de modèles aux DTS de lit bactérien

Site	modèle piston dispersif avec échanges					modèle biodiffusion				
	$q$ $m^3h^{-1}$	$v$ $mh^{-1}$	$V_m$ $m^3$	$V_{im}$ $m^3$	$t_M$ s	$Pe$	$V_m$ $m^3$	$V_{im}$ $m^3$	$t_b$ s	$Pe$
<i>matériaux plastiques</i>										
Destrousse 92	145	2,79	7,49	6,69	405	3,72	5,70	9,16	1215	5,30
	120	2,31	5,54	6,05	470	5,52	4,18	6,38	947	8,24
Destrousse 93	163	3,40	7,54	0,00		4,34	7,55	0,00		4,32
	143	2,98	10,1	0,00		2,86	7,40	4,41	512	5,33
Nîmes	980	2,41	32,2	8,66	140	4,50	29,4	11,0	306	4,98
	480	1,18	23,2	11,2	246	3,36	17,3	15,9	431	5,36
Le Barp	55,1	1,95	3,63	3,32	313	7,21	2,66	4,26	792	10,4
	44,6	1,58	3,33	3,91	477	5,66	2,23	5,07	1285	9,33
Ensues	32,8	1,15	2,63	2,58	382	7,61	1,89	3,30	973	11,3
	38,7	2,53	1,10	1,14	132	8,90	0,79	1,57	401	13,0
Rousset	24,9	1,63	1,20	2,25	333	1,53	0,79	2,48	1154	2,15
	18,4	1,20	1,12	2,31	385	2,11	0,43	3,25	1472	5,46
Oloron	27,6	1,04	2,75	4,53	365	2,38	1,06	6,49	1306	6,08
	24,7	0,93	2,23	3,62	280	2,61	1,36	4,61	874	3,39
<i>matériaux traditionnels</i>										
Mondonville	43,3	1,30	1,68	1,50	171	12,7	1,28	1,91	443	18,3
	28,5	0,85	1,34	2,09	247	11,0	0,86	2,76	807	18,0
Montoisson	27,1	0,94	2,67	4,72	784	5,31	1,48	6,11	2421	11,2
	12,8	0,44	1,47	2,95	863	4,40	0,64	3,98	2870	12,2

Les deux modèles décrivent correctement les DTS expérimentales. Une analyse de sensibilité a montré que les valeurs de  $t_m$  et  $K_{im}$  ont une forte influence sur la distance entre la courbe expérimentale et le modèle. L'influence des autres paramètres,  $t_M$ ,  $t_b$  et  $Pe$  est moins importante.

Les valeurs des paramètres du modèle piston dispersif avec échanges sont corrélées avec celles du modèle de biodiffusion. Les corrélations obtenues pour chaque paramètre sont données ci-dessous. Les valeurs du  $r^2$  sont proches de 1 pour  $t_0$ ,  $V_m$  et  $V_{im}$ . Les valeurs de  $Pe$  et des temps caractéristiques d'échange ( $t_M$  et  $t_b$ ) sont plus dispersées, ce qui pourrait être dû à la plus faible sensibilité de l'ajustement de ces paramètres.

$$t_0 \text{ (biodiffusion)} = 1,02 t_0 \text{ (PDE)} \quad r^2 = 0,99 \quad (76)$$

$$V_m \text{ (biodiffusion)} = 0,83 V_m \text{ (PDE)} \quad r^2 = 0,98 \quad (77)$$

$$V_{im} \text{ (biodiffusion)} = 1,33 V_{im} \text{ (PDE)} \quad r^2 = 0,98 \quad (78)$$

$$Pe \text{ (biodiffusion)} = 1,56 P \text{ (PDE)} \quad r^2 = 0,84 \quad (79)$$

$$t_b \text{ (biodiffusion)} = 2,96 t_M \text{ (PDE)} \quad r^2 = 0,91 \quad (80)$$

Le moment d'ordre un ( $t_0$ ) est identique, à 2% près, pour les deux modèles. Cela signifie que le volume total traversé par le traceur ( $V_a$ ) obtenu par ajustement ne varie pas en

fonction du modèle choisi. En revanche, la répartition de ce volume entre zone mobile et zone immobile n'est pas la même. Le modèle de biodiffusion conduit à une zone immobile plus grande qu'avec le modèle de piston dispersif avec échanges. Le nombre de Péclet de la zone mobile ( $Pe$ ) est également plus grand avec le modèle de biodiffusion. Les valeurs de  $t_b$  sont proches de  $3 t_M$ , ce qui était attendu (expression 43).

Le calcul des volumes mobiles et immobiles par l'intermédiaire d'un modèle hydrodynamique conduit donc à des résultats qui dépendent du modèle choisi. Nous pensons que le modèle de biodiffusion reflète mieux la réalité, car les échanges entre zones mobile et immobile sont régis par le mécanisme de diffusion dans le biofilm. Toutefois, cette hypothèse reste à vérifier.

### 4.3. Les différentes fractions de volume

Le volume mobile  $V_m$  obtenu à l'aide du modèle de biodiffusion et le moment du premier ordre  $t_0$  peuvent être comparés au volume drainé  $V_d$  et au temps de séjour moyen  $\bar{t}$ , obtenus expérimentalement. Nous avons établi les corrélations suivantes (les nuages de points sont en annexe C) :

$$V_m (\text{biodiffusion}) = 0,77 V_d (r^2 = 0,97) \quad (81)$$

$$t_0 (\text{biodiffusion}) = 0,92 \bar{t} (r^2 = 0,96) \quad (82)$$

Le volume mobile est inférieur au volume drainé. Cela est cohérent avec l'hypothèse faite par Suschka (1987), qui estime qu'une partie du volume drainé après l'arrêt de l'alimentation est en fait emprisonné dans les anfractuosités de la biomasse, et n'est en réalité pas mobile en conditions normales d'alimentation. Si tel est le cas, ce volume est compté avec le volume immobile  $V_{im}$ . Dans le cas des lits bactériens de cette étude, l'expression (81) indique que ce volume emprisonné représente 23% du volume drainé.

Le temps de séjour moyen est plus élevé que le moment d'ordre un du modèle. L'expression (82) montre que la différence est de l'ordre de 8%. Cela laisse penser que le temps de séjour moyen est surestimé, probablement en raison de l'ajustement de l'exponentielle décroissante sur la queue de courbe. Nous pensons que le premier moment

obtenu par l'ajustement de modèles est une meilleure estimation du temps de séjour moyen que le calcul direct sur la courbe expérimentale. En effet, nous avons constaté dans le cas des lits bactériens que l'ajustement de l'exponentielle décroissante donne des résultats différents selon que l'on ajuste sur le début ou la fin de la queue de courbe.

La valeur des paramètres de la modélisation dépend du matériau de garnissage ainsi que des conditions d'exploitation du lit bactérien. Nous avons calculé les fractions volumiques suivantes :

$$\theta_m = \frac{V_m}{\varepsilon V} \quad (83)$$

$$\theta_{im} = \frac{V_{im}}{\varepsilon V} \quad (84)$$

Les valeurs obtenues pour  $\theta_{im}$  et  $t_b$  ne peuvent pas être expliquées par des paramètres hydrauliques comme  $v$  ou  $q_a$ . Le volume  $V_{im}$  est théoriquement égal au volume de biomasse, mais nous avons vu qu'il faut y ajouter un volume liquide immobile piégé dans ses anfractuosités. Le paramètre  $t_b$  dépend de l'épaisseur du film constitué par la biomasse et les anfractuosités renfermant un volume liquide, ainsi que du coefficient moyen de diffusion du traceur applicable dans ce milieu hétérogène.

La quantité et l'épaisseur de la biomasse étant régulés par l'apport de matière organique et par la force d'irrigation ( $SK$ ), on peut penser que  $\theta_{im}$  et  $t_b$  en dépendent également. Or ces paramètres varient dans le temps sur un site donné. C'est sans doute pour cette raison que les valeurs de  $\theta_{im}$  et  $t_b$  que nous avons obtenues sont très dispersées. Il semble difficile de déterminer ces valeurs *a priori*. Notons toutefois que les valeurs de  $\theta_{im}$  et  $t_b$  sont plus élevées sur les matériaux cailloux que les matériaux plastiques (Tableau 15). Ce résultat est logique, les matériaux traditionnels retenant plus de biomasse que les garnissages plastiques.

Le nombre de Péclet de la zone mobile  $Pe$  est également plus élevé dans le cas des matériaux traditionnels que dans le cas des garnissages verticaux. La dispersion axiale est donc plus importante dans ces derniers. Les valeurs de  $\theta_m$  (Figure 18) peuvent être corrélées avec la charge hydraulique périphérique  $q_a$ . Les valeurs trouvées pour  $\theta_{im}$ ,  $\theta_m$ ,  $t_b$  et  $Pe$  sont résumées dans le tableau suivant.

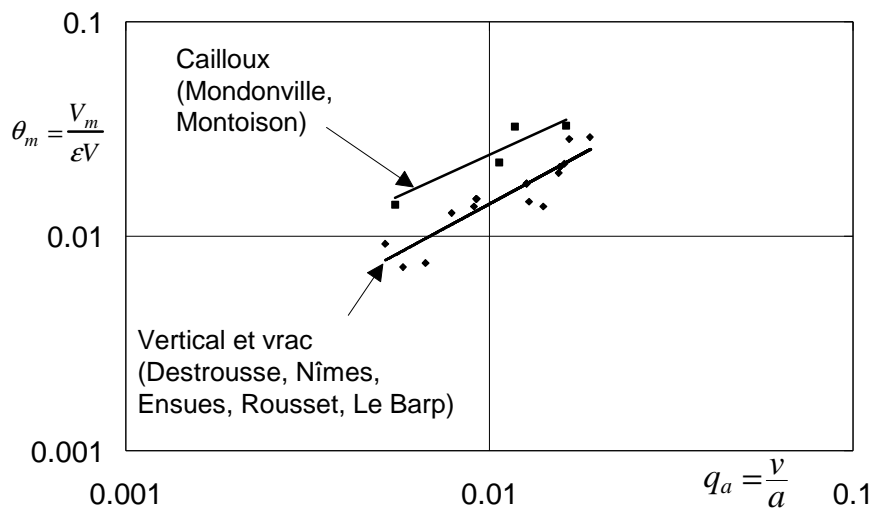


Figure 18. Fraction mobile  $\theta_m$  (obtenue par ajustement du modèle de biodiffusion) en fonction de la charge hydraulique périphérique  $q_a$ .

Tableau 15. Valeurs des paramètres du modèle de biodiffusion applicables aux garnissages cailloux et plastique étudiés

	Type de matériau et sites					
	matériaux plastiques vrac et vertical Destrousse 92, Destrousse 93, Nîmes, Ensues, Rousset, Le Barp			matériau traditionnel cailloux Mondonville, Montoisson		
	min	max	corrélation	min	max	corrélation
$\theta_m$ (%)	0,8	5,7	aucune	4,9	13,4	aucune
$\theta_m$ (%)	0,7	2,9	$\theta_m=1,02q_a^{0,93} \quad r^2=0,84$	1,4	3,3	$\theta_m=1,09q_a^{0,83} \quad r^2=0,89$
$t_b$ (s)	306	1472	aucune	443	2681	aucune
$Pe$ (-)	2,15	13,0	aucune	11,2	18,3	aucune

## 5. Conclusions

Nous avons déterminé les distributions des temps de séjour sur les lits bactériens de 8 stations. Sur deux d'entre elles, les DTS ont été déterminées sans arrêt de la recirculation de l'effluent traité, grâce à une déconvolution des concentrations en entrée et sortie de lit. Toutefois les courbes obtenues dans ces conditions n'ont pas le même aspect que les courbes obtenues par une injection  $\delta$  de Dirac directe. Cela laisse penser que la DTS d'un lit bactérien pourrait dépendre de la forme du signal d'injection.

Ces déterminations sont soumises aux difficultés de l'expérimentation en site réel. De ce fait, certains résultats sont moins précis que s'ils avaient été obtenus sur pilote. Malgré ces difficultés, les résultats obtenus fournissent des ordres de grandeur satisfaisants.



Nos résultats, ajoutés à ceux des études sélectionnées dans la bibliographie, montrent que la nature du garnissage a une influence sur sa capacité de rétention. Dans la gamme des charges hydrauliques étudiées, les valeurs de  $\bar{t}/L$  les plus élevées sont obtenues avec un garnissage traditionnel, des valeurs plus faibles avec un garnissage plastique vrac, et les valeurs les plus faibles avec les garnissages plastiques verticaux. La présence du biofilm augmente la capacité de rétention du lit, dans le cas du garnissage vrac.

Les valeurs de  $\bar{t}/L$  et de  $\theta_d$  provenant de nos essais et de la bibliographie peuvent être corrélées avec le nombre de Reynolds pour les garnissages cailloux, et la charge hydraulique périphérique pour les garnissages plastique verticaux et vrac. Toutefois les coefficients de corrélation ne sont pas toujours élevés, en raison des différences importantes de conception et d'exploitation des lits étudiés.

Les modèles du piston dispersif avec échanges et de biodiffusion peuvent tous deux être ajustés sur les DTS expérimentales. Ils peuvent tous deux être utilisés pour obtenir une estimation du temps de séjour du lit et donnent le même résultat. Cette méthode est préférable au calcul du temps de séjour directement sur la courbe expérimentale, dont l'extrapolation à l'infini est source d'erreurs. En revanche, les deux modèles ne donnent pas la même répartition des volumes entre zone mobile et immobile, ni le même nombre de Péclet dans la zone mobile. En se basant sur l'hypothèse que le mécanisme qui provoque la traînée apparente sur les queues de DTS est un échange de traceur avec la biomasse, nous suggérons que le modèle de biodiffusion est plus réaliste que le piston dispersif avec échanges.

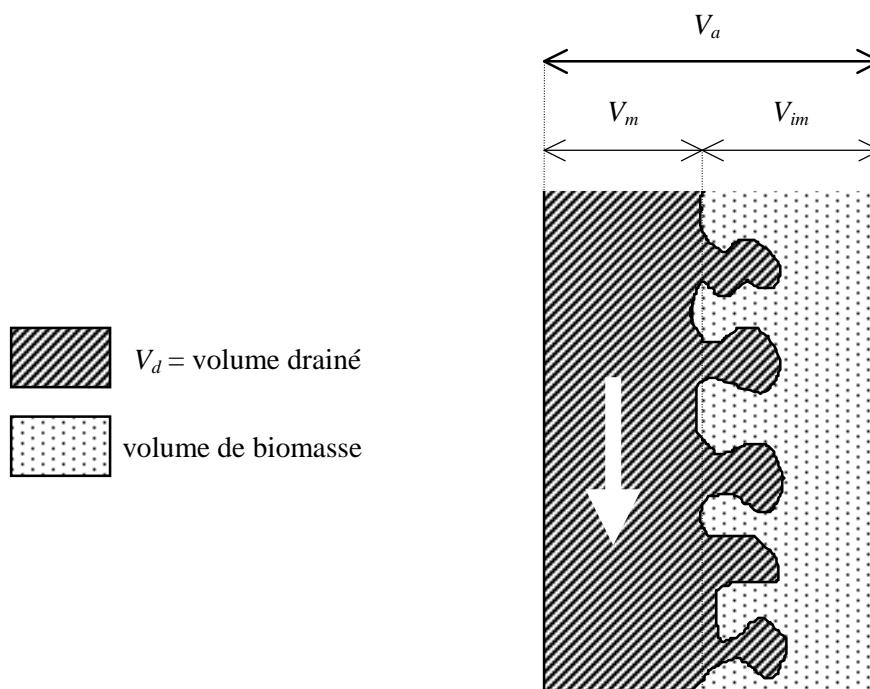
Le volume de la zone mobile fourni par le modèle de biodiffusion est inférieur au volume drainé, ce qui peut signifier qu'une partie du volume drainé après arrêt de l'alimentation est en réalité emprisonné dans la biomasse, en conditions d'alimentation normales. Le cas échéant, ce volume est donc compté dans la fraction immobile du modèle de biodiffusion.

Il est possible de corréler la fraction mobile avec la charge hydraulique périphérique. Les autres paramètres, c'est à dire la fraction immobile, le temps caractéristique de diffusion et le nombre de Péclet ne semblent pas liés aux paramètres hydrauliques et sont probablement fonction d'autres paramètres de l'exploitation du lit, comme la charge organique et la force d'irrigation (*SK*). La comparaison entre les fractions immobiles des lits à

garnissage plastique et des lits à matériau traditionnel montre que ce paramètre pourrait être un bon indicateur du volume de biomasse.

La Figure 19 résume l'interprétation que nous suggérons pour les volumes  $V_{im}$  et  $V_m$  obtenus à partir du modèle de biodiffusion. Il serait intéressant de poursuivre des investigations expérimentales dans le but de valider les hypothèses de ce modèle et la répartition des volumes obtenus. Le cas échéant, on disposerait d'un outil relativement simple pour accéder à l'épaisseur de la biomasse, point clé de l'exploitation des lits bactériens.

Figure 19. Représentation des différents volumes dans le lit bactérien.



## Chapitre IV

# Application aux biofiltres de nitrification tertiaire

---

### 1. Description du procédé biofiltre

La biofiltration est une nouvelle technologie de traitement des eaux usées. Elle met en jeu trois phases (Pujol, 1991) :

- une phase solide constituée par un matériau dont la granulométrie varie entre 2 et 6 mm. Ce matériau sert de support au biofilm, permet d'obtenir une concentration de biomasse très élevée (10 à 20 fois supérieure à celle des boues activées), et assure la rétention des matières en suspension ;
- une phase liquide, constituée par l'eau à épurer,
- une phase gazeuse du fait de l'injection de bulles d'air, qui apporte l'oxygène nécessaire à l'activité bactérienne.

La production de boues colmate progressivement le massif filtrant. Ces boues sont constituées de la biomasse en excès et des matières en suspension retenues. Elles sont décrochées périodiquement du matériau par des phases de lavage, impliquant des débits élevés d'eau et d'air. Ces lavages sont généralement réalisés toutes les 24 ou 48 heures.

Les biofiltres possèdent de nombreux avantages : faibles dimensions spécifiques, intégration facile au site, possibilité de traiter les odeurs, modularité, ... Ils sont principalement utilisés pour le traitement de la DBO (Canler et Perret, 1993), et pour la nitrification tertiaire (Canler *et al*, 1996).

## 2. Contexte d'étude

La construction de très grandes unités industrielles, ayant plus de 100 m<sup>2</sup> de surface horizontale, soulève des interrogations sur une possible hétérogénéité de l'écoulement au sein du lit de matériau. En particulier, Boller *et al.* (1994) suggèrent que l'écoulement de la phase air dans le lit pourrait créer des écoulements préférentiels. Le cas échéant, la concentration en substrat dans une section horizontale donnée ne serait pas homogène. Les conditions à la surface du biofilm seraient alors différentes d'un endroit à l'autre, ce qui est susceptible d'altérer l'efficacité du procédé.

Nous avons étudié deux biofiltres de taille industrielle. Outre la compréhension du comportement hydrodynamique, l'objectif est d'évaluer l'homogénéité de l'écoulement, sous le matériau et au sein de celui-ci. Pour cela nous avons comparé les distributions des temps de séjour obtenues à différents endroits sous le matériau et dans sa partie supérieure. Lors de l'étude d'un procédé similaire à l'échelle pilote, Tschui *et al.* (1993) ont observé des différences de temps de séjour entre différents points qui dépassent généralement 40%.

## 3. Sites expérimentaux

### 3.1. Description des sites

#### 3.1.1. Saint Fons

La station d'épuration de Saint Fons traite une partie des effluents de la communauté urbaine de Lyon. Elle a une capacité de 700 000 équivalent habitants. Le procédé de traitement utilisé est une boue activée. Pour améliorer la qualité des eaux du Rhône, il a été décidé d'y adjoindre un système de nitrification des effluents. Dans un premier temps, un prototype industriel, qui ne traite que 25 % du débit de la station, a été achevé en 1995. Il est alimenté par l'effluent issu de la boue activée et constitué d'un ensemble de 5 cellules de biofiltration, de 112 m<sup>2</sup> chacune. Nous avons étudié uniquement la cellule 2, qui a par ailleurs fait l'objet d'un suivi sur une période d'un an par le Cemagref, concernant ses performances épuratoires (Durand, 1996).

Le matériau de garnissage est constitué de billes de polystyrène de 3,5 mm de diamètre (« Biostyr »). Il est retenu à l'intérieur de la cellule par un plafond, percé d'orifices équipés de buses. Le réseau d'alimentation en air est situé à la base du biofiltre, et couvre toute la surface du radier. L'effluent est introduit sous ce réseau, par un canal d'alimentation central. Les fluides (air et eau) circulent à cocourant. Au dessus de la cellule, une hauteur d'eau de 1,47 m permet de stocker la quantité d'effluent traité nécessaire aux lavages à contre courant (Figure 20).

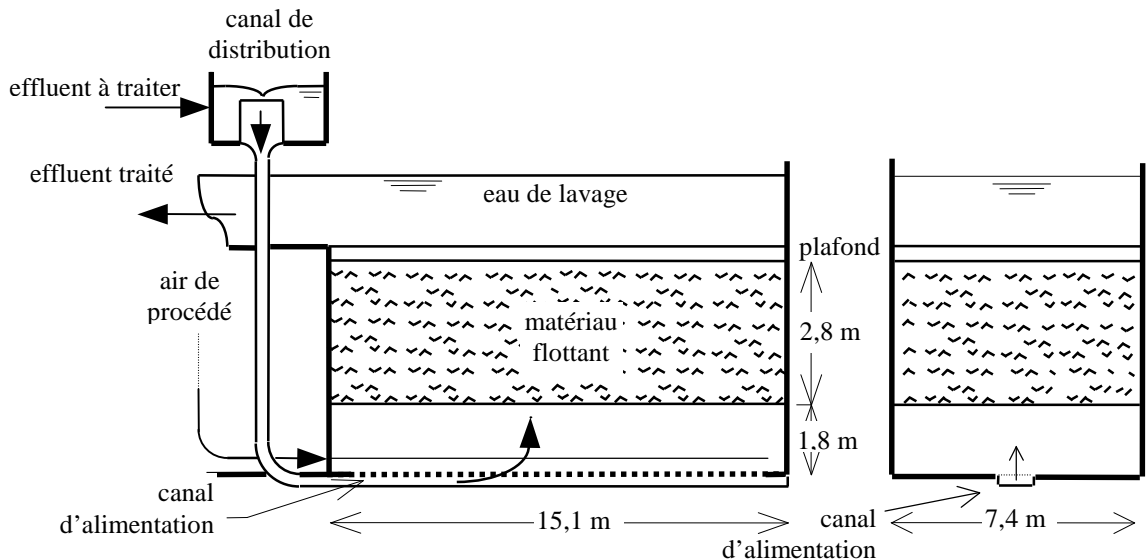


Figure 20. Coupe schématique du biofiltre « Biostyr »

### 3.1.2. Achères

La station d'épuration d'Achères traite une partie importante des eaux usées de l'agglomération parisienne. Le biofiltre étudié est un prototype industriel de nitrification tertiaire d'une capacité de 100 000 équivalents habitant, constitué par une seule cellule de biofiltration, d'une surface horizontale de 144 m<sup>2</sup>. Il s'agit de la plus grande unité réalisée à ce jour. Elle a fait l'objet d'un suivi de 5 ans par son constructeur et par le syndicat pour l'assainissement de l'agglomération parisienne, dans le cadre d'un concours visant à doter la station d'épuration d'Achères d'équipements de nitrification (Pujol *et al*, 1998).

Le garnissage est constitué d'un matériau de densité supérieure à 1, dont la granulométrie moyenne est de 3,5 mm. Ce matériau repose sur un plancher percé de buses, reposant lui-même sur un système de poutres et poteaux. Le système d'aération est situé à la base de ce plancher, et en couvre toute la surface. L'effluent est introduit par une canalisation alimentée par une pompe et débouchant dans la partie inférieure du biofiltre, au niveau d'une cheminée d'équilibre (Figure 21).

Une hauteur d'eau d'environ un mètre se trouve au-dessus du matériau. Cela permet d'éviter les pertes de matériau lors de lavages, qui sont réalisés à cocourant.

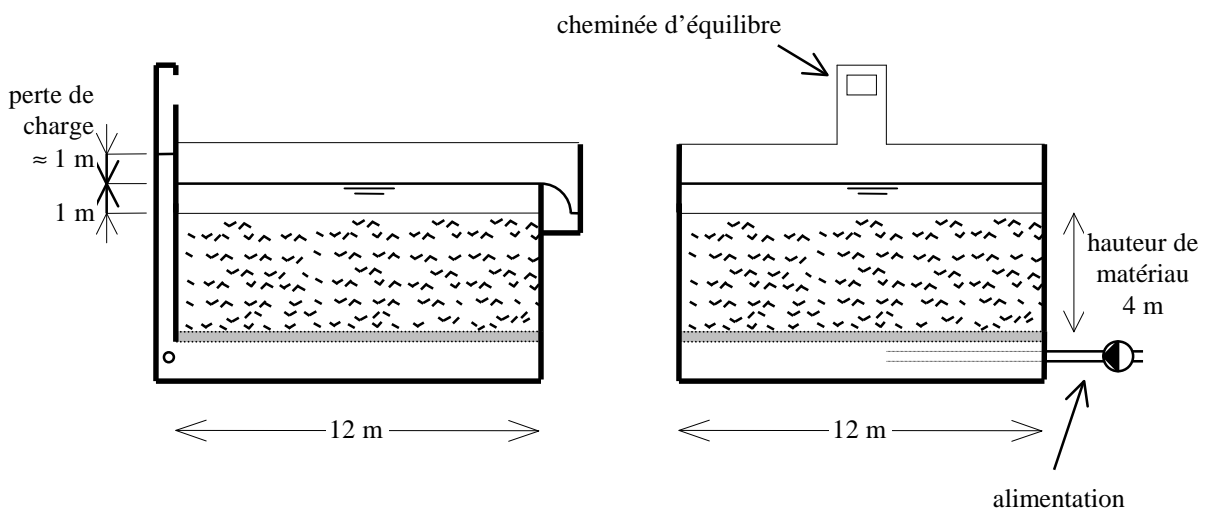


Figure 21. Coupes schématiques du biofiltre « Biofor »

### 3.2. Caractéristiques des biofiltres étudiés

Les deux biofiltres étudiés sont utilisés pour la nitrification tertiaire et ont une surface horizontale proche (Tableau 16). La géométrie du biofiltre est toutefois différente, le ratio longueur / largeur étant de 1 à Achères et de 2 à Saint Fons.

La granulométrie nominale du matériau est de 3,5 mm dans les deux cas, mais la nature du matériau est très différente. A Saint Fons, ce sont des billes de polystyrène qui sont retenues par un plafond, alors qu'à Achères, le matériau (« biolite ») a une densité supérieure à 1 et repose sur un plancher. La hauteur de matériau est plus importante à Achères (4 m au lieu de 2,8 m).

La circulation des fluides est à cocourant. Les vitesses admissibles en eau et en air sont plus importantes à Achères. Les systèmes d'admission de l'eau et de l'air sont différents sur les deux filtres. A Saint Fons l'eau est distribuée par un canal longitudinal sur toute la longueur du filtre, alors qu'à Achères, l'alimentation donne directement dans la zone inférieure du biofiltre, sans système de répartition. L'air est amené à la base du matériau à Achères, alors qu'il est amené sous le matériau, à la base de la zone inférieure, à Saint Fons.

Tableau 16. Dimensions et caractéristiques nominales des deux biofiltres étudiés.

	Saint Fons	Achères
opération unitaire	nitrification tertiaire	nitrification tertiaire
nom du procédé	« Biostyr »	« Biofor »
constructeur	OTV	Degrémont
longueur (m)	15,1	12
largeur (m)	7,4	12
aire de la surface horizontale (m <sup>2</sup> )	112	144
hauteur du lit (m)	2,8	4,0
volume du lit (m <sup>3</sup> )	316	575
granulométrie (mm)	3,5	3,5
vitesses superficielles nominales		
effluent (mh <sup>-1</sup> )	6 - 8	8 - 10
air (Nm <sup>3</sup> m <sup>-2</sup> h <sup>-1</sup> )	18	21

## 4. Mesures réalisées

Plusieurs points de la section horizontale ont été étudiés : 8 à Saint Fons, 6 à Achères. Le nombre de points était limité par le nombre d'analyses de lithium à effectuer : au total, les essais présentés ici ont nécessité plus de 2 500 déterminations. Les points ont été répartis sur l'axe longitudinal central, et sur un axe latéral, afin de pouvoir déterminer le comportement hydrodynamique selon les deux axes du plan horizontal (Figure 22, Figure 23).

A chaque point, les distributions des temps de séjour ont été déterminées à deux hauteurs différentes, dans la partie supérieure et dans la partie inférieure du biofiltre (Tableau 17). Les points hauts sont repérés par les lettres A\* à H\*, les points bas par les lettres A à H (Figure 22, Figure 23). Les points d'une même paire (par exemple A et A\*) ont été placés aussi près que possible sur le plan horizontal, de manière à pouvoir en déduire le comportement du matériau sur l'axe vertical.

Tableau 17. Situation des points haut et bas lors des essais réalisés à Achères et Saint Fons

	Saint Fons	Achères
point bas	Environ 10 cm sous le matériau	Environ 20 cm au-dessus de la base du matériau (plancher)
point haut	Au niveau du plafond	Environ 30 cm au dessous de la surface supérieure du matériau

Les distributions des temps de séjour ont été obtenues par une injection de  $\text{Li}^+$ , 40 à 50 g à Saint Fons, 75 à 80 g à Achères. Le traceur a été injecté dans la conduite d'alimentation du biofiltre, au niveau du canal de distribution à Saint Fons (Figure 20), et à l'aspiration de la pompe d'alimentation à Achères (Figure 21). La forte turbulence régnant à ces emplacements laisse espérer que le traceur s'est bien réparti sur toute la section de la conduite d'alimentation, bien que cela n'a pas été vérifié en pratique.

Vingt échantillons ont été prélevés pour chaque point à Saint Fons, et 30 à Achères, à l'aide de pompes péristaltiques. On a vérifié que le temps de parcours de l'eau dans la tuyauterie de ces pompes n'est que de quelques dizaines de secondes et n'intervient donc pas dans l'interprétation des résultats.

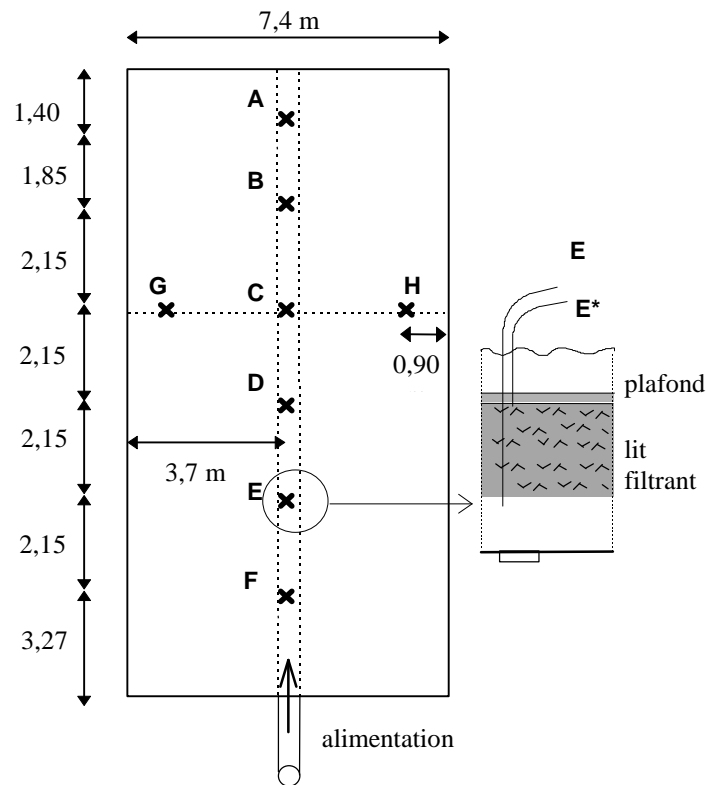


Figure 22. Emplacement des points de mesure à Saint Fons



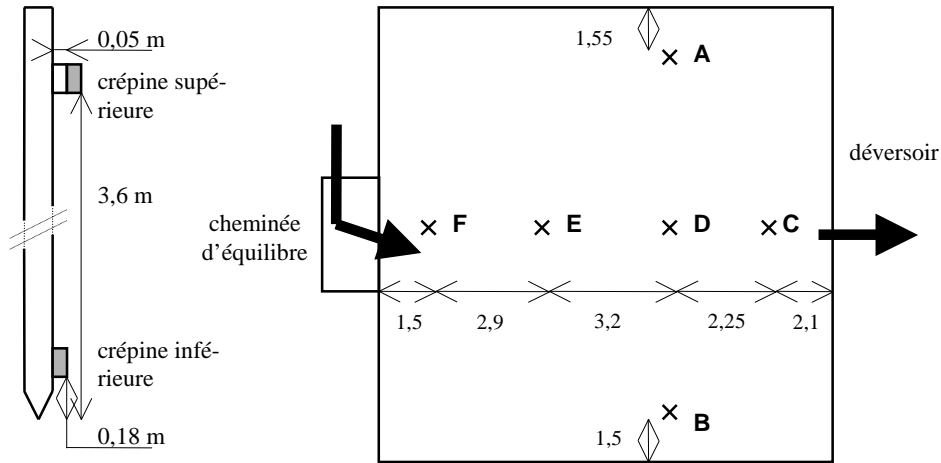


Figure 23. Position des points de mesure à Achères

La déconvolution entre les points bas et les points hauts permet d'obtenir le comportement du matériau. A Saint Fons comme à Achères, les DTS obtenues par déconvolution ne présentent pas de traînée, malgré la présence de biomasse. Nous avons donc ajusté sur ces courbes le modèle de l'écoulement piston avec dispersion axiale (Figure 24). Pour réaliser cet ajustement, nous n'avons pas utilisé le résultat de la déconvolution, car il présente parfois des oscillations dues au calcul numérique. A la place, nous avons cherché à minimiser la distance entre la courbe de la zone supérieure et le produit de convolution de la DTS de la zone inférieure par le piston à dispersion axiale.

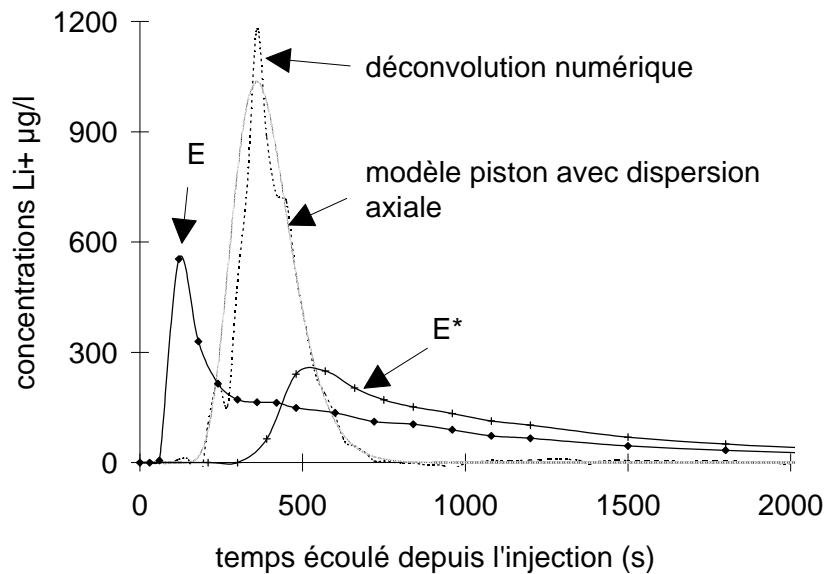


Figure 24. Exemple d'ajustement du modèle piston avec dispersion axiale à la DTS du matériau. Essai à Saint Fons n°3, point E.

Plusieurs essais ont été menés sur chaque biofiltre : quatre à Saint Fons, cinq à Achères. Le nombre d'essais était limité par les contraintes d'exploitation du biofiltre, et par le nombre d'analyses à réaliser. Certains essais ont été réalisés en absence d'aération, afin de déterminer l'influence de ce paramètre. A Saint Fons, deux essais ont été réalisés à la moitié du débit nominal, afin de déterminer si la vitesse d'écoulement peut avoir une influence sur l'homogénéité des résultats. A Achères tous les essais ont été réalisés au même débit, car les résultats de Saint Fons ont montré que le facteur vitesse n'a pas d'influence importante. Cela a permis de vérifier que les distributions des temps de séjour obtenues sont reproductibles. Les conditions de réalisation des essais sont récapitulées Tableau 18.

Tableau 18. Conditions de réalisation des essais à Saint Fons et Achères

essai	Saint Fons				Achères				
	1	2	3	4	1	2	3	4	5
date	11/03/96	12/03/96	15/03/96	15/03/96	11/06/97	11/06/97	12/06/97	12/06/97	12/06/97
heure	16h00	11h30	11h00	15h30	18h00	19h40	10h00	12h00	17h15
débit $q$ m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>	418	412	724	744	1155	1154	1160	1164	1156
charge $v$ mh <sup>-1</sup>	3,7	3,7	6,5	6,7	8,02	8,01	8,06	8,08	8,02
vit. air Nm <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>	≈ 18	0	≈ 18	≈ 18	20,9	20,9	0	0	20,9
perte charge m <sub>CE</sub>			1,00	1,01			0,9	0,8	1,3
remarque	essai		essai		essai				essai
	après		après		après				après
	lavage		lavage		lavage				lavage

Les débits ont été déterminés par la hauteur dans un canal de mesure à surface libre. A Saint Fons, les débits obtenus par cette méthode donnent une valeur pour les 5 cellules, qui a donc été divisée par 5 pour obtenir le débit de l'unité étudiée. Cela repose sur l'hypothèse que le débit est réparti de manière identique sur les 5 cellules. Une tentative de vérification à l'aide d'un débitmètre à temps de transit posé directement sur la canalisation d'alimentation a été réalisée. Elle n'a pas malheureusement pu donner de résultat, la mesure sur canalisation descendante contenant de l'air étant difficile.

## 5. Résultats

Nous examinerons successivement pour chaque biofiltre la forme des courbes de concentration, les masses de traceur obtenues aux différents points, les temps de séjour moyens, et les paramètres concernant le lit de matériau.

### 5.1. Forme des courbes de concentration

Les courbes obtenues figurent en annexe E. Il y a deux groupes de courbes pour chaque essai : celles obtenues au niveau inférieur et celles du niveau supérieur. On a déduit la concentration de l'effluent brut en  $\text{Li}^+$ .

#### 5.1.1. Saint Fons

Aux points inférieurs, la première concentration non nulle apparaît après 2 minutes (3 minutes lorsque la vitesse est réduite à  $3,7 \text{ m h}^{-1}$ ), et 6 mn 30 dans la zone supérieure (10 minutes à vitesse réduite).

Les courbes présentent un premier pic aigu, puis une queue de courbe ayant la forme d'une exponentielle décroissante.

Pour les essais réalisés avec aération, aussi bien à  $3,7$  qu'à  $6,5 \text{ m h}^{-1}$ , les courbes des points situés sur l'axe central sont relativement groupées. Le pic des courbes des points situés à l'extrémité opposée de l'alimentation (points A et B) ont le plus souvent les concentrations maximales les plus élevées.

Les courbes des points situés sur le côté (G et H) forment un groupe nettement différencié des points longitudinaux. Le pic est plus tardif et la concentration maximale plus faible. Les zones latérales sont donc alimentées plus tard que l'axe central.

Le comportement hydrodynamique de l'essai sans air (essai 2) est différent des essais avec air. L'hétérogénéité observée avec air disparaît, toutes les courbes sont groupées. Ainsi l'aération semble avoir pour effet de réduire la dispersion latérale du traceur et de « figer » l'hétérogénéité de la distribution par le canal de distribution central.

### 5.1.2. Achères

Aux points inférieurs, la première concentration non nulle apparaît après deux minutes, et environ 10 minutes dans la zone supérieure.

Le pic de concentration apparaît en premier au point F, puis aux points E, D, C. Le traceur est donc réparti progressivement selon l'axe longitudinal central, depuis le point d'entrée de l'effluent jusqu'au déversoir de sortie. Par ailleurs les pics de concentration s'atténuent lorsqu'on progresse de l'entrée vers la sortie, du fait de la dilution progressive du traceur dans le volume liquide.

Les deux points situés sur le côté du biofiltre (A et B) reçoivent le traceur plus tardivement que les points de l'axe central. Cela montre que la répartition latérale est retardée par rapport à la répartition longitudinale. De plus la répartition latérale n'est pas symétrique. Le point B, situé du côté droit en regardant le sens de l'écoulement, est systématiquement privilégié. Ceci s'explique par la configuration du système d'admission de l'effluent.

Au niveau supérieur, on observe une anomalie de l'écoulement au point F, situé à proximité de la cheminée d'équilibre. Lors des essais 1 et 2, ce point présente une atténuation particulièrement importante. Les concentrations obtenues sont très faibles. De plus les courbes présentent une traînée, ce qui est le signe d'échanges lents entre la zone où a été prélevé le traceur et l'écoulement principal. Le point F retrouve un comportement logique lors des essais 4 et 5. Cela laisse penser que l'anomalie observée est due à un colmatage temporaire du matériau filtrant.

## 5.2. Masses de traceur

Les courbes expérimentales permettent de calculer des masses de traceur, en utilisant pour  $q$  le débit s'étant écoulé à travers la section de mesure (expression 64). Dans le cas de nos essais, on ne peut pas associer une section de mesure à chaque point de prélèvement. Par ailleurs on ne sait pas si la vitesse ascensionnelle est homogène sur toute la section. Nous avons donc calculé  $M$  en prenant pour  $q$  le débit admis sur le biofiltre. Si la répartition du traceur et les vitesses sont homogènes, on doit trouver  $M$  proche de la masse de traceur injectée dans le biofiltre.

## 5.2.1. Saint Fons

Tableau 19. Moments d'ordre zéro (en g-Li<sup>+</sup>) calculés aux points bas à Saint Fons

Essai	débit m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>	points								moy. A-H	écart type %
		A	B	C	D	E	F	G	H		
1	418	49,2	50,6	50,8		53,1		51,9	49,4	50,8	2,9
2	412	48,1	45,6	45,7		46,3	52,4	45,9	47,8	47,4	5,1
3	724	47,2	48,5	43,0	46,8	47,1	47,6	45,8	43,6	46,2	4,2
4	744	41,6	40,9	42,0	40,9	42,3	44,0	48,3	41,3	42,7	5,8

Tableau 20. Moments d'ordre zéro (en g-Li<sup>+</sup>) calculés aux points hauts à Saint Fons

Essai	débit m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>	points								moy. A*-H*	écart type %
		A*	B*	C*	D*	E*	F*	G*	H*		
1	418	49,8		50,4	51,5	54,5	52,8	51,4	44,8	50,8	6,0
2	412	47,9	46,7	51,1	47,1	54,2	49,4	49,8	47,8	49,2	5,1
3	724	46,3	43,2	40,8	43,7	46,5	43,4	38,4	51,3	44,2	8,9
4	744	44,1	44,0	50,0	43,4	52,7	48,1	49,2	50,6	47,8	7,3

Les masses de traceur calculées aux points bas sont peu différentes des masses au point haut. Si on calcule l'écart entre les valeurs deux à deux, on obtient des valeurs comprises entre 0 et 20 % (point E, essai 4). La moyenne des écarts est de 7,6 %.

## 5.2.2. Achères

Tableau 21. Moments d'ordre zéro (en g-Li<sup>+</sup>) obtenus aux points inférieurs à Achères

Essai	débit m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>	Points						Moyennes			écart type %
		A	B	C	D	E	F	A-B	C-F	A-F	
1	1155,5	78,5	69,8	81,4	74,9	77,1	82,4	74,2	79,0	77,4	5,4
2	1154	72,5	78,9	75,3	75,8	76,2	78,7	75,7	76,5	76,2	2,9
3	1160	79,7	70,9	71,2	76,9	72,5	78,1	75,3	74,7	74,9	4,6
4	1164	78,7	76,9	65,9	75,0	71,9	74,2	77,8	71,7	73,8	5,6
5	1156	84,8	84,7	81,2	84,9	80,8	85,4	84,8	83,1	83,6	2,3

Tableau 22. Moments d'ordre zéro (en g-Li<sup>+</sup>) obtenus aux points supérieurs à Achères

Essai	débit m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>	Points						Moyennes			écart type %
		A*	B*	C*	D*	F*	A*-B*	C*-F*	A*-F*		
1	1155,5	78,1	67,6	75,2	69,8	76,7	75,5	72,8	74,3	73,8	5,1
2	1154	65,2	73,3	76,1	72,7	75,3	79,2	69,2	75,8	73,6	5,9
3	1160	75,6	67,4	72,3	74,7	71,1	72,3	71,5	72,6	72,2	3,7
4	1164	75,0	73,7	77,1	70,0	77,7	75,3	74,3	75,1	74,8	3,4
5	1156	84,0	81,4	78,0	74,9	78,4	84,1	82,7	78,9	80,1	4,2

La différence entre les masses de traceur aux points bas et aux points hauts est au maximum de 15 % (point C, essai 4) et en moyenne pour toutes les mesures de 4,9 %.

### 5.2.3. Conclusion

Les variations d'un point à l'autre semblent aléatoires. Pour chaque essai, l'écart type des valeurs observées est faible (maximum 9% à Saint Fons et 6% à Achères). Cela permet de faire l'hypothèse que les flux entrant dans le biofiltre sont correctement répartis sur toute la surface. Par ailleurs les valeurs obtenues aux points hauts sont proches de celles obtenues aux points bas.

## 5.3. Temps de séjour moyens

### 5.3.1. Saint Fons

Tableau 23. Temps de séjour moyens (en minutes) obtenus dans la zone inférieure à Saint Fons

Essai	points								moyennes		
	A	B	C	D	E	F	G	H	A-F	G-H	A-H
1	24,7	24,1	32,5		27,2		31,5	33,9	27,1	32,7	29,0
2	24,6	27,6	27,6		26,6	27,5	30,0	27,6	26,8	28,8	27,4
3	12,8	11,5	17,1	13,8	14,7	13,8	18,1	19,2	13,9	18,7	15,1
4	13,4	11,8	16,2	14,4	15,2	14,4	18,4	18,7	14,2	18,6	15,3

Tableau 24. Temps de séjour moyens (en minutes) obtenus dans la zone supérieure à Saint Fons

Essai	points								moyennes		
	A*	B*	C*	D*	E*	F*	G*	H*	A*-F*	G*-H*	A*-H*
1	39,2		45,7	41,9	38,1	35,2	43,1	58,0	40,0	50,6	43,0
2	40,9	44,7	48,3	45,8	49,8	47,3	51,3	43,4	46,1	47,4	46,4
3	18,6	20,3	22,3	20,9	22,6	20,2	26,6	26,4	20,8	26,5	22,2
4	20,1	20,0	22,8	21,2	22,1	21,1	27,7	28,7	21,2	28,2	22,9

Les temps de séjour des essais 1 et 2 sont plus élevés, car les essais ont été réalisés à débit réduit.

Pour chaque essai, la case du temps de séjour le plus faible est entourée. On constate que la zone des points A-B, située du côté opposé à l'alimentation, a le temps de séjour le plus faible, à une exception près. Cette zone est donc alimentée en premier. Les moyennes montrent que les points latéraux (G-H) ont un temps de séjour 20 à 35 % supérieur aux points situés sur la longueur centrale. Ce n'est toutefois pas le cas de l'essai 2 (sans air), pour lequel la différence de temps de séjour moyen entre les zones latérale et centrale est beaucoup plus faible (inférieure à 8 %).

### 5.3.2. Achères

Tableau 25. Temps de séjour moyens (en minutes) obtenus aux points inférieurs à Achères

Essai	points						Moyennes		
	A	B	C	D	E	F	A-B	C-F	A-F
1	19,2	10,8	5,43	3,57	2,63	1,51	15,0	3,29	7,18
2	19,7	12,8	4,93	4,27	3,39	4,58	16,3	4,29	8,28
3	19,7	10,9	5,86	5,09	3,44	2,69	15,3	4,27	7,96
4	18,2	11,5	6,36	5,25	3,79	2,66	14,9	4,51	7,96
5	19,6	13,4	6,58	4,85	3,39	1,93	16,5	4,19	8,29

Les temps de séjour à la base du lit de « biolite » varient peu d'un essai à l'autre. L'écart type des résultats obtenus lors des différents essais pour un même point est inférieur à 13,4 %. Il y a toutefois une exception, le point F, lors de l'essai 2 (valeur entourée, Tableau 25), donne une valeur supérieure à celle attendue, pour une raison inexplicée. Mis à part ce point particulier, les résultats obtenus dans des conditions similaires ne sont pas influencés par l'aération et ont une reproductibilité satisfaisante.

La position du point de mesure influence fortement le temps de séjour moyen. Les points latéraux (A et B) ont un temps de séjour en moyenne 3,8 fois plus élevé que les points situés sur l'axe central. De plus le temps de séjour du point situé sur le bord gauche est 1,6 fois supérieur à celui du bord droit. Cette dissymétrie s'explique par la géométrie du système d'alimentation, qui est susceptible de favoriser le bord droit (Figure 23).

Tableau 26. Temps de séjour moyens (en minutes) obtenus aux points supérieurs à Achères

Essai	Points						Moyennes		
	A*	B*	C*	D*	E*	F*	A*-B*	C*-F*	A*-F*
1	26,6	19,9	15,2	13,3	10,6	32,0	23,3	17,8	19,6
2	26,2	19,9	14,6	12,7	10,7	28,2	23,1	16,5	18,7
3	27,9	20,7	17,3	16,3	13,9	19,2	24,3	16,7	19,2
4	26,9	20,7	17,3	15,9	14,9	19,4	23,8	16,9	19,2
5	28,2	20,8	14,8	14,3	12,3	11,1	24,5	13,1	16,9

Le temps de séjour est élevé au point F\*, particulièrement lors des deux premiers essais, ce que nous avons déjà interprété plus haut comme le fait de la présence d'un colmatage temporaire. Le temps de séjour est également plus important lorsque l'aération est arrêtée. En effet, le volume liquide augmente, les bulles d'air ayant disparu. Toutefois ce phénomène n'apparaît pas aux points latéraux (A\* et B\*).

## 5.4. Etude du lit de matériau

Le comportement hydrodynamique du matériau entre deux points situés sur une même verticale est décrit par un écoulement piston avec dispersion axiale. Pour vérifier que ce modèle est satisfaisant, nous avons calculé à partir du modèle et de la DTS sous le matériau, la DTS théorique dans la zone supérieure. Nous avons ensuite comparé cette courbe théorique et la courbe expérimentale à l'aide d'un indice d'efficacité  $I$  décrit plus haut (expression 62). Dans tous les cas, nous avons obtenu  $I$  compris entre 97,5 et 99,9. Même dans le cas de la valeur la plus faible (Figure 25), nous avons considéré le résultat satisfaisant.

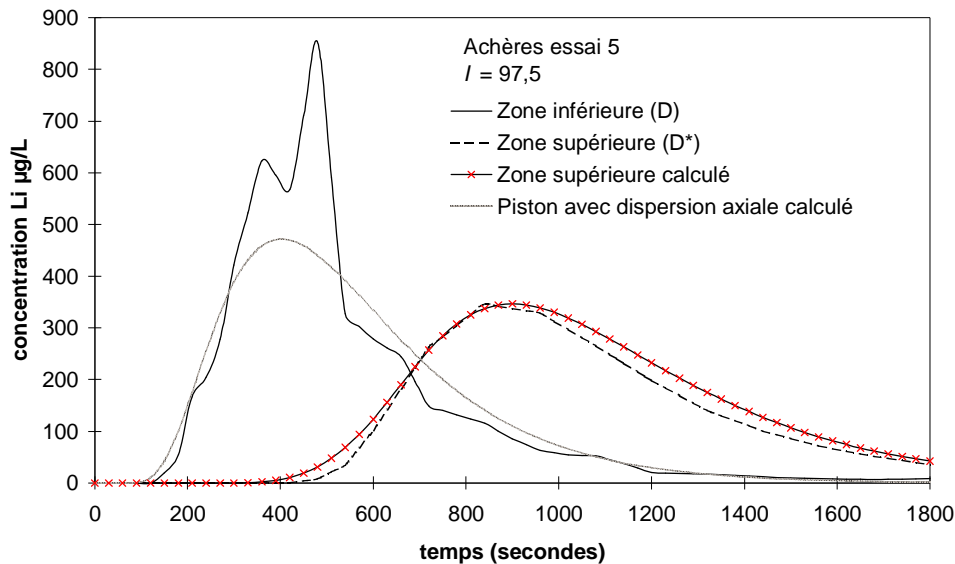


Figure 25. Exemple d'ajustement du modèle piston avec dispersion axiale donnant un indice d'efficacité faible.

Le lit de matériau est donc caractérisé par les deux paramètres de l'ajustement du modèle à dispersion axiale,  $t_0$  et  $Pe$ . Ces paramètres permettent de calculer le temps de séjour moyen entre les deux points de prélèvement (Tableau 3, réacteur ouvert aux deux extrémités) et permet de calculer le volume accessible au fluide,  $V_a$  (expression 11). Le nombre de Péclet  $Pe$  permet de déterminer une longueur caractéristique de dispersion,  $a_d$ .

$$a_d = 1000 \frac{D}{24\bar{u}} \quad (85)$$

Les résultats complets sont reportés en annexe D.



### 5.4.1. Saint Fons

La valeur du volume liquide à l'essai 2 est plus importante que celles des autres essais, ce qui est attribué à l'absence d'aération lors de cet essai. La disparition partielle ou totale des bulles libère un espace qui devient accessible au fluide. En revanche le volume accessible au fluide ne semble pas modifié par le débit.

Les longueurs de dispersion obtenues aux différents points pour un même essai sont réparties sur une large gamme de valeur. Ces valeurs ne semblent pas modifiées par la présence ou l'absence d'air, mais augmentent pour les deux essais à débit plus élevé.

Tableau 27. Volume actif et longueur de dispersion pour le matériau « Biostyr »

Essai	$v$ ( $\text{mh}^{-1}$ )	$V_a$ ( $\text{m}^3$ )		$a_d$ (mm)	
		moyenne	min – max	moyenne	min - max
1	3,7	80,3	72 – 88	62,7	50 - 75
2	3,7	106	99 – 118	66,2	48 - 97
3	6,5	78,1	65 – 91	98,6	35 - 181
4	6,7	76,8	64 – 90	96,8	64 - 142

### 5.4.2. Achères

Pour comparer les valeurs obtenues aux différents essais, nous avons écarté le point F, dont le comportement est particulier, en raison du colmatage évoluant dans le temps.

Concernant le volume accessible au fluide, les deux essais sans air ne présentent pas une valeur nettement supérieure aux essais avec air. Il est possible que le volume libéré par l'absence de bulles d'air soit compensé par une moindre expansion du matériau lorsque l'aération est arrêtée.

Tableau 28. Volume actif et longueur de dispersion pour le matériau « Biofor » (point F exclu)

Essai	$v$ ( $\text{mh}^{-1}$ )	$V_a$ ( $\text{m}^3$ )		$a_d$ (mm)	
		moyenne	min - max	moyenne	min - max
1	8,0	162	150 – 173	172	102 - 263
2	8,0	157	146 – 166	167	134 - 201
3	8,1	169	159 – 184	238	128 - 294
4	8,1	178	159 – 190	224	108 - 283
5	8,0	166	144 – 198	277	181 - 392

## 6. Discussion

### 6.1. Influence du système d'admission de l'effluent et de la géométrie du biofiltre

Les DTS de la partie supérieure du matériau reproduisent les DTS de la zone inférieure. Le passage à travers le matériau ne fait que décaler la courbe vers la droite, et augmenter son étalement, en raison de la dispersion axiale subie par le traceur dans le matériau. Par conséquent, la forme des DTS est principalement déterminée par le comportement hydrodynamique de la zone inférieure.

Plusieurs facteurs sont susceptibles d'influencer ce comportement. L'examen des résultats suggère le système d'admission de l'effluent, la position du système d'injection d'air et la géométrie du biofiltre.

A Saint Fons, le canal central permet une distribution plus homogène à la base du matériau qu'à Achères. Cette affirmation se base sur l'observation des séries de DTS pour chaque essai (courbes en annexe). On peut aussi considérer le ratio des temps de séjour maximal et minimal observé pour chaque essai. Ce ratio est plus élevé à Achères qu'à Saint Fons (Tableau 29).

Tableau 29. Ratio des temps de séjour maximal et minimal observés aux différents points des biofiltres pour chaque essai.

Saint Fons		Achères	
Essai	ratio temps de séjour max / min	Essai	ratio temps de séjour max / min
1	1,4	1	12,7
2	1,1	2	5,8
3	1,7	3	7,3
4	1,6	4	6,8
		5	10,1

On peut penser également que la géométrie du biofiltre à Saint Fons est plus favorable à la dispersion du flux de traceur vers les zones latérales qu'à Achères. En effet, à Saint Fons la distance à parcourir pour atteindre les bords depuis l'axe central est de 3,7 m à Saint Fons et 6 m à Achères, pour une surface horizontale peu différente.

A Saint Fons, l'hétérogénéité des temps de séjour observés à la base du biofiltre diminue en absence d'air. Ce n'est évidemment pas le cas à Achères, l'air étant injecté à la base du matériau, la zone inférieure ne reçoit jamais d'air. On peut donc penser qu'il est préférable, vis à vis de la dispersion du traceur à la base du matériau, de placer l'injection d'air au-dessus de la zone inférieure.

## 6.2. Homogénéité des temps de séjour au sein du matériau

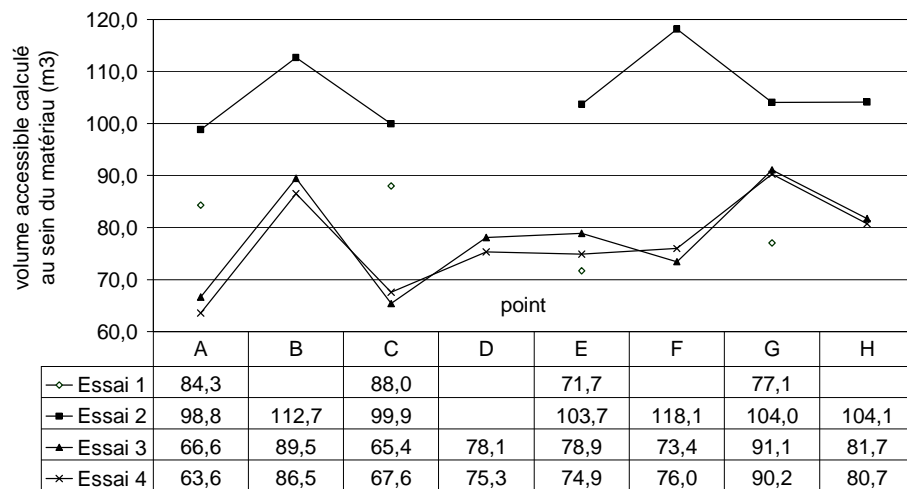


Figure 26. Volumes accessibles obtenus au sein du matériau à Saint Fons.

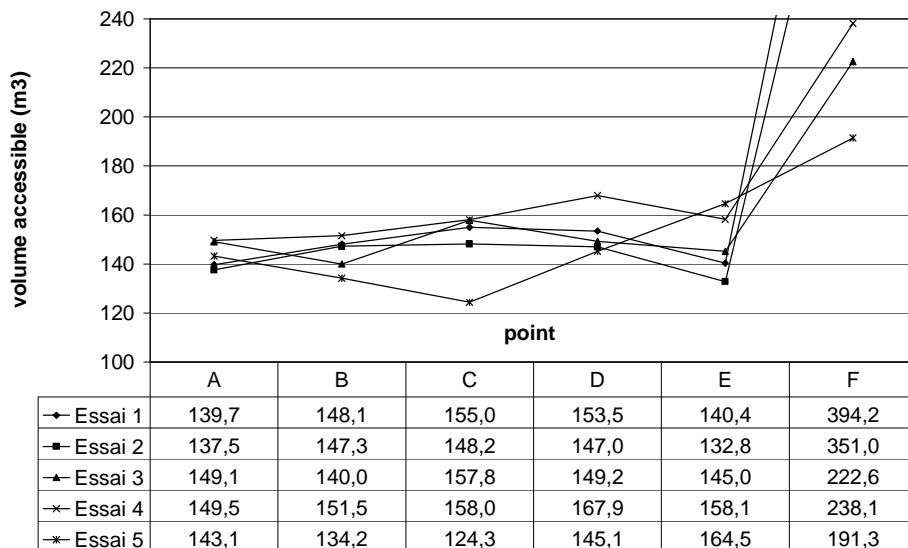


Figure 27. Volumes accessibles obtenus au sein du matériau à Achères.

Les temps de séjour au sein du matériau sont relativement homogènes, contrairement à ce qui est constaté dans la zone inférieure. Nous n'avons pas observé les écoulements préférentiels évoqués plus haut (paragraphe IV-2), mis à part un colmatage temporaire à la verticale de l'un des points à Achères. Le ratio du temps de séjour observé le plus fort sur le plus faible varie, pour les deux biofiltres, entre 1,14 et 1,40 selon les essais. Il est difficile d'expliquer les différences de temps de séjour d'un point à l'autre, qui semblent aléatoires (Figure 26, Figure 27).

### 6.3. Dispersion hydrodynamique

Les valeurs de la dispersion hydrodynamique sont très variables d'un point à l'autre et d'un essai à l'autre. On observe à Saint Fons (Tableau 27) que les valeurs des essais 3 et 4, réalisées à débit supérieur, sont plus élevées que les valeurs des essais 1 et 2. On peut en déduire que la dispersion augmente avec la vitesse ascensionnelle de l'effluent. Toutefois il est aussi possible que cette différence soit due à une modification de la configuration du matériau, les essais 3 et 4 ayant été réalisés environ 48 h après les deux premiers.

A Achères (Tableau 28), les longueurs de dispersion sont beaucoup plus élevées qu'à Saint Fons, ce qui pourrait être dû à la vitesse ascensionnelle plus élevée, ainsi qu'à l'expansion du matériau, susceptible de créer des courants de matériau au sein du lit filtrant. On observe également que le coefficient de dispersion est plus élevé le second jour (essais 3, 4, 5). A nouveau, on peut penser que cela est dû à une réorganisation du matériau, ou à une modification du colmatage.

## 7. Conclusion

L'un des objectifs de l'étude des deux biofiltres de nitrification tertiaire de Saint Fons et d'Achères était d'estimer si, à l'échelle industrielle, ces unités permettent une répartition homogène de l'effluent. La seule observation des temps de séjour à la surface du matériau peut laisser croire le contraire. En effet, le ratio entre le temps de séjour le plus élevé et le plus faible observés pour un même essai atteint jusqu'à 1,65 à Saint Fons, et 2,5 à Achères. En fait, cette hétérogénéité observée à la surface reproduit le mélange imparfait dans la zone inférieure, et non une disparité de temps de séjour au sein du matériau. L'écart

type des volumes accessible au traceur dans le matériau à différentes verticales est compris, selon l'essai entre 6 et 12 %.

Le mélange dans la zone inférieure est lié à la présence ou à l'absence d'air. Il subit l'influence de la conception du système d'admission de l'effluent ; en particulier la présence d'un canal de répartition favorise l'homogénéité de la distribution de l'effluent. La géométrie du biofiltre (ratio longueur / largeur) pourrait également intervenir.

Les temps de séjour au sein du matériau peuvent être considérés comme homogènes. Toutefois, la méthode utilisée a mis en évidence la possibilité d'un colmatage temporaire et localisé, sur l'un des biofiltres.

L'écoulement au sein du matériau peut être assimilé de manière satisfaisante à un piston avec dispersion axiale. Les résultats obtenus ont mis en évidence une variabilité importante du paramètre de dispersion axiale. Il n'a pas été possible de déterminer de manière certaine les facteurs de variation de la dispersion. Les résultats suggèrent la vitesse ascensionnelle et l'expansion du matériau ; la configuration du matériau, modifiée par les cycles de lavage, pourrait également intervenir.

Plusieurs facteurs influencent le mélange du traceur dans la zone inférieure. Les trois facteurs identifiés lors de cette étude sont la configuration du système d'admission de l'effluent, la présence ou l'absence d'air, ainsi que la géométrie du biofiltre.

## Chapitre V

# Hydrodynamique et performances des procédés

---

## 1. Cas des lits bactériens

### 1.1. Modélisation dans le cas d'un biofilm épais

Pour simplifier, nous nous plaçons dans le cas d'un biofilm épais (de l'ordre du mm). En se basant sur le modèle cinétique exposé au paragraphe I.4, on constate que la vitesse d'élimination du substrat ne dépend plus de l'épaisseur du biofilm. Deux cinétiques d'ordre 1 et  $\frac{1}{2}$  coexistent, en fonction d'une concentration de transition  $S_{tr}$  :

$$S < S_{tr} \Rightarrow r_{A,s} = \frac{k_{1/2A}}{\sqrt{S_{tr}}} S_s \quad (86)$$

$$S > S_{tr} \Rightarrow r_{A,s} = k_{1/2A} \sqrt{S_s} \quad (87)$$

avec  $k_{1/2A}$  un coefficient cinétique d'ordre  $\frac{1}{2}$  [ $M^{0,5}L^{-0,5}T^{-1}$ ]. Si la concentration de transition est connue, il suffit de déterminer  $k_{1/2A}$  pour caractériser complètement la cinétique du biofilm.

Supposons que l'arroseur tourne à une vitesse suffisante pour assurer la présence d'un film liquide d'épaisseur et de vitesse d'écoulement constante sur toute la surface du lit. Le transport du substrat dans ce film liquide peut être modélisé par un écoulement piston avec dispersion axiale. Nous appliquerons à ce modèle les paramètres obtenus lors de nos essais en grandeur réelle.

Pour le calcul, nous décomposons le lit en éléments de hauteur  $\Delta z$ , d'indice  $i$ , afin de calculer la concentration en substrat  $c_i$  pour chaque hauteur  $i\Delta z$ . Un bilan de matière (Figure 5) donne :

– entrée dans la tranche :

$$c_{i-1}\bar{u}\varepsilon\theta_m A + D_z \frac{(c_{i-1} - c_i)}{\Delta z} A\varepsilon\theta_m \quad (88)$$

– sortie de la tranche :

$$c_i\bar{u}A\varepsilon\theta_m + D_z \frac{(c_i - c_{i+1})}{\Delta z} A\varepsilon\theta_m + \Delta z a_e A r_{A,s}(c_i) \quad (89)$$

Après calcul on obtient :

$$c_i \left( \frac{-2L}{Pe\Delta z} - 1 \right) + c_{i-1} \left( 1 + \frac{L}{Pe\Delta z} \right) + c_{i+1} \frac{L}{Pe\Delta z} = \frac{\Delta z a_e r_{A,s}(c_i)}{v} \quad (90)$$

Pour la première tranche ( $i=0$ ), la concentration  $c_0$  est connue. Pour la dernière ( $i=n_z$ ) tranche, on a :

$$c_{n_z} \left( \frac{-L}{Pe\Delta z} - 1 \right) + c_{n_z-1} \left( 1 + \frac{L}{Pe\Delta z} \right) = \frac{\Delta z a_e r_{A,s}(c_{n_z})}{v} \quad (91)$$

On obtient ainsi un système de  $n_z$  équations avec autant d'inconnues, que l'on peut résoudre à l'aide d'un algorithme de Gauss-Seidel. Nous utiliserons arbitrairement  $n_z = 50$ .

Notons que les seuls paramètres à préciser pour obtenir la concentration en sortie sont la hauteur du garnissage ( $L$ ), le nombre de Péclet ( $Pe$ ), la concentration de transition ( $S_{tr}$ ), le coefficient cinétique ( $k_{1/2A}$ ), la charge hydraulique ( $v$ ) et la concentration à l'entrée du lit ( $c_0$ ).

## 1.2. Application du modèle aux lits bactériens à garnissage traditionnel

Il est difficile d'appliquer le modèle théorique aux lits bactériens à garnissage plastique en grandeur réelle. En effet, il n'est pas possible de connaître l'épaisseur du film bac-

térien ( $e$ ). Par ailleurs, Crine *et al.* (1996) ont montré que la surface accessible au fluide est inférieure à la surface spécifique. Il est donc difficile de connaître  $a_e$ .

Au contraire, les lits à garnissage traditionnel (cailloux) ayant un biofilm épais, on peut leur appliquer le modèle simplifié ci-dessus, dans lequel l'épaisseur du biofilm n'intervient pas. En ce qui concerne l'accessibilité de l'effluent au garnissage, Crine *et al.* (1996) ont montré que celle-ci est quasiment totale en ce qui concerne des morceaux de roches en vrac. On peut alors prendre  $a_e$  égal à la surface spécifique du garnissage ( $a_e = a$ ). Les lits bactériens à garnissage traditionnel se prêtent donc bien à l'application du modèle.

Les deux sites de la présente étude ayant ce type de garnissage sont Montoisson et Mondonville. Sur chacun de ces sites, nous avons estimé la concentration en substrat à l'entrée et à la sortie du lit, en moyenne sur 48 h. En se basant sur le modèle ci-dessus, nous pouvons calculer les valeurs de  $k_{1/2A}$  (Tableau 30).

Tableau 30. Calcul de  $k_{1/2A}$  à Mondonville et Montoisson

	Mondonville	Montoisson
$L$ (m)	1,95	2,65
$a_e$ ( $m^2 m^{-3}$ )	80	80
$v$ ( $mh^{-1}$ )	0,5	0,5
$Pe$	18	12
DBO entrée ( $gm^{-3}$ )	98	117
DBO sortie ( $gm^{-3}$ )	22*	27
Résultat		
$k_{1/2A}$ ( $g^{0,5} m^{-0,5} j^{-1}$ )	0,967	0,782

Note \* : valeur estimée à partir de la DCO.

Nous avons choisi pour caractériser le substrat carboné les valeurs de la DBO plutôt que celles de la DCO. En effet, la DCO possédant généralement un talon non biodégradable, le modèle cinétique n'est pas applicable pour les faibles valeurs de la DCO. Nous avons utilisé les valeurs de DBO obtenues sur un échantillon décanté (à l'entrée) ou clarifié (à la sortie). Les valeurs de  $k_{1/2A}$  obtenues rendent donc essentiellement compte de l'élimination de la DBO soluble.

La concentration de transition ( $S_{tr}$ ) choisie est de  $40 \text{ mgL}^{-1}$ . Cette valeur a été choisie au vu des observations de Särner (1978) qui a constaté que les performances de lits bactériens pilotes ont tendance à diminuer lorsque la DBO soluble à l'entrée du lit devient inférieure à  $40 \text{ mgL}^{-1}$ .



Il faut garder à l'esprit que les valeurs de  $k_{1/2A}$  ainsi calculées ne peuvent être que des estimations, du fait de l'imprécision des paramètres utilisés. Les valeurs de  $a_e$  sont des estimations grossières ; par ailleurs certaines parties du garnissage peut être inaccessibles à l'effluent, du fait de colmatages non décelables. Malgré cela, les résultats sont tout à fait vraisemblable, au regard des valeurs disponibles dans la littérature (Tableau 31).

Par rapport aux valeurs de  $k_{1/2A}$  pour la « DCO non précisée », nos résultats pour la DBO soluble sont plus faibles, ce qui s'explique par l'existence d'un rapport DCO/DBO de l'ordre de 2 à 3 pour l'effluent non traité. De plus, le biofilm des deux lits bactériens étudiés ici a probablement des performances moins élevées qu'un biofilm contrôlé en laboratoire.

Tableau 31. Valeurs caractéristiques des paramètres des biofilms hétérotrophes en condition aérobie ; relevés dans la littérature

Substrat (S)	Ref.	$\frac{1}{2}$ saturation $K_s$ $\text{mgL}^{-1}$	$C^{te}$ d'ordre $\frac{1}{2}$ $k_{1/2A}$ $\text{g}^{0.5} \text{m}^{-0.5} \text{J}^{-1}$
<b>benzoate</b>			
	Arvin et Harremoës (1990) (d)	12	6,26
<b>acétate</b>			
	Rittmann et McCarty (1981)	$3,9 \pm 0,58$	2,95
	Arvin et Harremoës (1990) (a)	4	282,7
	Arvin et Harremoës (1990) (g)		3,5-6,2
oxygène	Arvin et Harremoës (1990) (g)		3,2-4,1
<b>glucose</b>			
	Arvin et Harremoës (1990) (g)		3,2
	Arvin et Harremoës (1990) (i)		3,8
	Arvin et Harremoës (1990) (j)		3,3
oxygène	Arvin et Harremoës (1990) (g)		3,3
<b>DCO non précisée</b>			
	Arvin et Harremoës (1990) (b)	22	2,19
	Arvin et Harremoës (1990) (c)	5	3,16
oxygène	Arvin et Harremoës (1990) (c)	0,1	3,55

Notes : (a) Namkung, 1983, cité dans Arvin et Harremoës (1990) — (b) Rittmann, 1980, cité dans Arvin et Harremoës (1990) — (c) Wanner, 1984, cité dans Arvin et Harremoës (1990) — (d) Kissel, 1984, cité dans Arvin et Harremoës (1990) — (g) Jansen (1980), cité dans Arvin et Harremoës (1990) — (i) Onuma (1982) cité dans Arvin et Harremoës (1990) pour un tambour en rotation — (j) Harremoës (1978) cité dans Arvin et Harremoës (1990) pour un tambour en rotation

### 1.3. Cas des lits bactériens à arroseur motorisé

Les lits bactériens actuellement en service ont pour la plupart un système d'arrosage dont la rotation est assurée par la force de réaction des jets d'eau sortant des bras de l'arroseur. L'avantage de ce système est qu'il est économique. L'inconvénient est que la vitesse de rotation obtenue est élevée (plusieurs tours par minute) et ne peut être maîtrisée. Cela ne permet pas d'atteindre une force d'irrigation ( $SK$ ) suffisante pour assurer un détachement régulier du biofilm (voir III.1.1). Pour augmenter le  $SK$ , il est nécessaire d'utiliser un moteur, qui permet de faire tourner l'arroseur à la vitesse voulue.

Les études disponibles dans la littérature ont montré que le  $SK$  d'un lit bactérien ne peut pas être augmenté de manière illimitée, car l'augmentation du  $SK$  provoque une diminution du temps de séjour moyen du liquide dans le lit, qui va de pair avec une diminution des performances. Par conséquent, il existe une vitesse optimale de rotation de l'arroseur (Cook et Crame 1976, WEF-ASCE 1992). Nous apporterons ici quelques éléments complémentaires sur les conséquences de la diminution de la vitesse de l'arroseur.

#### 1.3.1. Considérations théoriques

Considérons une verticale du lit bactérien. Si le temps entre deux arrosages consécutifs de cette verticale devient du même ordre de grandeur que le temps nécessaire au drainage du matériau, il n'est plus possible d'appliquer le modèle décrit plus haut (expression 90), car  $\theta_m$  varie dans le temps.

Pour illustrer ce phénomène, plaçons-nous à la verticale d'une surface horizontale élémentaire du lit bactérien, balayé par le système d'arrosage. Supposons que le volume liquide apporté sur la surface l'est de manière instantané ; tandis que ce volume est drainé suivant une exponentielle décroissante.

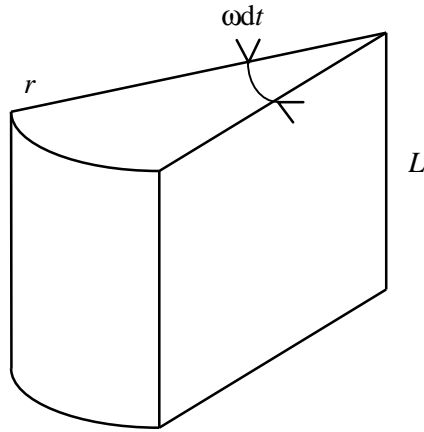


Figure 28. Représentation d'une « tranche » de lit bactérien de volume  $dV$ .

Soit  $dV_m$  le volume liquide se trouvant dans la tranche élémentaire. A chaque passage de l'arroseur, ce volume est augmenté de  $qdt$ . La période de cet événement est  $2\pi/n_b\omega$ , où  $n_b$  est le nombre de bras et  $\omega$  la vitesse de rotation. Le reste du temps, le volume  $dV_m$  varie proportionnellement à  $e^{-t/\tau}$ , où  $\tau$  est le temps caractéristique de drainage. On peut montrer que, dans ces conditions, on a :

$$dV_m = \frac{q \exp(-t / \tau)}{n_b (1 - \exp(-2\pi / n_b \omega \tau))} dt \quad (92)$$

et

$$\tau = \frac{V_m}{q} \quad (93)$$

où  $V_m$  est le volume en écoulement total et  $q$  le débit admis sur le lit bactérien.

Au niveau d'une tranche élémentaire, la rétention liquide n'est pas constante. Elle augmente à chaque passage de l'arroseur, puis diminue selon une exponentielle décroissante. On peut calculer ainsi la valeur de la rétention liquide :

$$\varepsilon\theta_m = \frac{dV_m}{dV} = \frac{2\pi v \exp(-t / \tau)}{L\omega n_b (1 - \exp(-2\pi / n_b \omega \tau))} \quad (94)$$

De même, on pourrait montrer que pour une tranche élémentaire donnée, la charge hydraulique  $v_{local}$  varie dans le temps :

$$v_{local} = \frac{-2\pi v \exp(-t / \tau)}{n_b \omega \tau (1 - \exp(-2\pi / n_b \omega \tau))} \quad (95)$$

où  $v$  est la charge hydraulique moyenne. En revanche, on pourrait montrer que la vitesse interstitielle reste constante :

$$\bar{u} = \frac{L}{\tau} \quad (96)$$

Dans ce contexte, il n'est plus possible de considérer qu'il existe dans le lit un régime permanent d'écoulement. L'équation à résoudre devient :

$$c_i^j \left( \frac{-2L}{Pe\Delta z} - 1 + \frac{\Delta z}{\bar{u}\Delta t} \right) - \frac{\Delta z}{\bar{u}\Delta t} c_i^{j+1} + c_{i-1}^j \left( 1 + \frac{L}{Pe\Delta z} \right) + c_{i+1}^j \frac{L}{Pe\Delta z} = \frac{\Delta z a_e r_{A,s} (c_i^j)}{v_{local}} \quad (97)$$

où  $c_i^j$  est la concentration en substrat au temps  $t_j$  et la hauteur  $z_i$ .

Nous ne résoudrons pas ici ce problème, mais l'illustrons par un exemple réel.

### 1.3.2. Exemple de la station de Villafranca

La station d'épuration de Villafranca (Espagne) est dotée de deux lits bactériens de taille identique, alimentés au même débit par le même effluent. Seule diffère sur ces deux lits la vitesse de rotation de l'arroseur et le nombre de bras en service. Le Tableau 32 résume ces caractéristiques.

Tableau 32. Caractéristiques des lits bactériens à Villafranca

	lit 1	lit 2
diamètre (m)	20,8	
hauteur $L$ (m)	2,50	
volume $V$ (m <sup>3</sup> )	853	
charge hydraulique $v$ (mh <sup>-1</sup> )	0,083	
vitesse de rotation $\omega$ (tr.mn <sup>-1</sup> )	0,0303	0,522
nombre de bras $n_b$	2	4

Le volume drainé par ces deux lits a été mesuré, à une charge hydraulique supérieure à la charge habituelle. Le volume obtenu a été enregistré en fonction du temps, puis extrapolé à l'infini après 1h30 de mesure. En se basant sur ce résultat, nous avons calculé la valeur de  $\tau$ . Les résultats sont consignés dans le Tableau 33.

Tableau 33. Résultat des mesures de volume drainé à Villafranca.

	lit 1	lit 2
charge hydraulique $v$ ( $\text{mh}^{-1}$ )		0,14
volume $V_d$ ( $\text{m}^3$ )	13,1	17,2
$\tau$ (h)	0,27	0,36
période d'arrosage $2\pi/n_b\omega$ (h)	0,27	0,0080
$2\pi/n_b\omega\tau$	1,02	0,0222

Le volume drainé est plus faible pour le lit à rotation lente (lit 1), ce qui conduit à une vitesse interstitielle plus élevée (expression 96). Logiquement, les performances du lit 1 devraient être plus faibles que celles du lit 2.

Les valeurs de  $\tau$  et  $\omega$  permettent d'estimer la variation de la rétention liquide théorique en fonction du temps pour une tranche élémentaire, à l'aide de l'expression 94. On observe (Figure 29) que pour le lit 1, cette variation est très importante, alors que pour le lit 2, elle est faible.

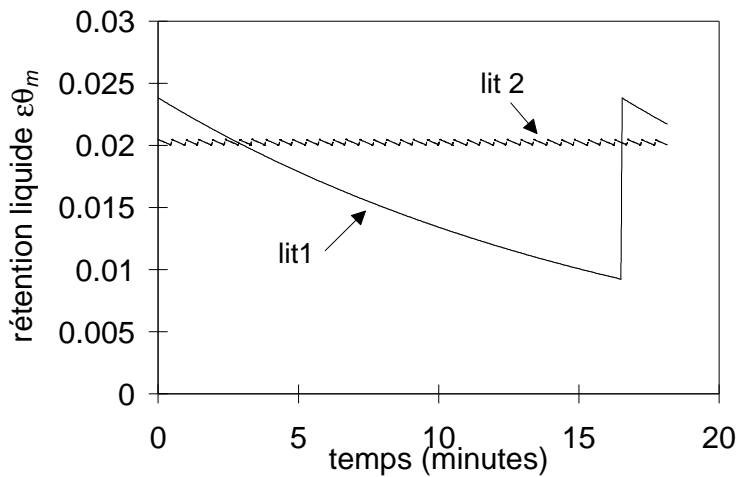


Figure 29. Variation théorique de la rétention liquide dans une tranche élémentaire pour les deux lits bactériens de Villafranca

Les performances de traitement des deux lits ont été mesurées. Les résultats moyens sur 48 heures sont donnés ci-dessous.

Tableau 34. Performances des lits bactériens de Villafranca.

	lit 1	lit 2
DCO à l'entrée, $\text{gm}^{-3}$		701
DCO à la sortie, $\text{gm}^{-3}$	101	51
élimination DCO, %	85,6	92,7
DBO à l'entrée, $\text{gm}^{-3}$		375
DBO à la sortie, $\text{gm}^{-3}$	25	11
élimination DBO, %	93,3	97,1

Le lit 1 a une performance nettement inférieure, donnant des concentrations en sortie environ deux fois plus élevées que le lit 2. Cette différence peut être imputée à la différence de vitesse de rotation de l'arroseur, qui est le seul paramètre différent entre les deux lits.

### 1.3.3. Conclusion

La motorisation des arroseurs de lit bactérien a pour objectif de permettre un détachement régulier de la biomasse. En réduisant la vitesse de rotation, on augmente la force d'irrigation, ce qui est propice à l'érosion du biofilm. Toutefois, si on diminue trop la vitesse de rotation ( $\omega$ ), la période entre 2 passages successifs de l'arroseur devient non négligeable devant le temps caractéristique de drainage du lit ( $\tau$ ). Cela a pour conséquence une diminution de la rétention liquide, et la disparition des conditions d'écoulement en régime permanent. Cela se traduit par une baisse des performances. Nous avons constaté à Villafranca que cette baisse peut être importante.

Ce résultat est basé sur une modélisation grossière de l'évolution du volume liquide dans le lit, ainsi que sur une seule confirmation de terrain. Il mériterait d'être approfondi par de plus amples investigations, ce qui participerait ainsi à l'optimisation des vitesses de rotation des arroseurs de lit bactérien.

En attendant des résultats ultérieurs, on peut conseiller dans une première approche d'avoir en pratique des vitesses de rotation telles que la période entre deux arrosages successifs ne pas supérieure au  $10^e$  du temps caractéristique de drainage  $V_d/q$ . On peut aussi

envisager d'arroser à fort  $SK$  en période nocturne de faible charge pour diminuer l'épaisseur du biofilm, et à faible  $SK$  le jour, pour préserver un temps de séjour élevé en période de forte charge (Albertson, 1995).

## 2. Cas des biofiltres

Les essais exposés au chapitre IV ont révélé une hétérogénéité importante de la distribution du traceur à la base, et une relative homogénéité au sein du matériau. Cela peut-il avoir un impact sur les performances du système ? Pour répondre à cette question, nous allons procéder à une simulation numérique de la dégradation du substrat, dans différentes configurations.

Nous utilisons à cette fin le modèle cinétique du biofilm, déjà exposé (I.4). Les valeurs des coefficients cinétiques n'ont pas été mesurées, mais sont tirées d'essais réalisés sur des biofiltres de type « Biostyr » en grandeur réelle par Toettrup *et al.* (1994) (Tableau 35).

Tableau 35. Paramètres cinétiques utilisés dans la simulation numérique des biofiltres

paramètre	description	valeur
$D_{f,s}$	coefficient de diffusion du substrat dans la biomasse ( $m^2 \cdot j^{-1}$ )	$1,47 \cdot 10^{-4}$
$D_{f,O_2}$	coefficient de diffusion de l'oxygène dans la biomasse ( $m^2 \cdot j^{-1}$ )	$1,73 \cdot 10^{-4}$
$\nu$	coefficient stoechiométrique ( $gN/gO_2$ )	0,23
$k_{If}$	coefficient de dégradation de N-NH <sub>4</sub> dans le biofilm ( $j^{-1}$ )	6 000
$K_{S,s}$	concentration de demi-saturation en N-NH <sub>4</sub> ( $gm^{-3}$ )	0,9
$K_{S,O_2}$	concentration de demi-saturation en oxygène ( $gm^{-3}$ )	3,4

Pour modéliser l'hétérogénéité rencontrée, nous avons divisé le volume de matériau remplissant le biofiltre en colonnes de taille identique. Chaque point de mesure correspond à une colonne. Comme nous n'avons qu'un seul point de mesure sur les bords, nous avons affecté à toutes les colonnes latérales la même valeur.

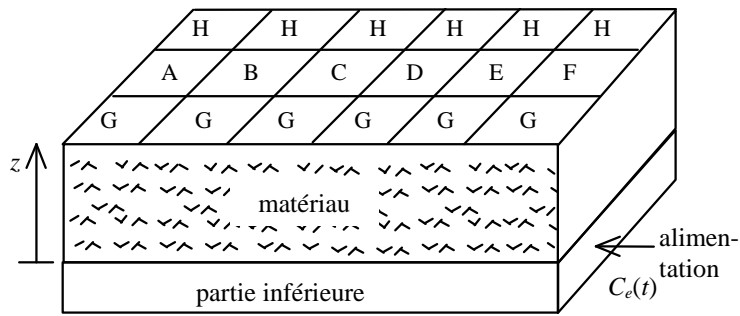


Figure 30. Modélisation du biofiltre de Saint Fons

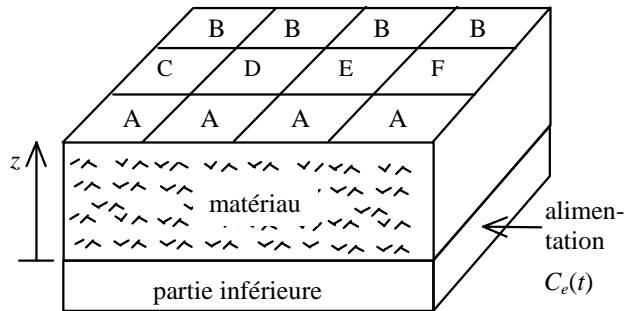


Figure 31. Modélisation du biofiltre d'Achères

Pour chaque biofiltre, nous avons testé deux configurations :

- dans la configuration « hétérogène », les valeurs des paramètres hydrodynamiques pour chaque colonne sont pris égaux à la moyenne des valeurs expérimentales avec aération trouvés au point concerné (Tableau 36) ;
- dans la configuration « homogène », les paramètres sont identiques pour toutes les colonnes et égaux à la valeur moyenne de la configuration hétérogène.

Tableau 36. Caractéristiques hydrodynamiques des colonnes représentant le matériau des biofiltres

Saint Fons									
config.	hétérogène								homog.
colonne	A	B	C	D	E	F	G	H	A - H
$V (m^3)$	71,5	88,0	73,7	76,7	75,2	74,7	86,1	81,2	78,4
$D (m^2 j^{-1})$	80,6	86,2	46,9	79,8	70,9	111,1	76,3	161,9	89,2
Achères									
config.	hétérogène						homog.		
colonne	A	B	C	D	E	F <sup>(*)</sup>	A - F		
$V (m^3)$	140,1	143,2	142,5	148,5	145,9	144,0	144,0		
$D (m^2 j^{-1})$	101,8	143,6	154,9	135,4	141,0	139,1	139,1		

Note <sup>(\*)</sup> : pour le point F d'Achères, nous avons utilisé la valeur moyenne des autres points.



### 2.1.1. Simulation en régime permanent

Le régime permanent est obtenu lorsque la concentration  $C_e(t)$  de l'effluent qui entre dans le biofiltre est constante. La concentration dans la partie inférieure est alors homogène, et égale à  $C_e$ . Les performances des biofiltres ne sont alors affectées que par l'hétérogénéité dans le matériau. Seuls les paramètres caractéristiques de chaque colonne ont une influence. Le comportement de la partie inférieure n'a pas d'incidence.

Nous avons calculé la concentration de sortie des biofiltres à l'aide du modèle pour diverses concentrations d'entrée. La concentration en oxygène dans le biofiltre a été supposée constante égale à  $7 \text{ mgL}^{-1}$ . Le débit a été pris égal à  $740 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$  à Saint Fons et  $1300 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$  à Achères. Dans les deux cas, il est pratiquement impossible de distinguer la concentration de sortie entre les deux configurations, la différence maximale étant de  $0,04 \text{ mgL}^{-1}$  (Figure 32).

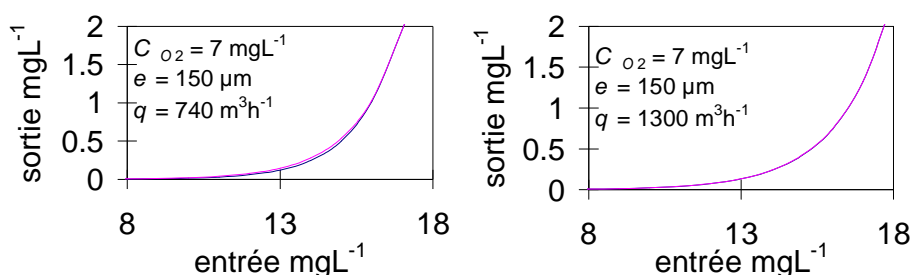


Figure 32. Simulation des concentrations de sortie à Saint Fons (à gauche) et Achères (à droite)

### 2.1.2. Simulation en régime transitoire

En régime transitoire, la concentration d'entrée  $C_e(t)$  n'est plus constante, mais varie dans le temps. Ces variations sont transférées à la base du lit en fonction de la distribution des temps de séjour de la zone inférieure.

Le même profil  $C_e(t)$  a été utilisé dans tous les cas : il s'agit d'une variation brutale de  $21 \text{ mgL}^{-1}$  à  $40 \text{ mgL}^{-1}$ , pendant 47 minutes. Ces valeurs ont été choisies par référence à la station de Saint Fons : la concentration moyenne à l'entrée en  $\text{N-NH}_4$  y est de  $21 \text{ mgL}^{-1}$ , le temps de séjour moyen dans le système de 47 minutes environ. Nous avons voulu observer

la réponse du système lorsque l'on double brusquement la concentration d'entrée, pendant une durée égale au temps de séjour. Le système est ainsi placé dans une situation transitoire particulièrement défavorable. Nous avons conservé les mêmes caractéristiques du signal  $C_e(t)$  à Achères, pour faciliter la comparaison.

Des simulations ont été réalisées dans ces conditions, dans plusieurs configurations de la zone inférieure :

- avec des DTS pour chaque colonne identiques aux DTS observées expérimentalement (configuration hétérogène)
- avec des DTS identiques pour toutes les colonnes, en prenant une DTS moyenne élaborée à partir des DTS observées expérimentalement (configuration homogène)
- avec une DTS piston,
- avec une DTS de mélange intégral.

Pour chaque biofiltre et chaque configuration, nous avons testé deux cas : le cas d'un biofilm « mince » de 150  $\mu\text{m}$ , et le cas d'un biofilm plus épais, de 350  $\mu\text{m}$ .

Dans le cas du biofilm de 150  $\mu\text{m}$ , la concentration de l'effluent en sortie est supérieure à la concentration de transition entre les cinétiques d'ordre 0 et 1. La cinétique de dégradation est donc d'ordre zéro sur toute la hauteur du biofiltre. Cela signifie que tout le potentiel de dégradation du substrat par le biofilm est utilisé. Logiquement, le supplément de charge n'est pas éliminé et se retrouve donc en sortie, quelle que soit la configuration de la zone inférieure. Dans le Tableau 37, nous avons calculé le supplément de charge en entrée et sortie du biofiltre dû à l'échelon. La Figure 33 montre les concentrations calculées aux différents points en fonction du temps, dans la configuration hétérogène, pour les deux sites.

Tableau 37. Résultat de la simulation sur biofiltre en régime transitoire, épaisseur de biofilm 150  $\mu\text{m}$ .

	Supplément de charge kg N-NH <sub>4</sub>			
	Saint Fons		Achères	
	entrée	sortie	entrée	sortie
mélange intégral	10,9	9,49	19,2	18,6
homogène	10,9	10,9	19,2	18,6
hétérogène	10,9	10,9	19,2	18,6
piston	10,9	10,9	19,2	19,1

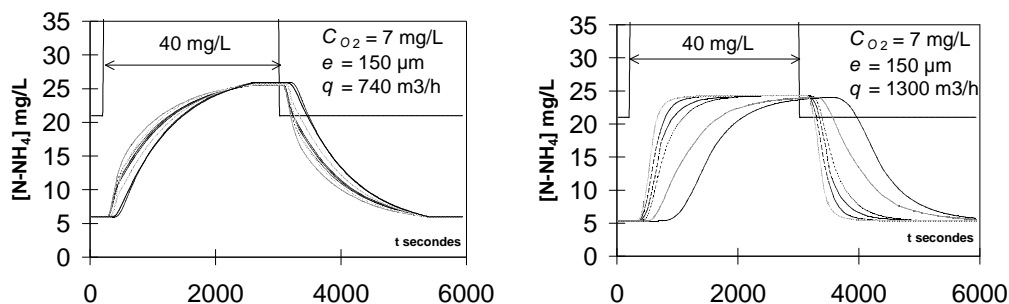


Figure 33. Concentrations calculées en sortie de biofiltre aux différents points,  $e=150 \mu\text{m}$ . A gauche : Saint Fons ; à droite : Achères.

Dans le cas où le biofilm est plus épais (350  $\mu\text{m}$ ), la concentration de sortie est initialement proche de zéro. La cinétique de dégradation du substrat est donc d'ordre un dans la partie supérieure du biofiltre. Cette fois, le supplément de charge peut être assimilé en partie par la zone du biofiltre qui est initialement sous l'influence d'une cinétique d'ordre un. La simulation montre que les différentes configurations de la zone inférieure donnent des résultats différents (Tableau 38). Le cas le plus favorable est lorsque la partie basse est totalement mélangée. Les variations brusques de  $C_e(t)$  sont alors « diluées » dans toute la zone inférieure. Au contraire, l'écoulement piston entre l'entrée du biofiltre et la zone inférieure est le cas le plus défavorable, car les variations brusques de  $C_e(t)$  sont alors transmises sans déformation.

Tableau 38. Résultat de la simulation sur biofiltre en régime transitoire, épaisseur de biofilm 350  $\mu\text{m}$ .

	Supplément de charge kg N-NH <sub>4</sub>			
	Saint Fons		Achères	
	entrée	sortie	entrée	sortie
mélange intégral	10,9	1,94	19,2	3,92
homogène	10,9	2,99	19,2	4,29
hétérogène	10,9	3,03	19,2	4,51
piston	10,9	4,11	19,2	6,19

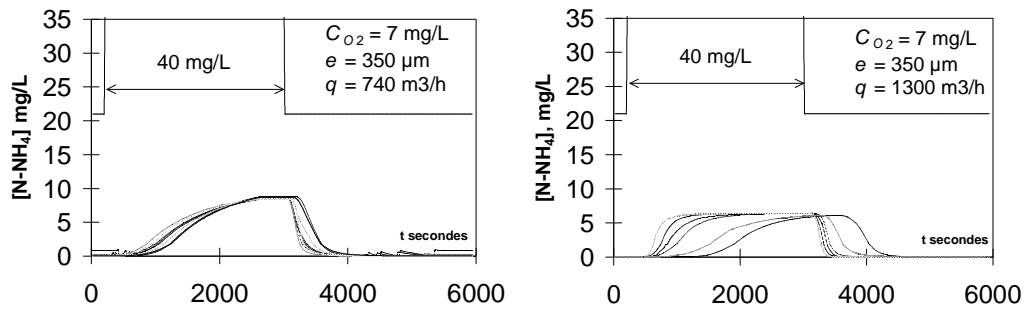


Figure 34. Concentrations calculées en sortie de biofiltre aux différents points,  $e=350 \mu\text{m}$ . A gauche : Saint Fons ; à droite : Achères.

### 2.1.3. Conclusion

En ce qui concerne le régime permanent, les hétérogénéités observées dans le biofiltre ne modifient pas les performances, par rapport à un massif ayant des caractéristiques similaires.

En régime transitoire, le comportement hétérogène de la zone inférieure affecte l'élimination d'une pointe brutale de concentration brusque à l'entrée du biofiltre. L'idéal serait d'avoir une zone parfaitement mélangée dans la partie inférieure.

Toutefois, cela nécessiterait un investissement supplémentaire de la part du constructeur, soit pour étudier une alimentation permettant un meilleur mélange de l'effluent à traiter, soit pour installer un dispositif mécanique de mélange. Le gain serait pratiquement nul dans la mesure où les pointes de concentration réelles ont dans la plupart des cas une durée supérieure au temps de séjour moyen dans le lit, et ne sont pas brutales. De fait, les constructeurs dimensionnent leurs installations pour garantir une concentration inférieure à une valeur limite en sortie, lors d'un épisode de pointe de longue durée. La faible perte sur la charge éliminée due au mauvais mélange ne représente pas un problème dans la mesure où la concentration maximale n'est pas dépassée.

Dans le cas d'une application particulière où le biofiltre serait amené à recevoir des pointes de concentration de courte durée, il faudrait au contraire considérer avec soin la conception de la zone inférieure.

### 3. Conclusion

Dans ce chapitre, nous avons cherché les informations apportées par le couplage entre nos mesures hydrodynamique et un modèle simple de cinétique du biofilm. Bien entendu, les résultats obtenus ont une valeur hypothétique dans la mesure où ils reposent sur une modélisation théorique et que les paramètres choisis pour réaliser les calculs sont issus de la littérature ou d'estimations grossières, plutôt que de résultats expérimentaux.

Dans le cas des lits bactériens, il a été possible, pour les garnissages traditionnels, de calculer la constante cinétique en tenant compte de l'influence de l'hydrodynamique. Il s'agit d'une donnée intéressante, car elle rend compte de la situation du biofilm en grandeur réelle. Cette valeur intègre donc tous les paramètres pouvant influencer les performances biologiques : variation journalière de la température, du débit, de la concentration de l'effluent à traiter, de sa composition, ... Elle est relativement facile à obtenir, puisqu'il suffit de connaître la distribution des temps de séjour du lit, la surface spécifique du matériau, et la concentration moyenne de l'effluent à l'entrée et à la sortie. Avec un nombre suffisant de données, la cinétique des biofilms de lits bactériens en grandeur réelle pourrait donc être mieux comprise. Cela contribuerait à améliorer les procédures de dimensionnement, aujourd'hui essentiellement empiriques.

Nous avons voulu également aborder la question des lits bactériens à arroseur motorisé. Il s'agit d'une technique nouvelle, actuellement peu appliquée en France. Elle est réputée prometteuse pour améliorer les performances des lits. La vitesse de rotation de l'arroseur étant réduite, la force d'irrigation est augmentée, ce qui permet de maîtriser l'épaisseur du biofilm. Nous avons montré que la modélisation des performances du lit est alors plus compliquée car il n'est pas possible de considérer que le film liquide a une épaisseur constante. De plus, nous avons constaté avec l'exemple de la station de Villafranca que le volume drainé diminue lorsque la vitesse de rotation diminue, ce qui conduit à une vitesse interstitielle plus élevée ; et que les performances du lit diminuent. En l'état des connaissances, on peut conseiller d'appliquer sur des installations réelles une vitesse réduite uniquement en période de faible charge organique (par exemple la nuit) pour assurer l'érosion du biofilm, et une vitesse élevée en période de pointe, pour ne pas dégrader les performances. La poursuite de l'étude de l'hydrodynamique et des performances des lits

bactériens en fonction de la vitesse de rotation de l'arroseeur semble une voie de recherche intéressante.

Concernant les biofiltres, nous avons cherché à déterminer si les hétérogénéités que nous avons observées peuvent avoir une influence sur les performances. En ce qui concerne les hétérogénéités au sein du matériau, il semble que ce n'est pas le cas. Par contre, le procédé pourrait mieux éliminer la charge apportée par une pointe brutale de concentration si la zone dans laquelle s'opère la distribution de l'effluent sous le matériau était mieux mélangée. Toutefois, sauf cas particulier, cette amélioration n'est pas économiquement envisageable. Un tel événement de pointe est en effet improbable, et les critères de performance du procédé sont basés sur la concentration maximale en sortie plutôt que sur la charge éliminée.

# Conclusion

---

Au cours de ce travail, la méthode de la distribution des temps de séjour a permis d'apprécier le comportement hydrodynamique de deux procédés d'épuration à culture fixée, les lits bactériens et les biofiltres. Pour travailler en grandeur réelle, un certain nombre de problèmes liés à l'expérimentation sur des unités industrielles devaient être résolus.

La première étape consiste à sélectionner un traceur approprié. Une étude bibliographique a révélé que, en présence de biomasse, les colorants organiques risquent d'être non conservatifs. Le chlorure de sodium aurait contraint à mettre en œuvre des masses considérables de sel. Le chlorure de lithium a donc été choisi.

Sur certaines installations, il était impossible d'isoler l'entrée du réacteur de la sortie en raison de la présence d'un recyclage de l'effluent. De ce fait, une partie du traceur mesuré en sortie pouvait retourner à l'entrée. Ce problème peut être résolu en réalisant une déconvolution entre les signaux d'entrée et de sortie. Pour cela, on a proposé un algorithme numérique dans le domaine réel, qui s'est avéré efficace.

Les DTS expérimentales des lits bactériens présentent le plus souvent une forte traînée, ce qui est le signe d'échanges lents à l'intérieur du réacteur. Plusieurs modèles hydrodynamiques décrivent les échanges lents de traceur entre un écoulement principal et une zone stagnante, par exemple le piston dispersif avec échanges. Ce dernier a été ajusté aux DTS expérimentales avec succès.

Toutefois, nous avons avancé l'hypothèse, comme plusieurs auteurs ayant étudié les procédés à biomasse fixée, que les échanges lents de traceur sont dus à sa diffusion au sein du film biologique. Dans ce cas, le modèle du piston dispersif avec échanges n'est pas réaliste. En effet il considère la zone stagnante comme homogène, alors que la diffusion dans le biofilm crée un gradient de concentration. C'est pourquoi un modèle basé sur un écoulement piston et un processus de diffusion dans la biomasse, appelé « modèle de biodiffu-

sion » a été introduit. Ce modèle s'ajuste correctement aux DTS expérimentales. Il donne une répartition entre volume en écoulement et volume stagnant différente de celle du piston dispersif avec échanges. Ce modèle de biodiffusion pourrait être un outil simple pour déterminer le volume de biomasse présent dans un lit bactérien et surveiller son évolution. Cela reste toutefois à confirmer, à l'aide d'études sur pilote par exemple.

Nous nous sommes intéressés aux différents volumes présents dans les lits bactériens en grandeur réelle, en considérant nos résultats et ceux d'autres auteurs. Le volume total traversé par le traceur est donné par le temps de séjour moyen, lui-même calculé à partir de la DTS expérimentale. Ce volume dépend du type de matériau, de sa hauteur, et d'un paramètre hydrodynamique : le nombre de Reynolds pour les cailloux ou la charge hydraulique superficielle pour les garnissages plastiques. Il en est de même pour le volume drainé, collecté après arrêt de l'alimentation. Pour les essais considérés, il apparaît que les matériaux plastique verticaux ont la capacité de rétention la plus faible. Les matériaux plastiques en vrac, puis les matériaux traditionnels, ont une capacité de rétention supérieure. La répartition du volume traversé par le traceur entre volume en écoulement et volume de biomasse a pu être réalisé grâce au modèle de biodiffusion. Le volume en écoulement est inférieur au volume drainé, ce qui laisse penser qu'une partie du volume qui est collecté après arrêt des pompes est en réalité immobile, en régime permanent.

Pour deux lits bactériens à garnissage traditionnel, il a été possible de déterminer une constante cinétique d'ordre  $\frac{1}{2}$  représentative de la performance du biofilm pour l'élimination de la DBO soluble. Cette possibilité ouvre des perspectives intéressantes pour le dimensionnement de ces lits, à l'aide d'un modèle hydrodynamique couplé à un modèle cinétique. Cela pourrait permettre d'améliorer la procédure de dimensionnement actuelle, essentiellement empirique. Pour les lits à garnissage plastique, la détermination de la constante cinétique est plus difficile dans la mesure où il est nécessaire de connaître certains paramètres difficilement mesurables comme l'épaisseur du biofilm et la surface effectivement colonisée par le biofilm par mètre cube de matériau.

Les lits bactériens à arroseur motorisé ont également été considérés, cette technologie permettant de rendre plus fiable le procédé. A l'aide d'hypothèses théoriques, on montre qu'il existe une influence de la vitesse de rotation de l'arroseur sur l'hydrodynamique : lorsque le temps de passage entre deux arrosages devient non négligeable devant le temps



de drainage du lit, on ne peut plus considérer qu'il existe un régime permanent d'écoulement dans le lit, ce qui complique la modélisation. L'étude de deux lits bactériens identiques en parallèle dont l'arroseur tourne à une vitesse différente montre que la rétention liquide et les performances sont liées à la vitesse de l'arroseur.

La méthode de la distribution des temps de séjour a également été appliquée à deux biofiltres de nitrification tertiaire. Les prélèvements de traceur en différents points du système ont permis d'apprécier l'homogénéité de l'écoulement et de séparer le comportement hydrodynamique de la zone située sous le matériau support de l'écoulement au sein du matériau lui-même.

Les résultats montrent que la zone inférieure, dans laquelle l'effluent se répartit avant de pénétrer dans le matériau, subit un écoulement pouvant être très hétérogène. Le système d'admission de l'effluent, la géométrie du biofiltre et la présence ou non d'un système d'aération à cet endroit ont une influence déterminante. Les simulations numériques montrent que cette hétérogénéité affecte la charge éliminée par le système lors de brusques pointes de concentration. Pour améliorer la situation, il faudrait un mélange plus efficace dans la zone inférieure. Cependant, en exploitation réelle, les concentrations de l'effluent ne connaissent que rarement des brusques variations, et les dimensions du biofiltre sont généralement calculées pour permettre l'élimination de la plus forte concentration attendue. Dans ce contexte, l'amélioration du mélange dans la zone inférieure apparaît inutile, sauf cas particulier.

Le massif de matériau est quant à lui le siège d'un écoulement que l'on peut assimiler à un piston dispersif. Les volumes liquides obtenus en différents points sont relativement homogènes, l'intensité de la dispersion l'est moins. Cette dernière apparaît dépendante de la vitesse ascensionnelle de l'effluent, et de la nature du matériau, en particulier sa capacité à l'expansion ou non. Toutefois cela reste à confirmer. Les volumes liquide dépendent de la rétention gazeuse, de l'expansion du matériau, et de la présence possible de colmatage au sein du matériau. La simulation numérique suggère que les variations des paramètres hydrodynamiques aux différents points de mesure n'ont pas d'influence sur les performances du système.

Finalement, l'étude de l'hydrodynamique dans les procédés à biomasse fixée, à travers la détermination de la distribution des temps de séjour, accompagnée du volume drai-

né dans le cas des lits bactériens, est un outil précieux à divers titres. Son premier apport est de permettre l'exploration et la compréhension de l'écoulement. Ainsi pour les lits bactériens nous avons pu émettre des hypothèses sur les différents volumes en présence, et les quantifier à l'aide de la modélisation. Pour les biofiltres, nous avons pu séparer le comportement hydrodynamique des deux parties du filtre et en estimer l'homogénéité. Les mesures hydrodynamiques permettent aussi de diagnostiquer la cause d'une éventuelle dégradation des performances, et d'y remédier en cours d'exploitation. Pour les lits bactériens, on peut ainsi chercher à régler la vitesse de l'arroseur pour avoir un temps de séjour important. Avec les biofiltres, la méthode permet de détecter un colmatage du matériau.

Enfin, la modélisation permet de proposer une méthode de dimensionnement tenant compte de l'hydrodynamique, ce qui constitue un progrès dans la mesure où les procédés sont actuellement calculés sur une base empirique. Il faut toutefois connaître les paramètres du modèle cinétique, généralement nombreux et difficiles à estimer. Cela a été possible dans cette étude avec deux lits à garnissage traditionnel. La poursuite de l'expérimentation en grandeur réelle et sur pilote pourrait combler le manque de données et permettre de valider les modèles existants.

# Bibliographie

---

ALBERTSON O.E. (1995) Excess biofilm control by distributor-speed modulation, *Journal of Environmental Engineering*, 121, n°4, pp.330-336

ARVIN E., HARREMOES P. (1990) Concepts and models for biofilm reactor performance, *Water Science and Technology*, 22, n°1-2, pp.171-192

ATV (1989) Principles for the dimensioning of biological filters and biological contactors with connection values over 500 population equivalents, ATV-standard A 135, 2<sup>nd</sup> edition

BARNETT J.L., BADDOCK L.A.D., BROUCKAERT C.J., BUCKLEY C.A. (1994) IMPULSE : a computer program for residence time modelling, prepared for the African Conference - June 1994, University of Natal, Durban, South-Africa. Internet working paper at <ftp://aqua.ccwr.ac.za/ftp/pub/impulse> and <http://www.und.ac.za/prg/impulse/webman/impman.html>

BIRAUD Y.G. (1976) Les méthodes de déconvolution et leurs limitations fondamentales, *Revue de Physique Appliquée*, 11, p.203-214

BOLLER M., GUJER W., TSCHUI M. (1994) Parameters affecting nitrifying biofilm reactors, *Water Science and Technology*, 29, n°10-11, p.1-11

BOUTIN P. (1986 a) Eléments pour une histoire des procédés de traitement des eaux résiduaires, *Trib. Cebedeau*, 511-512, 39, p.3-18

BOUTIN P. (1986 b) Eléments pour une histoire des procédés de traitement des eaux résiduaires, *Trib. Cebedeau*, 515, 39, p.30-44

BOUTIN P. (1986 c) Eléments pour une histoire des procédés de traitement des eaux résiduaires, *Trib. Cebedeau*, 517, 39, p.35-46

CANLER J.P., PERRET J.M. (1993) La biofiltration : évaluation du procédé sur 12 installations, *Conf. Spec. sur les réacteurs à culture fixée*, Paris, p.187-195

CANLER J.P., DURAND C., PERRET J.M. (1996) Efficacité des biofiltres vis-à-vis de l'azote, *Colloque Traitement de l'Azote*, Cemagref, Lyon, Pollutec 96, p.39-52

CANZIANI R. (1988) Biofiltri sommersi aerati. II - studi idrodinamici, *IA - Ingegneria Ambientale*, 17, n°6, p.315-323

HARREMOES P., HENZE M. (1995) Biofilters, *Wastewater Treatment*, Springer-Verlag, Berlin Heidelberg, p.143-193

- CHEN G.H., OZAKI H., TERASHIMA Y. (1989) Modelling of the simultaneous removal of organic substances and nitrogen in a biofilm, *Water Science and Technology*, 21, Brighton, p.791-804
- COOK E.E., CRAME L. (1976) Effects of dosing rates on trickling filter performance, *Journal WPCF*, 48, n°12, pp.2723-2730
- COOK E.E., KATZBERGER S.M. (1977) Effect of residence time on fixed film reactor performance, *Journal WPCF*, pp.1889-1895
- CRINE M., TOYE D., MARCHOT P. (1996) L'hydrodynamique dans les lits bactériens : le rôle du garnissage, *Séminaire "biomasse fixée", FUL, Arlon*
- DANCKWERTS P.V. (1953) Continuous flow systems. Distribution of residence times, *Chemical Engineering Science*, 50, n°24, p.3857-3866
- DANCKWERTS P.V. (1979) Commentary from Current Contents No. 19 May 7 1979, *Chemical Engineering Science*, 50, n°24, p.3855
- DURAND C. (1996) Nitrification tertiaire par biofiltration. Etude des performances du biostyr de la station d'épuration de Saint Fons, 2 vol., Mémoire ENGEES , CEMAGREF, Strasbourg, Lyon, 104 p. + annexes
- ECKENFELDER W.W., BARNHART E.L. (1963) Performance of a high rate trickling filter using selected media, *Journal WPCF*, 35, n°12, p.1535-1551
- EDEN G.E., MELBOURNE K.V. (1960) Radioactive traces for measuring the periods of retention in percolating filters, *International Journal of Applied Radiation and Isotopes*, 8, p.172-178
- FDZ-POLANCO F., GARCIA P., VILLAVERDE S. (1996) Adsorption and diffusion effects on the residence time distribution of submerged biofilters, *Environmental Technology*, 17, p.687-696
- GERMAIN J.E. (1966) Economical treatment of domestic waste by plastic-medium trickling filters, *Journal WPCF*, 38, n°2, p.192-203
- GÖNENÇ I.E., HARREMOËS P. (1985) Nitrification in rotating disc systems - I. Criteria for transition from oxygen to ammonia rate limitation, *Water Research*, 19, n°9, p.1119-1127
- GRAY N.F. (1981) Simple retention time analysis in trickling filters using conductivity, *Effluent and Water Treatment Journal*, 21, n°8, pp.345-347
- GROBICKI A., STUCKEY D.C. (1992) Hydrodynamic characteristics of the anaerobic baffled reactor, *Water Research*, 26, n°3, p.371-378
- HARREMOES P., HENZE M. (1995) Biofilters, in *Wastewater Treatment*, Springer-Verlag, Berlin Heidelberg, p.143-193
- HEERTJES P.M., VAN DER MEER R.R. (1978) Dynamics of liquid flow in an up-flow reactor used for anaerobic treatment of wastewater, *Biotechnology and Bioengineering*, XX, p.1577-1594
- HINSON R.K., KOCHER W.M. (1996) Model for effective diffusivities in aerobic biofilms, *Journal of Environmental Engineering*, 122, n°11, p.1023-1030
- HINTON S.W., STENSEL H.D. (1991) Experimental observation of trickling filter hydraulics, *Water Research*, 25, n°11, p.1389-1398

- HOEHN R.C., RAY A.D. (1973) Effects of thickness on bacterial film, *Journal WPCF*, 45, n°11, pp.2303-2320
- HOVORKA R.B. (1961) An asymmetric residence-time distribution model for flow systems, PhD Thesis, Case Institute of Technology
- ILERI R., MUSLU Y. (1996) Unsaturated flow phenomena in porous medium as in a trickling filter, *J. Chem. Tech. Biotechnol*, 66, p.25-34
- JIMENEZ B., NOYOLA A., CAPDEVILLE B. (1988) Selected dyes for residence time distribution evaluation in bioreactors, *Biotechnology Techniques*, 2, n°2, p.77-82
- KILANI J.S., OGUNROMBI J.A. (1984) Effects of baffles on the performance of model waste stabilization ponds, *Water Research*, 18, n°8, p.941-944
- KSHIRSAGAR S.R., PHADKE N.S., TIPNIS S.S. (1972) Detention time studies in trickling filter, *Indian J. Environ. Hlth.*, 14, n°1, p.95-104
- LECLERC J.P., DETREZ C., BERNARD A., SCHWEICH D. (1995) DTS : un logiciel d'aide à l'élaboration de modèles d'écoulement dans les réacteurs, *Revue de l'Institut Français du Pétrole*, 50, n°5, p.641-656
- LEVENSPIEL O. (1972) *Chemical Reaction Engineering*, John Wiley and sons, New York London, 600 p.
- LEVICH V.G., MARKIN V.S., CHISMADZHEV YU.A. (1967) On hydrodynamic mixing in a model of a porous medium with stagnant zones, *Chemical Engineering Science*, 22, p.1357-1367
- MEZAOUI A. (1979) Etude de l'épuration biologique sur lits bactériens à remplissage plastique, Thèse USTL, Montpellier, 118 p.
- MORENO M.D. (1990) A tracer study of the hydraulics of facultative stabilization ponds, *Water Research*, 24, n°8, p.1025-1030
- MORENO-GRAU M.D., SOLER A., SAEZ J., ROMERA P. (1984) Study on the hydrodynamic behaviour of a deep waste stabilization pond, *Trib. Cebedeau*, 37, n°489-490, p.323-328
- MURPHY K.L., TIMPANY P.L. (1967) Design and analysis of mixing for an aeration tank, *Journal of the Sanitary Engineering Division*, 93, n°5, p.1-15
- MUSLU Y. (1986, a) Distribution of retention times in model biological filters containing packed spheres, *Water Research*, 20, n°3, p.259-265
- MUSLU Y. (1986, b) Distribution of retention times in biological filters. II: experimental confirmation, *Journal of the Environmental Engineering Division*, 112, n°6, p.1138-1150
- NAMECHE T., VASEL J.-L. (1996) New method for studying the hydraulic behaviour of tanks in series - application to aerated lagoons and waste stabilization ponds, *Water Science and Technology*, 33, n°8, p.105-124
- NYADZIEHE K.T. (1980) Réacteur biologique à ruissellement sur garnissage plastique : écoulement et transfert d'O<sub>2</sub>, Thèse USTL, Montpellier, 224 p.

- PUJOL R. (1991) L'épuration par biofiltration. Premiers constats, *Etude Inter Agences*, n°2, Cemagref, Paris, Lyon, 51 p.
- PUJOL R., LEMMEL H., VEDRY B. (1998) Le Biofor en nitrification tertiaire : le prototype SIAAP de la station Seine aval (Achères), *Techniques Sciences et Méthodes*, n°3, p.28-34
- RACAULT Y., BOUTIN P., DOUAT J. (1984) Etude par traçage du comportement hydraulique d'une lagune d'épuration : influence de la géométrie du bassin, *Revue Française des Sciences de l'Eau*, 3(1984), p.197-218
- RIEMER M. (1977) Residence time distributions as a means for estimating submerged biofilm characteristics, 2, Thesis Technical University of Denmark, Denmark, 74 p.
- RIEMER M., HOLM KRISTENSEN G., HARREMOES P. (1980) Residence time distribution in submerged biofilters, *Water Research*, 14, p.949-958
- RITTMANN B.E., McCARTY P.L. (1981) Substrate flux into biofilms of any thickness, *Journal of the Environmental Engineering Division*, 107, n°4, p.831-849
- RUHAUT L., BARBEAU J.Y., SHINGLETON M., PERRIN E., MARC I. (1993) Importance of hydrodynamic study in a packed bed bioreactor, *First forum of young European researchers*, Liège, Belgique, p.45-48
- SANT'ANNA G.L. (1980) Contribution à l'étude de l'hydrodynamique des réacteurs biologiques utilisés en traitement des eaux usées, 31, Thèse INSA, Toulouse, 187 p.
- SARDIN M., SCHWEICH D., LEIJ F.J., VAN GENUCHTEN M.T. (1991) Modeling the nonequilibrium transport of linearly interacting solutes in porous media : a review, *Water Resources Research*, 27, n°9, p.2287-2307
- SÄRNER E. (1978) Plastic-Packed trickling filters, Ann Arbor Science Publishers Inc., Ann Arbor, 155 p.
- SCHUDEL B. (1991) Einsatz tracerhydrologischer Methoden in Abwasser, *gwa*, 71, n°7, p.441-448
- SCHULZE K.L. (1960) Load and efficiency of trickling filters, *J. Water Pollut. Control Fed.*, 32, 245
- SINKOFF M.D., PORGES R., McDERMOTT J.H. (1959) Mean residence time of a liquid in a trickling filter, *ASCE Journal San. Eng. Division*, 85, n°6, pp.51-78
- SMART P.L., LAIDLAW I.M.S. (1977) An evaluation of some fluorescent dyes for water tracing, *Water Resources Research*, 13, n°1, p.15-33
- STAIRS D.B., MOORE J.A. (1994) Flow characteristics of constructed wetlands : tracer studies of the hydraulic regime
- STEFAN H.G., JOHNSON T.R., MAC CONNELL H.L., ANDERSON C.T., MARTENSON D.R. (1990) Hydraulic modeling of mixing in wastewater dechlorination basin, *Journal of Environmental Engineering*, 166, n°3, p.524-541
- STEVENS D.K., BERTHOUEX P.M., CHAPMAN T.W. (1986) The effect of tracer diffusion in biofilm on residence time distributions, *Water Research*, 20, n°3, p.369-375

- SUSCHKA J. (1987) Hydraulic performance of percolating biological filters and consideration of oxygen transfer, *Water Research*, 21, n°8, p.865-873
- TARIQ M.N. (1975) Retention time in trickling filters, *Progress in Water Technology*, 7, n°2, p.225-234
- THAMPI M.V., SORBER C.A. (1987) A method for evaluating the mixing characteristics of u.v. reactors with short detention times, *Water Research*, 21, n°7, p.765-771
- THIRUMURTHI D. (1969) A break-through in the tracer studies of sedimentation tanks, *Journal WPCF*, Research suppl. part 2, p.405-418
- TOETTRUP H., ROGALLA F., VIDAL A., HARREMOES P. (1994) The treatment trilogy of floating filters : from pilot to prototype to plant, *Water Science and Technology*, 29, n°10-11, p.23-32
- TOURE C.S. (1986) Elimination de la pollution carbonée dans deux réacteurs à biomasse fixée sur support de latérite et quartz en conditions climatiques tropicales sahéliennes, Thèse EPFL, Lausanne, 159 p. + annexes
- TSCHUI M., BOLLER M., GUJER W., EUGSTER J., MADER C. (1993) Tertiary nitrification in aerated biofilter reactors, *Proceedings of the European Water Filtration Congress*, 17, Oostende, Belgique, 2.25-2.38
- VAN SWAAIJ W.P.M., CHARPENTIER J.C., VILLERMAUX J. (1969) Residence time distribution in the liquid phase of trickle flow in packed columns, *Chemical Engineering Science*, 24, p.1083-1095
- VANDEVENNE L. (1986) Epuration secondaire par lits bactériens aérobie, Etude 80,31, CEBEDEAU - ASBL, Belgique, 69 p. + annexes.
- VILLERMAUX J., ANTOINE B. (1978) Construction et ajustement de modèles mathématiques : une science ou un art ?, *Bulletin du BRGM*, (2), section III, n°4, p.327-339
- VILLERMAUX J. (1993) *Génie de la réaction chimique : conception et fonctionnement des réacteurs*. 2<sup>e</sup> édition, Lavoisier, Tec & Doc, Paris, 448 p.
- WANNER O., GUJER W. (1984) Competition in biofilms, *Water Science and Technology*, 17, p.27-44
- WANNER O., REICHERT P. (1996) Mathematical modeling of mixed-culture biofilms, *Biotechnology and Bioengineering*, 48, p.172-184
- W.E.F., A.S.C.E. (1992) *Design of municipal wastewater treatment plants*, I, WEF manual of practise n°8, ASCE manual and report on engineering practise n°76, 2<sup>nd</sup> edition, Alexandria, New York, 829 p.
- WEN C.Y., FAN L.T. (1975) *Models for flow systems and chemical reactors*, M. Dekker, New York, 570 p.
- WILLIAMSON K., McCARTY P.L. (1976) A model of substrate utilization by bacterial films, *Journal WPCF*, 48, n°1, p.9-24
- YOUNG H.W., YOUNG J.C. (1988) Hydraulic characteristics of upflow anaerobic filters, *Journal of Environmental Engineering*, 114, n°3, p.621-638

# LISTE DES ANNEXES

---

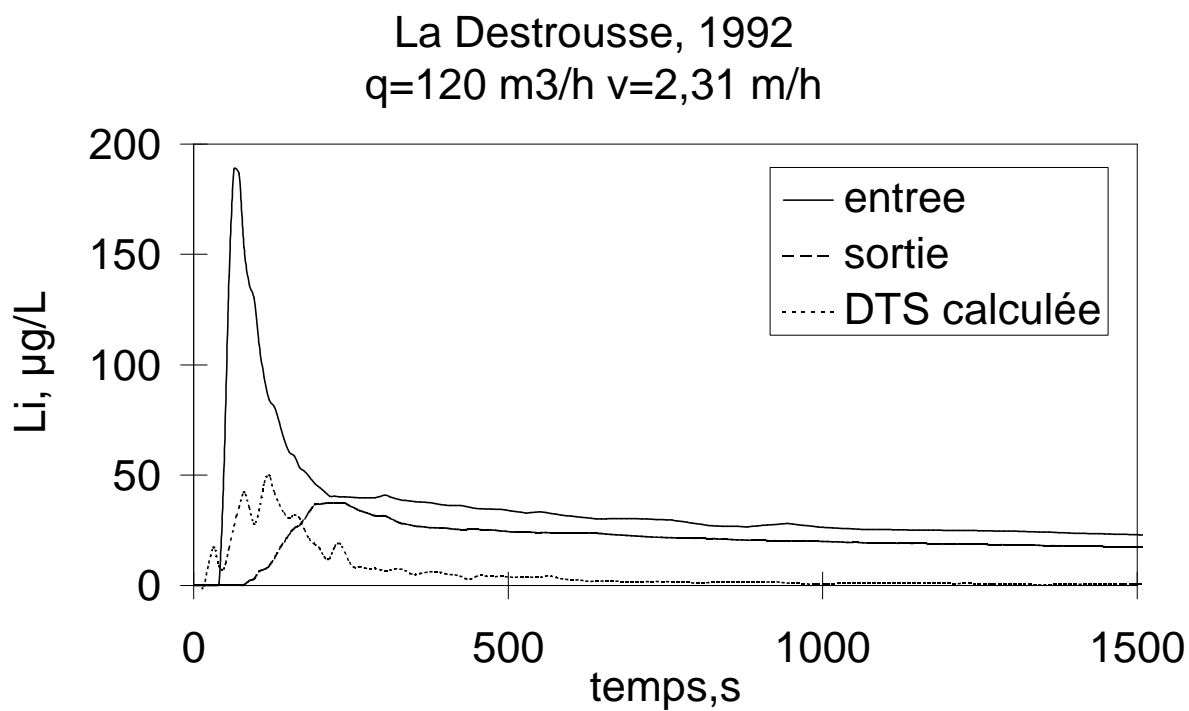
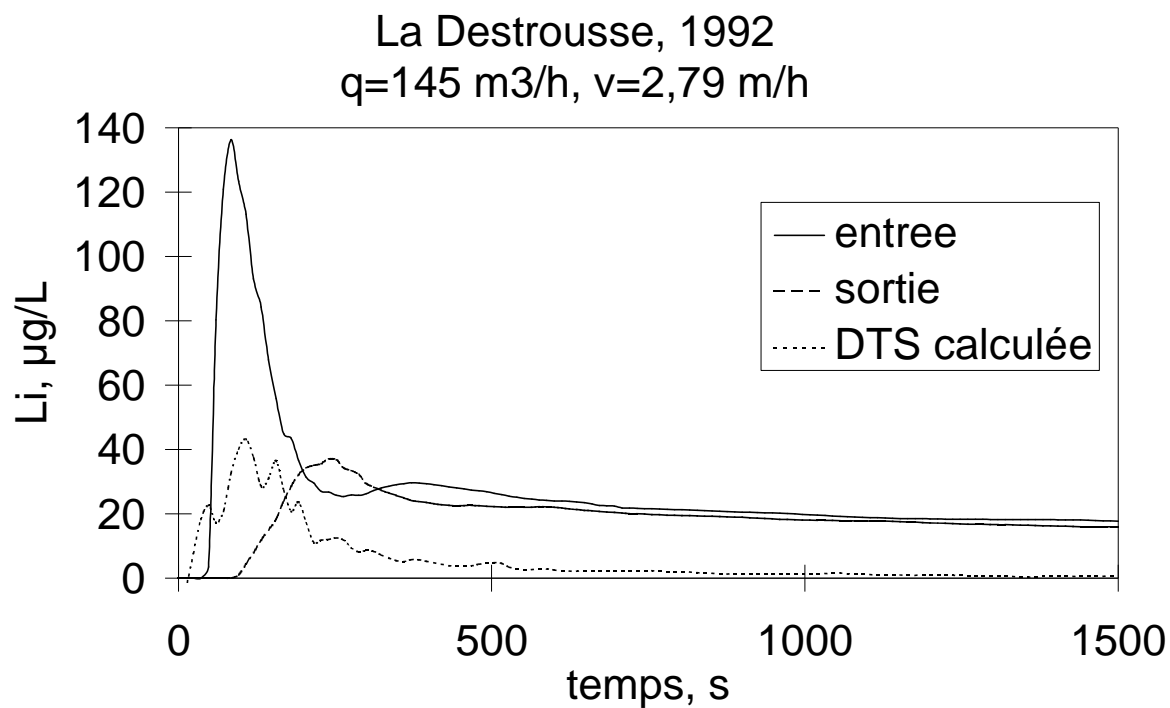
---

<b>ANNEXE A : TRAÇAGES SUR LES LITS BACTERIENS</b>	<b>II</b>
La Destrousse, 1992	II
La Destrousse, 1993	III
Nîmes	IV
Le Barp	V
Ensues	VI
Rousset	VIII
Oloron	IX
Mondonville	X
Montoisson	XI
<b>ANNEXE B : CORRELATIONS POUR LES LITS BACTERIENS (III.4)</b>	<b>XII</b>
<b>ANNEXE C : CORRELATIONS POUR LE MODELE DE BIODIFFUSION (III.4.3)</b>	<b>XIV</b>
<b>ANNEXE D : RESULTATS HYDRODYNAMIQUES OBTENUS AU SEIN DU MATERIAU DES BIOFILTRÉS</b>	<b>XV</b>
Saint Fons	XV
Achères	XVI
<b>ANNEXE E : DTS DES BIOFILTRÉS</b>	<b>XVII</b>
<b>Saint Fons (Biostyr)</b>	<b>XVII</b>
Essai 1	XVII
Essai 2 (sans air)	XVIII
Essai 3	XIX
Essai 4	XX
<b>Achères (Biofor)</b>	<b>XXI</b>
Essai 1	XXI
Essai 2	XXII
Essai 3 (sans air)	XXIII
Essai 4 (sans air)	XXIV
Essai 5	XXV



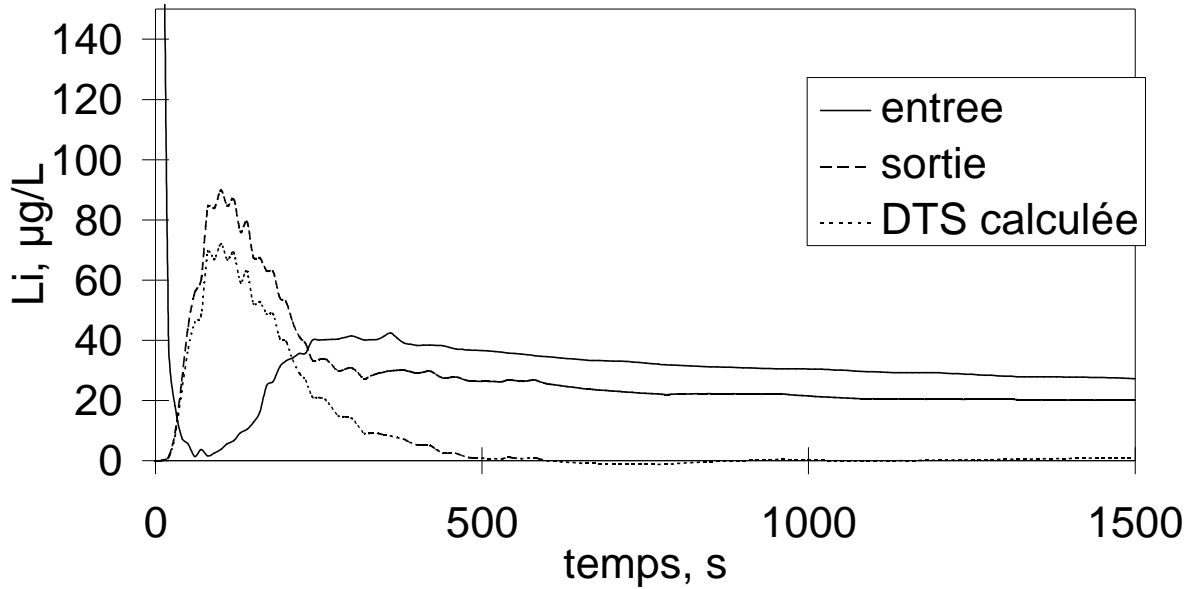
**Annexe A : traçages sur les lits bactériens**

La Destrousse, 1992

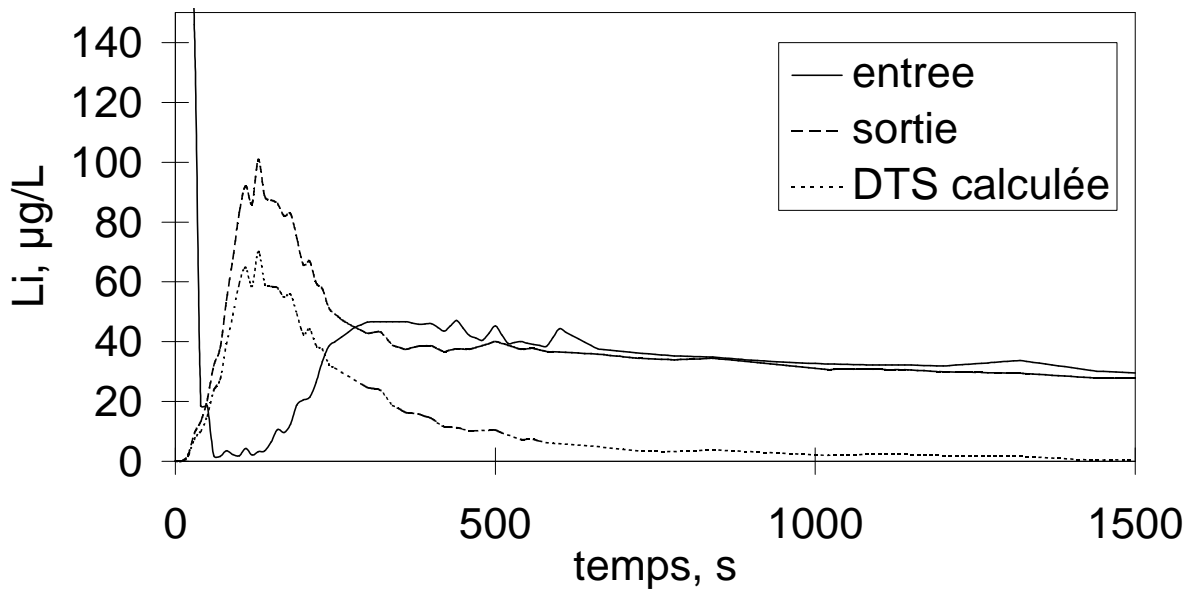


La Destrousse, 1993

La Destrousse, 1993  
 $q=163 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $v=3,40 \text{ m/h}$

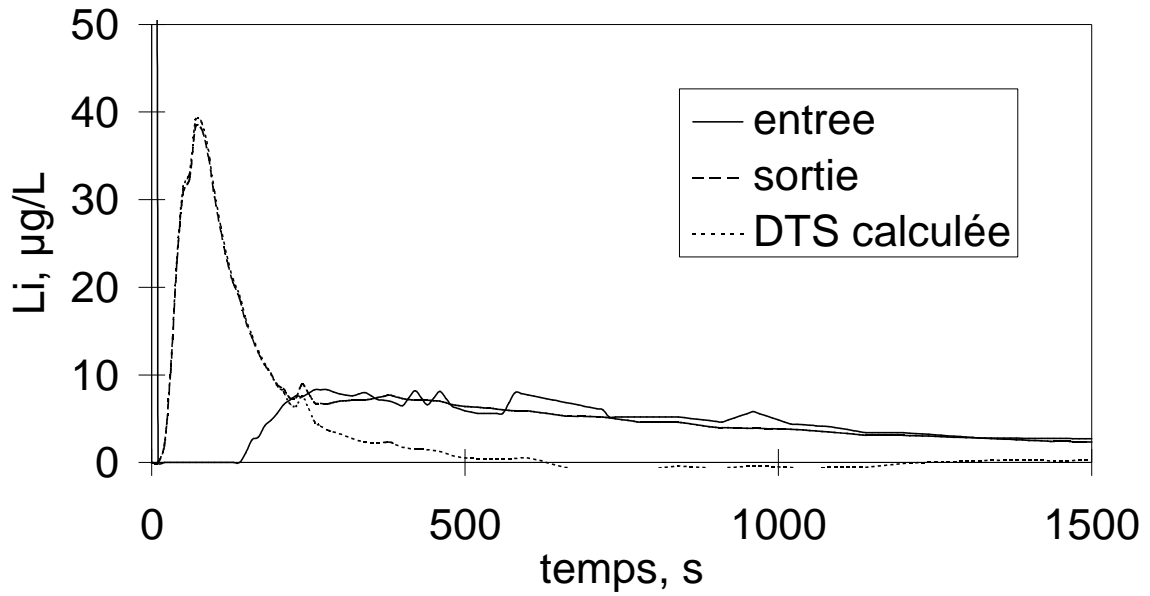


La Destrousse, 1993  
 $q=143 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $v=2,98 \text{ m/h}$

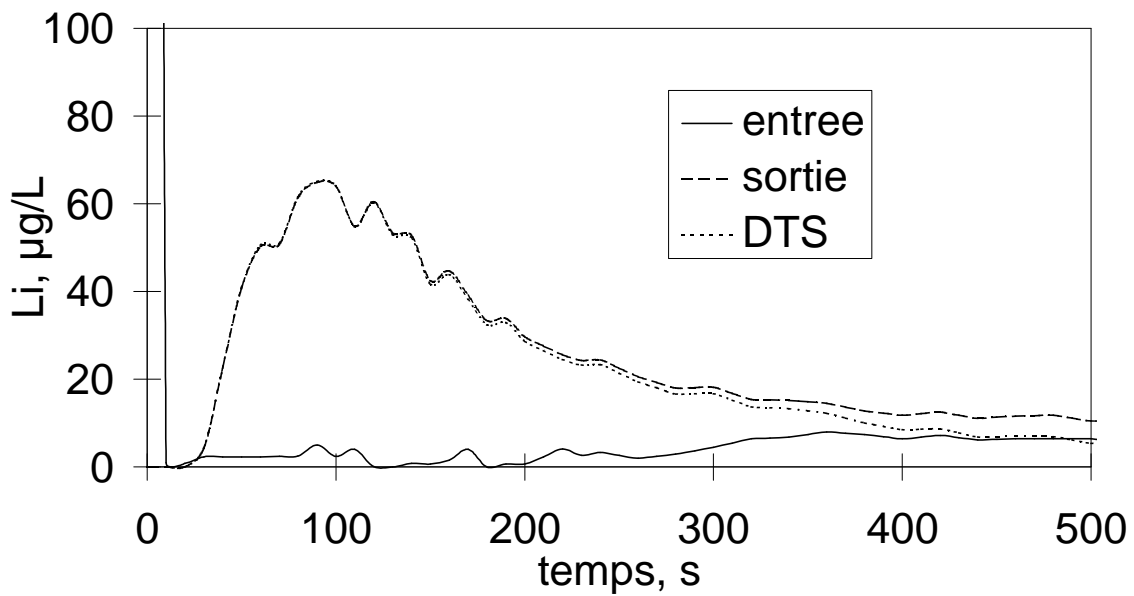


# Nîmes

Nîmes, 1992  
 $q=980 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $v=2,41 \text{ m/h}$

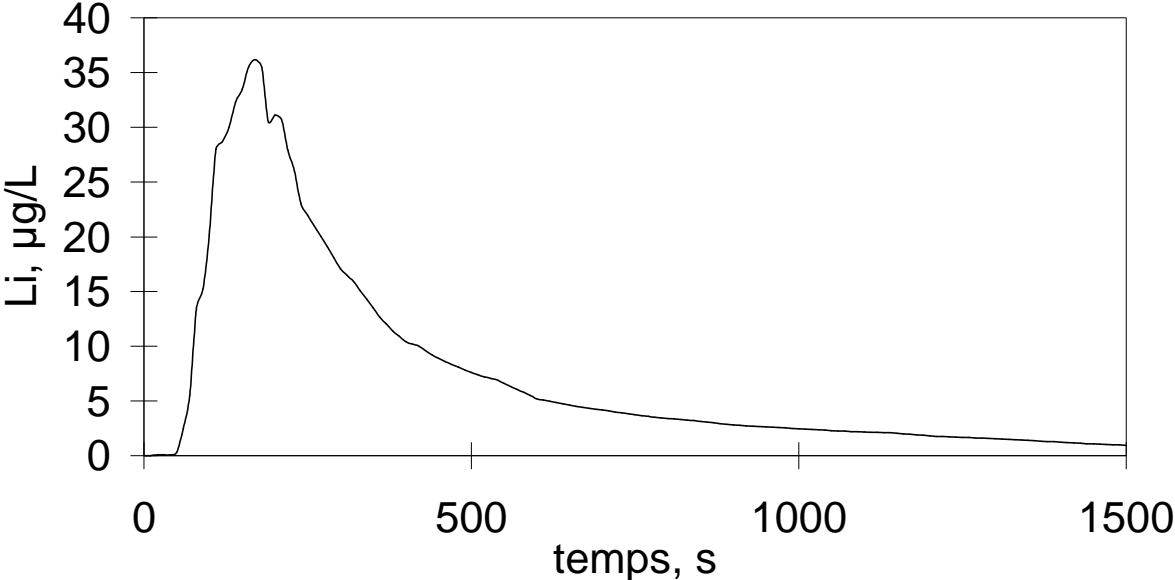


Nîmes, 1992  
 $q=480 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $v=1,18 \text{ m/h}$

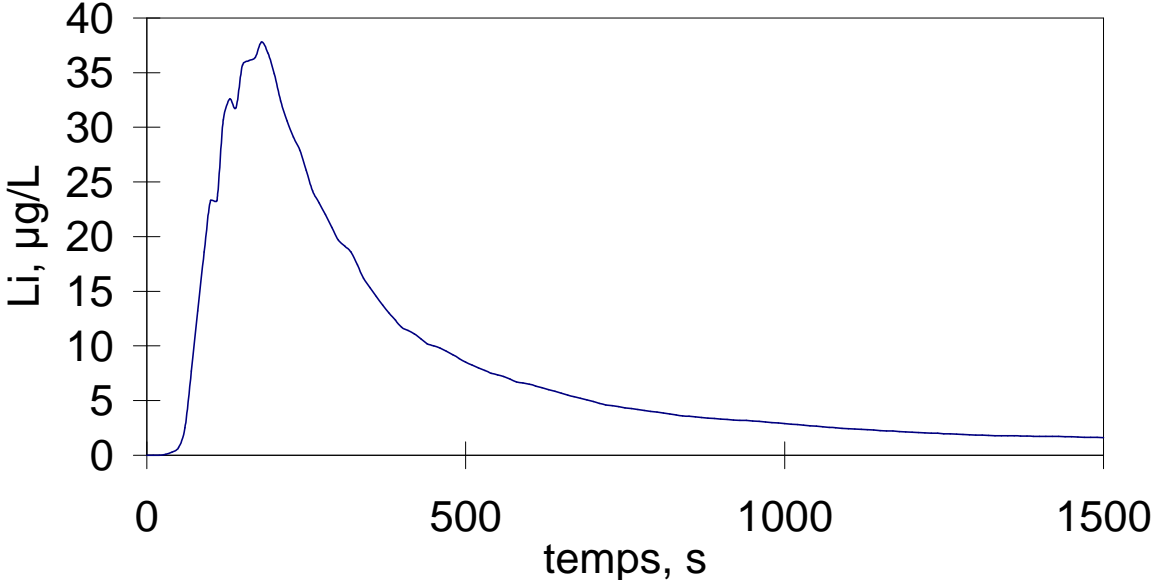


**Le Barp**

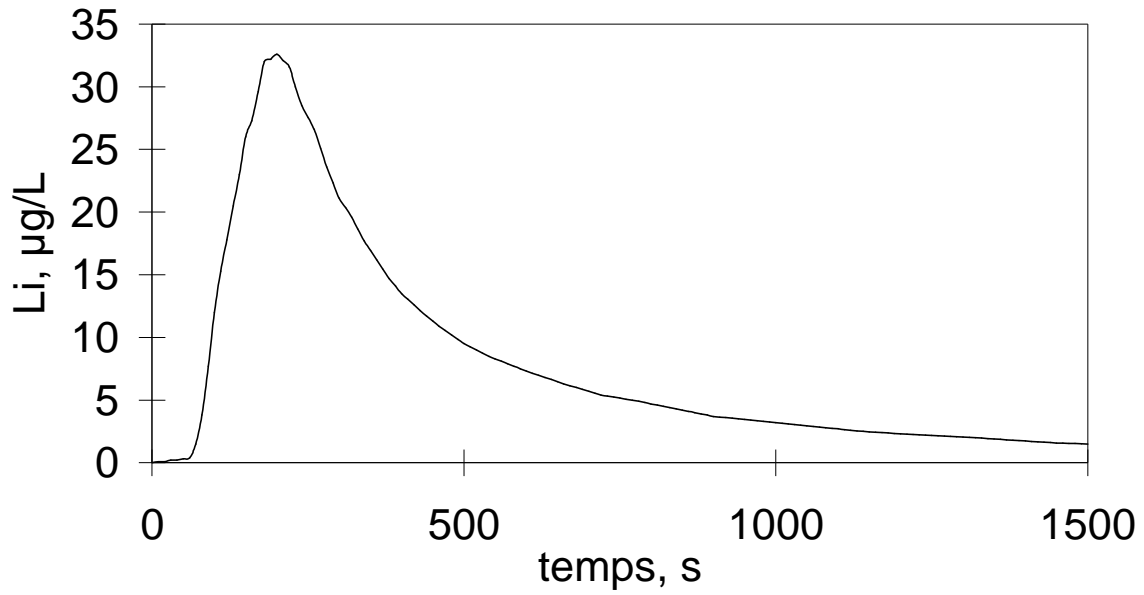
Le Barp, 1991  
q=55,1 m<sup>3</sup>/h, v=1,95 m/h



Le Barp, 1991  
q=44,6 m<sup>3</sup>/h, v=1,58 m/h

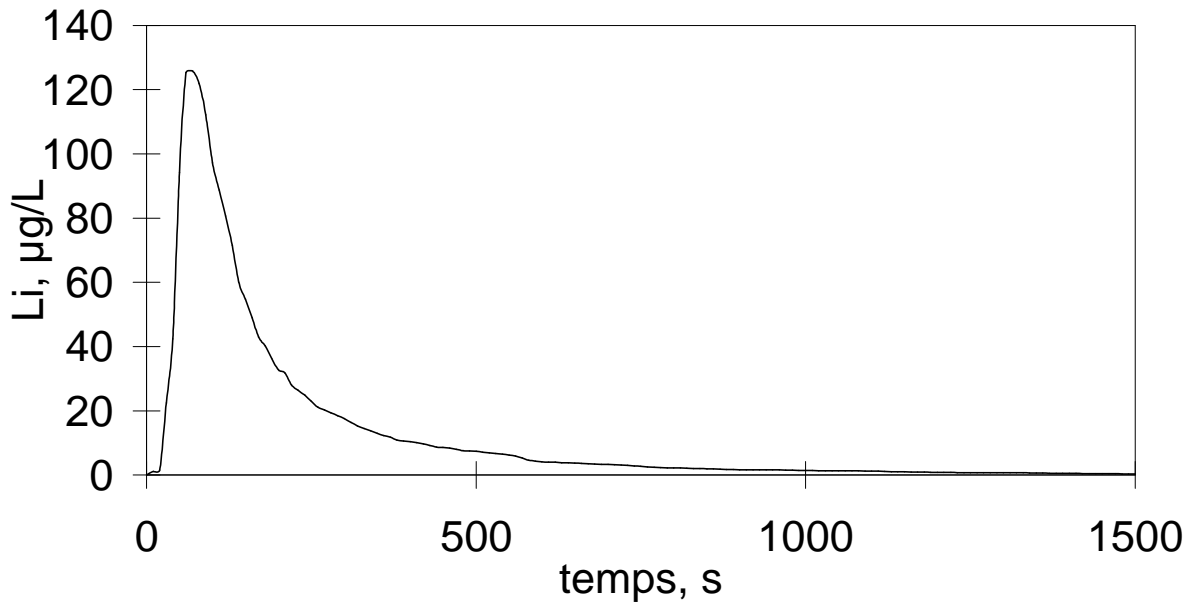


Le Barp, 1991  
 $q=32,8 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $v=1,15 \text{ m/h}$

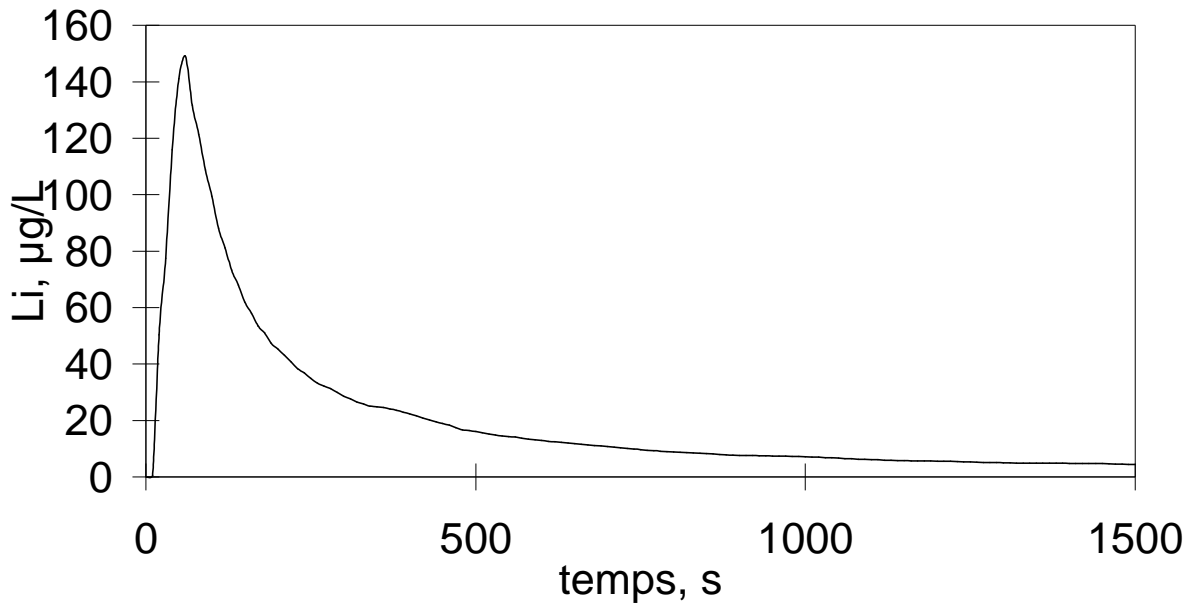


**Ensues**

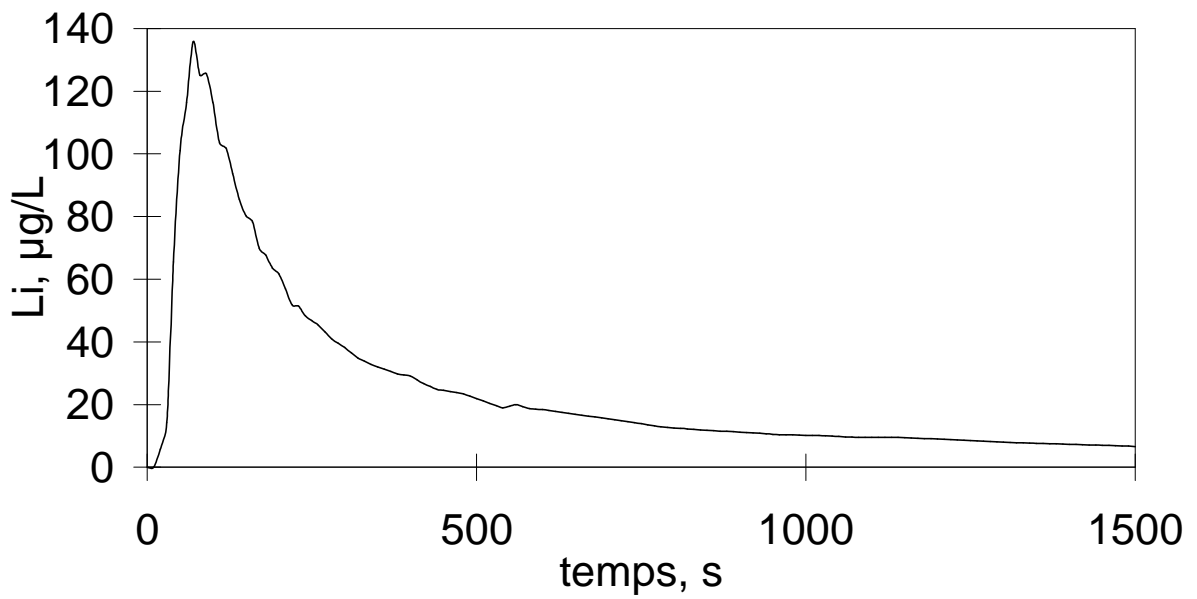
Ensues, 1992  
 $q=38,7 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $v=2,53 \text{ m/h}$



Ensues, 1992  
q=24,9 m<sup>3</sup>/h, v=1,63 m/h

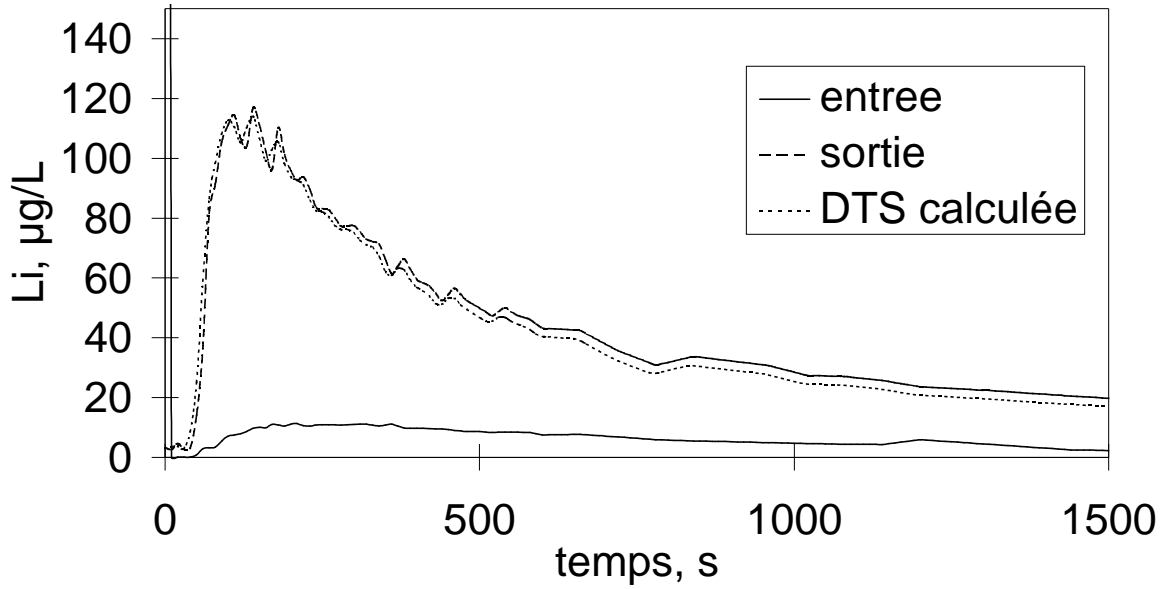


Ensues, 1992  
q=18,4 m<sup>3</sup>/h, v=1,20 m/h

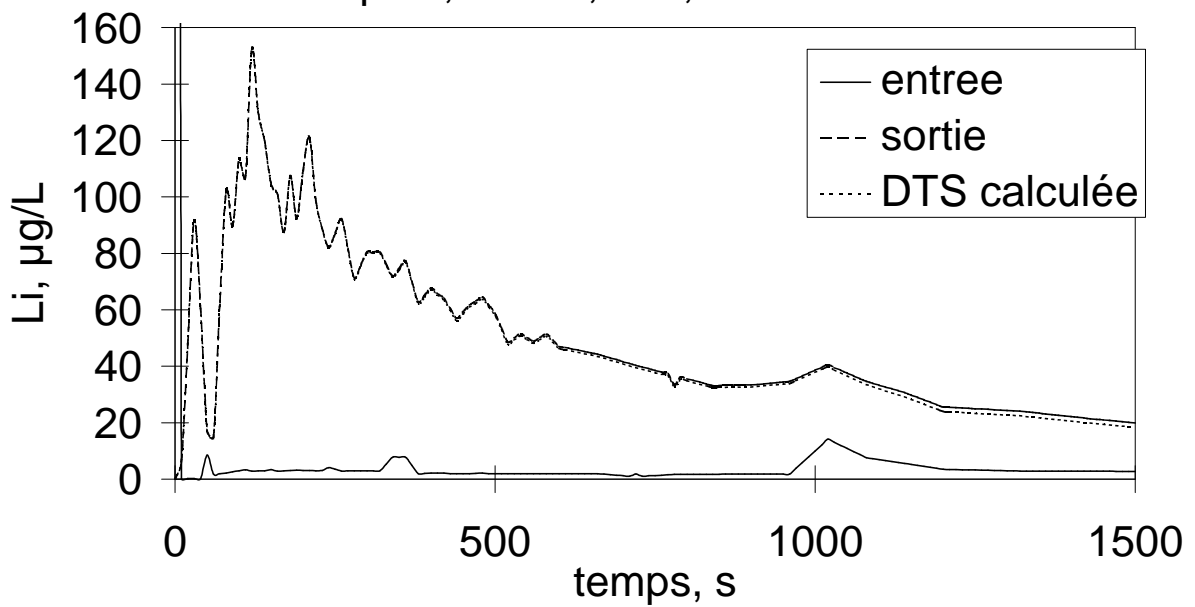


# Rousset

Rousset, 1993  
 $q=27,6 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $v=1,04 \text{ m/h}$

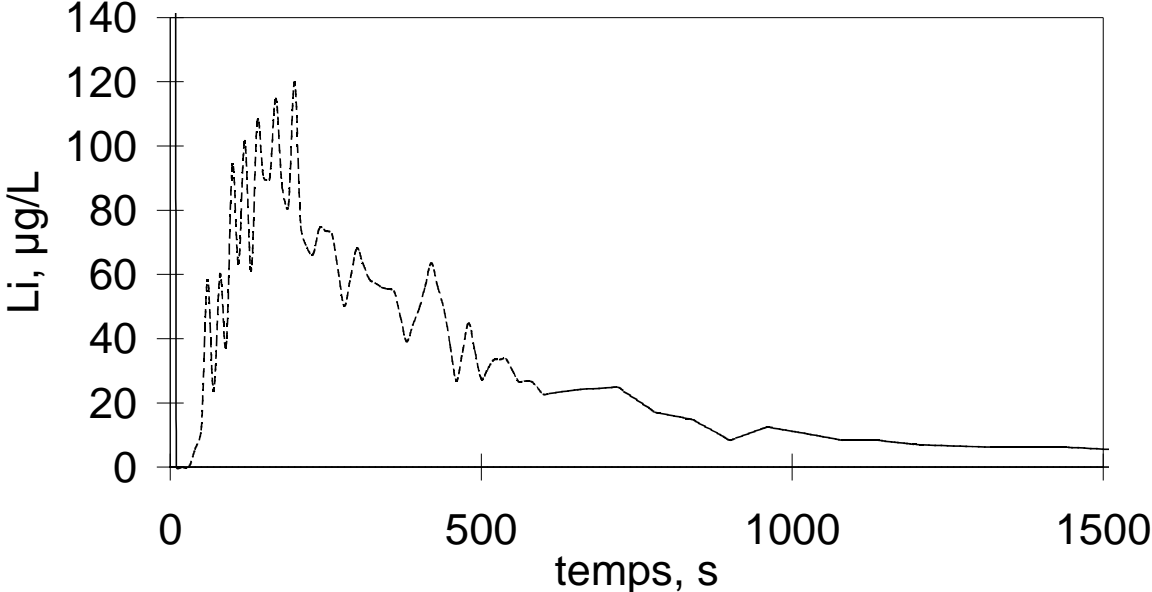


Rousset, 1993  
 $q=24,7 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $v=0,93 \text{ m/h}$



Oloron

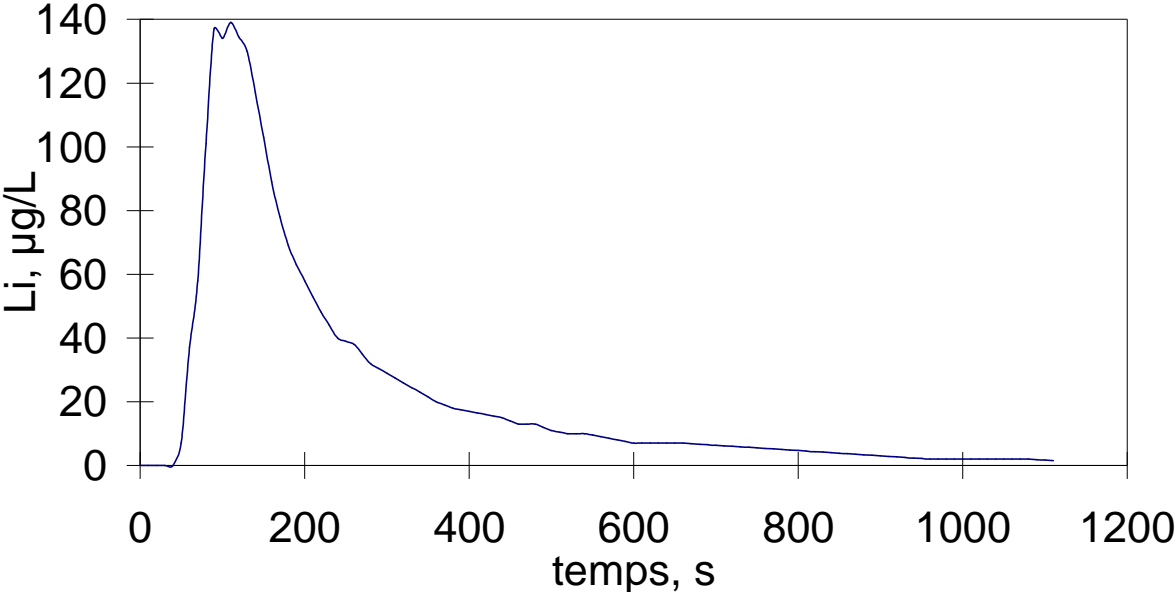
Oloron, 1992  
q=190 m<sup>3</sup>/h, v=1,90 m/h



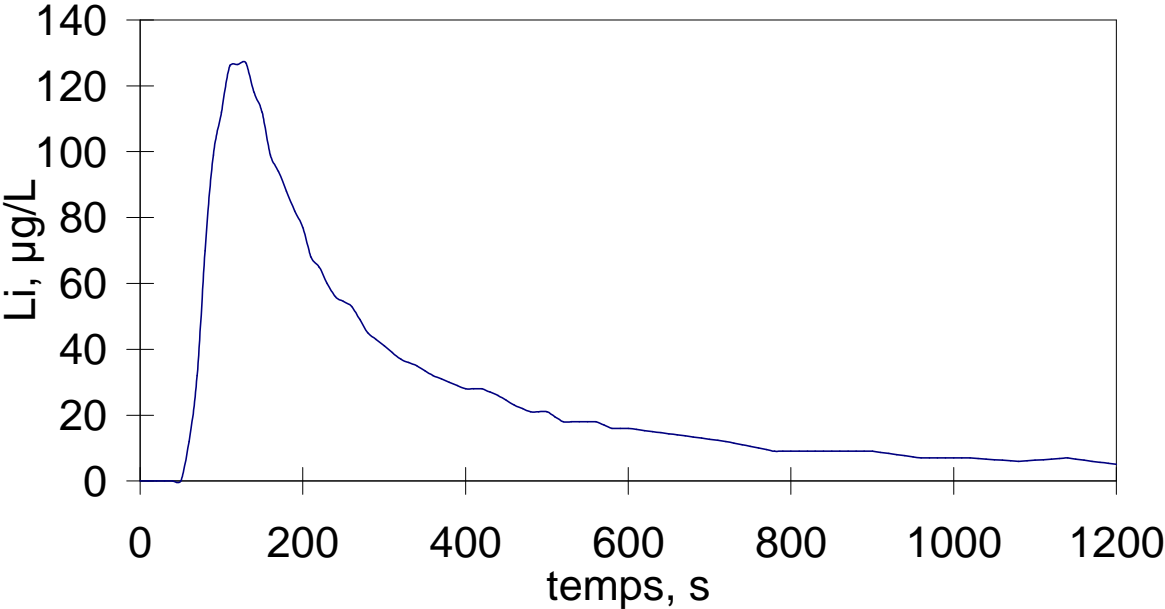


**Mondonville**

Mondonville, 1992  
 $q=43,3 \text{ m}^3/\text{h}$   $v=1,30 \text{ m/h}$

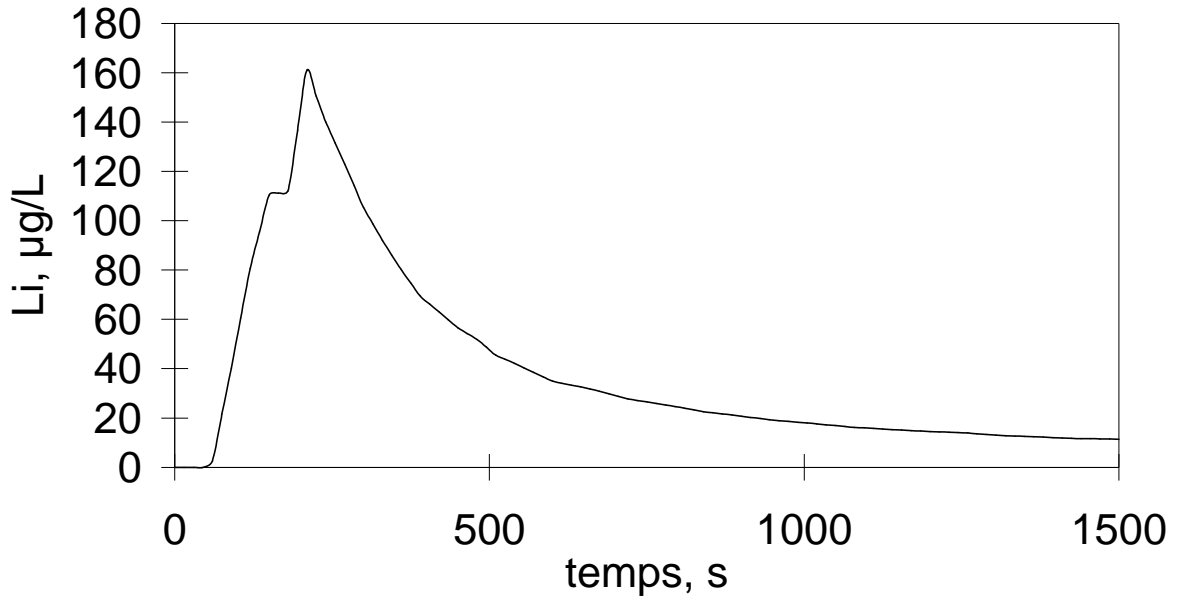


Mondonville, 1992  
 $q=28,5 \text{ m}^3/\text{h}$   $v=0,85 \text{ m/h}$

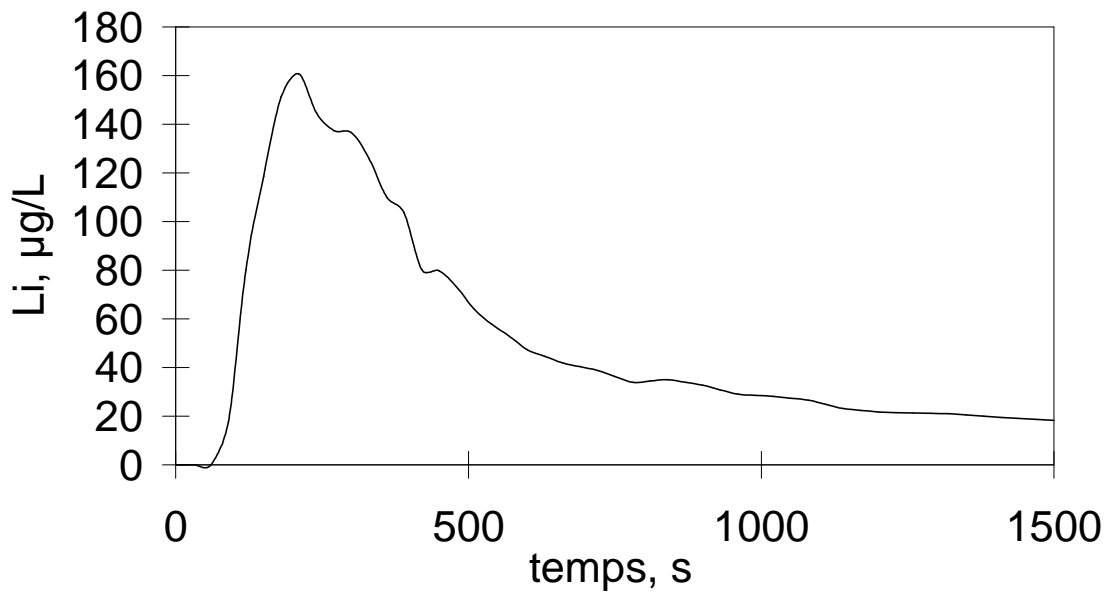


# Montoisson

Montoisson, 1996  
 $q=27,1 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $v=0,94$

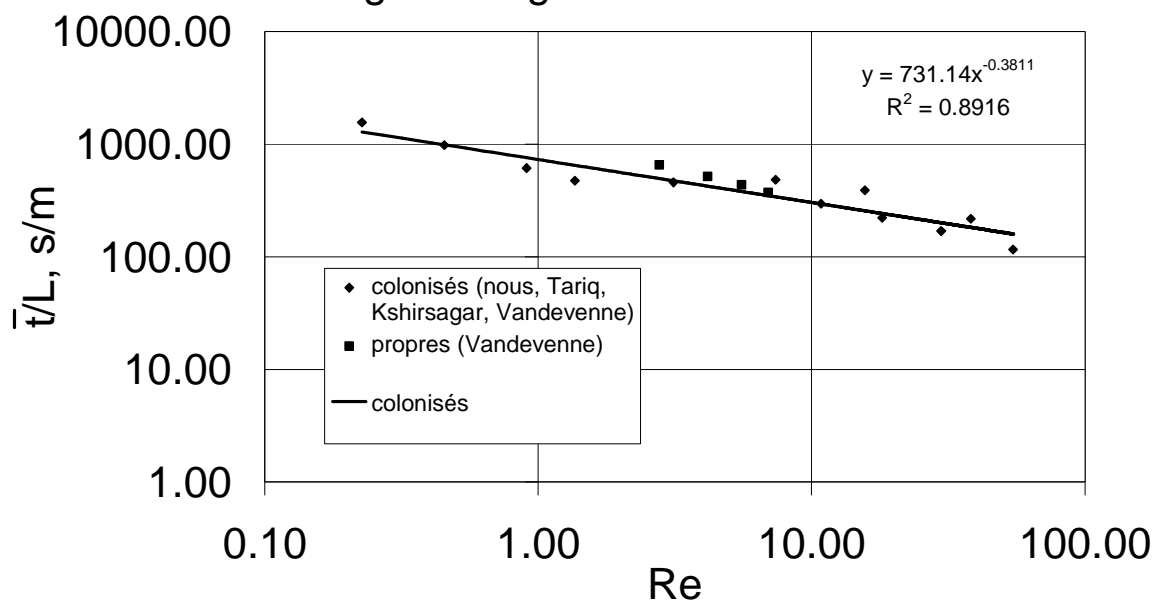


Montoisson, 1996  
 $q=12,8 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $v=0,44 \text{ m/h}$

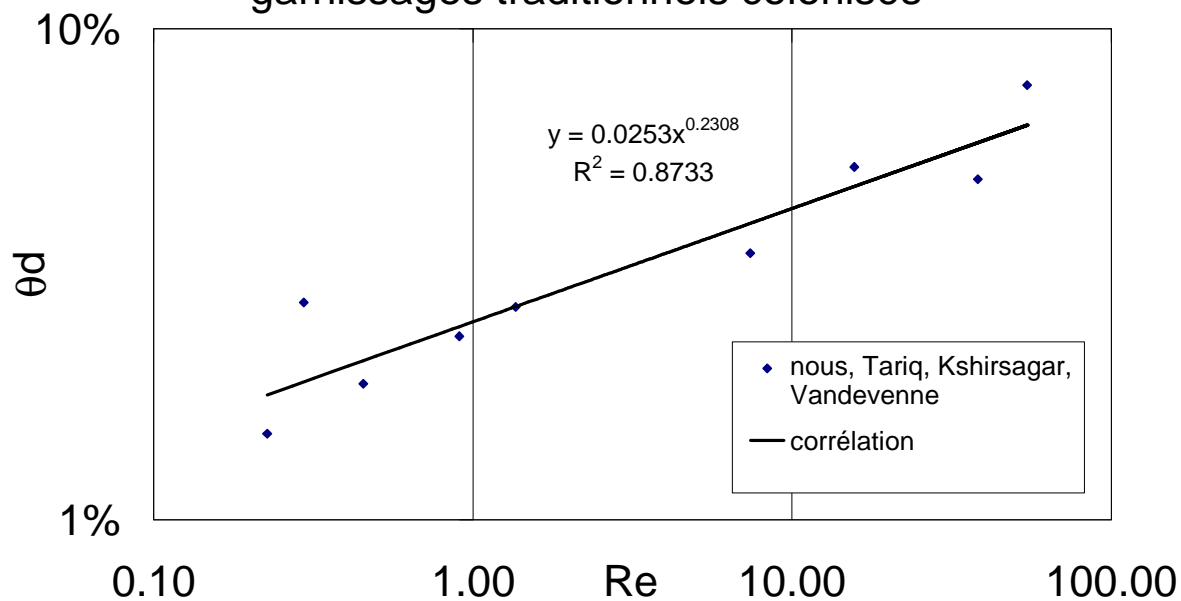


**Annexe B : corrélations pour les lits bactériens (III.4)**

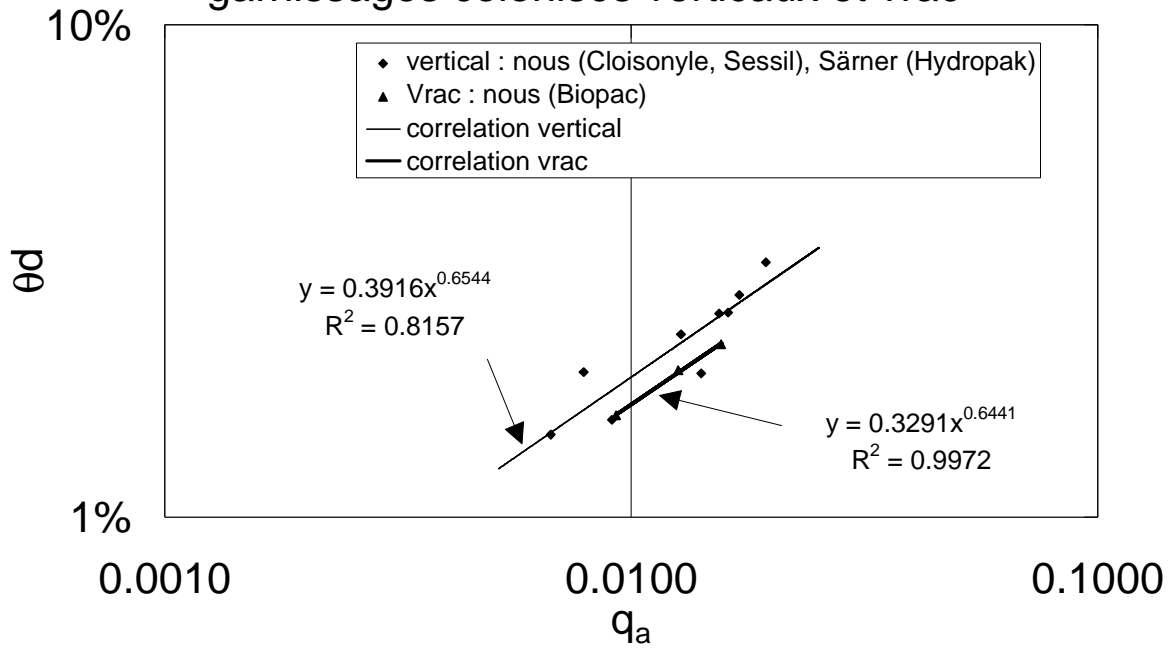
$\bar{t}/L$  en fonction de Re  
garnissages traditionnels



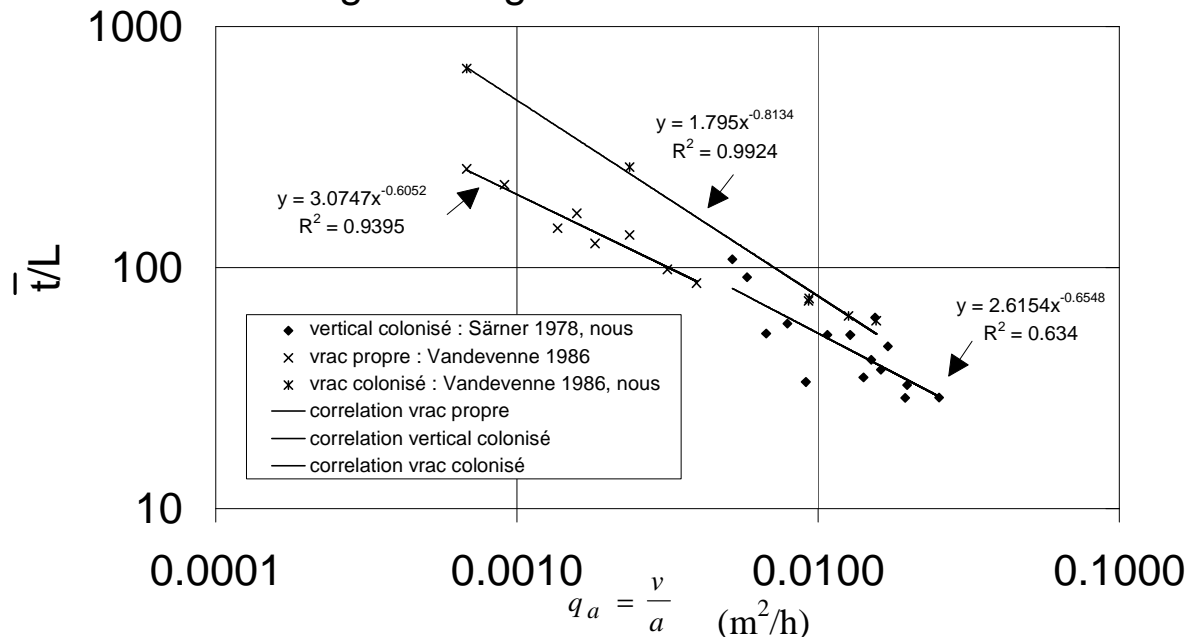
$\theta_d$  en fonction de Re  
garnissages traditionnels colonisés



### $\theta_d$ en fonction de $q_a$ garnissages colonisés verticaux et vrac

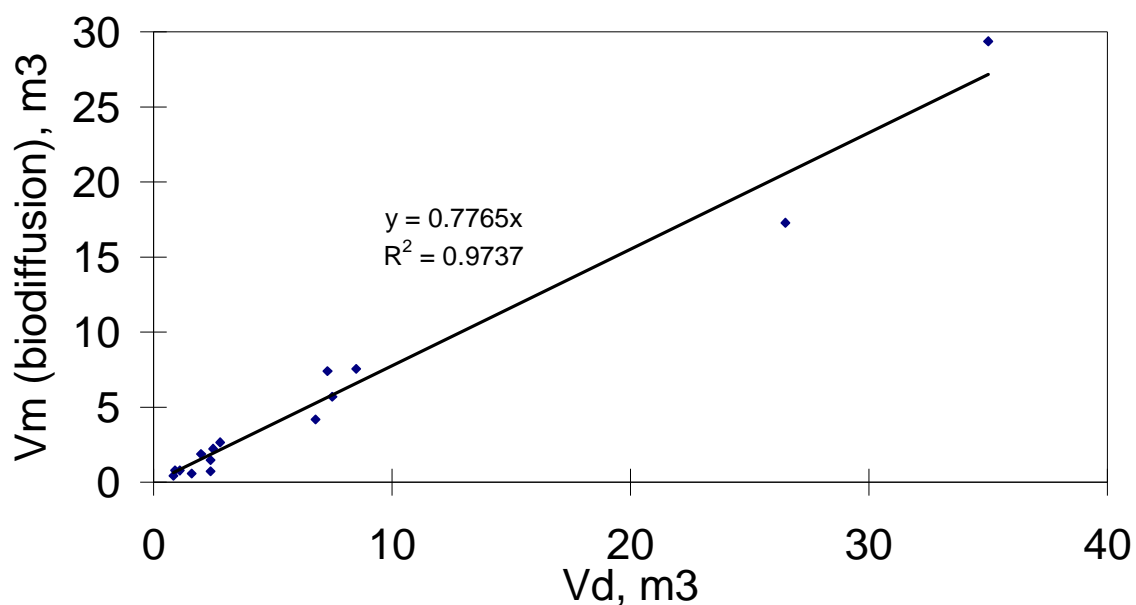


### $\bar{t}/L$ en fonction de $q_a$ garnissages vrac et vertical

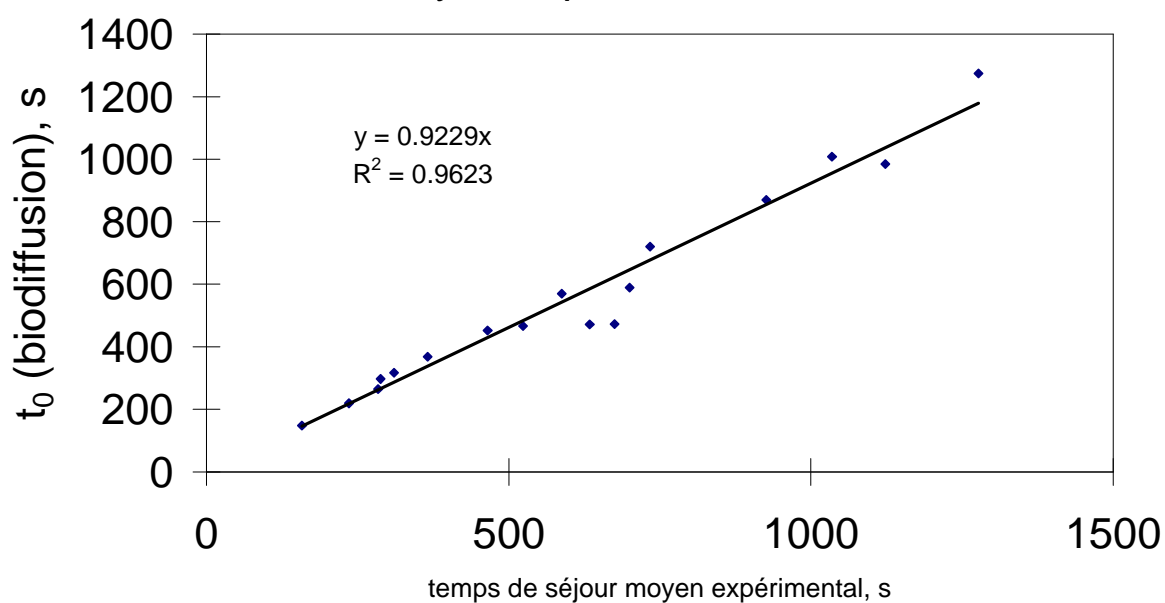


## Annexe C : Corrélations pour le modèle de biodiffusion (III.4.3)

$V_m$  (biodiffusion) en fonction de  $V_d$



$t_0$  (biodiffusion) en fonction du temps de séjour moyen expérimental



## Annexe D : résultats hydrodynamiques obtenus au sein du matériau des biofiltres

### Saint Fons

Biostyr - Station d'épuration de Saint Fons  
Essais hydrodynamiques du 11 au 15 mars 1996

Essai n°	Point	Débit $m^3h^{-1}$	Temps de séjour s	$u$ $mh^{-1}$	$V_a$ $m^3$	nombre de Péclet	$D$ $m^{2j^{-1}}$	$a_d$ mm	$I$ %
1	A	418	726	15.5	84.3	41.6	27.8	75.0	98.9
1	B								
1	C	418	758	14.8	88.0	44.2	25.1	70.6	99.1
1	D								
1	E	418	617	18.2	71.7	62.1	21.9	50.2	99.3
1	F								
1	G	418	664	16.9	77.1	56.6	22.4	55.1	99.9
1	H								
2	A	412	864	13.0	98.8	36.7	26.5	85.0	98.9
2	B	412	985	11.4	112.7	58.5	14.6	53.3	99.8
2	C	412	873	12.9	99.9	65.0	14.8	48.0	98.8
2	D								
2	E	412	906	12.4	103.7	61.0	15.2	51.1	97.5
2	F	412	1032	10.9	118.1	32.2	25.3	96.9	97.5
2	G	412	909	12.4	104.0	44.7	20.7	69.8	98.6
2	H	412	909	12.4	104.1	52.5	17.6	59.4	99.9
3	A	724	331	33.9	66.6	23.1	109.9	135.1	99.2
3	B	724	445	25.2	89.5	33.8	55.9	92.3	97.8
3	C	724	325	34.5	65.4	62.1	41.7	50.2	98.7
3	D	724	388	28.9	78.1	32.7	66.2	95.4	98.5
3	E	724	392	28.6	78.9	33.2	64.6	94.0	99.1
3	F	724	365	30.8	73.4	29.5	78.1	105.8	99.0
3	G	724	453	24.8	91.1	89.1	20.8	35.0	98.6
3	H	724	406	27.6	81.7	17.2	120.3	181.4	98.2
4	A	744	308	36.5	63.6	31.2	87.7	100.0	99.2
4	B	744	418	26.8	86.5	38.9	51.7	80.2	99.1
4	C	744	327	34.4	67.6	48.5	53.0	64.3	98.5
4	D	744	364	30.8	75.3	48.6	47.5	64.2	98.8
4	E	744	362	31.0	74.9	45.6	50.9	68.4	97.6
4	F	744	368	30.6	76.0	26.8	85.4	116.4	97.7
4	G	744	437	25.7	90.2	22.5	85.6	138.7	98.1
4	H	744	391	28.7	80.7	21.9	98.3	142.5	98.3

## Achères

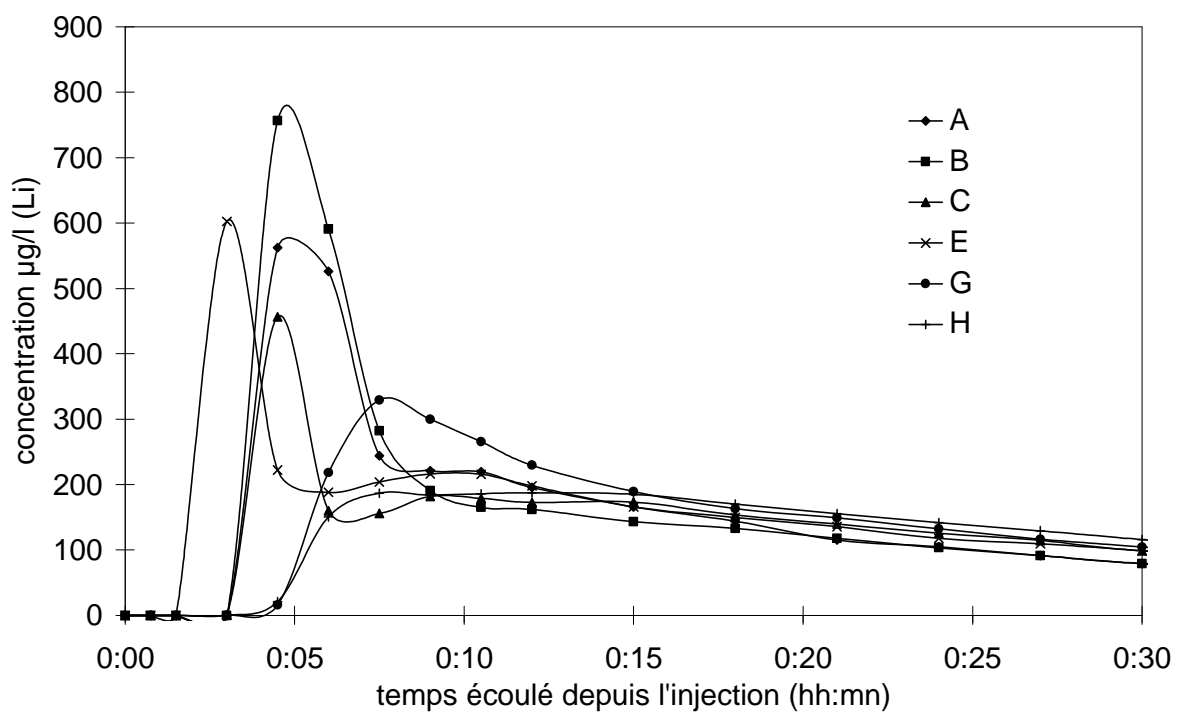
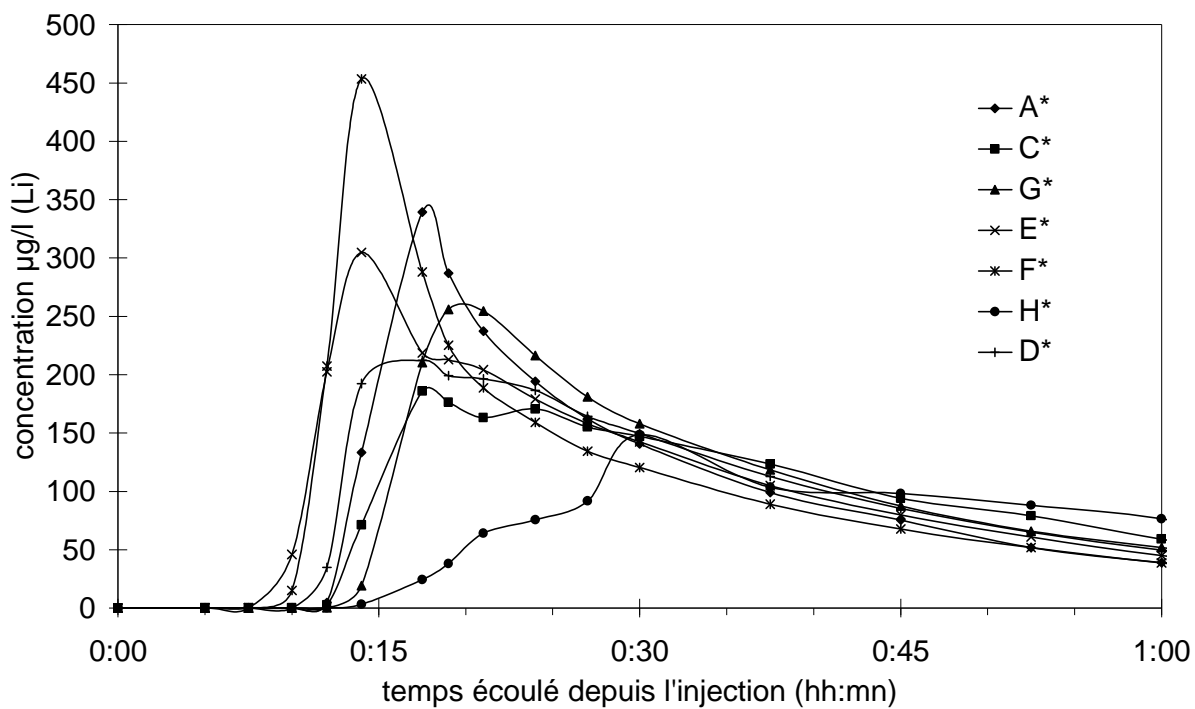
Biofor - Station d'épuration d'Achères  
Essais hydrodynamiques des 11-12 juin 1997

Essai n°	Point	Débit $\text{m}^3\text{h}^{-1}$	Temps de séjour s	$u$ $\text{mh}^{-1}$	$V_a$ $\text{m}^3$	nombre de Péclet	$D$ $\text{m}^2\text{j}^{-1}$	$a_d$ mm	$I$ %
1	A	1155.5	435	28.3	139.7	25.11	92.5	136.2	99.5
1	B	1155.5	461	26.7	148.1	12.96	169.0	263.9	99.7
1	C	1155.5	483	25.5	155.0	17.00	123.1	201.2	97.9
1	D	1155.5	478	25.8	153.5	33.42	63.2	102.3	99.3
1	E	1155.5	437	28.2	140.4	21.75	106.3	157.3	99.0
1	F	1155.5	1228	10.0	394.2	3.81	215.7	896.7	99.1
2	A	1154.0	429	28.7	137.5	25.35	92.9	134.9	99.7
2	B	1154.0	459	26.8	147.3	16.98	129.5	201.4	99.4
2	C	1154.0	462	26.6	148.2	17.08	128.0	200.3	99.1
2	D	1154.0	459	26.8	147.0	25.49	86.4	134.2	99.1
2	E	1154.0	414	29.7	132.8	20.64	118.1	165.7	98.8
2	F	1154.0	1095	11.2	351.0	3.71	249.1	922.9	98.5
3	A	1160.0	463	26.6	149.1	26.67	81.9	128.2	99.9
3	B	1160.0	434	28.3	140.0	14.92	155.9	229.2	99.8
3	C	1160.0	490	25.1	157.8	11.98	172.2	285.4	98.9
3	D	1160.0	463	26.6	149.2	11.65	187.4	293.6	98.4
3	E	1160.0	450	27.4	145.0	13.53	166.0	252.8	98.6
3	F	1160.0	691	17.8	222.6	12.71	115.1	269.1	96.3
4	A	1164.0	462	26.6	149.5	31.66	69.0	108.0	99.6
4	B	1164.0	469	26.3	151.5	13.18	163.6	259.4	99.9
4	C	1164.0	489	25.2	158.0	13.70	151.0	249.7	98.6
4	D	1164.0	519	23.7	167.9	15.41	126.3	222.0	99.1
4	E	1164.0	489	25.2	158.1	12.08	171.1	283.1	97.9
4	F	1164.0	736	16.7	238.1	14.11	97.3	242.4	96.1
5	A	1156.0	446	27.6	143.1	18.90	120.0	180.9	99.9
5	B	1156.0	418	29.5	134.2	18.29	132.2	187.0	99.4
5	C	1156.0	387	31.8	124.3	12.23	213.5	279.7	99.2
5	D	1156.0	452	27.3	145.1	8.72	256.5	392.1	97.5
5	E	1156.0	512	24.0	164.5	9.94	198.5	344.2	97.9
5	F	1156.0	582	21.2	191.3	8.61	201.8	397.2	97.5

## Annexe E : DTS des biofiltres

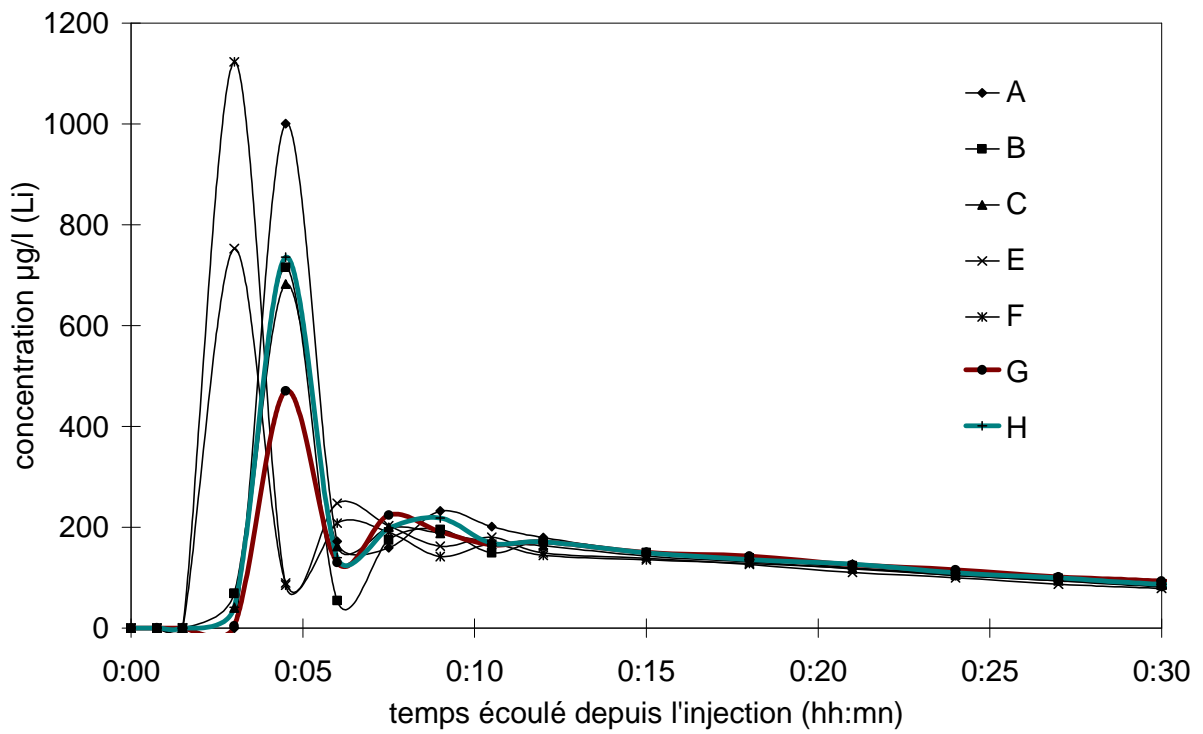
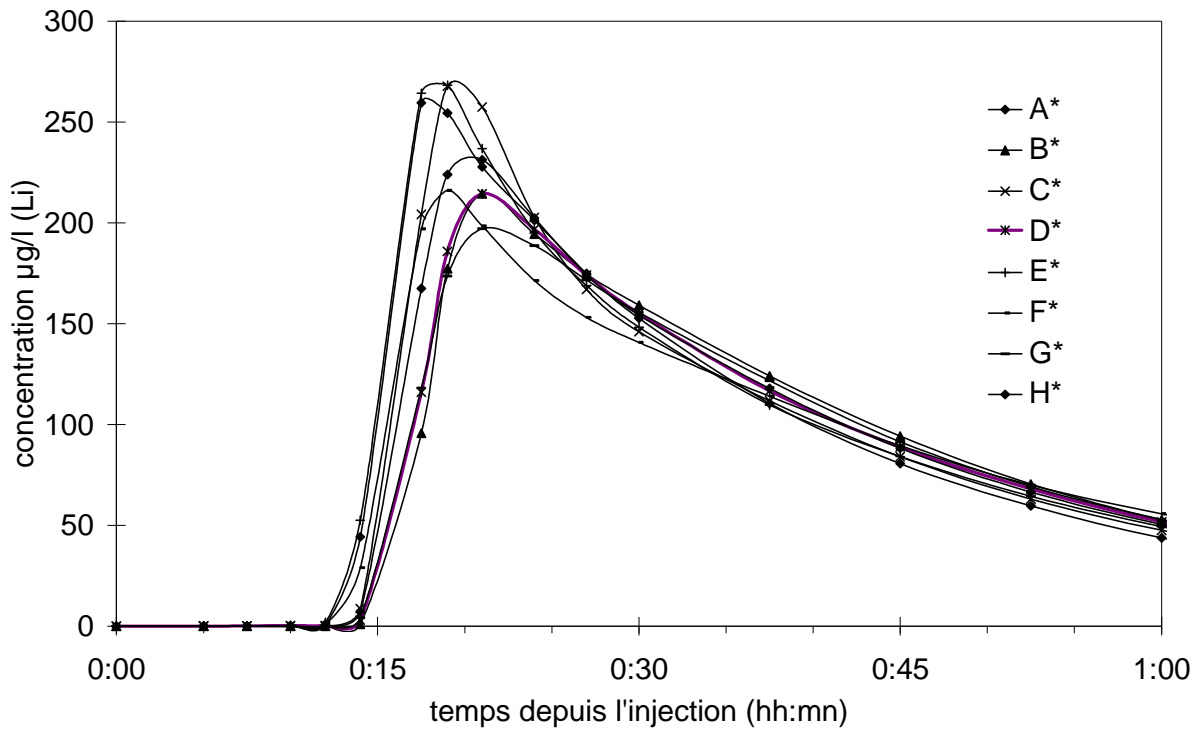
### Saint Fons (Biostyr)

#### Essai 1

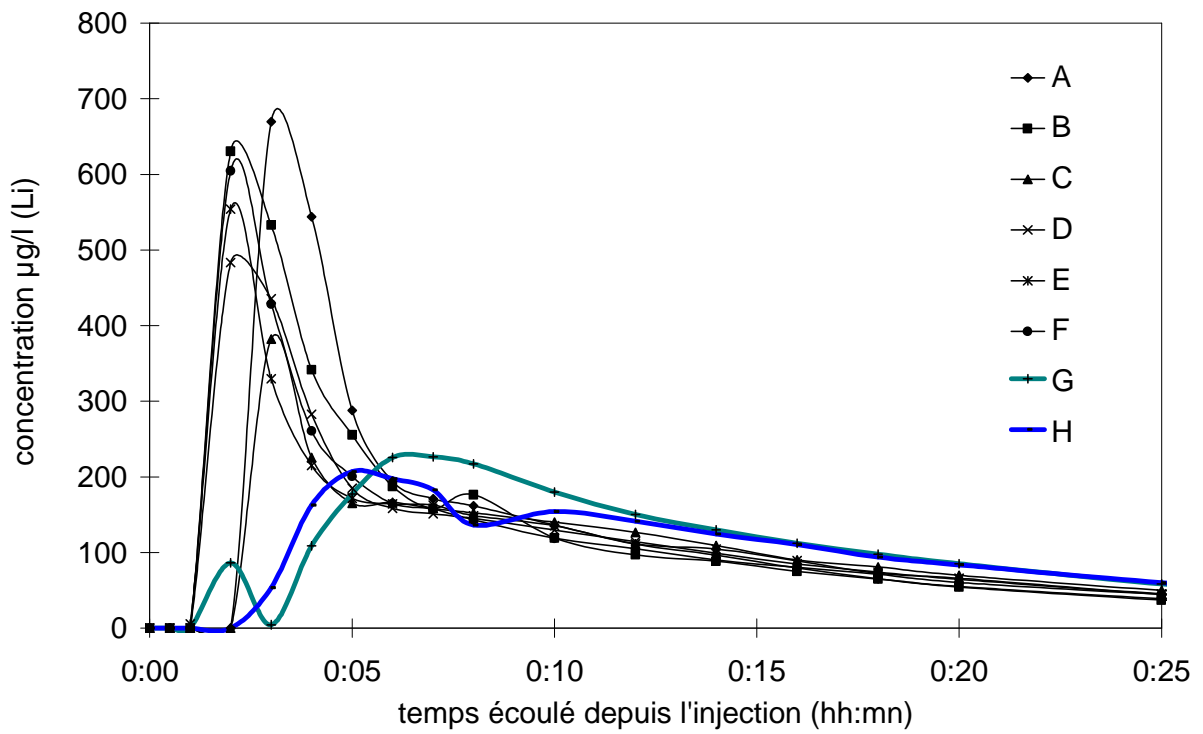
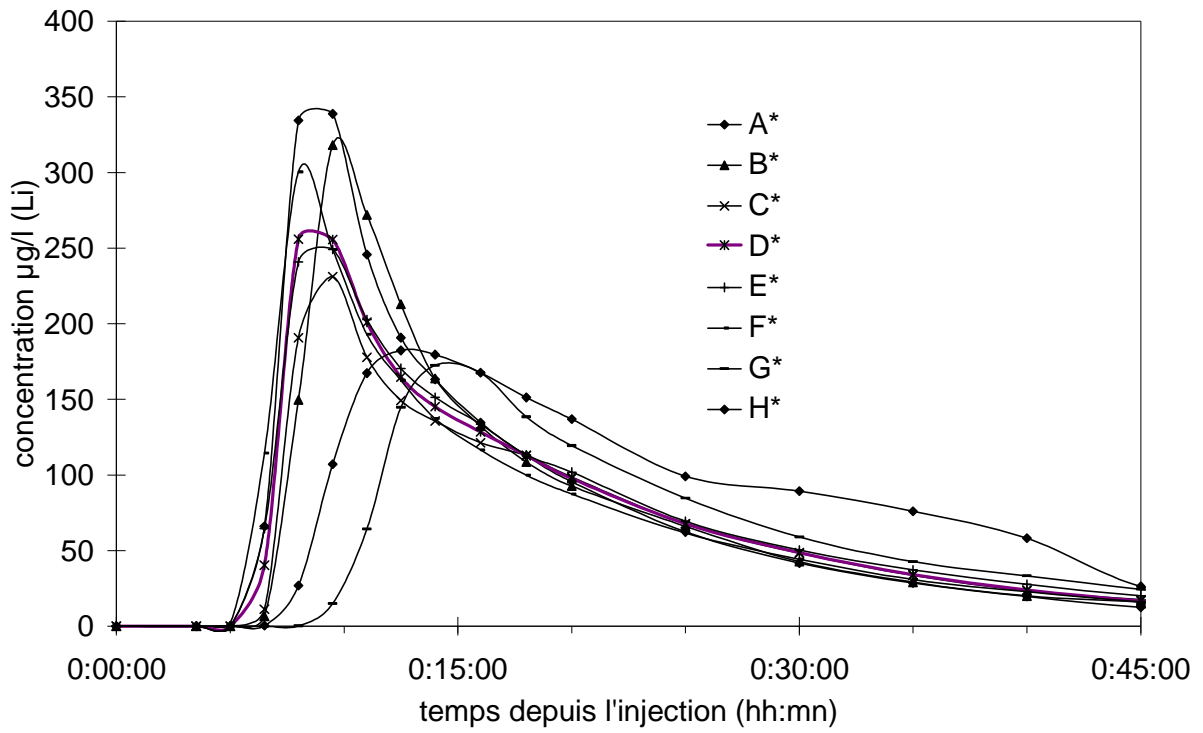




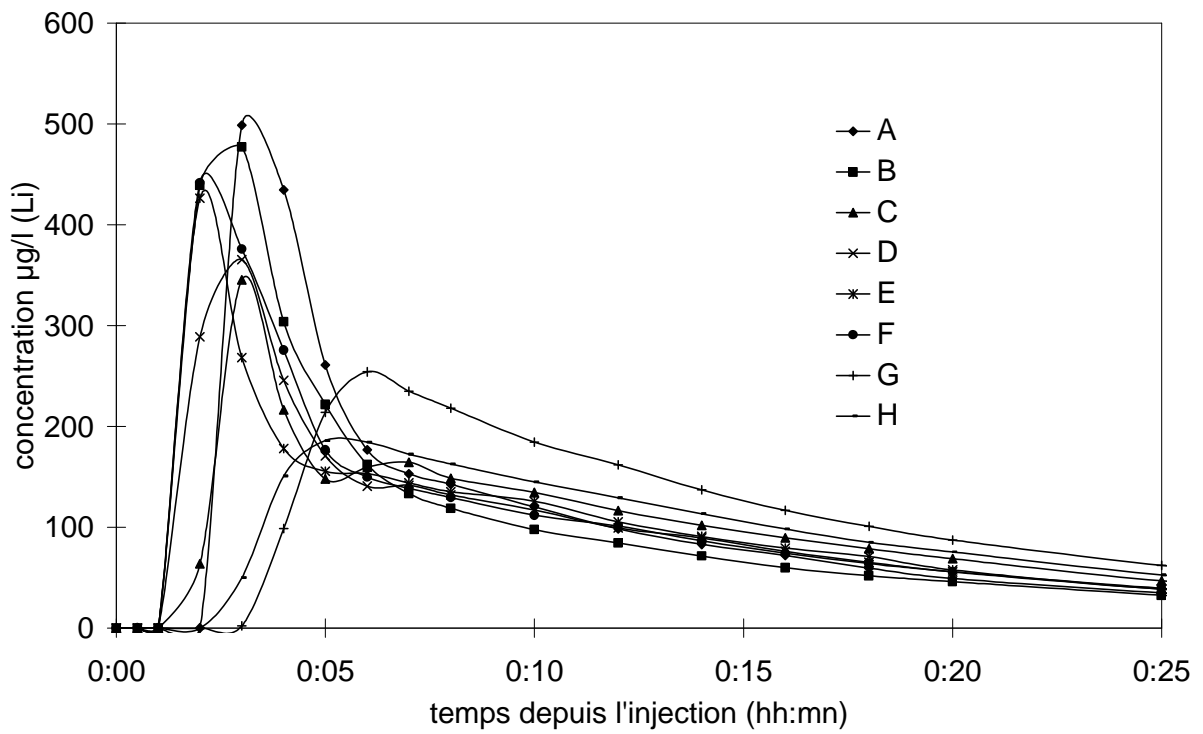
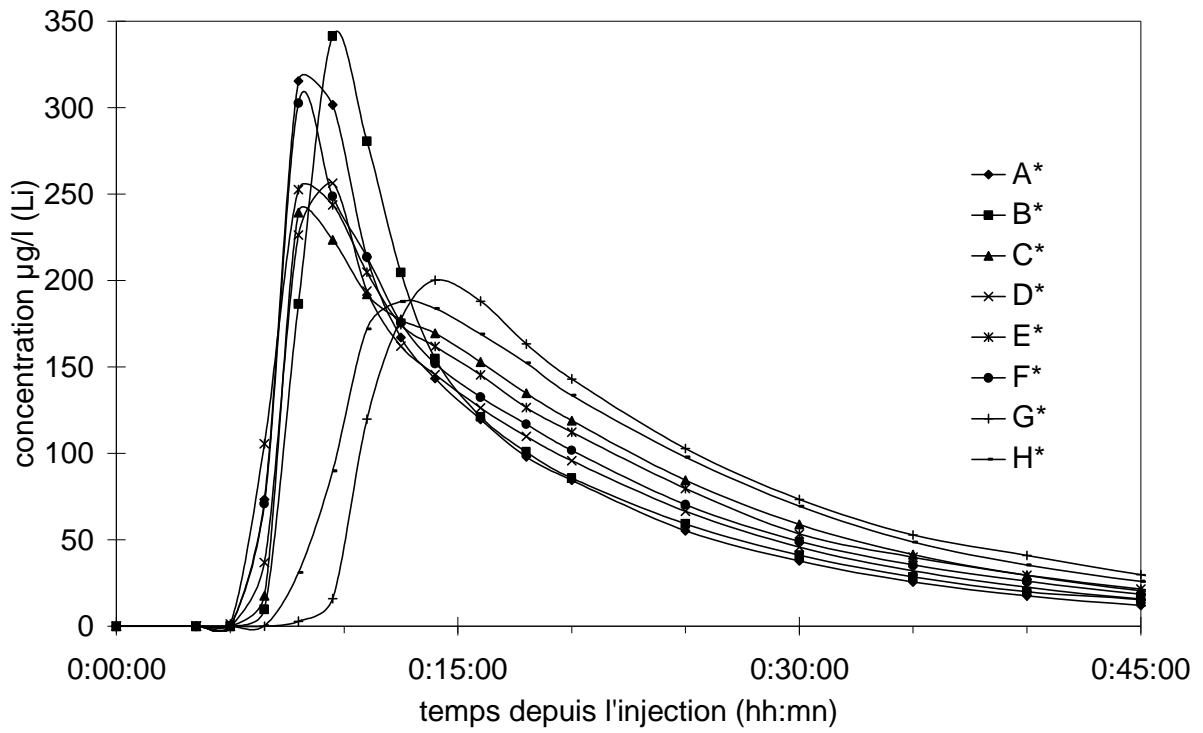
### Essai 2 (sans air)



### Essai 3

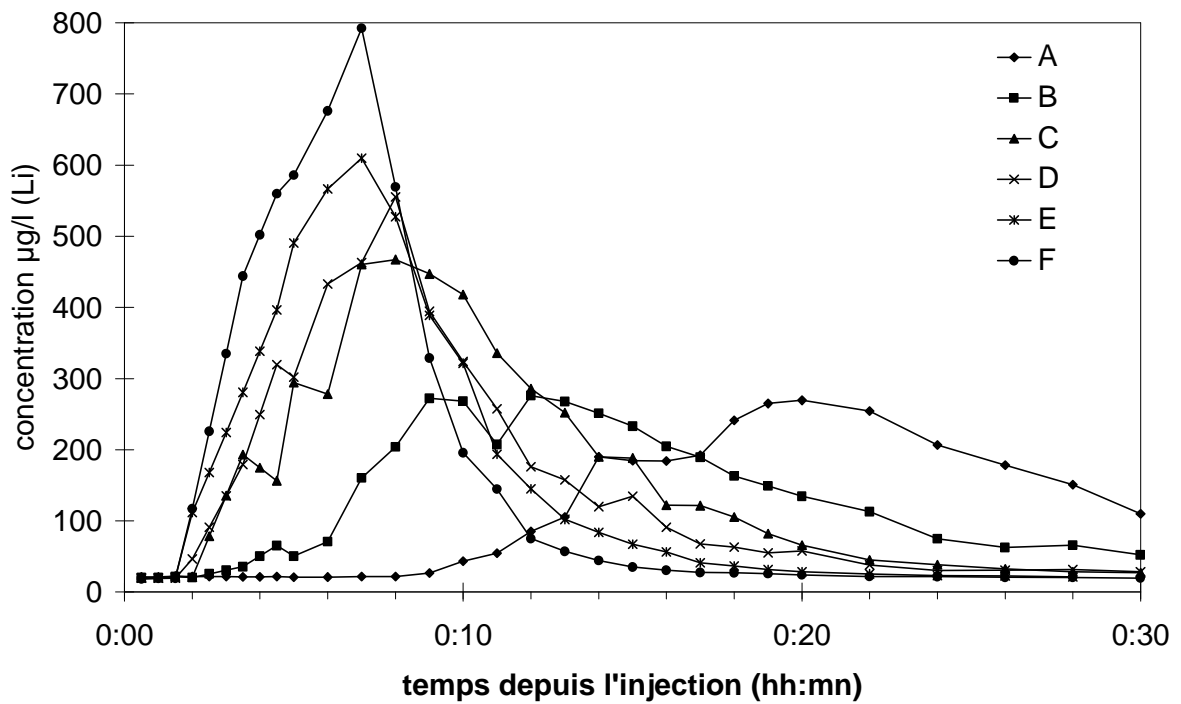
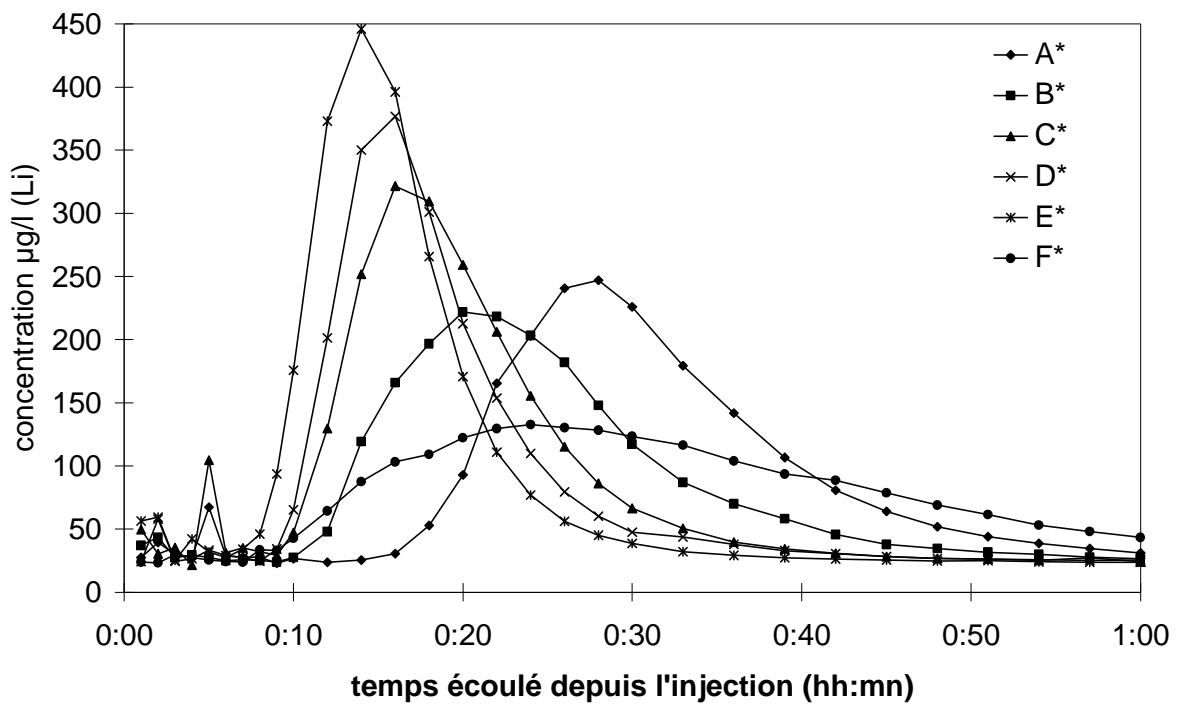


### Essai 4

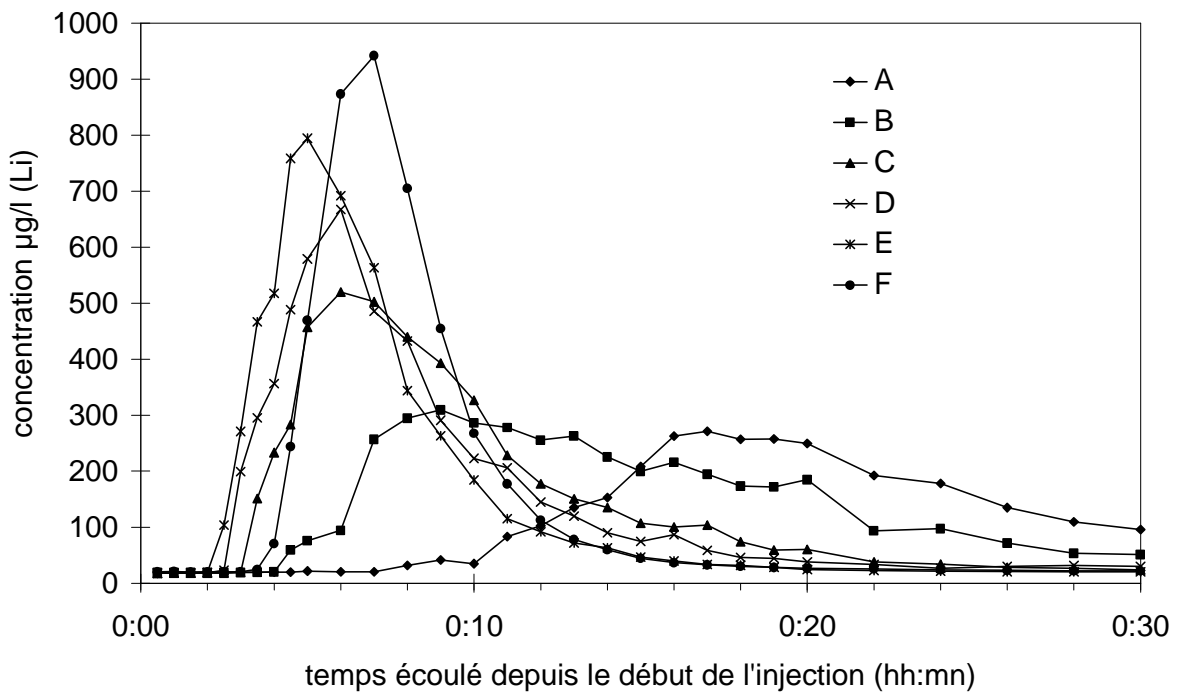
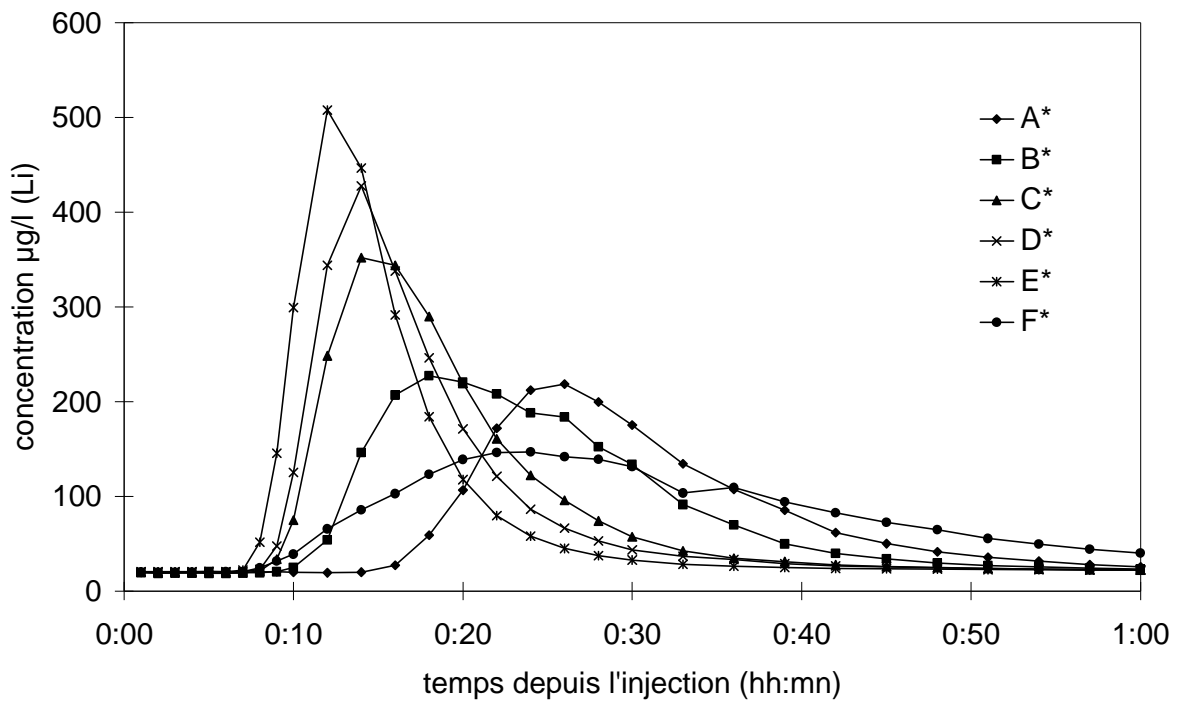


# Achères (Biofor)

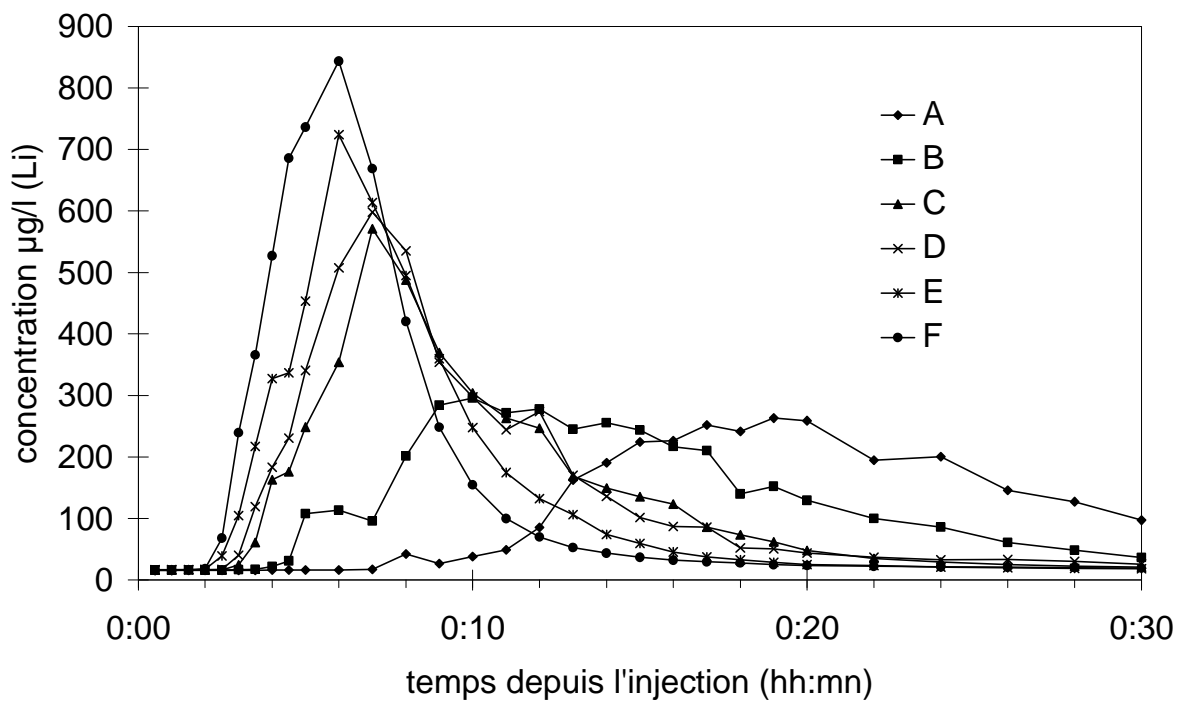
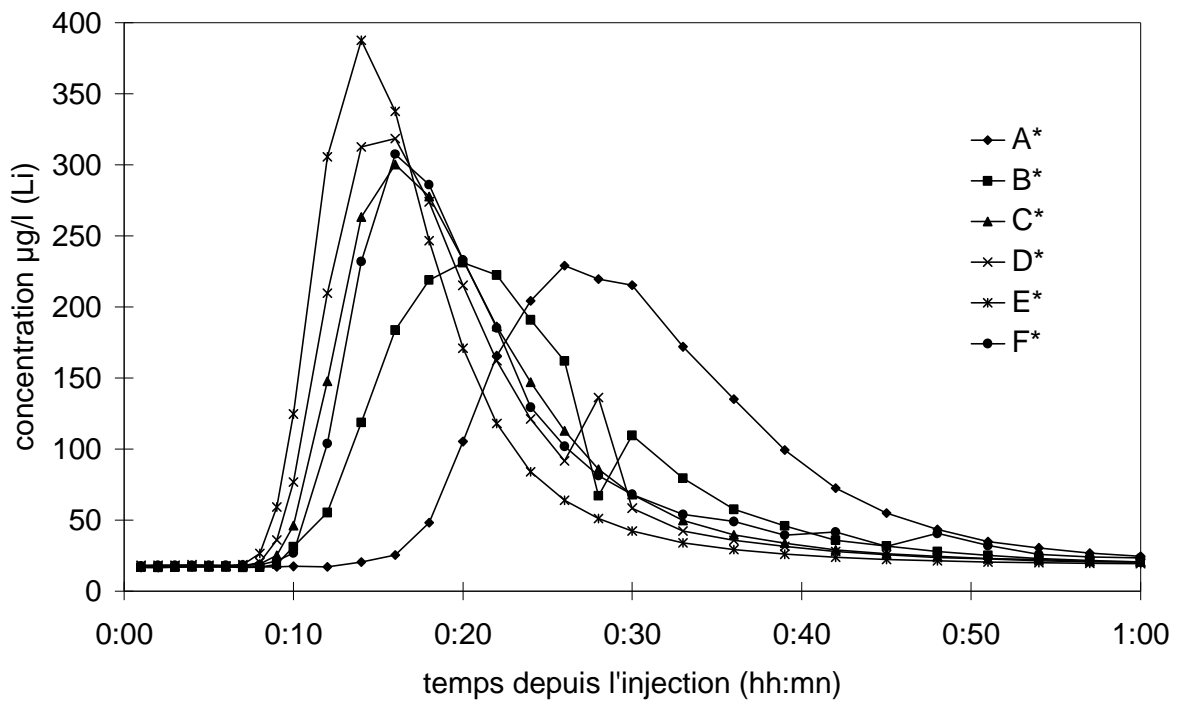
## Essai 1



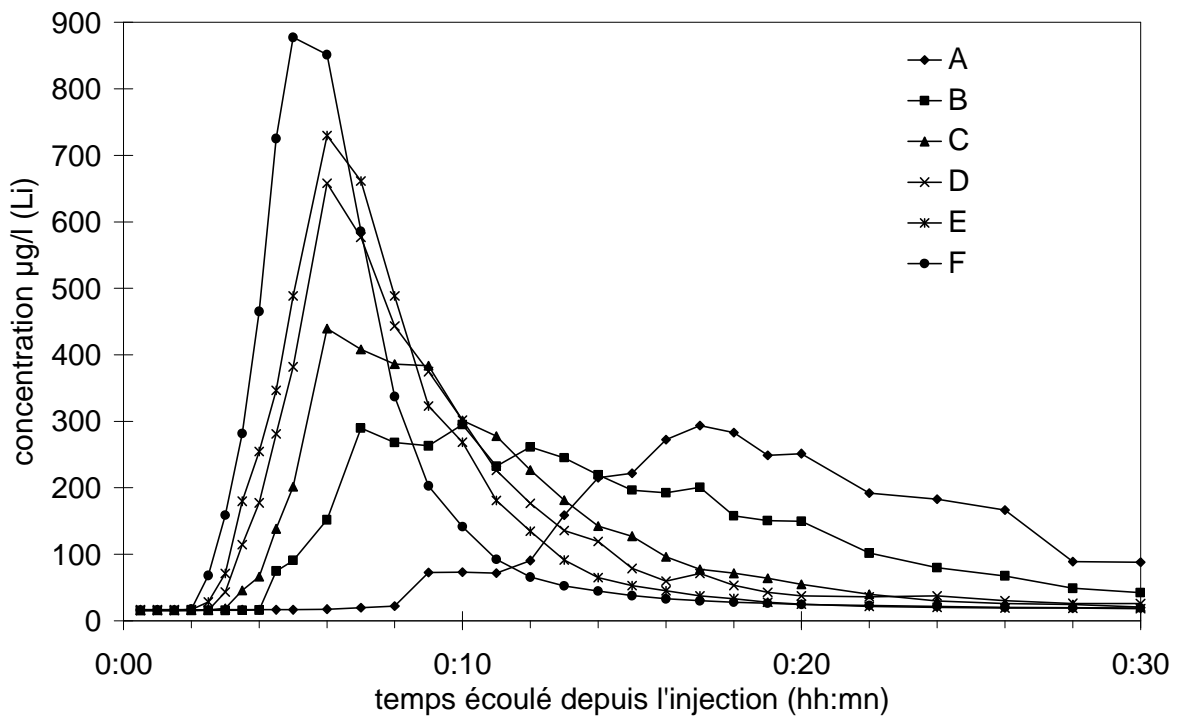
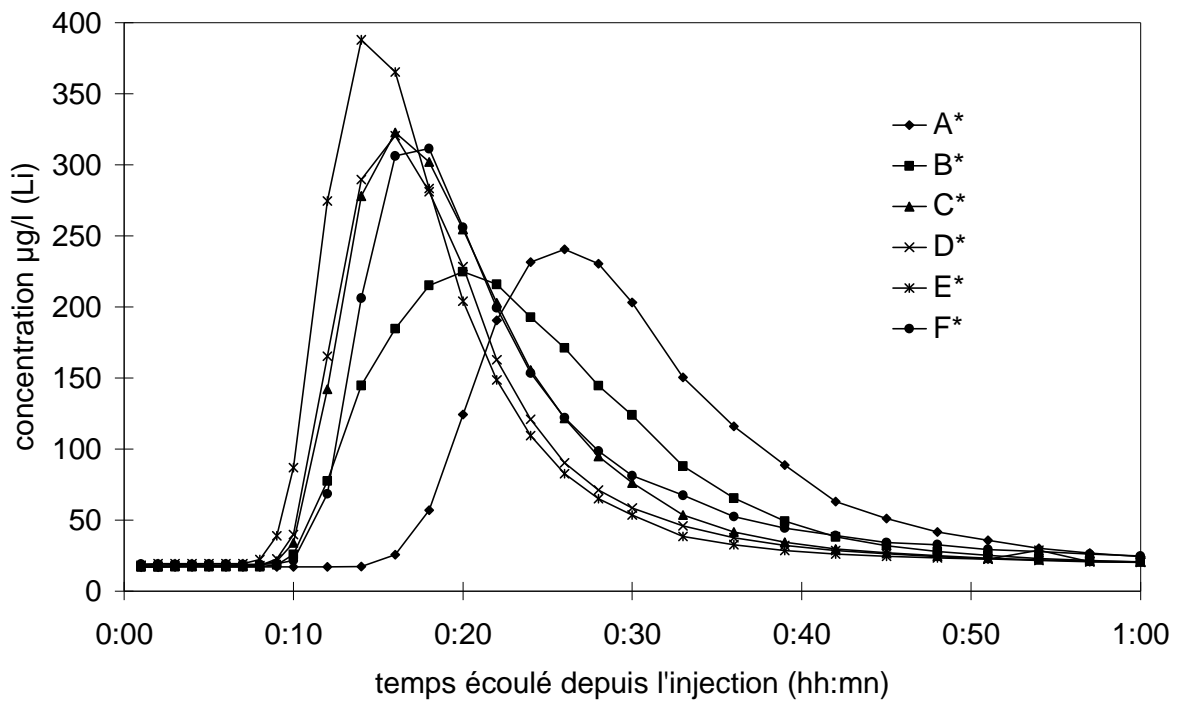
## Essai 2



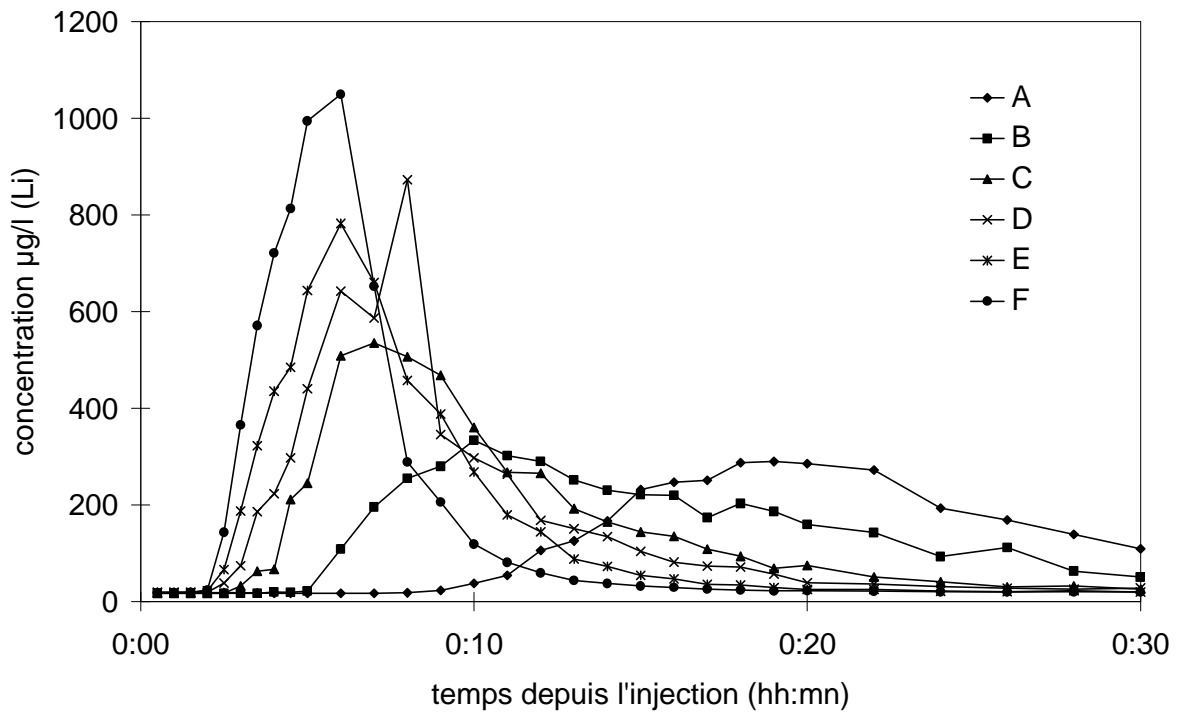
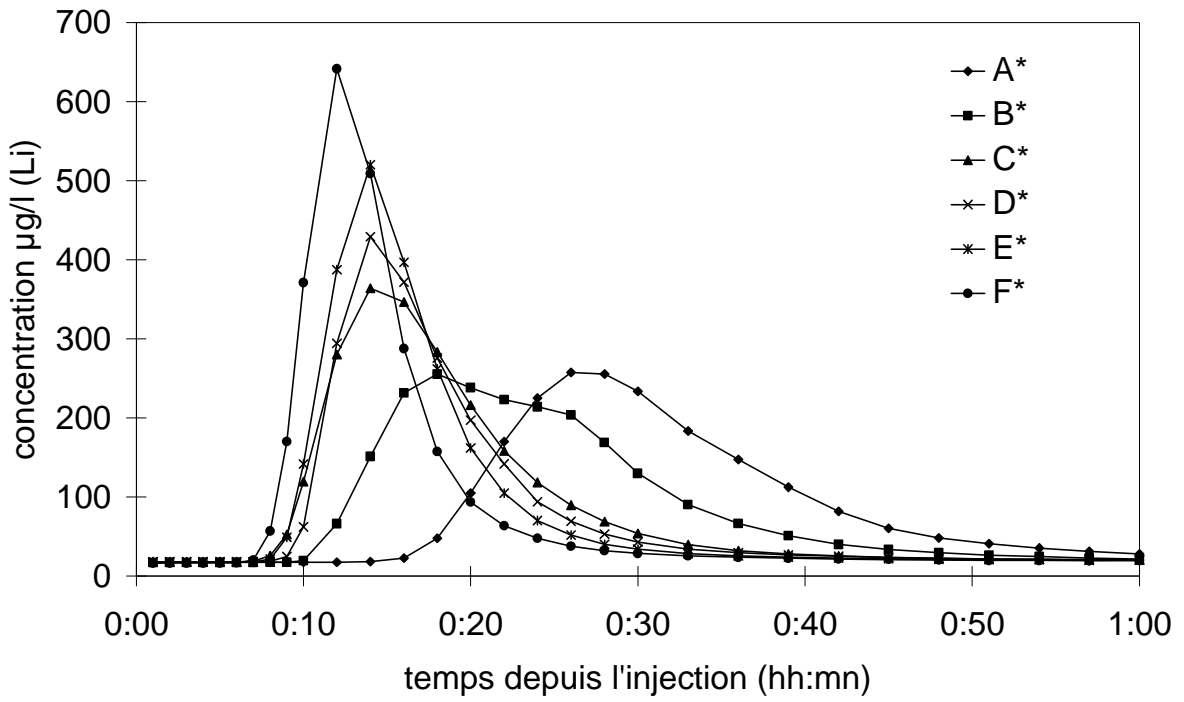
### Essai 3 (sans air)



**Essai 4 (sans air)**



Essai 5





SÉGURET, Frédéric. Etude de l'hydrodynamique des procédés de traitement des eaux usées à biomasse fixée - application aux lits bactériens et aux biofiltres. - 118 pages + annexes, 82 références, 34 figures, 38 tableaux. Thèse de doctorat, mécanique, université Bordeaux 1, 1998, n°1922.

## **Etude de l'hydrodynamique des procédés de traitement des eaux usées à biomasse fixée - application aux lits bactériens et aux biofiltres**

**Résumé** - Le comportement hydrodynamique des procédés d'épuration à culture fixée est un facteur déterminant de leur efficacité. Ce comportement peut être étudié par la méthode de la distribution des temps de séjour (DTS) à l'aide d'un traceur, ici le lithium. La méthode est appliquée à 8 lits bactériens en grandeur réelle. Pour interpréter les DTS obtenues, un modèle simulant les échanges de traceur entre le film liquide et le film bactérien est introduit, ce qui permet d'expliquer la traînée importante observée sur les queues de courbe de DTS. Ce modèle fournit par ajustement aux courbes expérimentales un volume mobile et un volume immobile. Le premier est comparé au volume drainé par le lit, et le second pourrait être un indicateur du volume de biomasse dans le lit, paramètre-clé pour l'exploitation. Par ailleurs, il a été possible de déterminer les paramètres cinétiques caractéristiques du biofilm, dans le cas de lits bactériens à garnissage traditionnels. L'hydrodynamique de deux biofiltres de nitrification tertiaire à flux ascendant de plus de 100 m<sup>2</sup> de surface horizontale a été explorée. Il s'agit du procédé « Biofor » à Achères et du procédé « Biostyr » à Saint Fons. Les DTS ont été déterminées à plusieurs points de la section horizontale au sein du réacteur, afin d'estimer l'homogénéité de l'écoulement. Des prélèvements ont été réalisés à la base et au sommet du lit filtrant, afin d'isoler l'influence de la zone inférieure du biofiltre, dans laquelle l'effluent est distribué, du lit filtrant seul. Dans ce dernier, les caractéristiques hydrodynamiques comme le volume actif et la dispersion ont été calculées en considérant que l'écoulement est assimilable à un piston avec dispersion axiale. Il a été conclu que les différences importantes de temps de séjour observées en différents points de la surface du biofiltre peuvent en partie être expliquées par la distribution inégale de l'effluent à la base du biofiltre. La méthode a aussi permis de détecter un colmatage temporaire du lit filtrant. Les conséquences possibles sur les performances du procédé ont été estimées à l'aide d'un modèle cinétique du processus de nitrification par le biofilm. Les résultats suggèrent que les conséquences sont limitées à l'occurrence d'une brusque et importante variation de la concentration d'entrée.

**Mots clés** - Traitement de l'eau résiduaire - épuration de l'eau - hydrodynamique - écoulement - mélange - modélisation - lit bactérien - biofiltre

### ***Hydrodynamic behaviour of the fixed film wastewater treatment processes : study of the trickling filters and biofilters.***

**Summary** - *The hydrodynamic behaviour of the fixed film wastewater treatment processes is a significant factor affecting performance. This behaviour can be studied with the help of the residence time distribution (RTD), using a tracer, here the lithium. The method was applied to 8 full scale trickling filters. To explain the obtained RTDs, a model simulating the slow mass exchanges of tracer between the liquid film and the bacterial slime is considered. This model successfully relates the significant tailing observed. This model yields a mobile and immobile volume after being fitted to the experimental RTD curve. The mobile volume is compared to the drainage volume, whereas the immobile volume may be a relevant parameter in order to assess the biomass volume, which is a key parameter for the trickling filter operation. In more, characteristic kinetic parameters of the biofilm process have been established in the case of the conventional filling media. The RTD method has also been applied to two upflow biofilters used for tertiary nitrification, namely the 'Biofor' and 'Biostyr' processes. The RTDs have been determined at several points of the horizontal surface in order to assess the flow homogeneity. Samples were taken at the top and bottom of the biofilter media, so as to separate the influence of the bottom volume in which the effluent is distributed, from the biofilter media alone. Inside the later, hydrodynamic parameters such as the active volume and the dispersion have been computed, assuming that the flow is similar to a dispersed plug flow. It was concluded that the differences in residence time observed at the biofilter surface from one location to the other can partly be explained by the uneven effluent distribution at the filter bottom. The method also allowed the discovery of temporary clogging of the filling media. The possible consequences on performance have been assessed with a biofilm kinetic model. Results suggests that detrimental consequences can be feared only in the case of a dramatic increase of the influent substrate concentration.*

**Keywords** - Wastewater treatment - hydrodynamic - flow - mixing - modelling - trickling filter - biofilter