



Université  
de Toulouse

# THÈSE

**En vue de l'obtention du  
DOCTORAT DE L'UNIVERSITÉ DE TOULOUSE**

**Délivré par :**

Institut National des Sciences Appliquées de Toulouse (INSA Toulouse)

**Discipline ou spécialité :**

Génie des Procédés de l'Environnement

---

**Présentée et soutenue par :**

Charlotte BESSIERE PACURAR

**le :** lundi 20 décembre 2010

**Titre :**

Compréhension et quantification des mécanismes hydrodynamiques locaux  
liés à l'aération au sein de faisceaux de fibres creuses immergées

---

**JURY**

Corinne CABASSUD Professeur, INSA Toulouse  
Matthias KRAUME Professeur, Technische Universität Berlin  
Annie TAZI PAIN Ingénieur de Recherche, VERI Véolia  
Christophe STAVRAKAKIS Ingénieur de Recherche, ADEME

---

**Ecole doctorale :**

Mécanique, Énergétique, Génie civil et Procédés (MEGeP)

**Unité de recherche :**

Laboratoire d'Ingénierie des Systèmes Biologiques et des Procédés

**Directeur(s) de Thèse :**

Christelle GUIGUI Maître de conférences, INSA Toulouse

Alain LINE Professeur, INSA Toulouse

**Rapporteurs :**

Caroline GENTRIC Professeur, GEPEA Saint-Nazaire

Pierre LE-CLECH Professeur, University of New South Wales Sydney



*A mes parents,  
A mon mari,*



## Remerciements

Mes sincères remerciements iront tout d'abord à Nic Lindley pour m'avoir accueillie au sein du Laboratoire d'Ingénierie des Systèmes Biologiques et des Procédés de l'INSA de Toulouse, et à Corinne Cabassud et Pascal Guiraud pour m'avoir accueillie au sein des équipes SOPHYE et TIM.

Merci à Alain Line et Christelle Guigui de m'avoir encadrée pendant ces trois ans, pour vos conseils, pour ta rigueur Christelle, et Alain pour votre calme, pour avoir cru en moi.

Merci à Caroline Gentric d'avoir accepté de rapporter mon travail de thèse, et à Pierre Le-Clech d'avoir, depuis l'Australie, rapporté ce travail avec autant de perspicacité et de compliments par ailleurs.

Merci aux membres du jury Matthias Kraume, et Corinne Cabassud d'avoir accepté l'invitation à la soutenance et pour vos questions pertinentes.

Merci à Annie Tazi Pain et Jean Cantet du centre de recherche de Veolia Environnement Recherche et Innovation pour avoir cofinancé cette thèse, et m'avoir soutenue, fait confiance, et pour nos discussions animées (mais toujours dans la bonne humeur) au fur et à mesure que la thèse donnait des résultats. La thèse permet quelques déplacements ou missions, et celles effectuées au VERI en 2008 puis 2009 m'ont positivement marquée, alors merci pour cette opportunité, et merci à Patricia Grelier, Line Fournier et Yannick Sirot.

La thèse était cofinancée par l'ADEME, et je voudrais saluer Christophe Stavrakakis mon Ingénieur ADEME et le remercier d'avoir assisté à la soutenance, et pour sa bonne humeur. Merci à Marlene Dresch qui a aussi suivi le début de mes travaux de thèse, à l'heure où l'on doute beaucoup...

Je tiens à saluer aussi tous les membres de la Commission du suivi de MeGeP; nos réunions ont pu, j'espère, mettre en avant le travail de doctorant, et aboutir à l'organisation de journées doctorants bien réussies!

A celui sans qui ce pilote n'aurait pas vu le jour, à mon mentor Louis Lopez un grand merci, chapeau pour ta carrière et bon vent de retraite. Tu vois j'ai fini par coincer la bulle !

Merci à Sébastien Cazin, Cécile Quelen, Bernard Reboul et Christophe Ellero pour leur gentillesse, leur aide et leur compétence. Un clin d'oeil spécial à Laurent Chatillon.

Merci aux professeurs et maîtres de conférence du hall GPE, vous côtoyer tous les jours a été source de discussions scientifiques de qualité, ou d'autres moments informels et très sympas.

Merci à tous les doctorants, stagiaires et post doc des millésimes 2007, 2008, 2009 et 2010 que j'ai croisé, avec qui j'ai échangé quelques mots gentils entre les 350s de deux points de manips, ou lors de déjeuners à la Cafèt, ou lors de sorties sportives ou alcoolisées hors labo ("il y a une vie hors du labo")...En liste, et n'y voyez pas d'ordre de préférence, merci à Benoit, Sam, Matthieu, Jean-Pierre, Zhu, Damien, Romuald, Vee, Pat, Syrine, Sarah, Laurence, Patrick, Aurelien, Yohann, Jan, Angela, Raymond, Tony, Geoffroy, Chat.... Merci et bravo à Bruna de s'être adaptée si vite et d'avoir pu mener avec brio les expériences sur le pilote.

A ceux du TIM office, merci des fous rire et pardon pour le bruit: Jice, Benj, Alex (et merci pour les bulles ☺), Yanping, Mint, Melanie, Melodie.

Merci à Sébastien, pour la vraie amitié qui s'est tissée entre nous, pour ta bonne humeur lors de nos we au labo et pour ton aide incommensurable au moment du dépôt de manuscrit ! Encore merci!

A tous ceux qui se sont levés un lundi 20 décembre matin pour 8h....merci !

Merci aux poulettes Marlène et Fanny et bien sur à ma pote Maelle pour bien plus que des discussions scientifiques, des secrets, des potins, des cafés, des virées à London baby, des vœux en anglais, des marchés, des coups chez Autier....bien plus encore...

Merci à AnnMa, Omblin, Xavier et Jérémie, qui n'ont pas connu ces locaux du LISBP mais à qui l'INSA n'est pas inconnu et qui sont de vrais amis pour moi.

Merci à Marion et Ben pour les bons moments à se changer les idées à Toulouse.

Merci à mes parents et à Aure pour....eh bien pour tout et surtout votre soutien! Et enfin à mon mari, mon David, thank you!

# Liste des publications

## ***Publication internationale à comité de lecture***

C. C. J. Bessiere Pacurar, C. Guigui, A. Line and A. Tazi-Pain (2011). "Behaviour of a large bubble flowing through a sudden constriction between a cylindrical pipe and a rectangular cross section channel." *Chemical Engineering Research and Design* 89(7):921-929.

*DOI: 10.1016/j.cherd.2010.10.020*

## **Conférences**

### **Communications orales**

C. Bessière, C. Guigui, A. Liné, A. Tazi-Pain (2009). Deformation of a Taylor bubble through the junction of a cylindrical pipe and vertical plates : Application to membrane processes enhancement

*XIIème Congrès de la Société Française de Génie des Procédés – (Marseille, France, 14-16/10/09)*

C. Bessière, C. Guigui, A. Liné, A. Tazi-Pain (2009). Link between injection characteristics of Taylor bubble and fibres bundle geometry: Application to Membrane BioReactors. *3rd workshop Computational Fluid Dynamics applied to MBR Applications – (Toulouse, France, 11/09/09)*

C. Bessière, L. Martinelli, C. Guigui, A. Liné, (2008). Use and Misuse of CFD for filtration membrane performances. *2nd workshop Computational Fluid Dynamics Modeling for MBR Applications "From the fibre to the plant"- (Ghent, Belgique, 14/07/08)*

### **Communication par affichage**

C. Bessière, C. Guigui, A. Liné, A. Tazi-Pain (2009). Link between injection characteristics of Taylor Bubble and fibres bundle geometry: Application to Membrane BioReactors. *Euromembrane 2009 – (Montpellier, France, 6-10/09/09)*



## RESUME

La thèse est consacrée à l'étude de l'influence de l'aération sur le colmatage de membranes fibres creuses, en application aux bioréacteurs à membranes (BAMs) traitant les eaux usées. Un pilote expérimental permet des expériences de filtration par plusieurs faisceaux de fibres creuses immergées, en filtration externe-interne, la compacité des fibres est proche de la configuration de modules membranaires industriels. Les fibres ont une surface totale de  $1,2 \text{ m}^2$ . Les filtrations sont menées sur une suspension synthétique complexe dont les caractéristiques rhéologiques sont comparables à celles des boues activées de BAM. Les différents paramètres de l'aération testés sont le débit d'air, le lieu d'injection des bulles, et le type de bulles injectées (grosses ou fines), pour un flux de filtration constant également paramètre d'étude. Pour des conditions d'aération montrant des performances de filtration contrastées, il est effectué la caractérisation locale de la phase gaz par sonde optique, à l'intérieur des faisceaux de fibres. La rétention gazeuse et les profils de vitesse (tant la vitesse moyenne des bulles, que les fluctuations de vitesse) sont mesurés et analysés en fonction des paramètres d'aération.

La synthèse des résultats met en évidence deux mécanismes hydrodynamiques locaux liés à l'aération, et permettant d'expliquer les performances de filtration considérées. Les perspectives de l'étude proposent des emplacements pour les aérateurs ce qui pourrait mener à une meilleure utilisation de l'air pour la réduction du colmatage dans les bioréacteurs à membranes.

**MOTS CLES :** Bioréacteurs à membranes - performances de filtration – fibres creuses immergées - caractérisation hydrodynamique locale



# ABSTRACT

Understanding and quantification of local hydrodynamics mechanisms related to aeration within submerged hollow fiber bundles

This thesis is dedicated to better understand the role of aeration to limit fouling on submerged hollow fibers membrane fouling, for wastewater treatment industry. This study uses an innovative experimental setup to perform outside-in filtration experiments thanks to several submerged loose hollow fibers organized in confined bundles. The total membrane area is about  $1.2 \text{ m}^2$  ; the configuration of the bundles is close to the one found in Membrane Bioreactors (MBRs). A complex synthetic fluid with rheological characteristics close to MBRs sludge is used. Different aeration conditions such as the air flowrate, the location of the air injection, the type of bubbles injected (whether they are coarse or fine bubbles injected in the reactor) were tested and membrane performances were analysed under a low or a rather high flux of filtration. In specific aeration conditions showing a different behaviour in term of fouling, local characterization of the dispersed phase in an air and water system was undertaken by optical probes. Gas hold up and both mean and root mean square bubble velocity profiles were determined and analysed regarding the location of air injection, the air flowrate and the type of bubbles.

This study helps understanding the link between local hydrodynamics and fouling mechanisms and could lead to input for aeration device design and location in order to decrease operating costs due to aeration in Membrane Bioreactors technology.

**KEYWORDS** : Membrane Bioreactors – filtration performances – submerged hollow fiber bundles – local hydrodynamics characterisation



## Nomenclature

### Lettres latines

| <b>Symbole</b>          | <b>Grandeur</b>                                                    | <b>Dimension</b>     |
|-------------------------|--------------------------------------------------------------------|----------------------|
| <b>a</b>                | Surface spécifique des particules du dépôt                         | [L]                  |
| <b>Ar</b>               | Aire projetée dédiée au courant gaz/liquide ascendant de l'airlift | [L <sup>2</sup> ]    |
| <b>C</b>                | Coefficient d'inter-corrélation                                    | [-]                  |
| <b>C<sub>D</sub></b>    | Coefficient de trainée                                             | [-]                  |
| <b>d<sub>12</sub></b>   | Distance verticale entre les deux pointes de la bisonde optique    | [L]                  |
| <b>d<sub>b</sub></b>    | Diamètre de bulle                                                  | [L]                  |
| <b>d<sub>e</sub></b>    | Diamètre équivalent                                                | [L]                  |
| <b>e</b>                | Epaisseur de dépôt                                                 | [L]                  |
| <b>Eo</b>               | Nombre d'Eotvos                                                    | [-]                  |
| <b>f<sub>a</sub></b>    | Fréquence d'acquisition                                            | [T <sup>-1</sup> ]   |
| <b>F<sub>b</sub></b>    | Fréquence de bulles                                                | [T <sup>-1</sup> ]   |
| <b>g</b>                | Accélération de la pesanteur                                       | [L.T <sup>-2</sup> ] |
| <b>G</b>                | Vitesse de glissement                                              | [L.T <sup>-1</sup> ] |
| <b>G<sub>0</sub></b>    | Paramètre d'intensité de cisaillement                              | [T <sup>-1</sup> ]   |
| <b>h</b>                | Constante de Kozeny                                                | [-]                  |
| <b>h<sub>m</sub></b>    | Hauteur du module de filtration                                    | [L]                  |
| <b>H</b>                | Hauteur de mesures de rétention                                    | [L]                  |
| <b>I</b>                | Agitation turbulente                                               | [-]                  |
| <b>I<sub>turb</sub></b> | Intensité de la turbulence de la phase liquide                     | [-]                  |

|                           |                                                                |                       |
|---------------------------|----------------------------------------------------------------|-----------------------|
| $j_L$                     | Vitesse superficielle du liquide                               | $[L.T^{-1}]$          |
| $j_G$                     | Vitesse superficielle de gaz ou intensité d'aération           | $[L.T^{-1}]$          |
| $j_{G/injecteur}$         | Vitesse superficielle de gaz au niveau d'un injecteur          | $[L.T^{-1}]$          |
| $J$                       | Flux de filtration ou de perméation                            | $[L^3.T^{-1}.L^{-2}]$ |
| $J_{20^\circ C}$          | Flux de filtration à 20°C                                      | $[L^3.T^{-1}.L^{-2}]$ |
| $K$                       | Coefficient de perte de charge                                 | $[-]$                 |
| $L_f$                     | Longueur des fibres                                            | $[L]$                 |
| $L_p$                     | Perméabilité                                                   | $[L^2]$               |
| $L_{p0}$                  | Perméabilité initiale de la membrane                           | $[L^2]$               |
| $M$                       | Nombre de Morton                                               | $[-]$                 |
| $MS$                      | Masse sèche                                                    | $[M.L^{-3}]$          |
| $n_i$                     | Nombre d'injecteur                                             | $[-]$                 |
| $N_b$                     | Nombre de bulles                                               | $[-]$                 |
| $N_t$                     | Durée totale d'acquisition                                     | $[T]$                 |
| $P_{aspiration}$          | Pression d'aspiration                                          | $[M.L^{-1}.T^{-2}]$   |
| $P_{bas cuve}$            | Pression en bas de la cuve                                     | $[M.L^{-1}.T^{-2}]$   |
| $PTM$                     | Pression transmembranaire                                      | $[M.L^{-1}.T^{-2}]$   |
| $Q_G$                     | Débit de gaz                                                   | $[L^3.T^{-1}]$        |
| $Q_{G/injecteur}$         | Débit local par injecteur                                      | $[L^3.T^{-1}]$        |
| $Q_{G2D \text{ injecté}}$ | Débit de gaz injecté ramené à deux dimensions dans le plan xOy | $[L^3.T^{-1}]$        |
| $Q_{G2D \text{ mesuré}}$  | Débit de gaz ramené à deux dimensions dans le plan xOz         | $[L^3.T^{-1}]$        |
| $Q_p$                     | Débit de perméat                                               | $[L^3.T^{-1}]$        |
| $r_c$                     | Rayon de courbure de la grosse bulle (calotte)                 | $[L]$                 |

|                           |                                                                     |                                                     |
|---------------------------|---------------------------------------------------------------------|-----------------------------------------------------|
| <b>R<sub>c</sub></b>      | Résistance de colmatage                                             | [L <sup>-1</sup> ]                                  |
| <b>R<sub>m</sub></b>      | Résistance membranaire hydraulique                                  | [L <sup>-1</sup> ]                                  |
| <b>Re<sub>b</sub></b>     | Nombre de Reynolds de bulles                                        | [-]                                                 |
| <b>R<sub>12</sub>(τ)</b>  | Fonction de corrélation croisée                                     | [-]                                                 |
| <b>t<sub>a</sub></b>      | Temps d'acquisition                                                 | [T]                                                 |
| <b>t<sub>pi</sub></b>     | Temps de passage d'une bulle sur la pointe de tête                  | [T]                                                 |
| <b>t<sub>12</sub></b>     | Temps de vol entre deux pointes                                     | [T]                                                 |
| <b>S<sub>cuve</sub></b>   | Surface projetée totale                                             | [L <sup>2</sup> ]                                   |
| <b>S<sub>i</sub></b>      | Section de passage du gaz dans un injecteur                         | [L <sup>2</sup> ]                                   |
| <b>S<sub>m</sub></b>      | Surface membranaire du module                                       | [L <sup>2</sup> ]                                   |
| <b>SAD<sub>m</sub></b>    | Degré spécifique d'aération                                         | [L <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup> .L <sup>-2</sup> ] |
| <b>SAD<sub>p</sub></b>    | Demande spécifique d'aération par m <sup>3</sup> de perméat produit | [L <sup>3</sup> .L <sup>-3</sup> ]                  |
| <b>U<sub>rel</sub></b>    | Vitesse relative                                                    | [L.T <sup>-1</sup> ]                                |
| <b>U<sub>L</sub></b>      | Vitesse moyenne du liquide                                          | [L.T <sup>-1</sup> ]                                |
| <b>V</b>                  | Vitesse de bulles la plus probable                                  | [L.T <sup>-1</sup> ]                                |
| <b>V<sub>a</sub></b>      | Vitesse moyenne arithmétique des bulles                             | [L.T <sup>-1</sup> ]                                |
| <b>V<sub>ai</sub></b>     | Vitesse des bulles entre les deux pointes de la bisonde             | [L.T <sup>-1</sup> ]                                |
| <b>V<sub>ai-max</sub></b> | Vitesse maximale des bulles entre les deux pointes de la bisonde    | [L.T <sup>-1</sup> ]                                |
| <b>V<sub>ai-min</sub></b> | Vitesse minimale des bulles entre les deux pointes de la bisonde    | [L.T <sup>-1</sup> ]                                |
| <b>V<sub>RMS</sub></b>    | Racine carrée des fluctuations de vitesse                           | [-]                                                 |
| <b>X</b>                  | Signal binarisé acquis                                              | [-]                                                 |
| <b>Y</b>                  | Profondeur de la cuve                                               | [L]                                                 |
| <b>%<sub>SB</sub></b>     | Valeur du seuil bas                                                 | [-]                                                 |

## Lettres grecques

| Symbole                | Grandeur                                               | Dimension ou unité                  |
|------------------------|--------------------------------------------------------|-------------------------------------|
| $\alpha_G$             | Rétention gazeuse globale                              | [-]                                 |
| $\gamma$               | Conductivité électrique                                | ( $\mu\text{S.cm}^{-1}$ )           |
| $\dot{\gamma}$         | Taux de cisaillement                                   | [ $\text{T}^{-1}$ ]                 |
| $\varepsilon$          | Porosité                                               | [-]                                 |
| $\Theta$               | Angle de demi-ouverture                                | (degrés)                            |
| $\kappa_T$             | Coefficient de correction des effets de la température | [-]                                 |
| $\mu_A$ ou $\mu_{app}$ | Viscosité dynamique apparente                          | [ $\text{M.L}^{-1}.\text{T}^{-1}$ ] |
| $\overline{v'^2}$      | Fluctuations de vitesse moyennes                       | [ $\text{L}^2.\text{T}^{-2}$ ]      |
| $\rho_L$               | Masse volumique du milieu liquide                      | [ $\text{M.L}^{-3}$ ]               |
| $\sigma$               | Tension interfaciale                                   | [ $\text{M.T}^{-2}$ ]               |
| $\tau$                 | Temps de vol                                           | [T]                                 |
| $\tau_{max}$           | Temps de vol le plus probable                          | [T]                                 |
| $\tau_p$               | Contrainte de frottement à la paroi                    | [ $\text{M.L}^{-1}.\text{T}^{-2}$ ] |
| $\varphi$              | Densité de membrane                                    | [-]                                 |

# Table des matières

|                                                                                                                                    |          |
|------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|----------|
| Liste des figures.....                                                                                                             | - xxi -  |
| Liste des tableaux.....                                                                                                            | - xxix - |
| Introduction Générale.....                                                                                                         | - 3 -    |
| 1 Chapitre 1 : Bibliographie .....                                                                                                 | - 9 -    |
| 1.1 Introduction.....                                                                                                              | - 9 -    |
| 1.2 Les bioréacteurs à membrane et l'aération.....                                                                                 | - 9 -    |
| 1.2.1 Marché et tendances.....                                                                                                     | - 9 -    |
| 1.2.2 Le colmatage.....                                                                                                            | - 12 -   |
| 1.2.3 La complexité de l'aération dans les Bioréacteurs à membranes ...                                                            | - 17 -   |
| 1.2.4 Conclusion.....                                                                                                              | - 23 -   |
| 1.3 Qualification hydrodynamique de l'écoulement gaz-liquide en BAMl : outils et possibilités à deux échelles.....                 | - 23 -   |
| 1.3.1 Grandeurs de caractérisation globale.....                                                                                    | - 24 -   |
| 1.3.2 Grandeurs de caractérisation locale.....                                                                                     | - 39 -   |
| 1.3.3 Conclusion.....                                                                                                              | - 49 -   |
| 1.4 L'influence des paramètres hydrodynamiques induits par l'air sur les performances de filtration en milieu confiné et BAMl..... | - 50 -   |
| 1.4.1 Le débit d'air.....                                                                                                          | - 50 -   |
| 1.4.2 Effet de la perméation.....                                                                                                  | - 51 -   |
| 1.4.3 Circulation et courant de liquide.....                                                                                       | - 52 -   |
| 1.4.4 Mouvement des fibres.....                                                                                                    | - 54 -   |
| 1.4.5 Type de bulle - taille des bulles - lieu d'injection de l'air.....                                                           | - 55 -   |
| 1.4.6 Intermittence de l'aération / cycles d'aération.....                                                                         | - 60 -   |
| 1.4.7 Conclusion.....                                                                                                              | - 64 -   |
| 1.5 Les mécanismes d'action de l'air .....                                                                                         | - 65 -   |
| 1.5.1 Décolmatage par le passage de l'air à travers les faisceaux de fibres .....                                                  | - 65 -   |
| 1.5.2 Mouvement des fibres induit par l'aération et collision entre fibres..                                                       | - 66 -   |
| 1.5.3 Apport de matière dans le sillage des calottes et des essaims de fines bulles.....                                           | - 67 -   |
| 1.5.4 Apport de matière par écoulement horizontal de liquide, dirigé vers les fibres.....                                          | - 67 -   |
| 1.5.5 Apport de matière par écoulement vertical descendant de liquide...                                                           | - 68 -   |
| 1.6 Conclusion et présentation du cas d'étude.....                                                                                 | - 70 -   |
| 2 Chapitre 2 : Matériel et Méthodes.....                                                                                           | - 77 -   |
| 2.1 Réacteur membranaire.....                                                                                                      | - 77 -   |
| 2.1.1 Objectif.....                                                                                                                | - 77 -   |
| 2.1.2 Circuit de filtration et rétrolavage .....                                                                                   | - 80 -   |
| 2.1.3 Circuits d'aération.....                                                                                                     | - 86 -   |
| 2.1.4 Circuit d'alimentation.....                                                                                                  | - 90 -   |
| 2.1.5 Acquisition des données du procédé et système de régulation.....                                                             | - 90 -   |
| 2.1.6 Déroulement des essais de filtration.....                                                                                    | - 91 -   |
| 2.2 Suspension de travail : une Suspension Synthétique Organique et Inorganique (SSOI).....                                        | - 92 -   |
| 2.2.1 Critères de choix du fluide de travail.....                                                                                  | - 92 -   |
| 2.2.2 Choix de la composition de la SSOI.....                                                                                      | - 92 -   |

|       |                                                                                             |       |
|-------|---------------------------------------------------------------------------------------------|-------|
| 2.2.3 | Conditions de synthèse de la SSOI.....                                                      | 100 - |
| 2.2.4 | Protocole avant filtration.....                                                             | 101 - |
| 2.2.5 | Protocole de nettoyage.....                                                                 | 101 - |
| 2.3   | Expression des performances de filtration.....                                              | 103 - |
| 2.3.1 | Calcul de la pression transmembranaire, force motrice de la filtration:<br>.....            | 103 - |
| 2.3.2 | Calcul de la résistance de colmatage.....                                                   | 104 - |
| 2.3.3 | Calcul des vitesses de colmatage.....                                                       | 106 - |
| 2.4   | Conclusion sur le colmatage de la SSOI .....                                                | 107 - |
| 2.5   | Conclusion.....                                                                             | 108 - |
| 3     | Chapitre 3: Influence de l'injection d'air sur les performances de filtration<br>.....      | 111 - |
| 3.1   | Introduction.....                                                                           | 111 - |
| 3.2   | Influence de l'air sur les performances de colmatage .....                                  | 111 - |
| 3.2.1 | Paramètres d'étude .....                                                                    | 111 - |
| 3.2.2 | Influence du débit d'injection d'air pour une position d'injection Dans<br>Faisceaux.....   | 113 - |
| 3.2.3 | Influence du débit d'air pour les autres positions HF et TF .....                           | 121 - |
| 3.2.4 | Aération et structuration du colmatage .....                                                | 125 - |
| 3.2.5 | Influence de la position d'injection.....                                                   | 126 - |
| 3.2.6 | Conclusion sur la position de l'aération .....                                              | 131 - |
| 3.2.7 | Influence du type de bulles.....                                                            | 135 - |
| 3.3   | Conclusion.....                                                                             | 138 - |
| 4     | Chapitre 4 : Etude de l'hydrodynamique du réacteur.....                                     | 143 - |
| 4.1   | Introduction.....                                                                           | 143 - |
| 4.2   | Qualification de la mesure .....                                                            | 143 - |
| 4.2.1 | Principe général de la mesure par sonde optique : appareil et<br>acquisition du signal..... | 143 - |
| 4.2.2 | Signal brut et signal binarisé.....                                                         | 145 - |
| 4.2.3 | Grandeurs physiques calculées par traitement du signal<br>binarisé.....                     | 145 - |
| 4.2.4 | Sensibilité du signal brut à la fréquence d'acquisition .....                               | 147 - |
| 4.2.5 | Convergence du signal en rétention : détermination du temps<br>d'acquisition ta.....        | 148 - |
| 4.2.6 | Binarisation : influence du seuil sur la rétention.....                                     | 149 - |
| 4.2.7 | Calcul de la vitesse des bulles.....                                                        | 151 - |
| 4.2.8 | Fluctuation de vitesses de bulles .....                                                     | 156 - |
| 4.3   | Résultats préliminaires.....                                                                | 158 - |
| 4.3.1 | Impact de la hauteur de mesure.....                                                         | 158 - |
| 4.3.2 | Effet de la perméation.....                                                                 | 159 - |
| 4.3.3 | Conclusions.....                                                                            | 160 - |
| 4.4   | Base de données des résultats bruts.....                                                    | 161 - |
| 4.4.1 | Introduction - paramètres d'étude – et débit d'aération.....                                | 161 - |
| 4.4.2 | Injection grosses bulles sous les faisceaux de fibres (DF).....                             | 163 - |
| 4.4.3 | Injection grosses bulles entre les faisceaux de fibres (HF).....                            | 169 - |
| 4.4.4 | Injection grosses bulles tous faisceaux (TF).....                                           | 175 - |
| 4.5   | Synthèse des résultats.....                                                                 | 180 - |
| 4.5.1 | Synthèse des configurations d'injection d'air, à un débit d'aération fixé<br>.....          | 180 - |

|       |                                                                                                                            |         |
|-------|----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|---------|
| 4.5.2 | Résumé de l'effet de l'augmentation du débit de gaz sur les résultats                                                      | - 185 - |
| 4.6   | Discussion.....                                                                                                            | - 186 - |
| 4.6.1 | Normalisation des profils.....                                                                                             | - 186 - |
| 4.6.2 | Fluctuation de vitesses de bulle : une quantification de l'agitation turbulente de la phase gaz.....                       | - 189 - |
| 4.7   | Conclusion.....                                                                                                            | - 193 - |
| 5     | Chapitre 5: Lien entre l'hydrodynamique locale et les performances de filtration                                           | - 197 - |
| 5.1   | Introduction.....                                                                                                          | - 197 - |
| 5.2   | L'action de l'air pour une aération sous forme de grosses bulles.....                                                      | - 198 - |
| 5.2.1 | Comparaison des profils de vitesses de gaz selon la position d'injection d'air et estimation de la vitesse du liquide..... | - 198 - |
| 5.2.2 | Vitesse du liquide induite par l'établissement d'un phénomène d'airlift                                                    | - 200 - |
| 5.2.3 | Exploitation et modélisation de l'airlift pour le cas DF.....                                                              | - 205 - |
| 5.2.4 | Lien entre vitesse du liquide induite et performances de filtration..                                                      | - 209 - |
| 5.2.5 | Conclusion sur le lien entre l'hydrodynamique locale et la filtration pour l'injection de type grosses bulles.....         | - 217 - |
| 5.3   | L'action de l'air pour une aération fines bulles.....                                                                      | - 218 - |
| 5.3.1 | Profils locaux en injection fines bulles : comparaison avec les grosses bulles.....                                        | - 218 - |
| 5.3.2 | Le lien avec la filtration.....                                                                                            | - 224 - |
| 5.4   | Discussion sur la mise en œuvre de l'aération dans un BAM.....                                                             | - 226 - |
| 5.4.1 | Engendrer un mécanisme d'airlift dans une complexité industriel-                                                           | - 226 - |
| 5.4.2 | Injection de grosses bulles et conservation de l'intégrité.....                                                            | - 228 - |
| 5.5   | Conclusion.....                                                                                                            | - 242 - |
|       | Conclusion Générale.....                                                                                                   | - 247 - |
|       | Annexe 1 : Synthèse de tous les résultats de filtration                                                                    | - 255 - |
|       | Annexe 2 : Détails des calculs de la modélisation de l'airlift                                                             | - 259 - |
|       | Références Bibliographiques.....                                                                                           | - 263 - |



## Liste des figures

|                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                         |      |
|---------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|------|
| <b>Figure 1.</b> Développement du marché Européen des Bioréacteurs à Membranes jusqu'à 2005, en nombre d'installation sur 402 références [Lesjean <i>et al.</i> 2008]..                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                 | 10 - |
| <b>Figure 2.</b> Tendances des recherches sur les Bioréacteurs à Membranes – Nombre de publications par mots clés - étude réalisée sur les 1449 articles concernant les bioréacteurs à membranes sous le logiciel Scopus par Santos <i>et al.</i> (2010).....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                           | 12 - |
| <b>Figure 3.</b> Schéma de fonctionnement de BAMi à boucle interne (gauche) et boucle externe (droite).....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                             | 18 - |
| <b>Figure 4.</b> Contribution géographique sur les configurations des BAM immergés (« submerged ») ou à boucle externe (« external ») [Yang <i>et al.</i> 2006].....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                    | 18 - |
| <b>Figure 5.</b> Mise en évidence de la diversité des produits membranaires mis sur le marché européen (a) nombre de produits du marché répartis en intervalle de densité de membrane dans le module (b) tableau résumé des paramètres moyens et écart type de densité de membrane dans le module suivant les types de membranes [Santos <i>et al.</i> 2010].....                                                                                                                                                                                                                                       | 20 - |
| <b>Figure 6.</b> Taille, forme et régime de bulles [Clift 1978].....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                    | 29 - |
| <b>Figure 7.</b> Augmentation de la vitesse superficielle de gaz en milieu confiné et aération fines bulles. $Q_G=0,069 - 0,159 - 0,237 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}$ et $j_G$ respectifs de (a) $0,007 \text{ m.s}^{-1}$ –(b) $0,015 \text{ m.s}^{-1}$ –(c) $0,023 \text{ m.s}^{-1}$ [Pollet 2009].....                                                                                                                                                                                                                                                                                                  | 31 - |
| <b>Figure 8.</b> Schéma de principe de l'airlift, rencontré dans plusieurs études et basé sur l'hétérogénéité spatiale de l'aération.....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                               | 35 - |
| <b>Figure 9.</b> Section de face du BAM de l'étude de Liu <i>et al.</i> (2000). Mise en évidence des zones de Riser et de Downcomer, engendrant une circulation de type Airlift. Les étoiles indiquent les points de mesure de vitesse de liquide.....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                  | 36 - |
| <b>Figure 10.</b> Dispositifs expérimentaux de Pollet <i>et al.</i> (2009) pour la mesure de DTS, (a) et Brannock <i>et al.</i> (2010) à une échelle pilote (b) - résultats adimensionnalisés des concentrations de traceur en sortie $E(\theta)$ en fonction du temps adimensionnel $\theta$ pour $U_{GS} = 0 \text{ m.s}^{-1}$ et $U_{LS} = 0,025 \text{ m.s}^{-1}$ de Pollet (c) - Résultats de Brannock (d).....                                                                                                                                                                                    | 38 - |
| <b>Figure 11.</b> Caractéristique locale des effets de pression. (a) Configuration de la simulation de Martinelli (2006) avec injection bulle par bulle, à proximité (cm) de 1 fibre tendue (trait rouge continu vertical). (b) Profils de pression statique ( $P_{\text{total}} - P_{\text{statique}}$ ) suivant la hauteur de la fibre, à différents temps de passage.....                                                                                                                                                                                                                            | 40 - |
| <b>Figure 12.</b> Simulation du taux de présence de gaz local au sein d'un BAMi de taille semi-industrielle [Wang <i>et al.</i> 2010]. (a) Vue de face des membranes fibres creuses de l'étude. (b) Vue de dessus des fibres assimilées à un réseau en quinconce de multiples cylindres rigides. (c) Comparaison des taux de gaz du réacteur avec membrane : avec ou sans prise en compte du modèle de perte de charge en milieu poreux.....                                                                                                                                                            | 42 - |
| <b>Figure 13.</b> Etude de caractérisation locale des vitesses de bulles, à l'intérieur des faisceaux de fibres creuses du pilote de Nguyen Cong Duc <i>et al.</i> (2008) présenté de face sur la figure (a). Profils de vitesses locales de bulles mesurées par bisonde optique présentés en (b) - Aération $Q_G=20 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$ soit $SAD_m=0,21 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ et $j_G=93.10^{-4} \text{ m.s}^{-1}$ en deux lieux d'injection possibles : externe et interne (flèches rouges) – diamètre des bulles environ 8 mm. [Nguyen Cong Duc <i>et al.</i> 2008]..... | 43 - |
| <b>Figure 14.</b> Profils de vitesses locales de liquide autour de 3 fibres tendues – vitesse de gaz $j_G=0,0067 \text{ m.s}^{-1}$ et $j_G=0,0267 \text{ m.s}^{-1}$ - mesures PIV [Yeo <i>et al.</i> 2006].....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                         | 44 - |

|                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                   |      |
|---------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|------|
| <b>Figure 15.</b> Schéma du courant de liquide descendant induit par le passage d'une calotte mis en avant par PIV par Yeo <i>et al.</i> (2006).....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                              | 45 - |
| <b>Figure 16.</b> Images des fibres creuses de 70 cm de long dans un système air/eau. Débit d'aération croissant (a) 2 L.min <sup>-1</sup> (b) 6 L.min <sup>-1</sup> (c) 10 L.min <sup>-1</sup> avec un aérateur de 1mm de diamètre. Le suivi du mouvement est effectué grâce au quadrillage de la zone. % flexibilité testé : de 0 à 4%; [Wicaksana <i>et al.</i> 2006].....                                                                                                                                                                                                                     | 48 - |
| <b>Figure 17.</b> Effet du débit d'air sur la pression d'aspiration à travers 118 fibres tendues, pour trois débits d'air 1 - 1,8 - 11 L.min <sup>-1</sup> . Filtration d'une solution de levures à 5 g.L <sup>-1</sup> (L <sub>f</sub> =510 mm et S <sub>m</sub> =0,123 m <sup>2</sup> ) à flux constant J=30 L.m <sup>-2</sup> .h <sup>-1</sup> [Chang <i>et al.</i> 2002].....                                                                                                                                                                                                                 | 51 - |
| <b>Figure 18.</b> Vitesse d'augmentation de PTM suivant le flux de filtration maintenu constant par paliers de 15 minutes pour différentes vitesses superficielles de gaz [Germain <i>et al.</i> 2005] - Cassette Zenon S <sub>m</sub> =21 m <sup>2</sup> . BAM fonctionnant avec eaux usées réelles. Aération grosses bulles.....                                                                                                                                                                                                                                                                | 52 - |
| <b>Figure 19.</b> (a) Vitesse ascensionnelle de l'airlift dans le riser mesurée en fonction de la vitesse superficielle de gaz injectée dans la configuration de Liu <i>et al.</i> (2003). (b) Effet de la vitesse ascensionnelle sur la valeur de flux critique pour 3 concentrations de solutions de boues réelles. Filtration intermittente 15 min / 5 min relaxation à paliers de flux constants.....                                                                                                                                                                                         | 53 - |
| <b>Figure 20.</b> Filtration avec des fibres tendues (tight) ou lâches à 5% (loose) sous différents débits d'aération à flux de filtration constant J=30 L.h <sup>-1</sup> .m <sup>-2</sup> – solution de levures à c=5,0 g.L <sup>-1</sup> . [Chang <i>et al.</i> 2002].....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                     | 54 - |
| <b>Figure 21.</b> Influence du coalesceur (BST) et donc de la taille des bulles à proximité des membranes sur le saut de PTM lors de la filtration long terme à flux constant J=22,5 L.m <sup>-2</sup> .h <sup>-1</sup> sur eaux usées synthétiques. Membranes planes. Q <sub>G</sub> =3 L.min <sup>-1</sup> . (résultats analogues pour un débit de 5 L.min <sup>-1</sup> et un flux de 35 L.m <sup>-2</sup> .h <sup>-1</sup> ).....                                                                                                                                                             | 56 - |
| <b>Figure 22.</b> Performances de filtration en fonction de la taille des bulles (a) Evolution de la PTM en fonction du temps pour différents diamètres d'injecteur d'air – Q <sub>G</sub> =80 mL.min <sup>-1</sup> – Solution de levure à c=5 g.L <sup>-1</sup> – filtration flux constant J=36 L.m <sup>-2</sup> .h <sup>-1</sup> (b) Evolution des vitesses de colmatage suivant le débit d'aération - Solution de levure à c=5 g.L <sup>-1</sup> – filtration flux constant J=36 L.m <sup>-2</sup> .h <sup>-1</sup> [Lu <i>et al.</i> 2008].....                                              | 57 - |
| <b>Figure 23.</b> Effet du débit de gaz et du type de bulles sur l'augmentation de PTM par rapport au temps [Yeo <i>et al.</i> 2007].....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                         | 57 - |
| <b>Figure 24.</b> Prise en compte du débit local de gaz et Influence du type de bulles sur les résistances de colmatage – (a) en fonction du temps pour des débits locaux Q <sub>G</sub> =5 et 8 L.h <sup>-1</sup> – (b) à la fin de filtration en fonction du débit local de gaz ●: calottes V <sub>b</sub> =14, 27 et 55 cm <sup>3</sup> ; ○: fines bulles.....                                                                                                                                                                                                                                 | 58 - |
| <b>Figure 25.</b> Influence de la position d'injection de l'air dans l'étude de Yeo <i>et al.</i> (2006) (a) schéma des 9 fibres creuses et deux lieux d'injection possibles de l'air sous forme de fines bulles V <sub>b</sub> =0,09 cm <sup>3</sup> – grosses bulles V <sub>b</sub> =8,36 cm <sup>3</sup> - Collecte de perméat indépendante - solution de bentonite 1 g.L <sup>-1</sup> (b) Variation des déviations standard des flux (moyenne) lors de l'injection de fines et grosses bulles en aération dans faisceau (Centre) (c) en aération à l'extérieur du faisceau (Off-Centre)..... | 59 - |
| <b>Figure 26.</b> Avantage de l'intermittence de l'aération (SAD <sub>m</sub> =166 L.h <sup>-1</sup> .m <sup>-2</sup> ) pour des fibres creuses immergées en BAM. [Van Kaam 2005].....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                            | 61 - |
| <b>Figure 27.</b> Influence du rythme de l'intermittence de l'aération sur le taux de colmatage [Guibert <i>et al.</i> 2002]. Durée de filtration 250 minutes sur bentonite 1,5 g.L <sup>-1</sup> . Membrane ZeeWeed fibres creuses avec S <sub>m</sub> =46,5 m <sup>2</sup> - SAD <sub>m</sub> =0,360 m <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup> .m <sup>-2</sup> .....                                                                                                                                                                                                                                     | 62 - |

|                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                            |       |
|----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-------|
| <b>Figure 28.</b> Impact de la fréquence d'injection des grosses bulles sur les vitesses de colmatage – filtration à paliers de flux sur solution de levures [Martinelli 2006]....                                                                                                                                                                                                                                         | 63 -  |
| <b>Figure 29.</b> Mécanisme d'élimination de matière emprisonnée dans les fibres (a) Injection d'air à l'extérieur du faisceau de fibres dans le module externe de BAM de Lebègue <i>et al.</i> (2009) - densité de fibres 63 fibres / m <sup>3</sup> module - 27% porosité - (b) Illustration de la pénétration de grosses bulles dans le faisceau de fibres - milieu moins confiné.....                                  | 66 -  |
| <b>Figure 30.</b> Exemple de prise en masse au niveau de l'emplotage du module de filtration dans l'étude de Lebègue <i>et al.</i> (2009) (boues sèches). Lorsque le clogging est atteint, une forte aération ne change rien.....                                                                                                                                                                                          | 68 -  |
| <b>Figure 31.</b> Différentes configurations d'injection d'air pour différents types de bulles injectées.....                                                                                                                                                                                                                                                                                                              | 72 -  |
| <b>Figure 32.</b> Légère élévation du module membranaire par rapport à l'injection....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                     | 73 -  |
| <b>Figure 33.</b> Photographie de l'installation expérimentale.....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                        | 77 -  |
| <b>Figure 34.</b> Schéma de fonctionnement général de l'installation expérimentale permettant des essais de filtration et la caractérisation locale de l'hydrodynamique.....                                                                                                                                                                                                                                               | 79 -  |
| <b>Figure 35.</b> (a) Dessin de conception de la cuve de filtration (b) zoom sur la grille de support des fibres à l'intérieur de la cuve. (L. Lopez LISBP).....                                                                                                                                                                                                                                                           | 80 -  |
| <b>Figure 36.</b> Eléments composant le motif élémentaire de l'étude. Répartition des 144 fibres creuses en trois faisceaux. Mise en relief des 4 zones hors faisceau et 3 zones de faisceaux. Vue de dessus.....                                                                                                                                                                                                          | 81 -  |
| <b>Figure 37.</b> Répartition des fibres en bas de cuve - Vue de face.....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                 | 82 -  |
| <b>Figure 38.</b> Multiplication du motif élémentaire de l'étude pour se rapprocher de la configuration industrielle.....                                                                                                                                                                                                                                                                                                  | 83 -  |
| <b>Figure 39.</b> Dessin industriel du module membranaire de fibres creuses appelé cassette ZeeWeed ZW500D – constructeur Zenon-GE. Vue de face, de dessus et de profil (les membranes sont symbolisées par les surfaces grises).....                                                                                                                                                                                      | 84 -  |
| <b>Figure 40.</b> Répartition de la collection du perméat en 4 ensembles – bas de cuve du pilote de thèse – Dessin de conception sous Inventor (L. Lopez LISBP).....                                                                                                                                                                                                                                                       | 85 -  |
| <b>Figure 41.</b> Illustration des 7 tubes d'injection $L_t=700$ mm et diamètre $D_t=16$ mm utilisés pour la génération d'écoulement intermittent à poches : injection grosses bulles.....                                                                                                                                                                                                                                 | 86 -  |
| <b>Figure 42.</b> Lieux d'injection d'air.....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                             | 88 -  |
| <b>Figure 43.</b> Rhéogramme brut sur échantillon SSOI. Gamme de cisaillement large de 0 à 1000 s <sup>-1</sup> .....                                                                                                                                                                                                                                                                                                      | 95 -  |
| <b>Figure 44.</b> Granulométrie en % volumique de la SSOI, testé à 20°C. Moyenne sur trois essais d'un échantillon dilué 20 fois à l'eau du réseau. Indice de réfraction du kaolin $n_{kaolin}=1,68$ .....                                                                                                                                                                                                                 | 96 -  |
| <b>Figure 45.</b> Influence de la présence de BSA en concentration à 0,27 g.L <sup>-1</sup> sur les résistances de colmatage en fonction du temps pour une SSOI – Aération DF - SAD <sub>m</sub> fixe à 0,2 Nm <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup> .m <sup>-2</sup> – J=20 L.h <sup>-1</sup> .m <sup>-2</sup> .....                                                                                                              | 98 -  |
| <b>Figure 46.</b> (a) visualisation des amas de substance blanche colmatante, principalement au bas des fibres, après filtration. Concentration en microcristalline cellulose élevée (3,2 g.L <sup>-1</sup> ) (b) spectre d'absorbance dans la gamme de lumière infrarouge entre 4000 et 650 cm <sup>-1</sup> réalisé sur trois échantillon : cellulose pure (bleu), SSOI (noir) et amas de substance blanche (rouge)..... | 99 -  |
| <b>Figure 47.</b> Illustration des protocoles de fin de filtration et nettoyages. La flèche blanche représente la perméation, lors de perméabilité à l'eau propre.....                                                                                                                                                                                                                                                     | 103 - |

|                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                         |       |
|-------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-------|
| <b>Figure 48.</b> Pressions d'aspiration au cours du temps - $J=15 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ – $\text{SAD}_m=0.2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ – Aération DF.....                                                                                                                                                                                                                                     | 104 - |
| <b>Figure 49.</b> Influence du flux de filtration sur la résistance de colmatage. Aération identique dans les trois cas.....                                                                                                                                                                                                                                                                                            | 106 - |
| <b>Figure 50.</b> Illustration du colmatage autour des fibres après 20 minutes de filtration à fort flux $J=20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ .....                                                                                                                                                                                                                                                                    | 107 - |
| <b>Figure 51.</b> Lieux d'injection d'air.....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                          | 113 - |
| <b>Figure 52.</b> Influence du débit d'aération sur la gamme $\text{SAD}_m= 0,1 - 0,2 - 0,33 - 0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ pour une même position DF, à un flux de filtration $J=20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ - $R_{m0,1} = 1,80.10^{12} \text{ m}^{-1}$ , $R_{m0,2} = 1,69.10^{12} \text{ m}^{-1}$ , $R_{m0,33} = 1,84.10^{12} \text{ m}^{-1}$ , $R_{m0,45} = 1,90.10^{12} \text{ m}^{-1}$ .- | 114 - |
| <b>Figure 53.</b> Vitesse de colmatage en fonction du temps pour une gamme d'aération $\text{SAD}_m=0,1-0,2-0,33-0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ pour $J=20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ . Aération DF.....                                                                                                                                                                                           | 115 - |
| <b>Figure 54.</b> Influence du débit d'aération sur la gamme $\text{SAD}_m=0,1 - 0,2 - 0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ pour une même position DF, à un flux de filtration $J = 15 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ - $R_{m0,1} = 1,50.10^{12} \text{ m}^{-1}$ , $R_{m0,2} = 2,17.10^{12} \text{ m}^{-1}$ , $R_{m0,45} = 2,20.10^{12} \text{ m}^{-1}$ .....                                                | 116 - |
| <b>Figure 55.</b> Vitesse de colmatage en fonction du temps et du volume filtré pour une gamme d'aération $\text{SAD}_m=0,1-0,2$ et $0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ $J=15 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ . Aération DF.....                                                                                                                                                                            | 116 - |
| <b>Figure 56.</b> Influence du débit d'aération sur la gamme $\text{SAD}_m=0,2 - 0,33 - 0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ pour une même position DF, à un flux de filtration $J=10 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ - $R_{m0,2}=1,66.10^{12} \text{ m}^{-1}$ , $R_{m0,33} = 1,75.10^{12} \text{ m}^{-1}$ , $R_{m0,45} = 2,00.10^{12} \text{ m}^{-1}$ .....                                                  | 117 - |
| <b>Figure 57.</b> Vitesse de colmatage en fonction du temps pour une gamme d'aération $\text{SAD}_m=0,2 - 0,33$ et $0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ $J=10 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ . Aération DF.....                                                                                                                                                                                             | 118 - |
| <b>Figure 58.</b> Influence du débit d'aération sur les vitesses de colmatage par rapport au volume filtré, trois flux de filtration $J=10 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ , $J=15 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ et $J=20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ – Aération Dans Faisceaux.....                                                                                                                              | 119 - |
| <b>Figure 59.</b> Vitesses de colmatage par rapport au temps en fonction du ratio $J/\text{SAD}_m$ – Aération Dans Faisceaux.....                                                                                                                                                                                                                                                                                       | 120 - |
| <b>Figure 60.</b> Influence du débit d'aération sur les résistances de colmatage par rapport au temps - Position HF – $\text{SAD}_m= 0,2-0,33-0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ , trois flux de filtration $J=10 - 15 - 20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ .....                                                                                                                                           | 122 - |
| <b>Figure 61.</b> Influence du débit d'aération sur les vitesses de colmatage par rapport au temps - Position HF – $\text{SAD}_m= 0,2-0,33-0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ - trois flux de filtration $J=10 - 15 - 20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ .....                                                                                                                                              | 122 - |
| <b>Figure 62.</b> Vitesses de colmatage par rapport au temps en fonction du ratio $J/\text{SAD}_m$ – Aération Hors Faisceaux.....                                                                                                                                                                                                                                                                                       | 123 - |
| <b>Figure 63.</b> Influence du débit d'aération sur les résistances de colmatage par rapport au temps - Position TF – $\text{SAD}_m= 0,1-0,2-0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ , deux flux de filtration $J=15 - 20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ .....                                                                                                                                                  | 124 - |
| <b>Figure 64.</b> Influence du débit d'aération sur les vitesses de colmatage par rapport au temps - Position TF – $\text{SAD}_m= 0,1-0,2-0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ , deux flux de filtration $J=15 - 20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ .....                                                                                                                                                     | 124 - |
| <b>Figure 65.</b> Influence de la position d'injection d'air à faible aération $\text{SAD}_m=0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ – $J=20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ - $R_{mHF0,2}=1,56.10^{12} \text{ m}^{-1}$ – $R_{mTF0,2}=3,13.10^{12} \text{ m}^{-1}$ – $R_{mDF0,2}=1,69.10^{12} \text{ m}^{-1}$ .....                                                                                               | 126 - |
| <b>Figure 66.</b> Influence de la position d'injection d'air à aération moyenne $\text{SAD}_m=0,33 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ – $J=20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ - $R_{mHF0,33}=1,82.10^{12} \text{ m}^{-1}$ – $R_{mDF0,33}=1,75.10^{12} \text{ m}^{-1}$ ...-                                                                                                                                       | 127 - |

- Figure 67.** Influence de la position d'injection d'air à forte aération  $SAD_m=0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  –  $J=20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  –  $R_{mHF0,45}=1,75 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$  –  $R_{mTF0,45}=1,48 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$  –  $R_{mDF0,45}=1,90 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$  .....- 128 -
- Figure 68.** Influence de la position d'injection d'air à très faible aération  $SAD_m=0,1 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  –  $J=15 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  –  $R_{mHF0,1}=1,30 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$  –  $R_{mTF0,1}=1,49 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$  –  $R_{mDF0,1}=1,50 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$  .....- 128 -
- Figure 69.** Influence de la position d'injection d'air à faible aération  $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  –  $J=15 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  –  $R_{mHF0,2}=1,86 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$  –  $R_{mTF0,2}=2,02 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$  –  $R_{mDF0,2}=2,17 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$  .....- 129 -
- Figure 70.** Influence de la position d'injection d'air à faible aération  $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  –  $J=10 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  –  $R_{mHF0,2}=2,05 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$  –  $R_{mDF0,2}=1,66 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$  .....- 130 -
- Figure 71.** Influence de la position d'injection d'air à moyenne aération  $SAD_m=0,33 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  –  $J=10 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  –  $R_{mHF0,33}=1,87 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$  –  $R_{mDF0,33}=1,84 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$  ...- 130 -
- Figure 72.** Influence de la position d'injection d'air à forte aération  $SAD_m=0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  –  $J=10 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  –  $R_{mHF0,45}=1,89 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$  –  $R_{mTF0,45}=2,08 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$  –  $R_{mDF0,45}=2,00 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$  .....- 131 -
- Figure 73.** Influence du lieu d'injection d'air sur les vitesses de colmatage par rapport au temps - trois flux de filtration testés : faible,  $J=10 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  (a et b) pour deux échelles de  $dRc/dt$ , moyen  $J=15 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  (c) et fort  $J=20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  (d).....- 132 -
- Figure 74.** Influence des lieux d'injection d'air sur les vitesses de colmatage par rapport au volume filtré – trois flux de filtration représentés  $J=10 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  (symboles pleins gris) -  $J=15 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  (symboles vides) -  $J=20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  (symboles pleins noirs) - sur la gamme d'aération  $SAD_m$  de 0,1 à 0,45  $\text{Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  .....- 133 -
- Figure 75.** Influence du débit d'aération pour la filtration fines bulles à  $J=20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  –  $R_{mDF0,2}=3,13 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$  –  $R_{mDF0,45}=3,43 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$  .....- 135 -
- Figure 76.** Influence du type de bulle sur le colmatage à  $J=20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  – pour une très faible aération  $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  –  $R_{mfb0,2}=3,13 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$  –  $R_{mgb0,2}=1,69 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$  .....- 136 -
- Figure 77.** Influence du type de bulle sur le colmatage à  $J=20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  – pour une très forte aération  $SAD_m=0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  –  $R_{mfb0,1}=3,13 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$  –  $R_{mgb0,1}=1,80 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$  .....- 136 -
- Figure 78.** Influence du type de bulle sur les vitesses de colmatage par rapport au temps - Aération Dans Faisceaux.....- 137 -
- Figure 79.** Bionde optique (constructeur RBI) coudée utilisée lors de la caractérisation de la phase gaz. Espace entre sondes=1mm. Diamètre de sonde 30 $\mu\text{m}$ . Partie sensible de détection de la sonde : 30 $\mu\text{m}$ .....- 144 -
- Figure 80.** Signal brut.  $f_a=5000 \text{ Hz}$ .....- 145 -
- Figure 81.** Signal binarisé.....- 146 -
- Figure 82.** Sensibilité du signal brut à la fréquence d'acquisition.....- 148 -
- Figure 83.** Exemple de convergence du signal en rétention en fonction de  $t_a$ . Aération TF  $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$   $x=21 \text{ cm}$  (a) signal en rétention en fonction du temps (b) signal normalisé par la rétention  $\alpha_{G\infty}$  à  $t_{a\infty}=607 \text{ s}$ .....- 149 -
- Figure 84.** Influence de la valeur seuil de binarisation sur le nombre de bulles détectées (a) valeur absolue  $N_b$  (b) valeur relative du nombre de bulles détectées, normé par la valeur pour un seuil bas de 16%. [Aération TF-  $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ , position  $x=12 \text{ cm}$ ].....- 150 -
- Figure 85.** Influence de la valeur seuil de binarisation sur la rétention gazeuse (a) valeur absolue  $\alpha_G$  (b) valeur relative de rétention, normée par la rétention pour une

|                                                                                                                                                                                                                                                                    |         |
|--------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|---------|
| valeur seuil bas de %SB=16%. [Aération TF- $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3.h^{-1}.m^{-2}$ , position $x=12\text{cm}$ ]                                                                                                                                                     | - 150 - |
| <b>Figure 86.</b> Fonction d'inter-corrélation normalisée - Aération TF $SAD_m=0,45 \text{ Nm}^3.h^{-1}.m^{-2}$ - $x=18\text{cm}$                                                                                                                                  | - 152 - |
| <b>Figure 87.</b> Coefficient d'inter-corrélation pour deux exemples d'injection d'air (a) Aération TF 3 débits (b) Aération DF 3 débits                                                                                                                           | - 153 - |
| <b>Figure 88.</b> Histogramme de vitesses de cordes sur une large classe de vitesses (gauche) et zoomé (droite)                                                                                                                                                    | - 154 - |
| <b>Figure 89.</b> Histogramme des vitesses de cordes - domaine borné entre $V_{ai-min}=0,05 \text{ m/s}$ et $V_{ai-max}=1 \text{ m/s}$                                                                                                                             | - 155 - |
| <b>Figure 90.</b> Comparaison vitesses de cordes : vitesse inter-corrélée (étoile), vitesse arithmétique non bornée (carré noirs pleins), vitesse arithmétique sur domaine borné (ronds vides) - Aération grosses bulles TF $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3.h^{-1}.m^{-2}$ | - 156 - |
| <b>Figure 91.</b> Influence du choix des vitesses dans le calcul de la vitesse RMS - Aération TF $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3.h^{-1}.m^{-2}$                                                                                                                            | - 157 - |
| <b>Figure 92.</b> Convergence en fonction du nombre de bulles de la vitesse RMS. Exemple aération DF et $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3.h^{-1}.m^{-2}$ - $x=14\text{cm}$ - $V_a=0,50 \text{ m.s}^{-1}$                                                                     | - 157 - |
| <b>Figure 93.</b> Différence normée des retentions de gaz, sur un exemple d'aération DF - $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3.h^{-1}.m^{-2}$ - pour 2 différents lieux de mesure. Ne sont représentés que les points où il y a passage de bulles                               | - 158 - |
| <b>Figure 94.</b> Lieu de mesure de la bisonde optique selon $x$ , à $H=50\text{cm}$ au dessus de l'injection                                                                                                                                                      | - 161 - |
| <b>Figure 95.</b> Visualisation écoulement Dans Faisceaux pour 3 débits d'air. Vitesse d'obturation $1/4000\text{s}$                                                                                                                                               | - 163 - |
| <b>Figure 96.</b> Résultats de profils pour $SAD_m=0,1 \text{ Nm}^3.h^{-1}.m^{-2}$ - Aération Dans Faisceaux                                                                                                                                                       | - 165 - |
| <b>Figure 97.</b> Résultats de profils pour $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3.h^{-1}.m^{-2}$ - Aération Dans Faisceaux                                                                                                                                                       | - 167 - |
| <b>Figure 98.</b> Résultats de profils pour $SAD_m=0,45 \text{ Nm}^3.h^{-1}.m^{-2}$ - Aération Dans Faisceaux                                                                                                                                                      | - 169 - |
| <b>Figure 99.</b> Visualisation écoulement Hors Faisceaux pour 3 débits d'air. Vitesse d'obturation $1/4000\text{s}$                                                                                                                                               | - 170 - |
| <b>Figure 100.</b> Résultats de profils pour $SAD_m=0,1 \text{ Nm}^3.h^{-1}.m^{-2}$ - Aération Hors Faisceaux                                                                                                                                                      | - 171 - |
| <b>Figure 101.</b> Résultats de profils pour $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3.h^{-1}.m^{-2}$ - Aération Hors Faisceaux                                                                                                                                                      | - 173 - |
| <b>Figure 102.</b> Résultats de profils pour $SAD_m=0,45 \text{ Nm}^3.h^{-1}.m^{-2}$ - Aération Hors Faisceaux                                                                                                                                                     | - 174 - |
| <b>Figure 103.</b> Visualisation écoulement Tous Faisceaux pour 3 débits d'air. Vitesse d'obturation $1/4000\text{s}$                                                                                                                                              | - 175 - |
| <b>Figure 104.</b> Résultats de profils pour $SAD_m=0,1 \text{ Nm}^3.h^{-1}.m^{-2}$ - Aération Tous Faisceaux                                                                                                                                                      | - 177 - |
| <b>Figure 105.</b> Résultats de profils pour $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3.h^{-1}.m^{-2}$ - Aération Tous Faisceaux                                                                                                                                                      | - 178 - |
| <b>Figure 106.</b> Résultats de profils pour $SAD_m=0,45 \text{ Nm}^3.h^{-1}.m^{-2}$ - Aération Tous Faisceaux                                                                                                                                                     | - 179 - |
| <b>Figure 107.</b> Normalisation de $\alpha_G$ par $\langle \alpha_G \rangle$ pour trois lieux d'injection Dans Faisceau (a), Hors faisceaux (b), et Tous faisceaux (c)                                                                                            | - 187 - |

|                                                                                                                                                                                                                                                                           |       |
|---------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-------|
| <b>Figure 108.</b> Normalisation du flux de gaz $\alpha_{GV}$ par la vitesse superficielle $j_G$ pour trois lieux d'injection Dans Faisceau (a), Hors faisceaux (b), et Tous faisceaux (c).....                                                                           | 188 - |
| <b>Figure 109.</b> Agitation turbulente I pour l'aération grosses bulles dans trois lieux d'injection – (a) DF, (b) HF et (c) TF pour tous les débits d'aération.....                                                                                                     | 190 - |
| <b>Figure 110.</b> Agitation turbulente normalisée $\alpha_{GI} / <\alpha_G>$ pour l'aération grosses bulles dans trois lieux d'injection – (a) DF, (b) HF et (c) TF pour tous les débits d'aération.....                                                                 | 191 - |
| <b>Figure 111.</b> Vitesse de bulles pour $SAD_m=0,1 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ et trois types d'injection .....                                                                                                                               | 199 - |
| <b>Figure 112.</b> Profil de vitesses du liquide DF pour $SAD_m=0,1 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ , $j_G=1,6 \cdot 10^{-3} \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ .....                                                                                   | 201 - |
| <b>Figure 113.</b> Profil de vitesses du liquide TF pour $SAD_m=0,1 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ , $j_G=1,6 \cdot 10^{-3} \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ .....                                                                                   | 201 - |
| <b>Figure 114.</b> Vitesse de bulles pour $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ et trois types d'injection .....                                                                                                                               | 202 - |
| <b>Figure 115.</b> Profil de vitesses du liquide DF pour $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ , $j_G=3,2 \cdot 10^{-3} \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ .....                                                                                   | 203 - |
| <b>Figure 116.</b> Profil de vitesses du liquide TF pour $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ , $j_G=3,2 \cdot 10^{-3} \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ .....                                                                                   | 203 - |
| <b>Figure 117.</b> Vitesse de bulles pour $SAD_m=0,45 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ et trois types d'injection .....                                                                                                                              | 203 - |
| <b>Figure 118.</b> Profil de vitesses du liquide DF pour $SAD_m=0,45 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ , $j_G=7,1 \cdot 10^{-3} \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ .....                                                                                  | 204 - |
| <b>Figure 119.</b> Profil de vitesses du liquide TF pour $SAD_m=0,45 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ , $j_G=7,1 \cdot 10^{-3} \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ .....                                                                                  | 204 - |
| <b>Figure 120.</b> Vitesses moyennes de liquide induites par l'airlift en configuration DF. Calcul de $U_{LDF}$ en région centrale $11\text{cm} < x < 24\text{cm}$ / La ligne pointillée représente la vitesse de glissement $G=0,25 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ ..... | 206 - |
| <b>Figure 121.</b> Modélisation de la vitesse du liquide induite par l'airlift et comparaison avec les données expérimentales.....                                                                                                                                        | 208 - |
| <b>Figure 122.</b> Performances de filtration suivant la vitesse du liquide induite par l'airlift pour le flux $J=20 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ en aération DF.....                                                                               | 209 - |
| <b>Figure 123.</b> Performances de filtration suivant la vitesse du liquide induite par l'airlift pour tous les flux et tous les débits d'air en aération DF.....                                                                                                         | 211 - |
| <b>Figure 124.</b> Linéarité de la vitesse $U_L^*$ proposée dans la régression en fonction du flux de filtration.....                                                                                                                                                     | 213 - |
| <b>Figure 125.</b> Normalisation des vitesses de colmatage en DF par le ratio $J/U_{LDF}$ .....                                                                                                                                                                           | 213 - |
| <b>Figure 126.</b> Différences de comportement par rapport à la vitesse du liquide entre les positions DF et TF – Flux $J=15 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ (a) et $J=20 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ (b).....                  | 215 - |
| <b>Figure 127.</b> Rapport des vitesses de colmatage en fonction du volume filtré, calculé entre les positions DF et HF, et entre les positions TF et HF, et exprimé en fonction de la vitesse du liquide induite par l'airlift pour tous les flux de filtration.....     | 216 - |
| <b>Figure 128.</b> Visualisation écoulement fines bulles Dans Faisceaux pour un débit d'air $SAD_m = 0,2 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ . Vitesse d'obturation $1/4000\text{s}$ .....                                                              | 218 - |
| <b>Figure 129.</b> Résultats de profils pour $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ - Aération fines bulles - Aération Dans Faisceaux.....                                                                                                      | 220 - |
| <b>Figure 130.</b> Visualisation écoulement fines bulles Hors Faisceaux pour un débit d'air $SAD_m = 0,2 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ . Vitesse d'obturation $1/4000\text{s}$ .....                                                              | 221 - |

|                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                  |       |
|--------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-------|
| <b>Figure 131.</b> Résultats de profils pour $SAD_m = 0,2 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ - Aération fines bulles - Aération Hors Faisceaux.....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                           | 222 - |
| <b>Figure 132.</b> Vitesse du liquide induite par les bulles lors du mécanisme d'airlift présent en aération Dans Faisceaux. Aération de fines bulles et grosses bulles. $SAD_m = 0,2 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ . La ligne pointillée représente $U_{LDF}$ grosses bulles $= 0,15 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ à ce débit d'air.....                                                                                                                                                                                                                               | 223 - |
| <b>Figure 133.</b> Schéma d'observations macroscopiques de l'écoulement diphasique lié aux positions DF et HF. Mouvement des fibres décrits selon l'intensité du déplacement latéral (+ pour fort et - pour faible).....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                         | 225 - |
| <b>Figure 134.</b> Scénario 1 d'aération.....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                    | 227 - |
| <b>Figure 135.</b> Scénario 2 d'aération.....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                    | 228 - |
| <b>Figure 136.</b> Dessin de la singularité de passage dans notre installation expérimentale.....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                | 229 - |
| <b>Figure 137.</b> Ecoulement intermittent à poche – $D_t = 0,028 \text{ m}$ .....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                               | 230 - |
| <b>Figure 138.</b> Vue de face, de profil et de dessus du pilote modèle. $D = D_t = 16 \text{ mm}$ . $h = 0-20 \text{ mm}$ . $e_{\text{gap}} = 4,8-15 \text{ mm}$ . $e_{\text{plate}} = 10 \text{ mm}$ . $h_{\text{plate}} = 200 \text{ mm}$ . $w_{\text{plates}} = 120 \text{ mm}$ $l = 140 \text{ mm}$ .....                                                                                                                                                                                                                                                                                   | 232 - |
| <b>Figure 139.</b> Deux mécanismes différents au franchissement de la restriction : expulsion douce (a) et expulsion à langue de gaz avec rupture de la bulle de Taylor (b). Élévation 20 mm (a) et 0 mm (b). Bulle isolée.....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                  | 234 - |
| <b>Figure 140.</b> Illustration de la reformation rapide de la poche isolée en aval de la restriction. Obstruction 60% - élévation $h = 5 \text{ mm}$ .....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                      | 235 - |
| <b>Figure 141.</b> Exemple de l'influence de la viscosité sur la forme d'une bulle d'air injectée en conduite : système air dans l'eau (a) et système air dans une solution de xanthane à 0,1% massique (b) $D_t = 16 \text{ mm}$ .....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                          | 236 - |
| <b>Figure 142.</b> Géométrie différente due à l'élévation $z$ ou $h$ de la grille, support des faisceaux de fibres creuses. Aération Dans Faisceaux.....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                         | 238 - |
| <b>Figure 143.</b> Résultats de profils pour $SAD_m = 0,1 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ - Injection grosses bulles – Aération Dans Faisceaux - Elevation des fibres par rapport à l'injection (grille haute) ou non élévation (grille basse).....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                        | 239 - |
| <b>Figure 144.</b> Influence de la position verticale de la grille sur les vitesses de colmatage fonction du volume filtré. Aération Dans Faisceaux – $SAD_m = 0,1 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ , $SAD_m = 0,2 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ , et $SAD_m = 0,45 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ pour $J = 15 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ (ronds), $SAD_m = 0,2 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ pour $J = 20 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ (carrés)..... | 240 - |

## Liste des tableaux

|                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                              |       |
|--------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-------|
| <b>Tableau 1.</b> Résumé des paramètres relatifs à l'aération dans les unités BAM en service sur l'Europe recensées par le projet Eurombra (Deliverable Report D1).....                                                                                                                                                                                                                                                                                      | 22 -  |
| <b>Tableau 2.</b> Etudes sur pilotes à échelle semi-industrielle dans le cadre du projet Eurombra [Euromembra D1].....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                       | 27 -  |
| <b>Tableau 3.</b> Différents exemples d'aération de type fines bulles.....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                   | 30 -  |
| <b>Tableau 4.</b> Résumé des cas d'études sur grosses bulles rencontrées en BAMl.....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                        | 33 -  |
| <b>Tableau 5.</b> Identification des mécanismes liés à l'aération. La couleur verte souligne un effet positif sur le colmatage, la couleur rouge un effet négatif sur le colmatage.....                                                                                                                                                                                                                                                                      | 69 -  |
| <b>Tableau 6.</b> Dimensions des éléments présentés Figure 36.....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                           | 82 -  |
| <b>Tableau 7.</b> Intensité de l'aération de l'étude.....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                    | 88 -  |
| <b>Tableau 8.</b> Caractéristique locale de l'injection d'air pour les trois configurations.....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                             | 89 -  |
| <b>Tableau 9.</b> Paramètres d'entrée et paramètres acquis au court du temps.....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                            | 91 -  |
| <b>Tableau 10.</b> Composition de la SSOI avec la concentration des composés et leur pourcentage massique.....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                               | 93 -  |
| <b>Tableau 11.</b> Analyses de la SSOI brute - .....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                         | 94 -  |
| <b>Tableau 12.</b> Comparaison des paramètres K et n du modèle d'Ostwald pour la SSOI par rapport à (i) la boue activée de Seyssieq <i>et al.</i> (2008), sans aération, pour des concentrations en solides entre 10 et 35g.L <sup>-1</sup> (ii) la boue activée stabilisée de Van Kaam <i>et al.</i> 2008 - Gamme de linéarité pour le modèle : 0 à 100 s <sup>-1</sup> . K et n de notre étude sont moyennés entre l'accélération et la décélération. .... | 96 -  |
| <b>Tableau 13.</b> Analyses de carbone organique total avec et sans BSA dans le surnageant de la SSOI. Echantillon de partie soluble de la SSOI obtenu par centrifugation à 10000G pendant 10 minutes.....                                                                                                                                                                                                                                                   | 97 -  |
| <b>Tableau 14.</b> Comparaison des vitesses de colmatage par rapport au volume filtré, par unité de surface membranaire.....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                 | 108 - |
| <b>Tableau 15.</b> Intensité de l'aération de l'étude.....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                   | 112 - |
| <b>Tableau 16.</b> Vitesses de colmatage par rapport au volume filtré dRc/dV en m <sup>-1</sup> .L <sup>-1</sup> - Aération DF.....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                          | 119 - |
| <b>Tableau 17.</b> Pourcentage d'écart entre les vitesses de colmatage par rapport au temps des configurations TF et HF, par rapport à une référence prise pour l'aération DF. Les cases avec le symbole '-' correspondent à des essais qui n'ont pas été réalisés.....                                                                                                                                                                                      | 133 - |
| <b>Tableau 18.</b> Pourcentage d'écart entre les vitesses de colmatage par rapport au volume filtré des configurations TF et HF, par rapport à une référence prise pour l'aération DF.....                                                                                                                                                                                                                                                                   | 134 - |
| <b>Tableau 19.</b> Influence de la fréquence d'acquisition f <sub>a</sub> réglable par l'expérimentateur sur des caractéristiques du signal et des fichiers de résultats.....                                                                                                                                                                                                                                                                                | 148 - |
| <b>Tableau 20.</b> Influence de la perméation sur les mesures de rétention, vitesse et nombre de bulles. Position de sonde x=12cm dans la cuve. 2 flux de perméat testés indépendamment. Le nombre de bulles correspond au nombre de fronts montants de créneaux détectées par la sonde de tête.....                                                                                                                                                         | 159 - |
| <b>Tableau 21.</b> Résumé des résultats pour l'aération DF–SAD <sub>m</sub> =0,2 Nm <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup> .m <sup>-2</sup> .....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                     | 182 - |
| <b>Tableau 22.</b> Résumé des résultats pour l'aération HF–SAD <sub>m</sub> =0,2 Nm <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup> .m <sup>-2</sup> .....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                     | 183 - |
| <b>Tableau 23.</b> Résumé des résultats pour l'aération TF–SAD <sub>m</sub> =0,2 Nm <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup> .m <sup>-2</sup> .....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                     | 184 - |
| <b>Tableau 24.</b> Résumé des paramètres caractéristiques de la phase gaz, moyennés, pour les trois débits d'air, et les trois lieux d'injection.....                                                                                                                                                                                                                                                                                                        | 185 - |
| <b>Tableau 25.</b> Vitesses du liquide induites par l'écoulement airlift des bulles en positions DF et TF.....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                               | 204 - |
| <b>Tableau 26.</b> Comparaison des vitesses du liquide induites par l'airlift, expérimentales et selon le modèle, pour trois demandes d'aération.....                                                                                                                                                                                                                                                                                                        | 208 - |
| <b>Tableau 27.</b> Coefficients de régression suivant les flux de filtration.....                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                            | 212 - |

**Tableau 28.** Résultats des observations de rupture ou non rupture d'une bulle de Taylor isolée dans l'eau suivant l'obstruction et l'élévation. Le symbole o signifie la difficulté de déterminer la rupture ou la conservation d'intégrité.....- 233 -

**Tableau 29.** Résultats des observations de rupture ou non rupture d'une bulle de Taylor isolée dans une solution à 0,1% massique de xanthane suivant l'obstruction et l'élévation.....- 237 -

# Introduction Générale

---



## Introduction Générale

La préservation et la gestion durable des ressources en eau de la planète est un défi majeur pour l'amélioration des conditions de vie de par le monde, et à la préservation de notre environnement. Des systèmes d'assainissement classiques ou conventionnels à Boues Activées existent pour traiter ces effluents aqueux pollués par les virus et bactéries, le carbone, l'azote, le phosphate, et autres micropolluants, liés à notre consommation. En alternative à ces traitements, le procédé innovant et intensif des Bioréacteurs à Membranes (BAM) s'est développé mondialement depuis une vingtaine d'années. Cette technologie réunit en un seul et même procédé, le traitement biologique par boues activées, et la séparation physique par technique membranaire. Le traitement biologique permet l'abattement de la pollution avec des rendements supérieurs aux traitements conventionnels, et une production de boues moindre. La séparation membranaire assure une qualité du perméat excellente qui ouvre la porte à la réutilisation des eaux.

Cependant, à chaque médaille son revers et les bioréacteurs à membranes sont confrontés au problème du colmatage des membranes qui diminue la production d'eau, et implique l'utilisation d'air injecté à proximité des membranes pour limiter leur colmatage. Mais l'aération représente la grande majorité des coûts opératoires d'une unité de traitement. A l'heure où la réduction des dépenses énergétiques est l'objectif systématique des industriels, l'optimisation de l'aération des BAM, encore loin d'être atteinte, est un véritable challenge.

Si l'optimisation de l'aération n'est pas aisée, c'est que l'impact de l'air sur le colmatage n'est toujours pas bien compris à ce jour. L'injection d'air engendre des conditions hydrodynamiques dans le système qui diffèrent de façon très importante suivant le type de bulles injectées (grosses bulles de l'ordre du centimètre ou de l'ordre du millimètre), la position du ou des aérateur(s), les débits de gaz injectés, l'intermittence de l'aération mais aussi suivant la géométrie de la membrane à proximité de laquelle l'air est injecté etc... Jusqu'à présent, il n'a pas été trouvé de relation claire entre l'hydrodynamique liée au passage de l'air, et le colmatage membranaire.

L'optimisation des conditions d'aération passe donc par la meilleure compréhension de l'hydrodynamique induite par l'injection d'air et le lien avec les performances de filtration.

Le travail de synthèse bibliographique pour lier les conditions d'aération à la caractérisation hydrodynamique est rendue difficile par le manque de caractérisation systématique de l'hydrodynamique gaz-liquide d'une part, et l'abondance de paramètres, globaux et locaux, d'autre part, dont le lien avec les performances de filtration n'est que rarement recherché. Lorsque des études s'intéressent à ce lien entre aération et mécanismes de limitation de colmatage, on peut regretter un certain manque de rigueur dans la caractérisation hydrodynamique, ou une trop grande complexité des phénomènes si bien que l'on frôle la confusion.

L'originalité de la démarche scientifique adoptée au Laboratoire d'Ingénierie des Systèmes Biologiques et des Procédés de Toulouse (LISBP) pour répondre à cette problématique est double. Dans un premier cas, il s'agit d'étudier des configurations complexes (liées au fluide, module membranaire, procédé de mise en œuvre du module..) en reliant les performances de filtration aux caractéristiques globales de l'hydrodynamique. Ce fut le cas de la thèse de Samuel Pollet (2009) dans le cadre du projet européen EUROMBRA. Dans un second cas il s'agit d'apporter une description et une quantification précise des phénomènes hydrodynamiques locaux sur un cas simple, puis de faire le lien avec les performances de filtration pour en tirer des mécanismes d'action de l'air et des perspectives encourageantes pour ensuite augmenter progressivement et de manière contrôlée la complexité des cas traités. Ce fut le cas avec la thèse de Martinelli en 2006 qui tira des conclusions sur le mécanisme d'action de l'air à proximité d'un système simple d'une membrane immergée. Le travail présenté ici entre dans cette deuxième approche avec la volonté de trouver le compromis entre, être au plus proche des conditions réelles de mise en œuvre des BAM et pouvoir réaliser une caractérisation hydrodynamique rigoureuse.

Pour cette thèse, le LISBP est associé avec l'Agence De l'Environnement et la Maîtrise de l'Energie (ADEME) et le Centre de recherche de Véolia Environnement Recherche et Innovation.

Ce travail de thèse comporte cinq chapitres pour répondre à la problématique suivante dans le cas d'étude qui sera étudié : Quels sont les mécanismes

hydrodynamiques locaux liés à l'aération qui contrôlent le colmatage de plusieurs faisceaux de membranes immergées ?

Le premier chapitre s'attache à synthétiser de manière critique les différents travaux réalisés sur l'aération des membranes immergées, que ce soit sur les études se focalisant sur la filtration, celles sur la description de l'hydrodynamique, globale ou locale, ou enfin celles évoquant le lien entre les deux. Une présentation précise de la démarche scientifique ainsi que les paramètres de l'étude est faite à la fin de ce chapitre.

Le deuxième chapitre est dédié à la description du pilote de thèse construit au LISBP, pour étudier d'une part la filtration en conditions d'aération contrôlées, et caractériser l'hydrodynamique d'autre part. On insistera sur la relative complexité du système, et le choix de la solution complexe à filtrer en accord avec le partenaire industriel.

Le troisième chapitre décrit les performances de filtration obtenues en fonction des conditions de perméation et d'aération. On s'attachera en particulier à l'influence de la position d'injection, du débit d'air et du type de bulle mis en œuvre.

Le quatrième chapitre insiste sur la rigueur de qualification de la mesure de l'hydrodynamique locale et présente les résultats de la caractérisation locale de la phase gaz dans ces conditions d'aération contrôlées et choisies en accord avec les résultats de filtration.

Le chapitre cinq vise à proposer un lien entre les performances de filtration et les paramètres hydrodynamiques locaux, et propose une discussion sur la mise en œuvre de l'aération dans les BAM.



# Chapitre 1 : Bibliographie

---



# 1 Bibliographie

## 1.1 Introduction

Le colmatage des bioréacteurs à membrane (BAM) est le principal challenge qui limite l'étendue de cette technologie. L'aération au sein des bioréacteurs à membrane, qui vise à diminuer ce colmatage, est une question d'actualité qui est importante, d'un point de vue intérêt économique, tant pour les industriels et exploitants de sites que les chercheurs. L'optimisation de l'aération pour les premiers passe par une meilleure compréhension et identification des mécanismes d'action de l'air par les seconds. Cette compréhension passe par une caractérisation de l'hydrodynamique de l'écoulement gaz-liquide induit par l'aération dans les bioréacteurs à membrane. C'est ce que se propose de faire ce travail.

Dans un premier temps, il est rappelé le contexte prometteur des bioréacteurs à membranes, puis détaillée la complexité de l'aération liée à l'enjeu de la réduction des dépenses énergétiques de cette technologie.

Pour mieux comprendre l'action de l'air, seront ensuite présentés les outils mis en œuvre par les chercheurs actuellement pour décrire globalement et localement l'hydrodynamique dans les BAM en insistant sur les limites de ces études.

Une fois quantifié, il est exposé en quoi les paramètres hydrodynamiques liés à l'aération impactent les performances de filtration.

Enfin la dernière partie vise à présenter les études qui font le lien entre caractérisation de l'aération et performances de filtration et à décrire les mécanismes d'action de l'air mis en lumière.

## 1.2 Les bioréacteurs à membrane et l'aération

### 1.2.1 Marché et tendances

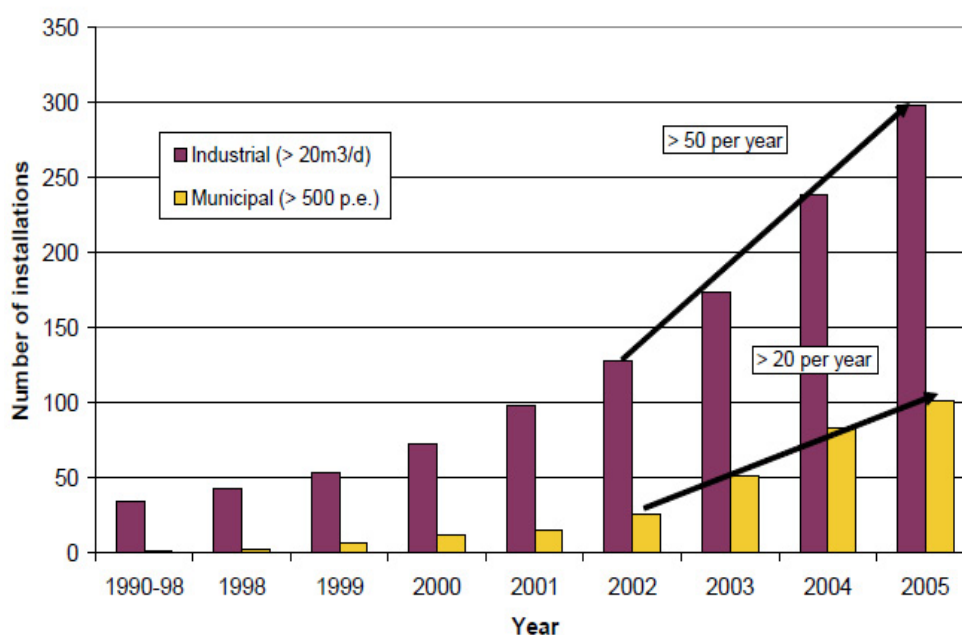
Le marché des Bioréacteurs à Membrane (BAM) en 2008 était estimé à 296 millions de dollars (Rapport de Business Communications Company Inc. en 2008) avec une projection de 488 millions de dollars pour 2013. Depuis le début du millénaire, la croissance de ce marché est à deux chiffres, entre 10,5% et 12,7% selon les projections.

En 2008, le nombre d'usines de traitement équipées de BAM se partageait en 73% pour le marché asiatique, 16% le marché Nord-Américain et 11% le marché

Européen (Pearce 2008). Autant l'Asie, avec le Moyen Orient, l'Inde, la Chine et l'Australie sont plutôt portés vers cette technologie à cause de l'existence d'un stress hydrique de plus en plus important dans ces régions ; autant c'est plutôt le caractère législatif, en particulier le respect de la réglementation sur l'eau Water FrameWork Directive 2000/60/EC ou la Directive Européenne de traitement des eaux usées urbaines 91/271/EEC, qui est prédominant dans le choix des BAM en Europe et Amérique du Nord. La qualité des bioréacteurs à membrane permet et permettra de plus en plus la réutilisation des eaux.

En Asie, le marché chinois arbore une croissance de 100% depuis quelques années et est passé d'installations de petite taille à des installations pouvant traiter jusqu'à 100 000 m<sup>3</sup>/jour pour le Beijing Kunyu River WWPT (Zheng *et al.* 2010).

Le marché en Europe est également en pleine croissance depuis 1990 (cf. Figure 1)

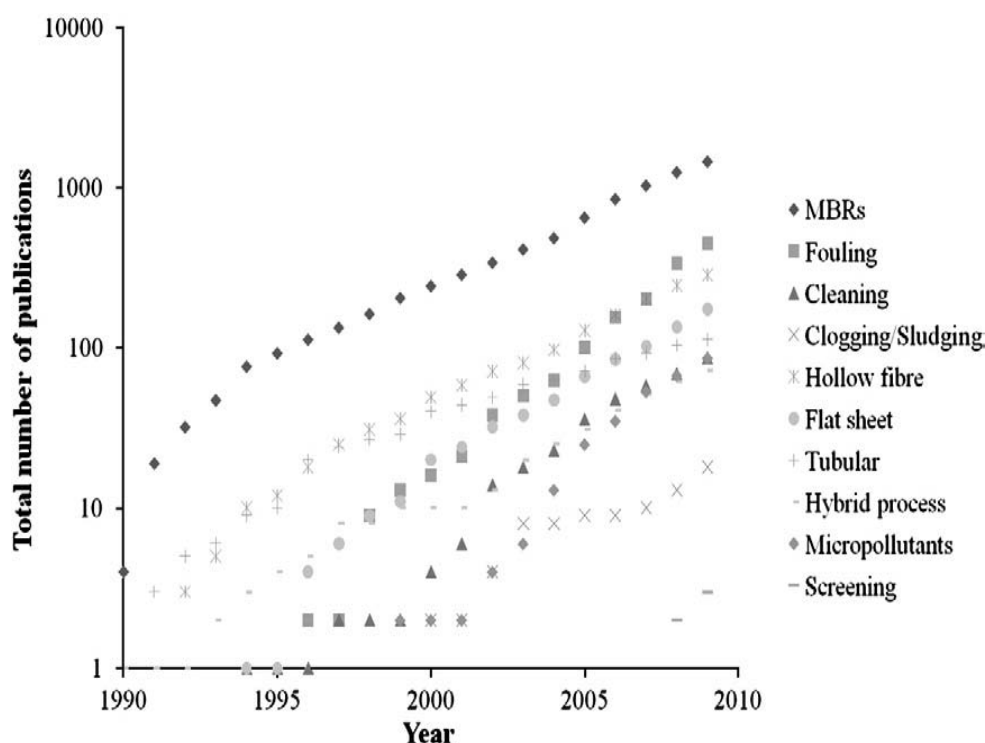


**Figure 1.** Développement du marché Européen des Bioréacteurs à Membranes jusqu'à 2005, en nombre d'installation sur 402 références [Lesjean *et al.* 2008]

Les bioréacteurs à membrane (BAM) restent principalement utilisés pour le traitement des eaux usées domestiques en ce qui concerne les volumes d'eaux traités ; la répartition en nombre d'installations montre que deux tiers des unités de traitements concernent les eaux industrielles. Plus de 50 installations industrielles sont construites chaque année en Europe comme le montre la Figure 1 (Lesjean *et al.* 2008).

Mais le principal problème des BAM est le colmatage des membranes, qui sera détaillé dans le paragraphe 1.2.2, qui engendre des difficultés d'exploitation et un coût énergétique important. Sa réduction est le principal challenge des industriels. L'aération des membranes est maintenant généralement reconnue comme un moyen d'action pour diminuer ce colmatage. Cependant l'aération peut être responsable de près de la moitié (49,2%) du poste de consommation énergétique, qui représente lui-même près d'un tiers des coûts opératoires d'un BAM (Brepols 2011 et Pyory, 2009 sur l'exemple de la station de Nordkanal en Allemagne). L'optimisation de l'aération est très loin d'être atteinte dans les BAM, et Drews (2010) avance même le chiffre de seulement 10% du temps d'opérations des BAM où l'aération serait optimisée (i.e pendant les pics de charge des bassins). Les industriels et opérateurs de stations de BAM ont parmi leurs trois premiers objectifs de réduire leur consommation énergétique due à l'aération.

L'état de l'art de la recherche sur les BAM montre un nombre d'études toujours plus élevées (Figure 2). Le nombre d'articles sur les BAM a augmenté de 20% depuis 1995. Le colmatage représente le thème de recherche le plus important puisqu'il concentre 31% en nombre de toutes les publications de la littérature sur les BAM (Santos *et al.* 2010). Récemment se sont achevés les quatre grands projets européens comme Amedeus, Eurombra, MBR-train et Puratreat, financés par la Commission Européenne sur la période 2005-2009, pour un total de 16 millions d'euros, et qui ont eu le mérite de réunir 50 partenaires tant industriels du traitement de l'eau (exploitants et constructeurs), fabricants de membranes, institutions et universitaires pour parfaire les connaissances sur les BAM, notamment comment combattre le problème du colmatage des membranes. La thématique de l'aération est largement abordée dans la revue bibliographique sur l'aération du projet Eurombra. Elle vise notamment à harmoniser les terminologies pour mieux caractériser l'hydrodynamique au sein des BAM, en lien avec l'aération.



**Figure 2.** Tendances des recherches sur les Bioréacteurs à Membranes – Nombre de publications par mots clés - étude réalisée sur les 1449 articles concernant les bioréacteurs à membranes sous le logiciel Scopus par Santos *et al.* (2010)

A la fois l'étendue du marché mondial, sa croissance et le nombre de publications académiques sur le sujet expriment bien l'intérêt porté à la technologie des bioréacteurs à membrane à travers le monde. L'aération est l'un des moyens utilisés pour réduire le problème complexe du colmatage. Il est important d'entrevoir la complexité du colmatage avant de s'intéresser plus particulièrement à l'action de l'air dans le système complexe des BAM.

## 1.2.2 Le colmatage

### 1.2.2.1 Principal challenge des bioréacteurs à membrane

Le colmatage est le principal challenge des BAM ; il est à l'origine :

- de la perte de productivité (flux de perméat) des unités par l'arrêt de la filtration et des rétrolavages (i.e des nettoyages hydrauliques) perpétrés pour éliminer le dépôt accumulé lors de la filtration,
- de nettoyages chimiques coûteux, souvent toxiques, susceptibles de diminuer la durée de vie des membranes,
- de coûts opérationnels très élevés à cause de l'aération, utilisée pour limiter ce colmatage.

### 1.2.2.2 Non pas un colmatage mais des colmatages

L'état de l'art sur le colmatage est récemment résumé par la revue de Drews (2010), qui complète et actualise la revue de Le-Clech *et al* (2006). Il est conseillé de se reporter à ces deux références de qualités pour plus de détails. Les échelles de temps du colmatage en BAM sont multiples : le colmatage réversible à l'échelle de temps la plus courte (quelques minutes ou heures) qui peut être éliminé (partiellement ou complètement) hydrauliquement par rétrolavage à l'eau ou relaxation (arrêt de filtration) ; ce type de colmatage est principalement un colmatage par dépôt. Le colmatage irréversible concerne des durées beaucoup plus longues (de l'ordre du mois) et un nettoyage chimique est nécessaire pour l'éliminer. Ce colmatage peut entre autre se manifester par l'apparition d'un saut de pression d'aspiration, à flux constant, après une période de filtration longue où la pression est stabilisée.

Il n'y a pas un colmatage mais des colmatages. Les causes du colmatage sont multifactorielles et peuvent être regroupées sous quatre grandes catégories de facteurs qui sont :

- la membrane et le module membranaire,
- le design du réacteur,
- la qualité de l'effluent et les paramètres biologiques,
- les conditions opératoires liées à la filtration. L'aération en fait partie, en lien avec le design du réacteur.

Toute la complexité du colmatage en BAM vient du couplage des phénomènes issus des quatre groupes ci-dessus.

### 1.2.2.3 Les causes du colmatage : les paramètres biologiques

Tant l'alimentation des BAM que la biomasse du bassin biologique sont des solutions complexes, à la composition changeante avec le temps. Chaque boue activée est différente. Ces boues activées sont divisées en trois fractions : les matières en suspension, les colloïdes et la partie soluble. Le surnageant de boues activées regroupe les colloïdes et la partie soluble. De nombreuses études ont tenté d'identifier la fraction des boues activées responsable du colmatage, c'est ce que Le-Clech *et al.* exposent dans leur revue de 2006, qui rassemble la part de colmatage des différentes fractions des boues, suivant 13 différentes études de BAM. La synthèse illustre bien l'extrême variabilité dans les résultats puisque le surnageant de

boues (partie soluble et colloïdale) peut représenter entre 20 et 90% du colmatage total. Cela peut être expliqué par la variabilité dans les conditions opératoires et la composition des boues activées. De plus, il n'existe pas de méthode standardisée pour extraire et isoler les différentes fractions. Les terminologies diffèrent suivant les méthodes d'extraction, variable d'une équipe de recherche à l'autre. Le projet Eurombra a justement eu un rôle de synthèse des différentes terminologies utilisées au sein de ces différentes équipes de recherche dans le domaine des paramètres biologiques des BAM.

Ce qui est globalement accepté c'est que les matières en suspension sont plutôt responsables d'un colmatage par dépôt, réversible. L'impact de la concentration en matière en suspension sur le colmatage est sujet à controverse puisque des résultats très contrastés ont été reportés. Parfois, plus la concentration est élevée, plus le colmatage est élevé. D'autres études mesurent une hausse de la résistance de colmatage seulement si la concentration excède une valeur limite de 15g/L. La concentration en matière en suspension n'est finalement pas un facteur pouvant influencer, seul, le colmatage. Il est fortement lié à d'autres paramètres opératoires comme le flux de filtration auquel l'expérience est réalisée, surtout si ce dernier est important. Pour des flux faibles, la concentration en solides n'aurait que peu d'influence sur le colmatage. Après les matières en suspension, la synthèse de Le-Clech (2006) insiste sur le rôle important des fractions solubles et colloïdales sur le colmatage. Deux grands groupes de composés ont été ainsi isolés comme composés colmatants : par définition, on parle de substances polymériques extracellulaires (EPS) lorsque ces composés sont attachés aux floes (agrégats de matières), et le terme SMP se rapporte à ces composés s'ils sont en suspension dans le surnageant de boue. Cette définition ne correspond pas forcément aux fractions isolées par les différentes unités de recherche selon des méthodes de séparation non standardisées, et des méthodes de dosage non identiques qui se concentrent essentiellement sur le dosage des protéines et des polysaccharides (Le-Clech (2006)). Même si la concentration en polysaccharide, sur un cas de surnageant de boue activée a été reliée au colmatage de façon linéaire, il n'est toujours pas établi de façon claire quel composé est le plus colmatant en BAM, ni selon quel mécanisme. La température des boues activées a un rôle non négligeable et généralement reconnu. Non seulement une hausse de température diminue la viscosité des boues activées, mais aussi elle pourrait engendrer une augmentation

de la concentration en EPS. La température jouant en effet sur le métabolisme des boues en général, son action sur le colmatage ne peut donc pas être discutée de façon isolée.

Pour s'affranchir de l'impact des caractéristiques biologiques du fluide, des composés modèles sont utilisés à base de BSA (protéines), alginate, levures, xanthane etc...Mais il n'existe pas de « boue synthétique » fidèle au comportement des boues activées ; d'une part parce que la composition exacte d'une boue activée est inconnue, et que sa composition est complexe et changeante. D'autre part, il apparait des interactions et des difficultés lors de l'usage de ces composés dits modèles, interactions qui ne sont pas forcément représentatives du comportement de fluides réels. Une utilisation de ces composés modèles peut toutefois être une simplification nécessaire pour mieux comprendre un mécanisme isolé, avant de complexifier le système et d'étudier les interactions, notamment celles entre composition du fluide biologique et conditions opératoires liées à la filtration.

#### **1.2.2.4 Paramètres opératoires liés à la filtration**

Le paramètre d'âge de boues, contrôlé par le taux de purge du bassin biologique, est généralement admis comme réduisant le caractère colmatant de la boue, si l'âge de boues est élevé. Mais la raison n'est pas parfaitement identifiée, car l'âge de la boue change la composition du fluide, un âge de boue élevé diminuant la concentration en SMP (Le-Clech (2006)).

L'aération est une condition opératoire liée à la filtration qui contrôle le colmatage. L'aération a une action principalement sur le colmatage réversible par dépôt si l'on en croit l'étude de Chang *et al.* (2000) qui ont mesuré la part de colmatage irréversible et réversible après 90 minutes de la filtration de suspension bactérienne de levures. Leur étude montre une diminution de la résistance de colmatage réversible  $R_r$  en fonction de la vitesse superficielle de gaz (qui est directement liée à l'aération) : l'air agit bien sur le colmatage réversible, à court terme. Cependant, concernant le colmatage irréversible, l'étude ne permet pas de clairement identifier l'action de l'air sur la résistance de colmatage irréversible  $R_{ir}$  qui diminue d'abord de 20% puis augmente pour rejoindre une valeur proche de la faible vitesse superficielle initiale. L'aération n'a pas d'interaction avec la membrane, mais le lien a été montré entre aération et composition des boues activées. En effet, une forte aération, ou un changement brusque dans l'intensité de l'aération, peut engendrer de forts taux de

cisaillement dans la solution et ainsi perturber les microorganismes des boues qui relarguent SMP et EPS entraînant un plus fort colmatage (Thanh *et al.* (2010)). L'aération est aussi liée avec d'autres paramètres opératoires comme la viscosité de la solution (liée à la concentration en matière solide, en EPS, en SMP etc...). Une solution visqueuse modifie la forme, la taille et la vitesse des bulles injectées par rapport à l'eau, ce qui aurait tendance à diminuer l'efficacité de l'aération.

#### **1.2.2.5 Les causes du colmatage : la membrane et le module**

En ce qui concerne les causes du colmatage imputables à la membrane : la taille des pores est un premier paramètre important. La rugosité de la surface des membranes risque également d'impacter le comportement de colmatage. De façon générale, il est communément reconnu qu'une membrane plus rugueuse est sujette à plus de colmatage qu'une membrane lisse. Mais l'effet de la rugosité de surface seul n'a pu être mis en avant ; c'est l'association du trio entre rugosité, matériau de construction, et distribution de taille de pores qui engendre des types de colmatage différents. Le matériau de construction de la membrane influe sur le colmatage : les membranes céramiques sont connues pour beaucoup moins colmater à court terme que les membranes d'origine polymériques. Elles sont cependant très peu choisies dans les installations BAM à cause de leur coût très élevé. Les membranes polymériques, comme celles en PE (Polyéthylène) ou PES (PolyEtherSulfone) colmatent plus vite et engendrent plus un colmatage irréversible qu'une membrane en PVDF (Polyvinylidene Fluoride). Mais le choix du matériau est guidé par l'application du procédé recherchée. En ce qui concerne le paramètre d'hydrophobicité de la membrane, il est généralement convenu que le colmatage sera plus important lorsque le fluide est filtré par une membrane hydrophobe qu'hydrophile. Mais l'hydrophobicité de la membrane est aussi liée à la distribution de taille de pores de la membrane. A long terme, l'hydrophobicité de la membrane n'a qu'une influence mineure sur les interactions entre composés colmatants, par rapport au colmatage recouvrant la surface de la membrane. Le rôle individuel de paramètres relatifs à la membrane est difficile à prouver et des interactions complexes sont mises en avant, entre les caractéristiques physico-chimiques de la membrane, et les boues activées. Le colmatage des membranes ne se répartit pas non plus uniformément le long de la membrane. Lorsque plusieurs membranes, composant le module membranaire sont présentes, le phénomène de clogging peut apparaître. Il s'agit de la prise en masse

du module membranaire, souvent à l'une de ses extrémités, ce qui entraîne une diminution de la surface filtrante et une augmentation du colmatage.

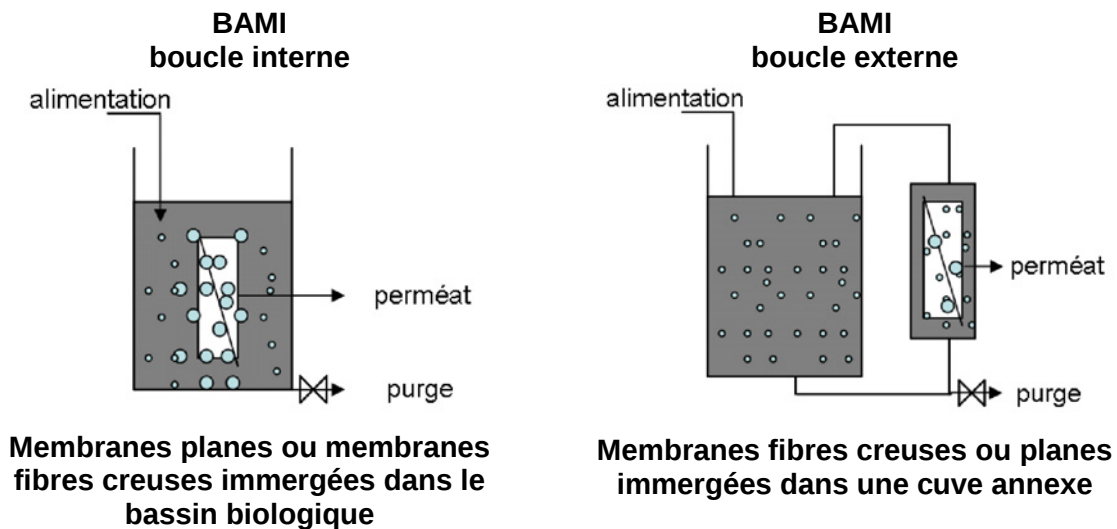
Enfin, le design des bioréacteurs peut être considéré comme un ensemble de paramètres opératoires, choisis au moment de la construction du bioréacteur à membrane, au même titre que le choix de la membrane. L'aération est en interaction avec le design des bioréacteurs, puisque la complexité de l'aération en BAM est liée à la complexité des designs de BAM. La partie suivante présente cette complexité de l'aération qui justifiera une étude locale de l'hydrodynamique induite par l'air.

### **1.2.3 La complexité de l'aération dans les Bioréacteurs à membranes**

Une uniformisation ou standardisation de la technologie des BAM en Europe est vivement souhaitée par les industriels (cf. De Wilde *et al.* 2008), le but premier étant l'interchangeabilité des modules membranaires d'une installation à l'autre, et une facilitation dans l'exploitation. Cependant il a été relevé 35 facteurs dans l'étude de De Wilde (2008), qui empêchent ou entravent cette standardisation. Les facteurs de première importance identifiés furent la géométrie, les dimensions et la configuration des modules membranaires, avec l'aération de ces modules. La complexité des géométries entraîne en effet une complexité de l'aération.

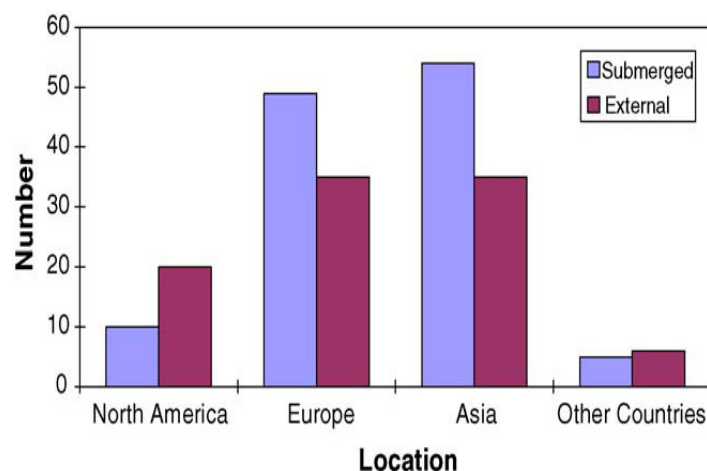
#### **1.2.3.1 Plusieurs configurations pour une même technologie : les BAMI**

Depuis le milieu des années 1980, et le premier brevet japonais sur les bioréacteurs à membranes immergés (BAMI) déposé par Nitto-Denko, et les recherches de Yamamoto *et al.* (1989), la filtration des eaux domestiques usées peut avoir lieu au moyen de modules membranaires directement immergés dans le bassin biologique, cela nécessitant alors une faible dépression comme force motrice. Ces modules peuvent être immergés dans le bassin de boues activées ou dans une cuve annexe (cf. le schéma de fonctionnement à la Figure 3).



**Figure 3.** Schéma de fonctionnement de BAMI à boucle interne (gauche) et boucle externe (droite)

Très vite l'aération à proximité des membranes a été mise en œuvre dans les Bioréacteurs à Membranes immergées (BAMI), sans optimisation, par manque de connaissance sur le rôle de l'aération. La configuration BAMI est majoritaire en Europe et Asie (cf. Figure 4), et il faut préciser que de plus en plus d'études américaines ciblent cette configuration. A l'intérieur de cette configuration, les membranes utilisées sont des membranes planes ou des fibres creuses. L'aération n'engendrera pas les mêmes écoulements hydrodynamiques suivant le type de module membranaire choisi en BAMI.



**Figure 4.** Contribution géographique sur les configurations des BAM immergés (« submerged ») ou à boucle externe (« external ») [Yang *et al.* 2006]

La grande diversité des configurations de BAMI et de type de modules membranaires rendent complexe l'aération dans les BAMI.

### 1.2.3.2 La diversité dans les modules membranaires : exemple des fibres creuses – interaction géométrie aération

Précédemment il a été présenté les deux types de modules membranaires en BAMl à savoir les membranes planes et membranes fibres creuses. Pour ces dernières, une très large diversité est rencontrée entre les produits, ce qui ne facilite pas la standardisation, ni la compréhension des phénomènes. L'aération sera influencée par les paramètres géométriques des fibres creuses comme :

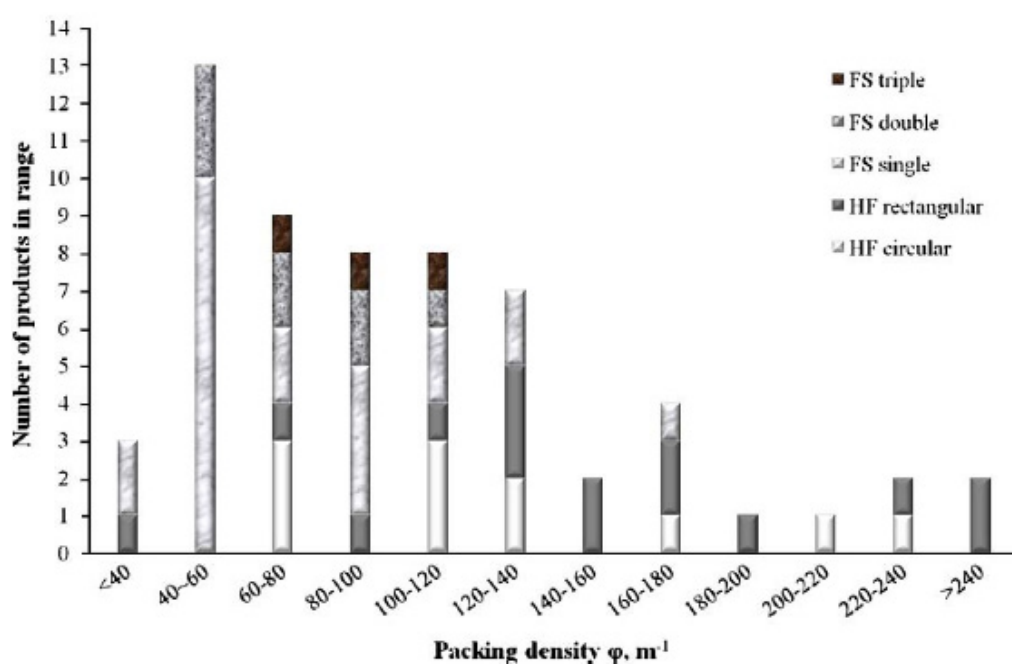
- la répartition en faisceaux et leur géométrie: rectangulaire (les fibres sont placées les unes à côté des autres dans une cassette, de façon analogue à une membrane plane) ou circulaire (les fibres sont réunies en ensemble circulaire – faisceaux – qui forme ensuite un rang)
- le nombre de fibres empotées par faisceaux, i.e la compacité du faisceau de fibres et si les fibres sont tenues aux deux extrémités ou seulement pas le bas
- la densité de membrane dans le réacteur, exprimée par le paramètre

$$\varphi = \frac{S_m}{Sh_m} \text{ où } S \text{ la section géométrique du module, } h_m \text{ la hauteur du module, et}$$

$S_m$  la surface membranaire du module. La Figure 5 illustre la grande diversité de la densité de membrane dans les modules,  $\varphi$ , sur le marché des constructeurs européens de membrane plane (« FS ») à un ou plusieurs étages (triple, double ou simple), de fibres creuses (« HF ») différant par leur répartition en faisceaux rectangulaires (« HF rectangular ») ou circulaire (« HF circular »). Le tableau de la Figure 5 se concentre sur la moyenne et écart type du paramètre  $\varphi$  dans le cas des membranes planes et des fibres creuses. Pour ce dernier type de membrane,  $\varphi$  représente la densité des faisceaux de fibres dans le module. La valeur de  $\varphi$  peut être multipliée jusqu'à 6 ( $\varphi$  inférieur à 40 m<sup>-1</sup> jusqu'à 240 m<sup>-1</sup>) soit une déviation standard de 48% pour les fibres creuses.

- la longueur des fibres et leur diamètre,
- l'orientation des fibres (quoique la majorité des cas rencontrés soit verticale),
- la flèche et flexibilité (permettant le mouvement des fibres),
- l'endroit où est placé le module dans le bioréacteur par rapport au lieu d'injection d'air. Le module peut être plus ou moins éloigné en hauteur de l'injection d'air en bas du réacteur.

Cette même diversité se rencontre dans les études académiques (projet Eurombra) si bien qu'il est difficile de pouvoir comparer les résultats, d'extrapoler ou de généraliser le rôle de l'air sur la réduction du colmatage, qui est souvent propre aux conditions géométriques citées ci-dessus. Il est ici pointé du doigt le besoin de revenir aux sources i.e à la compréhension de mécanismes fondamentaux du colmatage, hors des spécificités des cas d'études complexes, c'est à dire revenir à un point de vue local.



(a)

|                | Densité de membrane dans le module $\phi$ (m <sup>-1</sup> ) |          |
|----------------|--------------------------------------------------------------|----------|
| Membrane plane | Moyenne                                                      | 77       |
|                | Ecart type                                                   | 31 (41%) |
| Fibres creuses | Moyenne                                                      | 141      |
|                | Ecart type                                                   | 67 (48%) |

(b)

**Figure 5.** Mise en évidence de la diversité des produits membranaires mis sur le marché européen (a) nombre de produits du marché répartis en intervalle de densité de membrane dans le module (b) tableau résumé des paramètres moyens et écart type de densité de membrane dans le module suivant les types de membranes [Santos *et al.* 2010]

### 1.2.3.3 La diversité d'aération dans les BAM : Une amélioration empirique des performances globales de filtration

Dans la pratique, les constructeurs de membrane préconisent une aération minimale à fournir en terme de débit volumique par unité de surface membranaire. Les opérateurs adaptent ensuite l'aération suivant les conditions biologiques qu'ils rencontrent (composition du fluide, température, pH, concentration en solide etc...). Le

illustre bien la grande diversité de l'aération dans des cas industriels, relatés par le projet Eurombra et classés suivant le type de module membranaire fibres creuses ou membrane plane. Le degré d'aération est décrit par le terme de la demande spécifique d'aération,  $SAD_m$  en  $Nm^3.h^{-1}.m^{-2}$ , définie selon :

$$SAD_m = \frac{Q_G}{S_m}, \quad \text{Équation 1}$$

où  $Q_G$  est le débit normal de gaz et  $S_m$  la surface membranaire du module. Pour comparer l'aération au sein de réacteurs de capacités de traitement très variées, le paramètre de demande spécifique d'aération par rapport au volume de perméat filtré est utilisé. Appelé  $SAD_p$  en  $Nm^3$  d'air par  $m^3$  de perméat produit, il est défini selon:

$$SAD_p = \frac{Q_G}{JS_m}. \quad \text{Équation 2}$$

Du Tableau 1, il apparait que pour un même flux de filtration de  $25 L.h^{-1}.m^{-2}$ , la demande spécifique d'aération utilisée pour des membranes planes varie peu entre  $0,56 Nm^3.h^{-1}.m^{-2}$ ,  $0,54 Nm^3.h^{-1}.m^{-2}$  et  $0,5 Nm^3.h^{-1}.m^{-2}$  suivant le constructeur. En revanche, pour ce même flux, l'aération recommandée est divisée par 2 à  $0,25 Nm^3.h^{-1}.m^{-2}$  pour les fibres creuses de Puron. Mais pour un même flux de filtration  $18 L.h^{-1}.m^{-2}$  chez les fibres creuses de Zenon, l'aération peut même varier de 71% entre  $1 Nm^3.h^{-1}.m^{-2}$  et  $0,29 Nm^3.h^{-1}.m^{-2}$  ce qui illustre bien la grande variété des aérations à l'intérieur d'une même classe de module. Lorsque le flux augmente de  $20 L.h^{-1}.m^{-2}$ , à  $33 L.h^{-1}.m^{-2}$ , Kubota augmente l'aération de 41% mais lorsque le flux augmente de  $20 L.h^{-1}.m^{-2}$  à  $25 L.h^{-1}.m^{-2}$ , l'aération est diminuée par 25% pour les mêmes membranes planes. L'aération choisie peut sembler aussi liée à la concentration en solide (MLSS) : pour une concentration de  $12 g.L^{-1}$ , l'aération utilisée sur des fibres creuses d'USFMemcor est de  $0,18 Nm^3.h^{-1}.m^{-2}$  alors que pour une concentration en

solide inférieure, diminuée à  $8 \text{ g.L}^{-1}$ , l'aération est multipliée 33%, le flux de filtration étant égal par ailleurs.

**Tableau 1.** Résumé des paramètres relatifs à l'aération dans les unités BAM en service sur l'Europe recensées par le projet Eurombra (Deliverable Report D1)

| Terminologie            | Capacité<br>$\text{ML.jour}^{-1}$ | Flux<br>$\text{L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ | Perméabilité<br>$\text{L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}.\text{bar}^{-1}$ | $\text{SAD}_m$<br>$\text{Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ | $\text{SAD}_p$<br>- | MLSS<br>$\text{g.L}^{-1}$ |
|-------------------------|-----------------------------------|-----------------------------------------|-----------------------------------------------------------------|-------------------------------------------------------------|---------------------|---------------------------|
| <b>Membranes planes</b> |                                   |                                         |                                                                 |                                                             |                     |                           |
| Kubota                  | 1,9                               | 20                                      | 350                                                             | 0,75                                                        | 32                  | 12-18                     |
|                         | 13                                | 33                                      | 330                                                             | 1,06                                                        | 32                  | 8-12                      |
|                         | 4,3                               | 25                                      | 680                                                             | 0,56                                                        | 23                  | ns                        |
| Brightwater             | 1,2                               | 27                                      | 150                                                             | 1,28                                                        | 47                  | 12-15                     |
| Toray                   | 0,53                              | 25                                      | 208                                                             | 0,54                                                        | 22                  | 6-18                      |
| Huber                   | 0,11                              | 24                                      | 250                                                             | 0,35                                                        | 22                  | Ns                        |
| Colloide                | 0,29                              | 25                                      | 62,5                                                            | 0,5                                                         | 20                  | Ns                        |
| <b>Fibres creuses</b>   |                                   |                                         |                                                                 |                                                             |                     |                           |
| Zenon                   | 2                                 | 18                                      | 95                                                              | 1                                                           | 56                  | 15                        |
|                         | 48*                               | 18                                      | 144                                                             | 0,29                                                        | 16                  | 8-10                      |
|                         | 0,15*,i                           | 12                                      | 71                                                              | 0,65                                                        | 54                  | 10-15                     |
|                         | 3,2                               | 26                                      | 300                                                             | 0,44                                                        | 17                  | 14                        |
|                         | 48*                               | 24                                      | 200                                                             | 0,40                                                        | 17                  | 12                        |
| M. Rayon                | 0,38                              | 10                                      | 30                                                              | 0,65                                                        | 65                  | 12                        |
| USF Memcor              | 0,61                              | 16                                      | 150                                                             | 0,18                                                        | 11                  | 12                        |
| Asahi-kasei             | 0,9i                              | 16                                      | 80                                                              | 0,24                                                        | 15                  | 8                         |
| KMS Puron               | 0,63*                             | 25                                      | 160                                                             | 0,25                                                        | 10                  | Ns                        |
| Polymem                 | -                                 | 10-20                                   | ns                                                              | 0,15-0,25                                                   | 13-25               | Ns                        |

\* intermittence / cycle d'aération, i – effluent industriel, Ns – Non spécifié

Les conditions d'aération utilisées industriellement sont donc très variées et apparemment dépendantes de grandeurs globales comme le type de module, le flux ou la concentration en solide de la solution, sans que des tendances claires ne puissent être identifiées.

### 1.2.3.4 L'intermittence de l'aération dans les BAM

L'intermittence d'aération est un mode d'aération fréquent dans les BAM ; dans le cadre du projet Amedeus, De Wilde *et al.* (2008) recense que quatre des neuf principaux exploitants d'installation utilisent une intermittence de l'aération. En pratique, une intermittence de l'aération se traduit par un cycle d'aération composée

d'une aération dispensée en continu à un débit  $Q_{G1}$ , pendant une courte période de temps  $t_1$  de l'ordre de la dizaine de secondes, suivie par une courte période de temps  $t_2$  sans injection d'air ou avec une aération plus faible  $Q_{G2}$ . On parle alors de débit d'aération net  $Q_{Gnet}$  défini par la quantité de gaz globale injectée sur un cycle complet, et de débits d'aération ponctuels  $Q_{G1}$  et  $Q_{G2}$ . Différents scénari de combinaison de  $Q_{G1}$  et  $Q_{G2}$  sont mis en œuvre, avec des temps généralement de l'ordre de la dizaine de secondes. Dans l'étude de Pollet *et al.* (2009), les auteurs étudient les différences entre une aération dispensée en continu d'une part, ou en cycle de durée  $t_1/t_2 = 290 \text{ s} / 10 \text{ s}$  ou  $t_1/t_2 = 450 \text{ s} / 60 \text{ s}$  pour une aération intermittente, sur le colmatage. Cette intermittence de l'aération engendre des écoulements diphasiques complexes, et peu d'études sont capables de caractériser l'hydrodynamique induite par une aération intermittente.

#### **1.2.4 Conclusion**

Les bioréacteurs à membrane montrent une dynamique de marché en pleine croissance. Des essais conduits sur des installations de grande échelle ont permis aux constructeurs de membrane de préconiser des aérations nettement moindres qu'aux débuts de la technologie BAM. Les exploitants d'installation ont ainsi réduit de manière notable la demande énergétique liée à l'aération (comme le soulève Judd dans son ouvrage MBR Book). Celle-ci reste un frein très important engendrant des coûts opératoires mal maîtrisés. Cette optimisation sur quelques exemples à grande échelle n'est pas fondée sur une meilleure compréhension des mécanismes d'action de l'air. Et le très large éventail de configurations, tant des bioréacteurs que des modules membranaires associés ne facilitent pas les études du domaine. Avant de se pencher sur les actions de l'air, encore faut-il pouvoir décrire et quantifier l'aération. Pour cela, quels paramètres choisir ? A quelles échelles travailler ? Et quelles sont les limites des techniques employées en laboratoire pour quantifier cette hydrodynamique diphasique ? Autant de questions traitées dans la partie suivante.

### ***1.3 Qualification hydrodynamique de l'écoulement gaz-liquide en BAM : outils et possibilités à deux échelles***

La caractérisation de l'hydrodynamique concerne la phase gaz et la phase liquide dont le mouvement est indirectement déduit de l'écoulement de la phase gaz en BAM. L'objectif de la partie suivante est de synthétiser thématiquement les grandeurs décrivant l'hydrodynamique, de façon globale d'abord, puis locale, en

détaillant les études et résultats obtenus en lien avec les conditions opératoires relatives à l'aération. Il est aussi important de relever les limites des techniques utilisées. La caractérisation de l'hydrodynamique locale nécessite souvent l'étude complémentaire du système eau-air.

### **1.3.1 Grandeurs de caractérisation globale**

#### **1.3.1.1 Une complexité des écoulements gaz-liquides difficile à aborder**

Il existe deux types majeurs de contacteurs gaz-liquide dans le génie chimique : les contacteurs de type colonne à bulles, et les contacteurs de type airlift, qui fonctionne sur le même principe qu'une colonne à bulle, mais qui sont le siège de circulation et recirculation liquide autour d'organe interne de différentes formes (paroi interne, boucle externe etc...). Ces recirculations sont induites par une distribution de gaz excentrée et sont choisies lors de la conception de la géométrie du réacteur. Il est évident que suivant le type de contacteur, l'hydrodynamique, en particulier de la phase liquide (vitesses, circulation, turbulence) sera différente.

En application aux BAMI, un contacteur gaz-liquide de type airlift est souvent choisi et organisé dans le cas d'un BAMI avec membranes planes, le rôle d'organe interne (paroi interne) autour duquel s'effectue la circulation de liquide étant alors joué par la membrane plane elle-même. D'autres études utilisent des parois solides en organe interne pour délimiter une zone ascendante d'airlift, à l'intérieur de laquelle sont disposées des membranes planes (Tacke *et al.* 2008, Prieske *et al.* 2008). Un tel système choisi permet une mise en circulation du liquide à moindre coût, et contrôlée par le débit de gaz. Pour un BAMI avec des faisceaux de fibres creuses, la circulation de type airlift n'est pas simple à mettre en place, et un tel phénomène ne se produit pas forcément à cause de la rigidité et la compacité et de la liberté de mouvement des faisceaux de fibres creuses, très différentes des membranes planes. S'il y a airlift dans les installations, cela est beaucoup plus subi, et le fruit d'un positionnement hasardeux souvent non réfléchi des aérateurs.

En ce qui concerne l'écoulement de liquide induit par l'injection de la phase gaz, à l'intérieur de chacun des contacteurs, deux régimes peuvent se présenter : le régime homogène et le régime hétérogène. En régime homogène, les bulles sont plutôt uniformes en taille, et leur vitesse d'ascension de l'ordre de 0,2 à 0,3 m.s<sup>-1</sup>. Le régime est caractérisé par sa stabilité, avec des vitesses de liquide uniforme, et un

écoulement global de type piston. L'écoulement hétérogène à bulles se caractérise par la présence de petites bulles, de grosses bulles, ou des paquets de petites bulles, qui ont des tailles de l'ordre du centimètre, et dont les vitesses sont bien plus élevées. Le régime est instable, et une dissipation axiale est rencontrée contrairement à l'écoulement piston. Cette dénomination de régime homogène ou hétérogène est essentielle, car elle est le reflet du comportement de la phase gazeuse dans le réacteur, et cela aura logiquement une conséquence sur l'hydrodynamique du liquide. Un troisième régime est référencé, dans le cas où le diamètre de la colonne est petit (inférieur à 10 cm), c'est le régime à poches, ainsi nommé pour sa similarité avec la structure d'écoulement intermittent à bouchons et à poches en conduite.

Dans l'application des BAMI, les études n'utilisent que très rarement la dénomination de régime homogène ou hétérogène. Le régime homogène est peu rencontré dans les cas à géométrie et aération complexe comme les BAMI. Il est parfois aussi observé un régime de poches, en présence de grosses bulles, et dans le cas où la géométrie à l'intérieur du BAMI est tellement confinée qu'elle impacte sur la forme des grosses bulles. Ce régime dépend de la taille des bulles (régime seulement possible en présence de grosses bulles) et de l'espace alloué au passage du gaz... Cette section de passage du gaz dépend de conditions géométriques comme la compacité des faisceaux de fibres creuses (qui conditionne le passage ou non des bulles l'intérieur des faisceaux), et/ou de l'espacement entre les faisceaux de fibres creuses ou les plaques de membrane plane. Enfin, la géométrie peut influencer sur la rupture (diminution de la forme et taille d'une grosse bulle), et la présence d'obstacle que représentent les modules membranaires dans certains cas aura un impact sur la forme de la bulle. Du point de vue influence de la bulle sur la géométrie, une grosse bulle ne peut mettre en mouvement une plaque de membrane plane, mais une grosse bulle peut mettre en mouvement des fibres creuses, si le faisceau de fibres est peu compact, et/ou si les fibres sont très flexibles, et si le confinement est toutefois assez important pour conditionner le passage de la grosse bulle ou son contact avec les fibres creuses.

En conclusion, les auteurs des études qui tentent de caractériser des paramètres hydrodynamiques globaux, ou locaux, décrivent rarement le type de contacteur qu'ils utilisent, le régime d'écoulement de gaz dans lequel ils se trouvent, et de plus, le lien entre confinement, taille et forme de bulles est rarement présenté. La terminologie

utilisée reste souvent vague, ce qui rend complexe le travail de comparaison et de synthèse bibliographique.

### **1.3.1.2 Débit, vitesse superficielle et intensité d'aération**

Le degré d'aération des membranes est basé sur les recommandations des industriels (fabricants de membrane) qui se basent sur des études à échelle pilote, ou sur un retour d'expérience sur des usines déjà en fonctionnement sans que des tendances claires de limitation de colmatage ne soient identifiées, ou reliées aux paramètres opératoires de l'aération. Quelques pistes sont apportées par la recherche, mais une grande variété dans les degrés d'aération est rencontrée.

Le paramètre du débit gazeux est une condition opératoire qui ne permet pas de comparer l'aération entre deux systèmes BAM différents, puisqu'il ne prend pas en compte la capacité membranaire, ou la productivité de l'installation. Ainsi, le débit de gaz est ramené soit à la surface membranaire selon la demande spécifique d'aération de surface membranaire  $SAD_m$  ou celle ramenée au volume du réacteur  $SAD_p$ . Ce paramètre est d'ailleurs directement relié à la consommation énergétique.

Le Tableau 2 résume les demandes spécifiques d'aération (terme  $R_M$ ) pour quatre technologies de BAMI répandues : les membranes planes (Kubota et Mitsubishi Rayon) et les fibres creuses (Zenon et Memcor). Ces données retracent la réalité des essais sur site, à une échelle semi-industrielle inférieure à l'échelle du

.

Dans les cas d'études résumés dans le projet Euromembra, la  $SAD_m$  ( $R_M$ ) peut varier de 0,2 à 1,5  $Nm^3.h^{-1}.m^{-2}$  et une  $SAD_p$  ( $R_V$ ) entre 12 et 90  $Nm^3.h^{-1}.m^{-3}$ . De manière générale, les membranes fibres creuses (correspondant aux constructeurs Zenon et Memcor sur le tableau Tableau 2) semblent nécessiter moins d'aération que les membranes planes (excepté Mitsubishi Rayon). Sur ces quelques exemples, il apparaît donc une très grande hétérogénéité dans les différents débits gazeux rencontrés dans les BAM.

**Tableau 2.** Etudes sur pilotes à échelle semi-industrielle dans le cadre du projet Eurombra [Euromembra D1]

| <i>Technology</i> | <i>J,<br/>LMH</i>    | <i>K,<br/>LMH/bar</i> | <i>R<sub>M</sub>,<br/>Nm<sup>3</sup>m<sup>-2</sup>hr<sup>-1</sup></i> | <i>R<sub>T</sub></i> | <i>Source</i>                          |
|-------------------|----------------------|-----------------------|-----------------------------------------------------------------------|----------------------|----------------------------------------|
| Kubota            | 8.3-12.5             | 500-500               | 0.75                                                                  | 60-90                | van der Roest et al, 2002              |
|                   | 32.5-42 <sup>1</sup> | 350 <sup>1</sup>      | 0.75 <sup>1</sup>                                                     | 60-90 <sup>1</sup>   | van der Roest et al, 2002 <sup>1</sup> |
|                   | 25                   | 250                   | 0.6                                                                   | 24                   | Adham et al, 2005                      |
|                   | 26                   | 650 <sup>2</sup>      | 0.67-1.2                                                              | 28-50                | Tao et al, 2005                        |
|                   | 18-25                | 200-500               | 0.67-1.2                                                              | 28-50                | Tao et al, 2005                        |
|                   | 15-16                | 261-320               | 0.7-0.98                                                              | 19-79                | Trento <sup>3</sup>                    |
| M. Rayon          | 9.5                  | 200                   | 1.5                                                                   | 88                   | Eawag                                  |
|                   | 5-8                  | 200                   | 0.28-0.38                                                             | 48-56                | van der Roest et al, 2002              |
|                   | 20 <sup>1</sup>      | 140-150 <sup>1</sup>  | 0.28-0.38 <sup>1</sup>                                                | 12-14 <sup>1</sup>   | van der Roest et al, 2002 <sup>1</sup> |
|                   | 20-25                | 140                   | 0.9-1.14                                                              | 45                   | Adham et al, 2005                      |
|                   | 16-24                | 66 <sup>2</sup>       | 0.38-0.58                                                             | 16-24                | Tao et al, 2005                        |
| Zenon             | 4.8                  | 90                    | 0.37                                                                  | 38                   | Eawag                                  |
|                   | 20                   | 200-250               | 0.54                                                                  | 27                   | van der Roest et al, 2002              |
|                   | 35 <sup>1</sup>      | 200-250 <sup>1</sup>  | 0.54 <sup>1</sup>                                                     | 15 <sup>1</sup>      | van der Roest et al, 2002 <sup>1</sup> |
|                   | 37.2                 | 270                   | 0.52                                                                  | 14                   | Adham et al, 2005                      |
|                   | 6.2-29.6             | 124 <sup>2</sup>      | 0.25-0.37                                                             | 20-30                | Tao et al, 2005                        |
| Memcor            | 16-31                | 61-120                | 0.33-0.38                                                             | 12-27                | Trento <sup>3</sup>                    |
|                   | 10                   | 200                   | 0.54                                                                  | 28                   | Eawag                                  |
|                   | 20-40                | 150                   | 0.39                                                                  | 10-20                | Adham et al, 2005                      |
|                   | 21-22                | 182-270               | 0.2                                                                   | 17-22                | Trento <sup>3</sup>                    |

<sup>1</sup>peak loading conditions; <sup>2</sup>initial permeability; <sup>3</sup>range refers to mean-optimum

Outre le SAD<sub>m</sub> ou SAD<sub>p</sub>, la vitesse superficielle du gaz aussi appelée intensité d'aération est utilisée et exprime le débit de gaz, ramené à une section de passage de l'air S, soit la section de cuve :

$$j_G = \frac{Q_G}{S} \text{ en m.s}^{-1} \quad \text{Équation 3}$$

Cette donnée est bien plus pertinente que le seul débit puisque la géométrie du réacteur est prise en compte. On peut aussi se poser la question de la prise en compte des membranes comme une phase solide, et ainsi choisir un autre paramètre de section dans le calcul du  $j_G$ , comme la section réelle de passage du gaz et du liquide, dépendant de la compacité du module.

Enfin certaines études utilisent le paramètre d'intensité de cisaillement,  $G_0$ , qui ajoute l'effet de la viscosité du milieu au débit. Ce paramètre est tiré de l'équilibre en dissipation d'énergie visqueuse par les gradients de vitesse en écoulement laminaire, pour un fluide non-Newtonien.  $G_0$  est défini selon :

$$G_0 = \left( \frac{\rho_L g Q_G}{S \mu_A} \right)^{1/2}, \quad \text{Équation 4}$$

avec  $\mu_A$  la viscosité apparente (relative à un fluide non newtonien tel que sont considérées les boues activées) fonction de la concentration en boues,  $S$  a section de passage de l'air,  $Q_G$  le débit global d'air,  $\rho_L$  a densité du milieu liquide (des boues),  $g$  la constante de gravité. Ce paramètre est utilisé seulement dans une étude, le calcul de la viscosité apparente  $\mu_A$  étant délicat en milieu réel comme les boues activées de BAM.

### 1.3.1.3 Type et taille des bulles

Deux grandes familles de bulles peuvent se rencontrer en BAM : les fines et les grosses bulles.

Le type dit de « fines bulles » concerne des bulles de l'ordre du mm, dont le comportement cinétique, ou la forme peuvent être prédits suivant trois nombres adimensionnels qui sont :

- Le Reynolds de bulles :

$$Re_b = \frac{\rho_L d_b U_{rel}}{\mu_L} \quad \text{Équation 5}$$

avec  $\rho_L$  ( $\text{kg.m}^{-3}$ ) et  $\mu_L$  ( $\text{Pa.s}$ ) la masse volumique et la viscosité dynamique du liquide (phase continue),  $U_{rel}$  ( $\text{m.s}^{-1}$ ) la vitesse relative d'une bulle, et  $d_b$  (m) le diamètre de la bulle.

- Le nombre d'Eotvos :

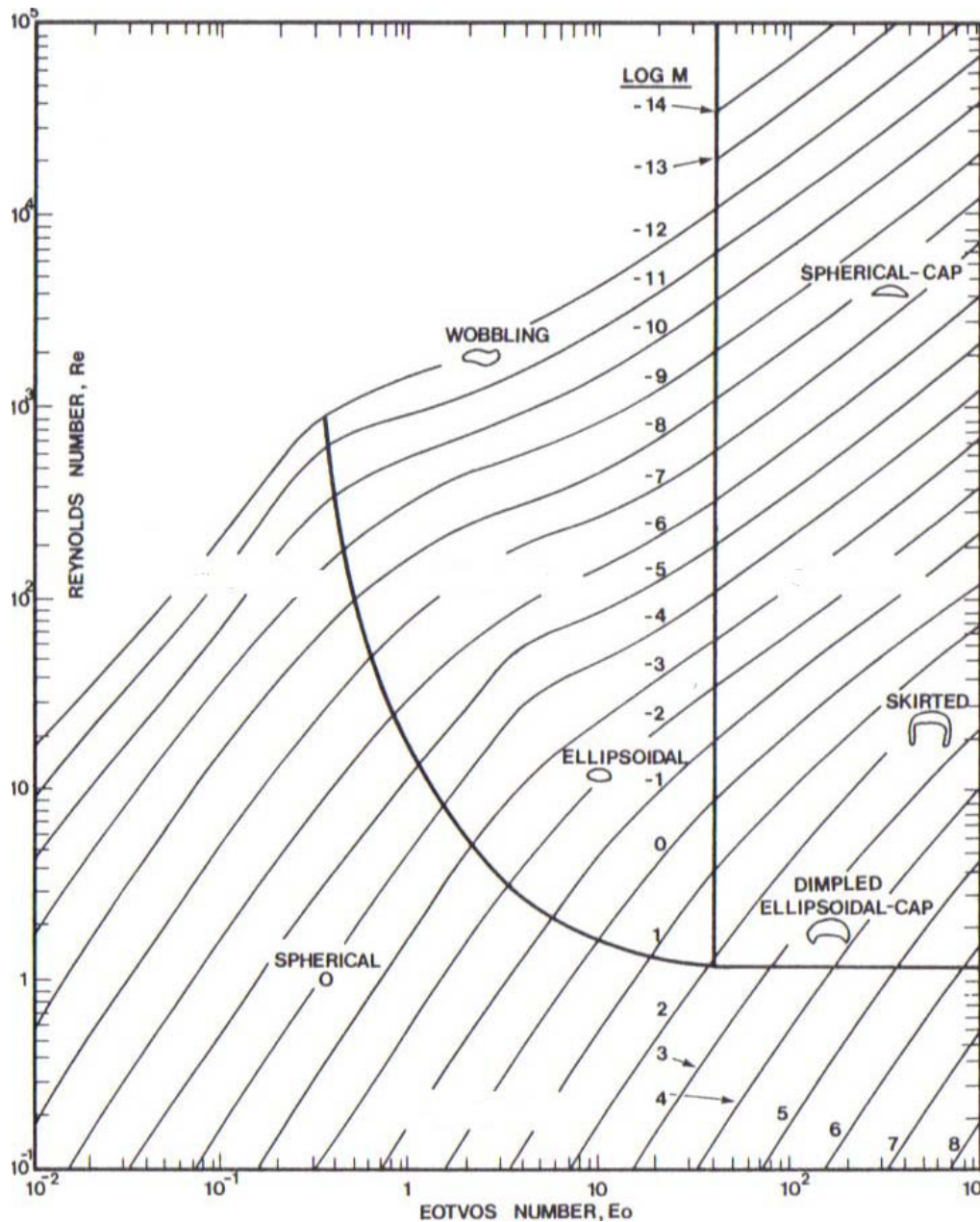
$$Eo = \frac{g \Delta \rho d_b^3}{\sigma} \quad \text{Équation 6}$$

avec  $g$  la gravité ( $\text{m.s}^{-2}$ ),  $\Delta \rho$  ( $\text{kg.m}^{-3}$ ) la différence de masse volumique entre le liquide et le gaz (phase dispersée) et  $\sigma$  la tension interfaciale ( $\text{N.m}^{-1}$ )

- Le nombre de Morton :

$$M = \frac{g U_{rel}^4 \Delta \rho}{\rho_L^4 \sigma^3} \quad \text{Équation 7}$$

Le célèbre diagramme de Clift (1978) présenté Figure 6 traduit le lien entre ces nombres adimensionnels et rend compte de l'interaction entre les effets cinétiques, effets visqueux, effets de gravité, et effets de tension de surface sur le régime d'écoulement gaz-liquide.



**Figure 6.** Taille, forme et régime de bulles [Clift 1978]

La vitesse relative ascensionnelle d'une fine bulle s'exprime à grand Reynolds ( $Re_b \gg 1$ ) par l'équilibre entre forces de traînée et flottabilité:

$$U_{rel} = \sqrt{\frac{4\Delta\rho g d_e}{3\rho_L C_D}} \quad \text{Équation 8}$$

avec  $C_D$  qui peut être considéré égal à 0,44 en régime turbulent d'où  $U_{rel} \approx 0,30 \text{ m.s}^{-1}$  pour une fine bulle isolée. La vitesse d'un essaim de petits bulles est en revanche supérieure à la vitesse d'une bulle isolée.

Un exemple d'étude sur les différentes tailles de fines bulles en réacteurs à membrane plane, en lien avec les conditions opératoires d'aération de Yamanoi *et al.* (2010) est présentée au

Tableau 3. Un cliché de notre étude avec l'injection de fines bulles est également représenté.

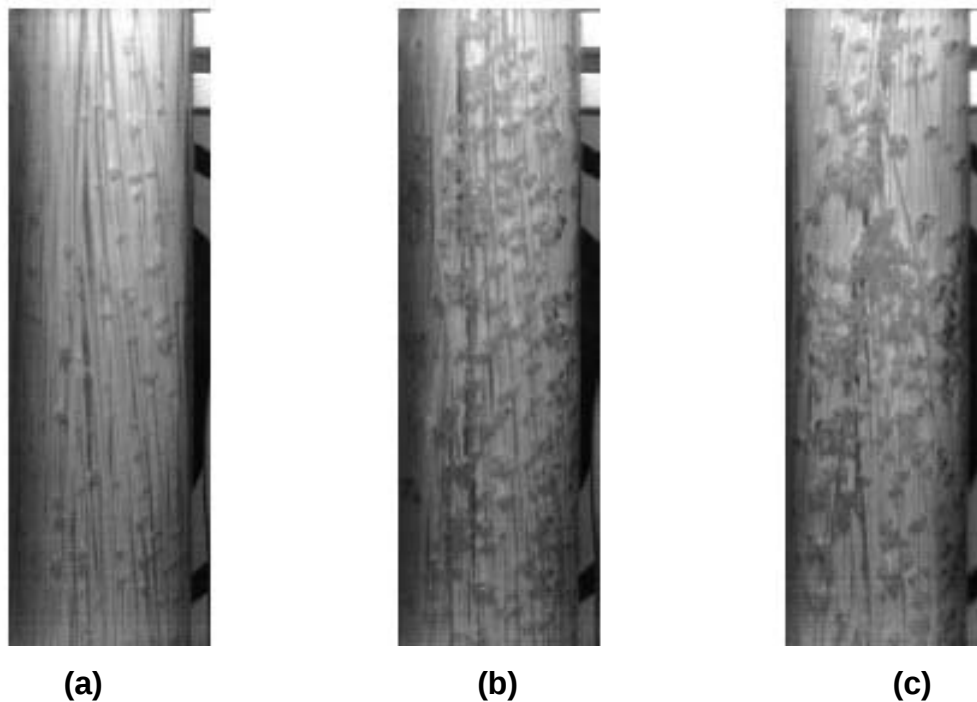
**Tableau 3.** Différents exemples d'aération de type fines bulles

| Type d'injecteur        | Filtre de billes de verre                                                         | Membrane percée souple $d < 1\text{mm}$                                            | Injecteur $d=6\text{mm}$<br>$Q_g=4.8\text{L/min}$                                   |
|-------------------------|-----------------------------------------------------------------------------------|------------------------------------------------------------------------------------|-------------------------------------------------------------------------------------|
| Visualisation           |  |  |  |
| source                  | Yamanoi <i>et al.</i> (2010)                                                      | Notre étude                                                                        | Yamanoi <i>et al.</i> (2010)                                                        |
| Taille des fines bulles | Monodisperses sphériques 1mm                                                      | Ellipsoïdales 2/4 mm                                                               | Variable<br>$d_e = 8-10\text{ mm}$                                                  |

Le premier cas montre des bulles monodisperses et sphériques obtenu par un injecteur très fin et de sorte que  $E_o < 1$ . Le type d'injecteur est relié à la taille des bulles ; Les fines bulles sont souvent générées par un aérateur de type membrane percée ou diffuseur ou membrane céramique avec des orifices bien inférieurs à 1 mm de diamètre (

Tableau 3). Pour un injecteur de diamètre supérieur (exemple du cas du Tableau 3 de Yamanoi *et al.* (2010)), la population de bulles est beaucoup plus variée ; les bulles peuvent atteindre un diamètre 10 fois supérieur au cas précédent, et elles sont très déformées ; il s'agit presque du cas limite entre fines bulles et grosses bulles. On parle alors de diamètre équivalent de pour caractériser leur taille. La taille des bulles peut être caractérisée qualitativement par mesures directes par visualisation (caméra rapide ou appareil photo à grande vitesse d'obturation). Elle permet d'obtenir des ordres de grandeurs de taille des bulles, mais manque en précision. Yamanoi *et al.* (2010) développe un traitement d'images statistique rigoureux qui permet d'obtenir le diamètre équivalent des bulles mais la technique se complique lorsque le nombre de bulles est élevé. Quelques auteurs se contentent de caractériser le type et la taille de l'injecteur avec le débit d'air injecté comme Lu *et al.* (2008) et Mayer *et al.* (2006), mais ne quantifient pas la taille des bulles.

La taille des bulles dépend également de l'intensité d'aération, puisqu'à même diamètre d'orifice, la taille des bulles augmente avec la vitesse superficielle de gaz comme l'illustre la Figure 7 issue de Pollet (2009).



**Figure 7.** Augmentation de la vitesse superficielle de gaz en milieu confiné et aération fines bulles.  $Q_G=0,069 - 0,159 - 0,237 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}$  et  $j_G$  respectifs de (a)  $0,007 \text{ m.s}^{-1}$  –(b)  $0,015 \text{ m.s}^{-1}$  –(c)  $0,023 \text{ m.s}^{-1}$  [Pollet 2009]

La taille et type de bulles injectées en BAMI peuvent aussi être conditionnés par le confinement des membranes. Dans l'exemple de l'injection dans ou à proximité de faisceaux de fibres creuses, il y a possible rupture et/ou déstructuration des bulles lorsqu'elles rencontrent un faisceau très dense ou compact. Mais l'estimation de la rupture (ou de la coalescence de façon parallèle) est limitée par les techniques de visualisation qui ne peuvent s'appliquer aux zones de membranes très denses.

La taille des bulles est fonction du taux de coalescence, qui est reliée à la géométrie du réacteur par Phattaranawik *et al.* (2007). Dans l'étude, l'utilisation d'un système géométrique de « coalesceur » provoque l'augmentation de taille de fines bulles sphériques, initialement de 0,5 à 2 mm en grosses bulles de 9 à 18 mm.

L'injection de grosses bulles est aussi rencontrée dans les bioréacteurs à membrane. Le type dit de « grosses bulles » regroupe des occlusions de l'ordre du cm. Sur le Tableau 4 sont représentés trois exemples d'écoulement « idéaux » de grosses

bulles qui balaie la gamme de cas d'étude rencontrées selon le confinement des systèmes membranaires, notre cas d'étude est également reporté.

La taille des grosses bulles, pour un même débit d'air, est clairement liée au confinement que ce soit le confinement de la géométrie, ou un espacement réduit entre des modules membranaires. Un milieu non confiné (Martinelli *et al.* 2010) n'exerce aucune contrainte sur les bulles, qui sont libres d'ascension sous forme de calotte. Leur vitesse est alors définie par l'expression de Davies et Taylor (1950) :

$$U_{rel} = \frac{2}{3} \sqrt{gr_c}, \quad \text{Équation 9}$$

où  $r_c$  est le rayon de courbure de la bulle. A l'inverse, dans un milieu très confiné, la géométrie contrôle complètement la forme et la vitesse des grosses bulles, alors appelées poches (slug en anglais) d'après l'expression de vitesse (Nicklin 1962) :

$$U_{rel} = U_{\infty} + C_1(j_G + j_L) \quad \text{Équation 10}$$

où  $j_L$  est la vitesse superficielle du liquide,  $C_1$  une constante de l'ordre de 1, et

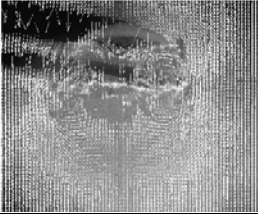
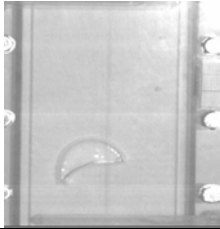
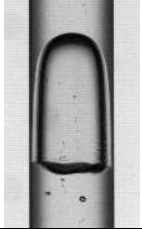
$$U_{\infty} = C_0 \sqrt{gD} \quad (\text{Dumitrescu 1943}), \text{ avec } C_0 \text{ de l'ordre de } 0,35.$$

Lorsque le milieu confiné est intermédiaire, il laisse une liberté dans une direction, et impose toujours la forme et la vitesse à la bulle, appelée calotte 2D. Ducom (2001) caractérise ces calottes 2D à proximité de membrane plane par visualisation directe et traitement d'image. Les vitesses de calottes 2D sont données d'après l'analyse 3D de Davies et Taylor (1950) par :

$$U_{rel} = \frac{1}{2} \sqrt{gr_c} \quad \text{Équation 11}$$

Le Tableau 4 montre bien la grande variété dans le confinement des systèmes membranaire en aération grosses bulles, et son impact sur la caractérisation de la phase gaz. Notre cas d'étude peut être considéré comme se situant entre un confinement intermédiaire idéal type calotte 2D et un écoulement en milieu non confiné.

**Tableau 4.** Résumé des cas d'études sur grosses bulles rencontrées en BAMl

| <b>Confinement</b>                                                                              |                                                                                    |                                                                                     |                                                                                      |
|-------------------------------------------------------------------------------------------------|------------------------------------------------------------------------------------|-------------------------------------------------------------------------------------|--------------------------------------------------------------------------------------|
| Milieu non confiné<br>considéré infini                                                          | Notre étude                                                                        | Milieu confiné<br>intermédiaire                                                     | Confiné                                                                              |
| <b>Echelle confinement</b>                                                                      |                                                                                    |                                                                                     |                                                                                      |
| 10cm*10cm                                                                                       | 6cm * 5cm                                                                          | mm * cm                                                                             | conduite<br>5mm<D<5cm                                                                |
| <b>Type de membrane</b>                                                                         |                                                                                    |                                                                                     |                                                                                      |
| Bulles loin des FC                                                                              | Bulles proximité FC                                                                | Membrane<br>plane                                                                   | membrane<br>tubulaire                                                                |
| <b>Visualisation</b>                                                                            |                                                                                    |                                                                                     |                                                                                      |
|               |  |  |  |
| <b>Génération calottes</b>                                                                      |                                                                                    |                                                                                     |                                                                                      |
| Bol renversé                                                                                    | Aérateur tube<br>affleurant d=16mm                                                 | n.c                                                                                 | Génération<br>naturelle                                                              |
| <b>Source</b>                                                                                   |                                                                                    |                                                                                     |                                                                                      |
| Martinelli <i>et al.</i> (2010)                                                                 | Notre étude                                                                        | Ducom (2001)                                                                        | Liné & Fabre<br>(1992)                                                               |
| <b>Caractéristique géométrique</b>                                                              |                                                                                    |                                                                                     |                                                                                      |
| Angle demi-ouverture<br>$46^\circ < \Theta < 64^\circ$ , rayon de<br>courbure $r_c$ , $V_{cap}$ |                                                                                    | $\Theta = 50^\circ$ , $r_c$                                                         | $L_p$ , $D$ , $j_G$                                                                  |
| <b>Vitesse ascension bulle isolée</b>                                                           |                                                                                    |                                                                                     |                                                                                      |
| Davies & Taylor (1950)                                                                          |                                                                                    | Calotte 2D                                                                          | Nicklin (1962) et<br>Dumitrescu<br>(1943)                                            |

### 1.3.1.4 Rétention gazeuse globale

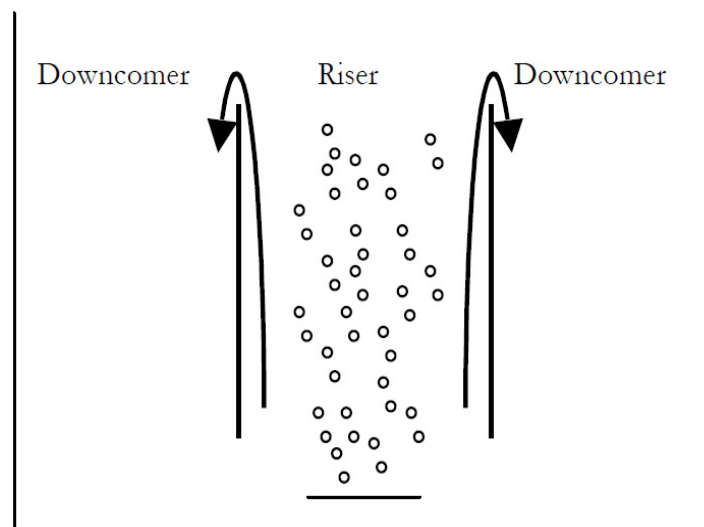
La phase gaz peut être caractérisée en matière de rétention gazeuse globale. Notée  $\alpha_G$ , la rétention gazeuse est définie par le volume qu'occupe la phase gaz, par le volume total occupé par la phase gaz et liquide.

La rétention globale peut être mesurée par prise de pressions statiques en deux hauteurs du module membranaire comme le font Pollet *et al.* (2008) en entrée et sortie de leur module membranaire de fibres creuses, en configuration BAMI boucle externe. Des tubes manométriques mesurent les pressions statiques qui sont directement géométriquement reliées et la rétention gazeuse globale à l'intérieur de deux modules différant par la densité de membrane dans le module  $\phi = 1000 \text{ m}^{-1}$  et  $500 \text{ m}^{-1}$  respectivement soit une compacité des faisceaux (section occupée par les fibres sur la section de passage du module membranaire) de 41% et 31% respectivement. Pollet *et al.* (2008) démontrent ainsi le lien entre rétention globale et densité du faisceau de fibres, puis qu'un faisceau deux fois plus dense et 32% plus compact, montre une rétention gazeuse plus élevée dès que la vitesse superficielle de gaz atteint une faible valeur ( $j_G=0,04 \text{ m.s}^{-1}$ ). Un faisceau plus dense et plus compact retient plus le gaz, à même vitesse de gaz. Le cas considéré par Pollet (2009) en configuration boucle externe à très forte densité de faisceaux dans le module  $\phi$  est propice à l'utilisation de la technique de mesure par prises de pression, et la précision des mesures est satisfaisante. Néanmoins, cette technique semble plus délicate à mettre en place en BAMI boucle interne, où les valeurs de  $\phi$  sont plus faibles à cause des plus grands volumes de réacteur, et où la fluctuation de mesures de pression dues aux recirculations liquides risque de ne pas permettre une précision suffisante.

La rétention globale peut également être calculée par le modèle de Chisti, adapté par Prieske (2008), dans le cas restreint d'un airlift. Le schéma de fonctionnement d'un airlift est donné ci-dessous Figure 8. Dans les travaux de Prieske *et al.* (2008), le module membranaire composé de plusieurs plaques de membranes planes (espacées de quelques millimètres) est placé dans le riser aéré.

Un airlift est un phénomène de circulation gaz et liquide engendré par le déséquilibre entre des zones aérées appelées riser de l'airlift et des zones plus faiblement aérées appelées downcomer. L'établissement de l'airlift dépend donc de la position de l'aération. Chisti *et al.* (1988) ont estimé les valeurs de rétention gazeuse dans le riser  $\alpha_R$  et dans le downcomer  $\alpha_D$ , en fonction de la géométrie du réacteur et notamment des sections de passage du riser  $S_R$ , et du downcomer  $S_D$ . Prieske *et al.* (2008) démontrent que le modèle de Chisti ne prédit pas bien les rétentions gazeuses en présence de membranes planes situées dans le riser. Ils montrent alors

que la rétention gazeuse dépend du design du réacteur d'une part, mais aussi de la configuration des membranes : la rétention gazeuse dans le riser diminue lorsque l'espacement entre plaque de membrane plane augmente. Elle augmente lorsque la taille des bulles diminue. Le modèle de Prieske est cependant limité dans l'estimation de la rétention dans la partie descendante de l'airlift, puisqu'ils se contentent d'une relation très simple entre  $\alpha_D$  et  $\alpha_R$ . Le modèle n'est pas forcément extrapolable à d'autres types de membrane comme les fibres creuses, où le phénomène d'airlift est souvent plus subi que choisi. D'autre part, la technique expérimentale d'observation visuelle utilisée pour estimer la rétention gazeuse et calibrer le modèle manque de précision.



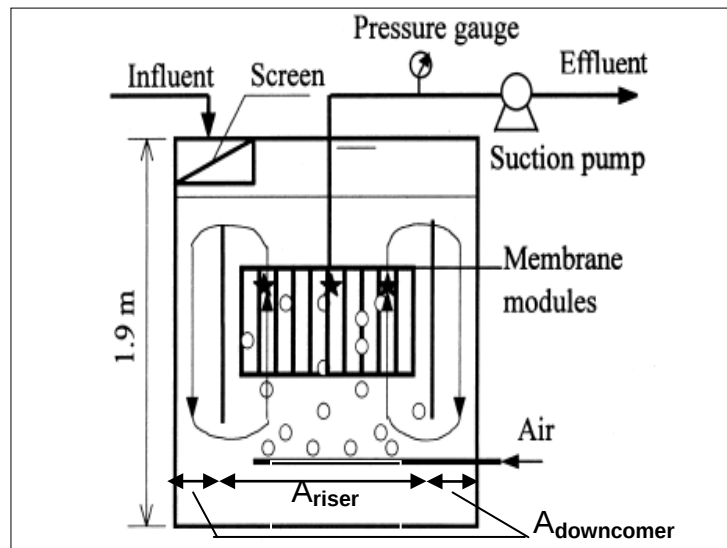
**Figure 8.** Schéma de principe de l'airlift, rencontré dans plusieurs études et basé sur l'hétérogénéité spatiale de l'aération

### 1.3.1.5 Vitesse liquide moyenne

Dans les réacteurs type BAMI, les vitesses de liquide  $U_L$  peuvent provenir d'une convection forcée par l'usage d'une pompe (BAMI boucle externe) ou de l'injection d'air (BAMI configuration interne). Dans ce dernier cas, cette vitesse de liquide ascendante, alors décrite comme tangentielle à la surface des membranes, est d'autant plus importante que l'aération est importante, c'est-à-dire que  $U_L$  augmente lorsque le débit d'air augmente.

L'écoulement de liquide peut être généré naturellement dans le cas de l'écoulement airlift décrit précédemment. Les vitesses de liquide dépendent alors des caractéristiques géométriques de l'airlift (ratio des sections de passage du riser et downcomer  $S_R/S_D$ ), du débit d'air ainsi que du lieu des injecteurs d'air.

Les vitesses de liquide sont délicates à mesurer expérimentalement. Par exemple, Liu *et al.* (2000 et 2003) tentent de mesurer une vitesse d'ascension du liquide dans l'airlift expérimentalement par des vélocimètres, représentés par les étoiles sur le schéma (Figure 9) du pilote de filtration par fibres creuses utilisé dans l'étude. En différents endroits du riser, des prises de cette vitesse d'ascension du liquide dans l'airlift sont effectuées et ensuite moyennées sur la section considérée. Ils montrent que cette vitesse de liquide moyenne augmente avec le débit d'air, et évoquent un lien avec le rapport  $S_R/S_D$ . Les auteurs ne précisent cependant pas la vitesse de liquide descendante de l'airlift. Il n'y a pas d'information sur la précision de la mesure comme la fréquence d'acquisition, l'incertitude du vélocimètre, le caractère intrusif de la sonde de l'ordre de 5 cm et la variabilité du paramètre mesuré en plusieurs lieux de mesures.



**Figure 9.** Section de face du BAM de l'étude de Liu *et al.* (2000). Mise en évidence des zones de Riser et de Downcomer, engendrant une circulation de type Airlift. Les étoiles indiquent les points de mesure de vitesse de liquide

Sofia *et al.* (2004) mesurent également une vitesse d'ascension au moyen d'un vélocimètre électromagnétique, placé à proximité d'une membrane plane, dans le riser de l'airlift. Ils montrent que cette vitesse de liquide dépend du type de bulle injecté, et que la valeur augmente lorsque des fines bulles sont injectées. La vitesse d'ascension du liquide dans l'airlift est là aussi corrélée à la vitesse superficielle de gaz, et il est démontré l'apparition d'un plateau dans la valeur de  $j_G$  au delà de laquelle la vitesse ascensionnelle n'augmente plus. On peut se demander si la

fréquence d'acquisition choisie (20 Hz) est suffisante pour amener la précision de la mesure.

La métrologie semble montrer des limites quant à la mesure globale de liquide expérimentale. La vitesse de liquide peut être prédite par des modèles dérivés de l'analyse de Chisti *et al.* (1988), basés sur des grandeurs géométriques de l'airlift et des estimations des rétentions gazeuses dans les riser et downcomer. Sofia *et al.* (2004) proposent une estimation de  $U_{Lr}$  mais le modèle ne prend pas en compte les pertes de charge par friction engendrées par la présence de la membrane plane de leur étude. Leur modèle n'est pas adapté à la prédiction de la vitesse lors d'une injection de type grosses bulles. Plus récemment, Prieske *et al.* (2008) améliorent le modèle de Sofia *et al.* (2004) en prenant en compte les pertes de charge dues aux forces de friction le long des membranes planes. Ces pertes de charge sont quantifiées et sont non négligeables. Le modèle démontre que  $U_{Lr}$  dépend de la géométrie du module car  $U_{Lr}$  augmente de 30% lorsque l'espacement entre membrane augmente de 5 mm à 9 mm.  $U_{Lr}$  augmente également lorsque la taille des fines bulles injectées est plus petite. Le modèle de Prieske n'est vérifié expérimentalement qu'indirectement par des mesures peu précises de rétentions gazeuses par visualisation. Il n'est pas extrapolable à d'autres géométries plus complexes où l'airlift n'est pas choisi.

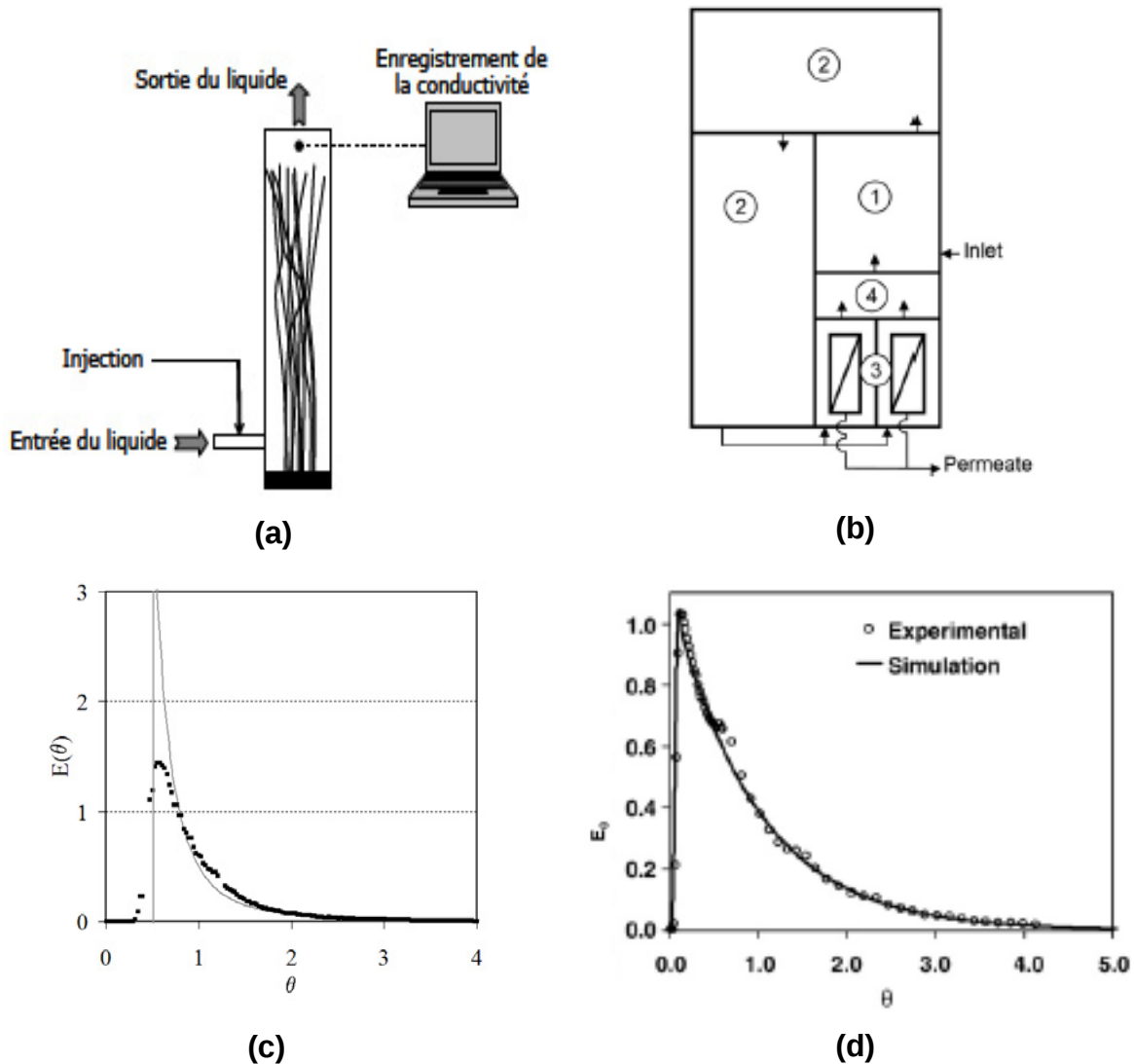
La vitesse liquide induite par l'écoulement de gaz retient l'intérêt des chercheurs, mais sa mesure est difficile, son estimation encore peu précise, et les résultats ne sont pas clairement reliés aux conditions opératoires sur l'aération.

#### **1.3.1.6 Homogénéité du mélange liquide**

Une autre mesure globale possible sur la phase liquide réside en la caractérisation du mélange liquide par la Distribution du Temps de Séjour (DTS) qui consiste en l'injection de traceur (sels, colorant) et le suivi en sortie de réacteur de la concentration du traceur. Pollet (2009) utilise la technique en BAM1 boucle externe et Brannock en 2007 l'utilise sur une installation complète (cf. Figure 10).

Ces études permettent de modéliser l'écart du comportement du réacteur avec des réacteurs idéaux pistons ou parfaitement mélangés apportant ainsi une quantification globale du mélange dans le réacteur. L'exploitation des courbes de DTS permet de

mettre en avant des « accidents de parcours » locaux comme les court circuits ou zones mortes dans les réacteurs membranaires.



**Figure 10.** Dispositifs expérimentaux de Pollet *et al.* (2009) pour la mesure de DTS, (a) et Brannock *et al.* (2010) à une échelle pilote (b) - résultats adimensionnalisés des concentrations de traceur en sortie  $E(\theta)$  en fonction du temps adimensionnel  $\theta$  pour  $U_{GS} = 0 \text{ m.s}^{-1}$  et  $U_{LS} = 0,025 \text{ m.s}^{-1}$  de Pollet (c) - Résultats de Brannock (d)

Il est démontré par Pollet (2009) que l'homogénéité du mélange est favorisée par une grande densité et compacité de fibres dans le module. Le mélange est également lié au mouvement des fibres : des fibres flexibles laissent pénétrer les bulles d'air et favorisent un mélange plus efficace qu'à même aération pour des fibres moins flexibles. Brannock *et al.* (2007) intègrent les effets de viscosité et de paramètres biologiques dans leur modèle qui montre une bonne conformité aux résultats expérimentaux par DTS. Cependant, l'homogénéité du mélange n'est pas reliée dans leur cas, à des paramètres opératoires liés à la géométrie du réacteur

(position des chicanes) ni aux paramètres liés à la configuration des membranes (compacité et orientation des fibres creuses). Le lien avec l'aération n'est pas fait.

Même si la description globale qu'amène la DTS est intéressante, elle ne donne pas d'information sur la localisation des zones mortes c'est-à-dire les hétérogénéités locales de mélange.

En conclusion sur la caractérisation hydrodynamique globale, les techniques rencontrées manquent souvent de précision, et le lien avec les conditions opératoires dues à l'aération n'est pas clairement établi. Ces grandeurs globales ne suffisent pas pour décrire précisément l'hydrodynamique, d'autant plus que les phénomènes considérés ensuite pour l'impact de l'air sont des phénomènes à échelle locale. C'est ainsi que de nombreuses études cherchent à décrire localement la présence de l'air, et proposent des paramètres locaux pour cela.

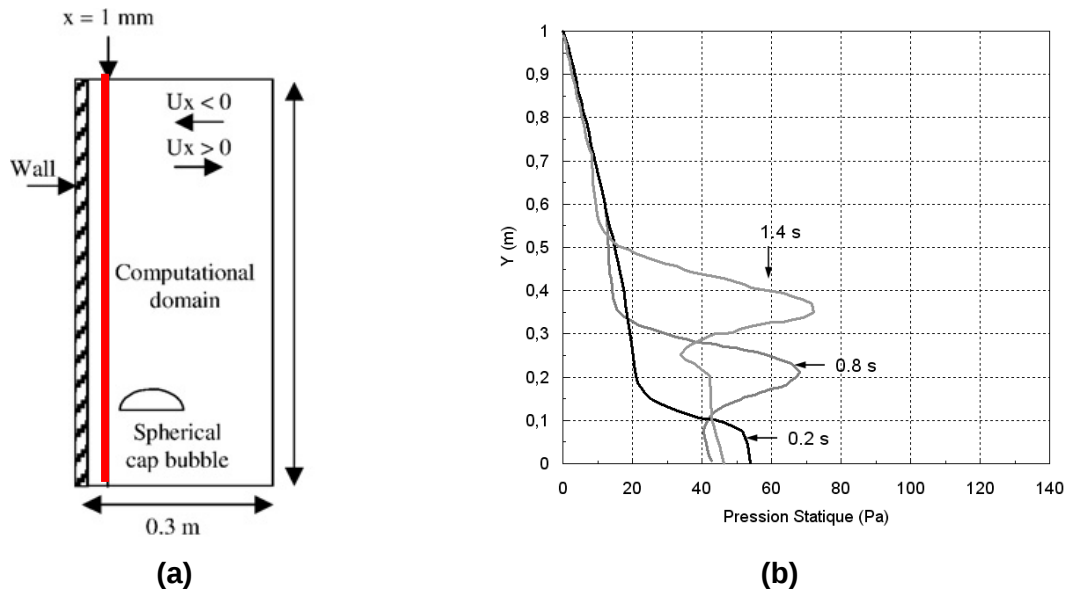
### **1.3.2 Grandeurs de caractérisation locale**

Pour caractériser localement l'aération, le premier paramètre qui peut être étudié est l'effet de sillage des grosses bulles.

#### **1.3.2.1 Effet de sillage des grosses bulles**

Les différences de pression pourraient transmettre des informations sur des zones possibles de surpression ou dépression, mais cela requerrait des capteurs de faibles pressions différentielles peu intrusifs et très sensibles. Pour s'affranchir de ces difficultés de mesures expérimentales, la simulation CFD peut permettre de tracer les profils de pressions locales aux environs d'une membrane ou à sa surface. Ainsi le travail de Martinelli (2006) a montré les profils exposés Figure 11 dans un cas simple avec un écoulement d'une bulle type calotte injectée à côté de cinq fibres creuses dans un milieu non confiné.

Il apparaît qu'une calotte induit une surpression de 70 à 100 Pa suivant son volume. L'auteur relie le volume et donc la taille des calottes injectées, au mouvement des fibres creuses. Il s'agit là d'un rare cas d'étude qui s'attache à qualifier les pressions dynamiques locales. Pour des cas plus complexes (densité de fibres importante, écoulement de gaz complexe), la simulation numérique est plus limitée, à cause de la complexité de l'aération (nombre de bulles limitant) ou du milieu membranaire (la modélisation d'un milieu poreux tel que les membranes est encore difficile).



**Figure 11.** Caractéristique locale des effets de pression. (a) Configuration de la simulation de Martinelli (2006) avec injection bulle par bulle, à proximité (cm) de 1 fibre tendue (trait rouge continu vertical). (b) Profils de pression statique ( $P_{\text{total}} - P_{\text{statique}}$ ) suivant la hauteur de la fibre, à différents temps de passage.

### 1.3.2.2 Rétention de gaz et taille des bulles

Les rétentions locales de gaz permettent de quantifier:

- la présence de l'air en un point et d'identifier ainsi à partir de plusieurs points les possibles passages préférentiels de l'air,
- la fréquence de passage de bulles en un point,
- la quantité d'air injecté en un point.

Expérimentalement, l'utilisation de sonde ou bisonde (double capteur) optiques ou résistives permet la mesure de ces taux de gaz, et des cordes des bulles, à partir desquels il est possible de déduire la taille des bulles, sous l'hypothèse de sphéricité des fines bulles et d'un écoulement unidirectionnel. La technique intrusive de la sonde optique est encore peu utilisée en application aux BAMI à cause de la difficulté de mise en place des sondes qui sont très fragiles. Une forte densité de membrane dans le module empêche la prise de mesure facile des sondes. De plus, l'acquisition et surtout le traitement du signal nécessitent un traitement rigoureux et complexe.

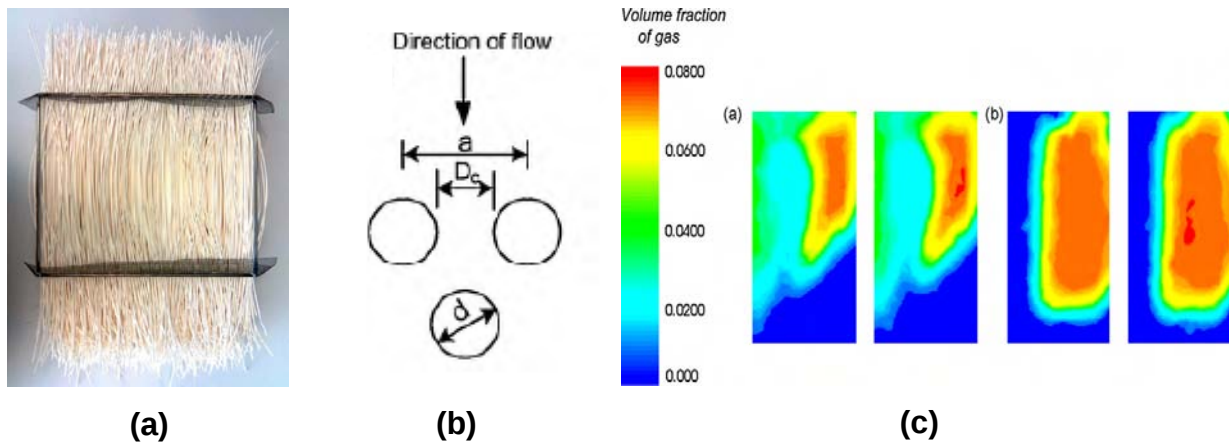
Nguyen Cong Duc *et al.* (2008) ont pu pour la première fois mesurer ces profils à l'intérieur d'un BAMI, entre les trois rideaux de faisceaux de fibres creuses, avec un système air-eau (jusqu'à présent les sondes ne s'utilisent pas en milieu de boues activées). L'aération balaye des  $SAD_m$  de  $0,21 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$  à  $0,95 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$  soit

des vitesses superficielles de gaz importantes de  $j_G=93.10^{-4} \text{ m.s}^{-1}$  à  $j_G=419.10^{-4} \text{ m.s}^{-1}$ . Les mesures de taux de gaz locaux ont pu mettre en évidence la complexité de l'écoulement gaz-liquide dans l'installation. Il est notamment mis en lumière une boucle de circulation liquide, qui dépend de la position de l'injecteur. Ce résultat n'est cependant qu'un cas particulier et n'est pas extrapolable à d'autres cas d'étude. Les mesures locales montrent des rétentions locales jusqu'à 25% ce qui est très important. Il s'agit de la seule étude rencontrée jusqu'à présent où cette technique est mise en œuvre sous ces contraintes géométriques critiques, liées à la densité de membrane dans le module.

Pour palier les difficultés de mesure, la modélisation CFD peut permettre également d'obtenir les profils de taux de présence locaux.

Cependant, il convient de nuancer les résultats que peut amener la CFD, car la modélisation CFD nécessite un soin particulier très important sur les hypothèses de calcul. Les codes de calcul industriels développés dans les logiciels de CFD actuels ne permettent que la modélisation d'un écoulement monodispersé. La physique de ces codes n'est pas adaptée à la modélisation concernant des grosses bulles, où les phénomènes de coalescence et de rupture sont trop complexes pour être modélisés à ce jour. Certains modèles (comme l'exemple du modèle Volume Of Fluid) peuvent s'intéresser au comportement de l'interface gaz-liquide mais se cantonnent à la modélisation d'une unique bulle. La turbulence induite par le gaz nécessite le choix d'un modèle de turbulence qui n'est pas trivial, et la dispersion du gaz n'est pas aisée à caractériser. Enfin, les interactions avec les fibres sont très difficiles à prendre en compte et la modélisation des membranes par un milieu poreux est une étape essentielle qui reste délicate.

Wang *et al.* (2010) montrent que prendre en compte les modules de membranes dans la simulation comme un milieu poreux a un fort impact sur les rétentions de gaz. Le modèle de simulation de Wang prend en compte les pertes de charge induites par l'écoulement du fluide perpendiculairement et parallèlement aux membranes fibres creuses. Ces membranes (Figure 12a) présentent une forte compacité ; elles sont assimilées à un réseau de multitubes verticaux, rigides, placés en quinconce (Figure 12b). Le modèle de pertes de charge est calibré par l'expérience avant d'être implanté dans la simulation. Les profils de rétentions locales sont présentés en Figure 12c dans le compartiment des membranes.

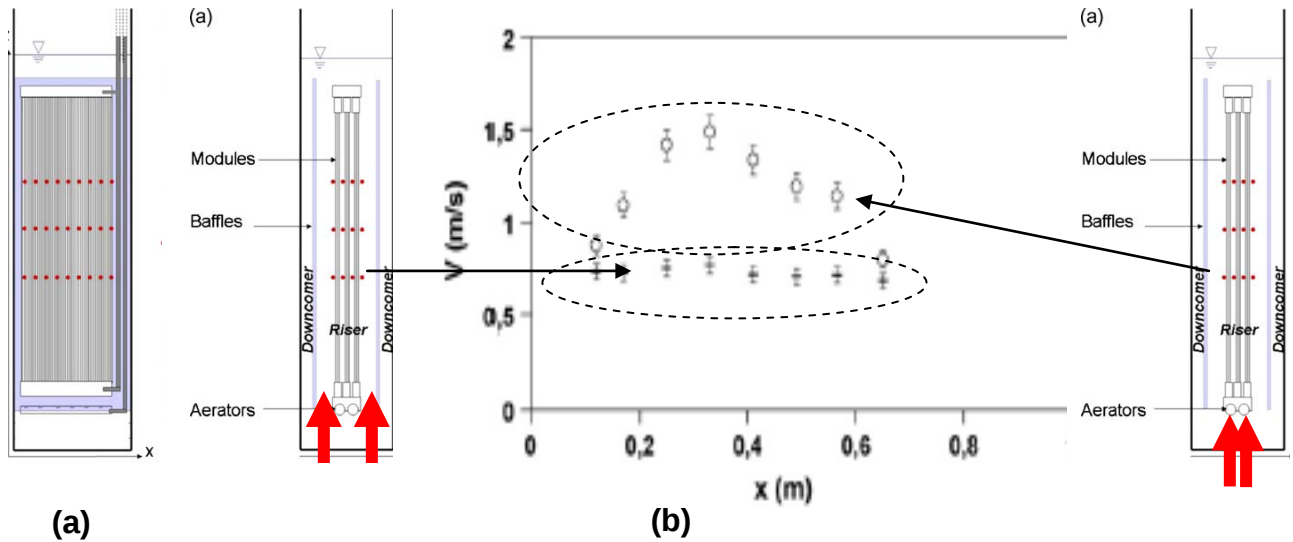


**Figure 12.** Simulation du taux de présence de gaz local au sein d'un BAMF de taille semi-industrielle [Wang *et al.* 2010]. (a) Vue de face des membranes fibres creuses de l'étude. (b) Vue de dessus des fibres assimilées à un réseau en quinconce de multiples cylindres rigides. (c) Comparaison des taux de gaz du réacteur avec membrane : avec ou sans prise en compte du modèle de perte de charge en milieu poreux

Les rétentions locales sont plus fortes et réparties sur une plus grande surface lorsque les pertes de charge sont prises en compte dans la simulation. La démarche de calibration est intéressante mais aucune information n'est donnée sur la description de la turbulence de la phase liquide dans ce milieu poreux. Cette question de turbulence en milieu poreux n'est pas réglée à ce jour dans la littérature. La CFD ne permet pas non plus une caractérisation de la phase gaz en matière de taille de bulle.

### 1.3.2.3 Vitesse des bulles

Des profils de vitesses de bulles en plusieurs endroits des réacteurs sont réalisables par bisonde optique comme utilisé par Nguyen Cong Duc *et al.* (2008). L'utilisation de telles bisondes n'a encore jamais été rencontrée en milieu réel. Nguyen Cong Duc *et al.* (2008) relèvent des vitesses de leurs essais de fines bulles jusqu'à  $V=1,5 \text{ m.s}^{-1}$  dans le cas d'une boucle de circulation type airlift, et de la moitié  $V=0,8 \text{ m.s}^{-1}$  dans le cas des écoulements de type colonne à bulles. Ces deux types d'écoulement dépendent de la position des injecteurs représentés Figure 13b. La vitesse des bulles est donc liée à la position des injecteurs, et à l'espacement entre les rideaux de fibres creuses. Ainsi les vitesses sont plus importantes en position de l'injection interne, où la section de passage de l'air est très réduite, que dans une position externe, où les bulles sont plus dispersées au sein d'une section de passage plus vaste.



**Figure 13.** Etude de caractérisation locale des vitesses de bulles, à l'intérieur des faisceaux de fibres creuses du pilote de Nguyen Cong Duc *et al.* (2008) présenté de face sur la figure (a). Profils de vitesses locales de bulles mesurées par bisonde optique présentés en (b) - Aération  $Q_G=20 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$  soit  $SAD_m=0,21 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$  et  $j_G=93 \cdot 10^{-4} \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$  en deux lieux d'injection possibles : externe et interne (flèches rouges) – diamètre des bulles environ 8 mm. [Nguyen Cong Duc *et al.* 2008]

Un courant de liquide ascendant est supposé être la raison d'une telle augmentation de vitesses de bulles. Ce courant présent dans la configuration d'une injection d'air au centre des rideaux de fibres n'est cependant pas quantifié dans l'étude.

#### 1.3.2.4 Vitesses dans la phase liquide

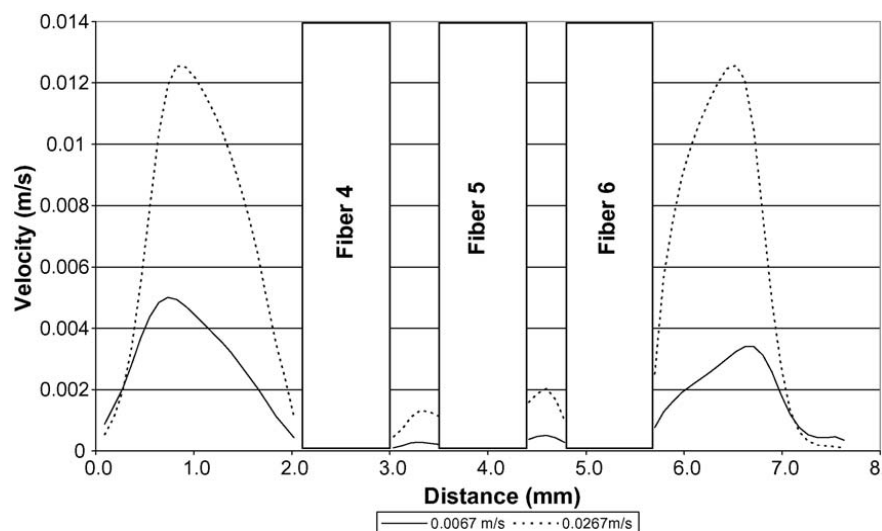
La vitesse de liquide se décompose localement en une valeur moyenne et une valeur fluctuante (décomposition de Reynolds) :

$$U_L = \overline{U_L} + u_L' \quad \text{Équation 12}$$

La vitesse liquide totale  $U_L$  peut se mesurer directement par Anémométrie par Laser à effet Doppler (LDA), anémométrie par ultrasons, ou Anémométrie à Température ou Courant Constant moyennant calibration. Cette dernière technique présente l'avantage de renseigner aussi sur les fluctuations de vitesses  $u_L'$  et ainsi sur la turbulence au sein de la phase liquide. Elle repose sur le principe d'une résistance chauffée, qui subit des pertes de température qui peuvent être reliées à la vitesse du courant liquide perpendiculaire à la résistance. Elle requiert une grande précaution dans le traitement et l'exploitation du signal lorsqu'elle est utilisée en écoulement diphasique (Rhamani 2010).

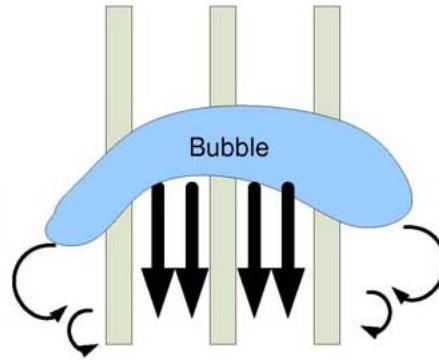
Il n'a pas été trouvé dans la littérature d'étude des vitesses de liquide par cette technique en écoulement diphasique, au sein de la cuve aérée de BAMl, sans doute à cause de cette complexité dans le traitement du signal en diphasique.

Cela provient peut-être du choix pour une autre technique de description locale des vitesses de liquide qu'est la « PIV » pour Particule Image Velocimetry. Cette technique repose sur le principe du suivi de particules illuminées par une nappe laser,ensemencées dans le milieu liquide, et dont elles suivent le mouvement. La technique ne nécessite pas de calibration mais une rigueur dans le traitement, et un soin particulier en cas de mesure en milieu diphasique fortement aéré. Yeo *et al.* (2006) ont mis en place cette technique aux environs de quelques fibres creuses tendues, soumises à une aération dont le type, la fréquence et le lieu d'injection des bulles variaient. La Figure 14 présente les vitesses moyennes de liquide de part et d'autre de trois fibres tendues, pour une injection du gaz dans le plan de la fibre numéro 5.



**Figure 14.** Profils de vitesses locales de liquide autour de 3 fibres tendues – vitesse de gaz  $j_G=0,0067\text{m.s}^{-1}$  et  $j_G=0,0267\text{m.s}^{-1}$  - mesures PIV [Yeo *et al.* 2006]

Il apparaît une baisse dans les vitesses à l'intérieur du faisceau, jusqu'à 10 fois inférieures aux vitesses de liquides moyennes à l'extérieur du faisceau. Les profils de vitesses locales sont donc dépendants là encore de la densité de fibres dans le module qui montre un effet « d'abri ». D'autre part, la technique a permis de mettre en lumière que le passage d'une grosse bulle entraîne des courants locaux de liquide descendant dans le sillage de la bulle (tels que schématisés Figure 15), courants d'autant plus importants que la fréquence des calottes est grande.



**Figure 15.** Schéma du courant de liquide descendant induit par le passage d'une calotte mis en avant par PIV par Yeo *et al.* (2006)

La PIV permet d'atteindre les valeurs des fluctuations de vitesses, et l'étude montre logiquement que des calottes amènent plus de déviation standard de vitesses que les fines bulles, mais que plusieurs couples (taille grosse bulle/fréquence injection grosse bulle) peuvent engendrer la même déviation standard de vitesse.

Martinelli (2006) a elle aussi utilisé cette technique PIV pour établir les champs de vitesse de liquide autour de 5 fibres creuses tendues, lors de l'injection d'une grosse bulle d'air à proximité des fibres. Les bulles ne traversaient pas les fibres comme dans l'étude de Yeo *et al.* (2006). Là encore, la géométrie du système est assez simple avec un faible confinement de l'air, et une très faible densité de fibres dans le module. C'est l'une des principales limitations de l'utilisation de cette technique PIV.

### 1.3.2.5 Contrainte de frottement à la paroi

La contrainte de frottement à la paroi  $\tau_p$  est souvent mesurée et quantifiée dans les études sur les BAMl.  $\tau_p$  est relié au gradient de vitesses liquides par :

$$\tau_p = \mu \nabla U_L \quad \text{Équation 13}$$

Le gradient moyen de vitesse de liquide peut être quantifié par méthode électrochimique. Cette technique a d'abord été mise au point en écoulement monophasique par Hanratty et Reiss en 1962 et 1963 (Reiss *et al.* 1962 et Reiss *et al.* 1963). Cognet (1968) l'a ensuite étendue et perfectionnée aux écoulements monophasiques dans la transition entre le régime laminaire et turbulent. Koeck (1980) a étudié le frottement pariétal en écoulement diphasique, en conduite verticale de diamètre 4,4 cm dans sa thèse de 1980. La première utilisation à

l'intérieur de capillaires type fibres creuses a été réalisée par Laborie *et al.* (1999). Plus récemment Bérubé *et al.* (2006) et Chan *et al.* (2007) l'ont utilisé en milieu aéré moins confiné en collant des sondes à la paroi de fibres creuses. Zhang *et al.* en 2009 l'ont également utilisée avec des sondes électrochimiques collées sur la surface d'une membrane plane.

Le gradient moyen de vitesse pariétale est calculé à partir de l'intensité du courant mesuré par les sondes, sous hypothèse de diffusion d'espèces ioniques en fluide Newtonien. Dans leurs études, Bérubé *et al.* (2006) et Chan *et al.* (2007) utilisent cette technique pour calculer le gradient de vitesse liquide et ainsi en déduire la contrainte  $\tau_p$  à la surface de fibres creuses verticales. Le gradient de vitesse est calculé d'après la mesure du courant de diffusion suite à une réaction électrochimique, via le calcul du coefficient de transfert de matière en régime de diffusion, et pour un fluide newtonien. Cette technique nécessite l'utilisation d'une injection d'azote à cause des interactions possibles entre la solution et l'oxygène des bulles. L'hypothèse du régime de diffusion d'espèces ioniques n'est pas clairement validée par les auteurs.

La valeur de la contrainte de frottement peut également provenir des mesures locales sur le liquide par PIV (Yeo *et al.* 2007) pour des débits de gaz jusqu'à 1 L.min<sup>-1</sup>. Quant à Yamanoi *et al.* (2010), ils mesurent directement le paramètre  $\tau_p$  avec un capteur affleurant à la surface du réacteur contenant une membrane plane (espace confiné de 10 mm maximum) aérée, avec des vitesses superficielles jusqu'à 0,16 m.s<sup>-1</sup>.

Les principales conclusions de ces études sont que :

- Les intensités de contrainte en écoulement diphasique peu confiné sont supérieures à celles en écoulement monophasique seul équivalent ; pour Yeo *et al.* (2007), quelle que soit l'aération (fréquence, type et taille de bulle) les contraintes de frottement à la paroi restent faibles avec une valeur maximale de l'ordre de 0,1 Pa. Chan *et al.* (2007) ou Bérubé *et al.* (2006) ne montrent des valeurs de contrainte qu'avec un écoulement de phase liquide forcé en plus à cause de l'établissement d'un airlift (donc moyenne autour de 0,7 Pa). Ils attribuent l'augmentation de contrainte au passage de bulle et à des tourbillons et vitesses de liquide induites sans qu'il y ait de justification de cette hypothèse par visualisation ou mesure locale.

- Les fines bulles engendrent des contraintes moyennes de frottement pariétal plus faibles que les calottes (un ordre de grandeur de moins de : 0,1 Pa pour les calottes et 0,01 Pa pour les fines bulles à partir de 1 Hz d'injection)
- A même débit, les fines bulles semblent engendrer des fluctuations de contraintes plus importantes et de fréquence plus nombreuse que les grosses bulles. Selon Bérubé *et al.* (2006), les pics dans les valeurs de contrainte peuvent représenter jusqu'à 10 fois la valeur moyenne. En revanche, Yamanoi *et al.* (2010) rencontrent des fluctuations de contrainte du même ordre de grandeur que les valeurs moyennes, mais leur configuration correspond à un milieu confiné intermédiaire.
- Quelle que soit le type de bulle, la valeur moyenne et la fluctuation de contrainte augmentent avec la fréquence des bulles, et de façon linéaire pour les fines bulles (Yeo *et al.* 2007) ; Yamanoi *et al.* (2010) relie la contrainte de frottement à la vitesse superficielle du gaz.

La contrainte de frottement à la paroi est un paramètre relativement souvent mesuré, directement ou indirectement, sans que des conclusions ou tendances claires puissent être tirées de ces études à cause des limitations des techniques utilisées. L'ordre de grandeur en particulier de ces contraintes, dans un milieu peu confiné comme celui des fibres creuses immergées, est assez faible. Martinelli *et al.* (2010). quantifie par CFD cette contrainte, et trouve une valeur maximale de 0,25 Pa, avec une aération de calotte de volume important, ce qui est faible, et qui correspondrait à des vitesses de liquide bien inférieures à celles généralement rencontrées dans la littérature.

### 1.3.2.6 Mouvement des fibres

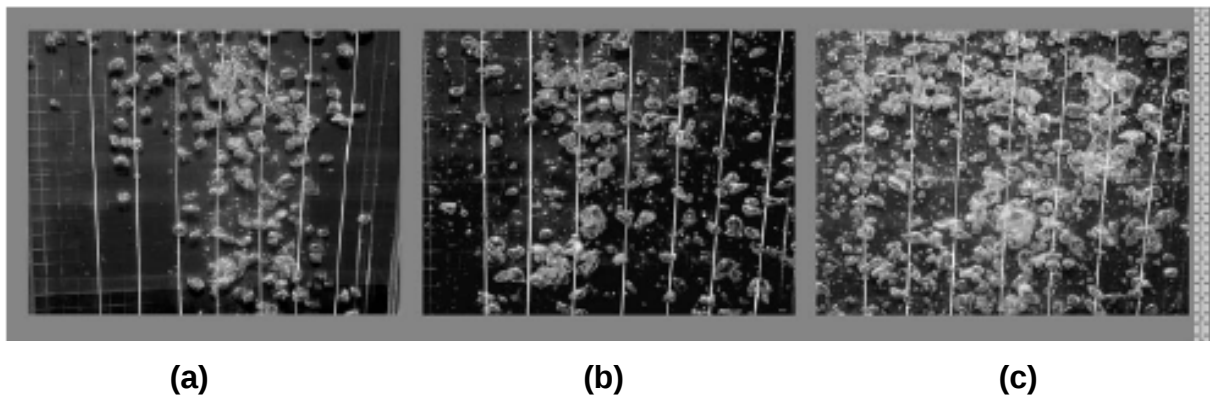
Le mouvement des fibres creuses, rendu possible par leur flexibilité, est un paramètre parfois associé à la réduction du colmatage. Sa mesure n'est pas triviale, et la géométrie du réacteur est l'un des principaux freins.

On définit par pourcentage de flexibilité le rapport suivant :

$$\%flexibilité = \left(1 - \frac{L}{L_f}\right) * 100 \quad \text{Équation 14}$$

avec L la longueur entre les deux extrémités des empotages de la fibre et  $L_f$  la longueur de la fibre. Plus le pourcentage de flexibilité est élevé, plus la fibre est libre de mouvement. La flexibilité, donnée par les mesures de L et  $L_f$ , varie entre 0,5% et

4% selon les études rencontrées (Martinelli 2006, Wicaksana *et al.* 2006, Yeo *et al.* 2006, Chang *et al.* 2002). Cette définition ne s'applique qu'aux fibres creuses tenues aux deux extrémités. Il n'existe pas de paramètre pour quantifier la flexibilité des fibres tenues à une seule extrémité. La flexibilité dépend alors de la géométrie du module, et de l'empotage des fibres. En 2007, Yeo *et al.* ont recouvert leurs fibres de particules illuminées (technique PIV) pour tenter de mesurer le mouvement de fibres jusqu'à 2% de flexibilité ; le nombre de prises de mesure a cependant été très faible puisque le déplacement des fibres provoque le mouvement de la fibre ensemencée hors du plan de la nappe laser. Ils quantifient le mouvement en termes de vitesse de déplacement latéral des fibres (de l'ordre de  $2 \text{ mm.s}^{-1}$ ) et d'accélération des fibres (autour de  $15 \text{ mm.s}^{-2}$ ).



**Figure 16.** Images des fibres creuses de 70 cm de long dans un système air/eau. Débit d'aération croissant (a)  $2 \text{ L.min}^{-1}$  (b)  $6 \text{ L.min}^{-1}$  (c)  $10 \text{ L.min}^{-1}$  avec un aérateur de 1mm de diamètre. Le suivi du mouvement est effectué grâce au quadrillage de la zone. % flexibilité testé : de 0 à 4%; [Wicaksana *et al.* 2006]

Wicaksana *et al.* (2006) se sont servis d'observations vidéo telles que représentées Figure 16 pour suivre le mouvement de 7 fibres creuses selon un quadrillage de la surface de déplacement, et le quantifier en terme d'amplitude de déplacement des fibres (entre 0 et 8 cm) et de fréquence de mouvement.

Les conclusions de ces études se recoupent, à savoir :

- L'amplitude de déplacement de la fibre augmente avec le débit gazeux injecté mais aérer au-delà d'une valeur limite ne semble pas amener plus de mouvement (valeur de palier) pour Wicaksana *et al.* (2006). Yeo *et al.* (2007) concluent même que pour un type de bulle donné, ce n'est pas tant le débit de gaz qui contrôle le déplacement des fibres mais plutôt le caractère flexible de la fibre.

- Le mouvement est favorisé pour des fibres longues, de faible diamètre et de grande flexibilité, placées dans des milieux peu visqueux.
- En ce qui concerne l'influence du type de bulles, Wicaksana *et al.* (2006) ne trouvent pas de différence sur le déplacement des fibres entre des bulles formées d'un injecteur de diamètre 0,5 mm comparé à un injecteur de 1 mm. Cela dit, cette gamme de tailles de bulles est assez faible, d'autant plus que Martinelli en 2006 avait mis en évidence le plus grand potentiel des calottes à mettre en mouvement des fibres à proximité, par rapport aux fines bulles, l'injection étant ramenée à même débit d'air. Elle avait alors quantifié ce potentiel par le coefficient d'énergie cinétique de pseudo-turbulence  $k$ , simulé par CFD, de valeur 50 fois plus élevée pour les calottes, en comparaison aux fines bulles.

Dans chacune de ces études, il s'agit d'une fibre isolée ou en milieu très non confiné. Il est légitime de se demander quelle pourrait être l'influence du type de bulles sur le mouvement de plusieurs fibres, en milieu confiné ; Buetehorn *et al.* (2007) ont proposé une piste de recherche pour la modélisation CFD du mouvement de plusieurs faisceaux de fibres creuses empotées à une seule extrémité et donc libres de mouvement, en milieu semi-confiné de type boucle externe de BAM. Leur idée est d'implémenter dans le code de calcul CFD, un modèle de porosité locale déduit de la présence des fibres dans le module, en se basant sur des mesures de positions instantanées des fibres sur différentes sections de passage du module par tomographie à rayons-X. A ce stade, le modèle ne peut décrire le mouvement des fibres que pour un état stationnaire, et là encore, il n'y a pas d'information sur le modèle de turbulence adopté pour la phase liquide.

### 1.3.3 Conclusion

Cette partie dresse une synthèse thématique des grandeurs décrivant l'hydrodynamique dans les études récentes de façon globale et locale. Les paramètres comme le débit de gaz, la taille et le type de bulles, la caractérisation du mélange liquide par DTS, la vitesse de liquide moyenne et la rétention gazeuse globale sont autant de paramètres qui peuvent s'avérer utiles globalement mais les techniques utilisées manquent souvent de précision et le lien avec les conditions opératoires d'aération n'est pas clairement établi.

D'un point de vue local, les différences de pression dans le sillage des grosses bulles, les vitesses liquides déterminées par PIV ou CFD, ou encore le mouvement des fibres sont des paramètres cantonnés aux géométries simples avec un nombre de bulles limité et une faible densité de fibres.

Lorsqu'il est question de la mesure de paramètres locaux en milieu complexe, comme la vitesse de liquide, la technique d'anémométrie à courant constant paraît prometteuse mais encore inusitée alors que la mesure de vitesse de liquide (et donc de contrainte à la paroi) par sondes électrochimiques restent soumise à une hypothèse de régime non clairement validée dans les études rencontrées. Concernant la phase gaz, la mesure de vitesse de bulle et de rétention locale, en milieu complexe, est rendue possible par les techniques optiques. Il y a cependant très peu d'études la mesurant.

Qu'elles s'intéressent à des paramètres globaux ou locaux, l'intérêt des études est de lier la caractérisation hydrodynamique aux performances de filtration.

#### ***1.4 L'influence des paramètres hydrodynamiques induits par l'air sur les performances de filtration en milieu confiné et BAM***

La caractérisation des paramètres hydrodynamiques a été décrite, et reliée à l'aération dans la partie précédente. Il est intéressant maintenant de relier ces paramètres hydrodynamiques, tant globaux que locaux, aux performances de filtration des systèmes résumés de la littérature et ainsi de pouvoir conclure sur les effets des paramètres hydrodynamiques sur le colmatage.

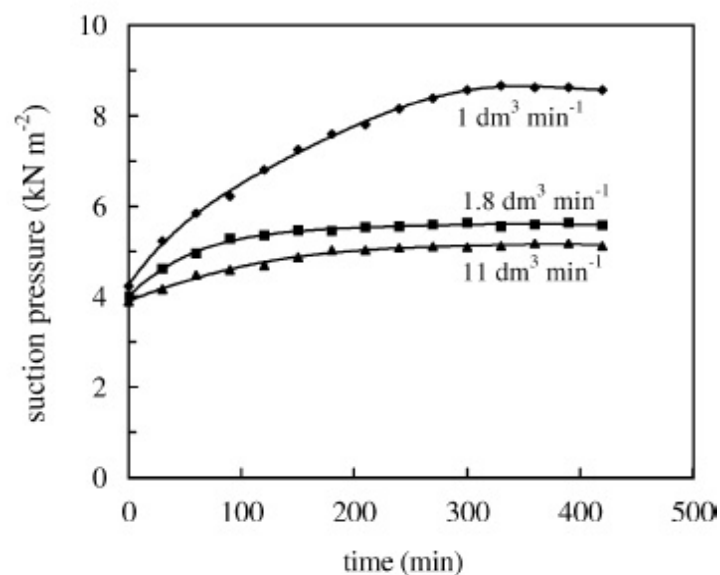
##### **1.4.1 Le débit d'air**

L'effet du débit d'air sur les performances de filtration est l'un des premiers paramètres testés, et la conclusion principale est que le colmatage est réduit ou retardé par un débit d'air plus important. La Figure 17 illustre l'effet de ce débit d'air dans le cas de fibres creuses immergées où la pression d'aspiration est 40% plus faible après 400 minutes pour un débit de 1,8 L.min<sup>-1</sup> comparé à un débit de 1,0 L.min<sup>-1</sup>.

Cela dit, il semble qu'il existe un débit maximal au dessus duquel il n'y a plus d'évolution pertinente des performances de filtration. L'optimisation de ce paramètre seul est ainsi relativement facile.

Une trop grande augmentation du débit d'air a engendré dans certains cas une augmentation du colmatage :

- cela changerait la fragmentation des fluides biologiques, engendrerait plus de fines particules ou colloïdes, et induirait une diminution de la porosité du dépôt.
- l'aération peut léser certaines cellules biologiques qui relarguent alors des composés solubles SMP, qui sont très colmatants (Thanh *et al.* 2010).



**Figure 17.** Effet du débit d'air sur la pression d'aspiration à travers 118 fibres tendues, pour trois débits d'air 1 - 1,8 - 11 L.min<sup>-1</sup>. Filtration d'une solution de levures à 5 g.L<sup>-1</sup> ( $L_f=510$  mm et  $S_m=0,123$  m<sup>2</sup>) à flux constant  $J=30$  L.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup> [Chang *et al.* 2002]

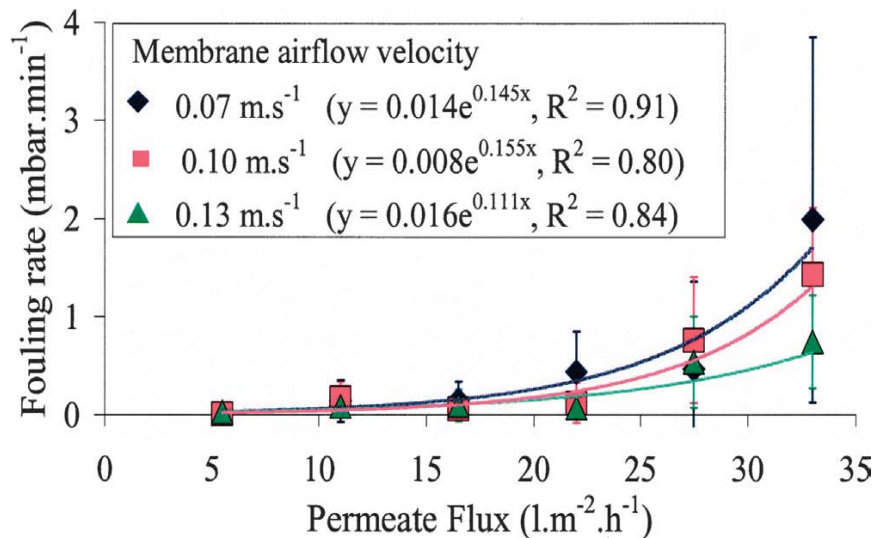
Martinelli (2006) montre également le côté négatif de l'injection d'air, en cas de très grosses bulles injectées qui pénètrent le faisceau de fibres, imputant une hausse du colmatage à un apport de matière dans le sillage de la bulle.

Le palier d'aération remarqué par de très nombreuses études amène à croire que d'autres paramètres hydrodynamiques jouent sur la limitation du colmatage.

#### 1.4.2 Effet de la perméation

Bien que non lié à l'aération, il est important de noter que le flux de filtration a un impact sur les pressions d'aspiration lors de la filtration. La revue de Le-Clech *et al.* (2006) relate des cas de conditions sous critiques, où l'air n'a pas d'influence sur le colmatage, et des conditions de flux au dessus d'un flux limite, où l'air contrôle le colmatage. Selon le flux de filtration, il n'y a pas la même construction de gâteau, et ainsi l'air pourrait avoir une action différente sur les performances de filtration selon

le flux. La Figure 18 montre l'influence de l'aération sur la vitesse d'augmentation de pression, pour différents paliers de flux de perméat maintenus constants pendant 15 minutes et augmentés progressivement de  $5,5 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  dans la gamme  $5,0$  à  $33,0 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  (Germain *et al.* 2005).



**Figure 18.** Vitesse d'augmentation de PTM suivant le flux de filtration maintenu constant par paliers de 15 minutes pour différentes vitesses superficielles de gaz [Germain *et al.* 2005] - Cassette Zenon  $S_m=21 \text{ m}^2$ . BAMI fonctionnant avec eaux usées réelles. Aération grosses bulles.

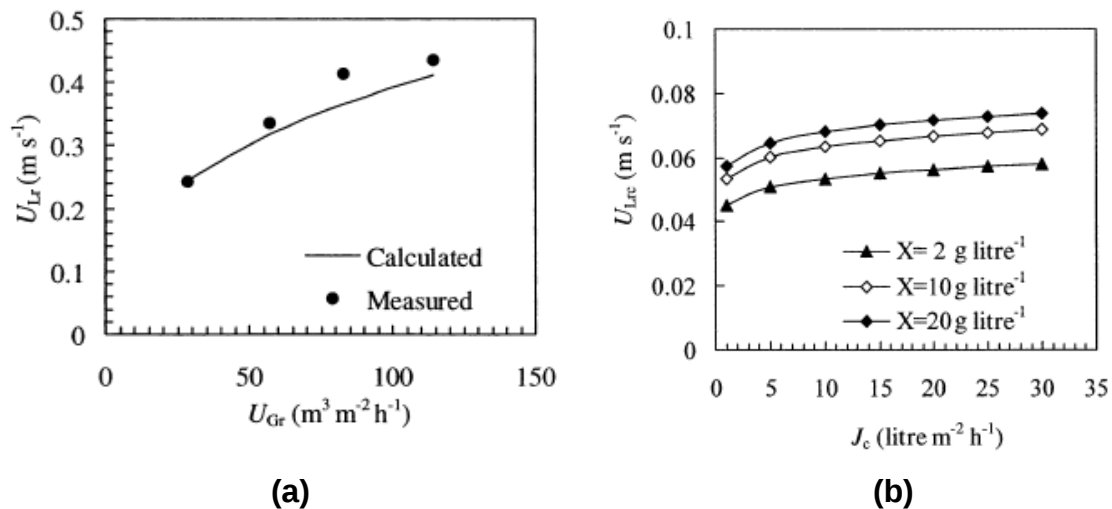
La Figure 18 met bien en évidence que :

- l'air a une action sur la vitesse de colmatage,
- cette action est d'autant plus marquée que le flux de filtration est fort.

### 1.4.3 Circulation et courant de liquide

Bérubé *et al.* (2006) étudient l'importance de la vitesse d'ascension du liquide, induite par l'injection d'air, à côté d'une fibre creuse filtrant des eaux brutes sous pression constante. Ils relient cette vitesse de liquide à la vitesse superficielle de gaz à l'injection, et travaillent dans une gamme de vitesse ascensionnelle du liquide de  $0,2 \text{ m.s}^{-1}$  jusqu'à  $0,4 \text{ m.s}^{-1}$ . L'étude conclut surtout que la vitesse d'ascension du liquide liée à un écoulement diphasique induit l'établissement d'un flux de perméat pseudo-permanent (après environ 1 L filtré) de 20 à 60% plus important que lorsque la fibre est soumise à un écoulement monophasique seul. Augmenter la vitesse d'ascension du liquide de  $0,2 \text{ m.s}^{-1}$  à  $0,3 \text{ m.s}^{-1}$  permet d'augmenter de 40% le flux pseudo permanent.

Là encore, il apparaît un palier dans la contribution de l'intensité d'aération puisqu'au-delà d'une vitesse d'ascension du liquide de  $0,3 \text{ m.s}^{-1}$ , une augmentation de la vitesse n'induit pas d'augmentation du flux de perméat.



**Figure 19.** (a) Vitesse ascensionnelle de l'airlift dans le riser mesurée en fonction de la vitesse superficielle de gaz injectée dans la configuration de Liu *et al.* (2003). (b) Effet de la vitesse ascensionnelle sur la valeur de flux critique pour 3 concentrations de solutions de boues réelles. Filtration intermittente 15 min / 5 min relaxation à paliers de flux constants

En écoulement airlift décrit par Liu *et al.* (2003), avec un module de fibres creuses de  $S_m = 3 \text{ m}^2$  placé dans le riser, la vitesse d'ascension du liquide dans l'airlift augmente logiquement avec celle du gaz (cf. Figure 19a), et cela permet de repousser la valeur du flux critique lors de filtration d'eau synthétique glucosée. Cette tendance est vraie quelle que soit la concentration de la solution (figure Figure 19b), mais cependant, au-delà d'une certaine valeur appelée vitesse de circulation liquide critique dans le riser, il n'apparaît pas d'amélioration du flux critique et il se pourrait même qu'une trop grande vitesse de liquide engendre le dépôt de petites particules à la surface (Drews 2010).

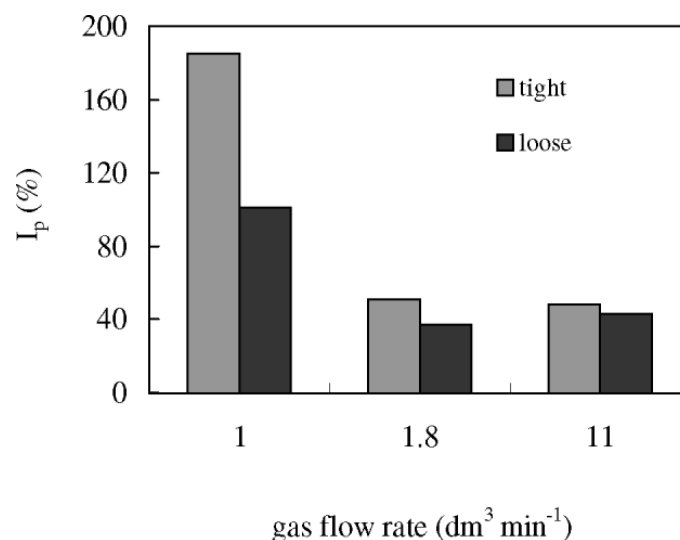
Pollet (2008) regarde aussi l'influence de la vitesse liquide, non seulement induite par l'écoulement de gaz ( $j_G = 0,038 \text{ m.s}^{-1}$ ), mais aussi engendrée par une pompe de circulation, sur le colmatage lors de la filtration d'une suspension de bentonite à  $0,65 \text{ g.L}^{-1}$ . Dans leur étude sur un BAMI à boucle externe, il est mis en avant que les vitesses de colmatage sont les mêmes pour cette aération, quelle que soit la vitesse superficielle de liquide, et ce pour des flux inférieurs ou égaux à  $35 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ .

La vitesse de liquide, celle induite par le passage des bulles, améliore la filtration, mais ce n'est pas le seul paramètre puisqu'il existe une vitesse de liquide critique qui renseigne sur un autre paramètre possible engendrant un autre mécanisme.

L'influence de la vitesse de liquide locale, elle, n'a pas été reliée aux performances de filtration par Nguyen Cong Duc *et al.* (2007).

#### 1.4.4 Mouvement des fibres

Dans toutes les études relevées dans la littérature le constat général est que la flexibilité des membranes fibres creuses engendre une amélioration des performances de filtration. Ainsi, Chang *et al.* (2002), détecte une diminution de la pression d'aspiration de 46% après 5h de filtration de levures à  $5 \text{ g.L}^{-1}$ , pour une même aération ( $\text{SAD}_m=1 \text{ L.min}^{-1}$ ), avec des fibres lâches en comparaison avec des fibres tendues. La baisse de colmatage est d'autant plus marquée en faveur des fibres lâches que la filtration est réalisée en condition fortement colmatante (i.e. à faible débit d'air comme le montre la Figure 20 où  $I_p$  est définie par les auteurs comme l'augmentation en pourcentage de la pression d'aspiration après 5h de filtration). Les fibres tendues montrent une moins bonne tolérance dans des solutions chargées.



**Figure 20.** Filtration avec des fibres tendues (tight) ou lâches à 5% (loose) sous différents débits d'aération à flux de filtration constant  $J=30 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  – solution de levures à  $c=5,0 \text{ g.L}^{-1}$ . [Chang *et al.* 2002]

Yeo *et al.* (2007) relèvent la présence d'un optimum de flexibilité de 1% (sur une gamme de 0,5% à 2%) pour lequel le taux d'augmentation de la pression est de seulement  $0,6 \text{ kPa.min}^{-1}$  par rapport aux autres relâchements induisant au moins

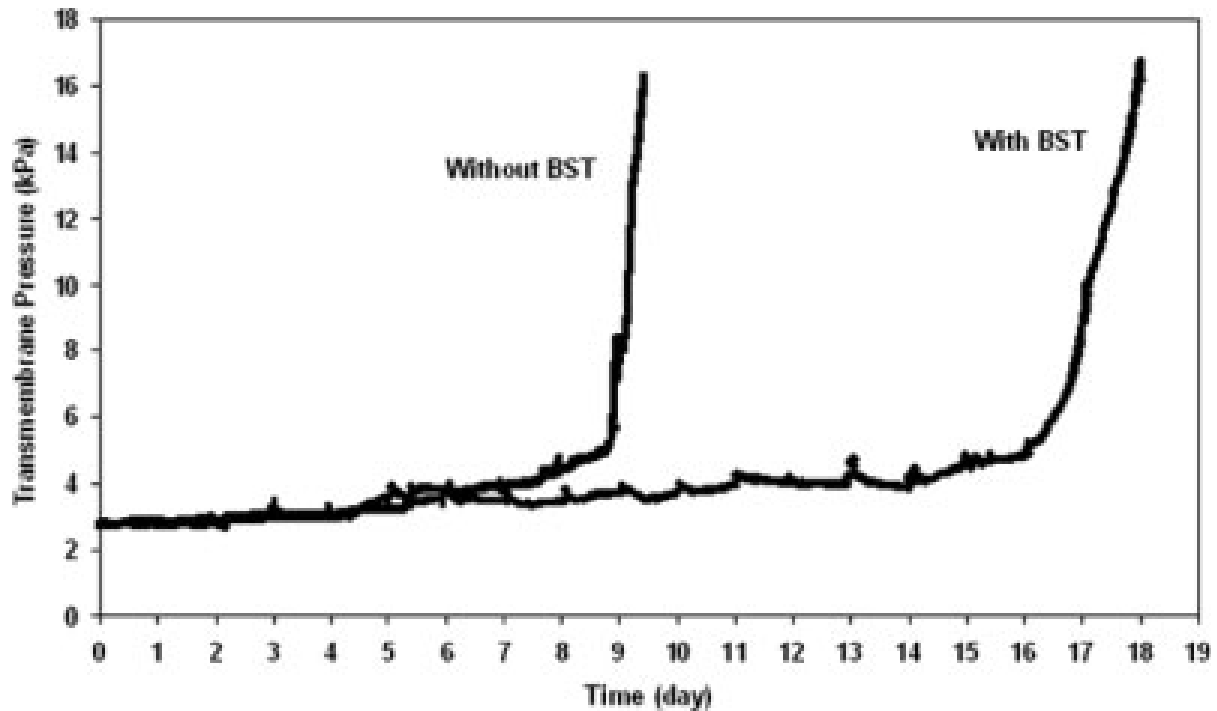
0,8 kPa.min<sup>-1</sup>. Ils expliquent cet optimum par le fait que des flexibilités trop grandes pourraient induire un déplacement des fibres tel qu'elles ne seraient plus sur la trajectoire des bulles en ascension, et que la pénétration des bulles n'aurait donc plus lieu. Cette explication est surprenante quand on considère le faible déplacement de leurs fibres.

Wicaksana *et al.* (2006) trouvent que les fibres tendues subissent une augmentation de PTM 40% plus rapide que des fibres flexibles à 4%.

Les fibres lâches montrent un déplacement d'autant plus grand que les bulles sont de type calotte (Martinelli 2006).

#### **1.4.5 Type de bulle - taille des bulles - lieu d'injection de l'air**

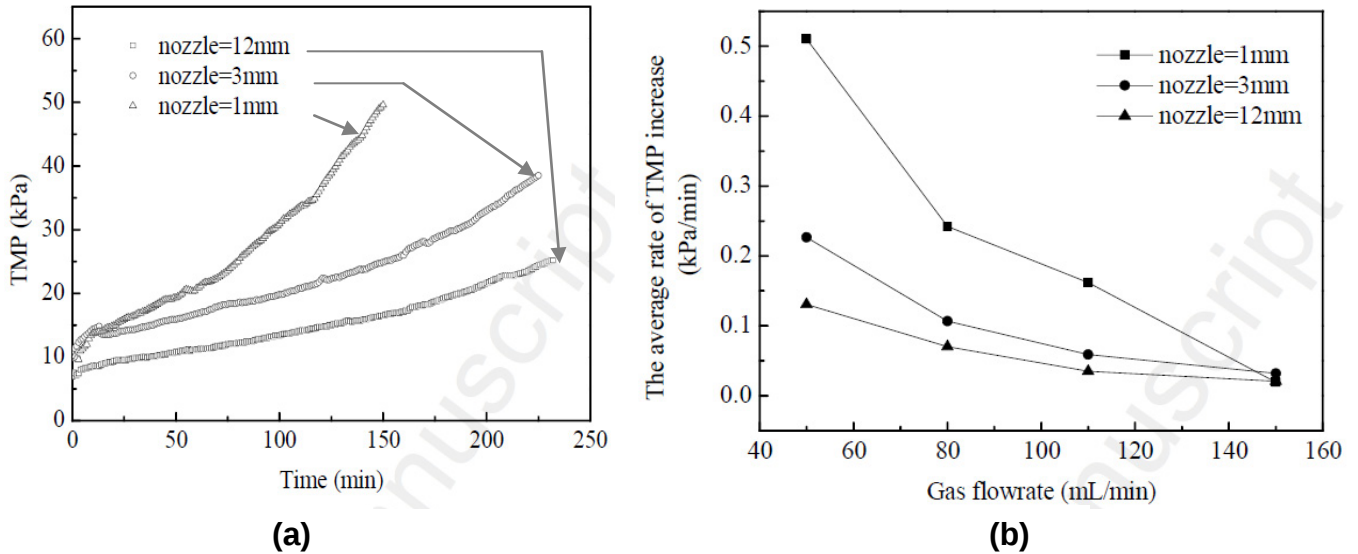
L'aération par grosses bulles est la plus rencontrée dans l'aération des membranes de BAMF et de nombreuses études préconisent ce type de bulles. Ainsi Phattaranawik *et al.* (2007) proposent même un système de coalesceur, quelques centimètres au-dessus de l'injection de fines bulles, en bas du réacteur, pour augmenter la taille des bulles de 0,5 - 2 mm à 9 - 18 mm de sorte qu'il observe un retard de 8 jours pour les grosses bulles sur le saut de pression arrivant lors de la filtration à long terme d'une eau usée synthétique chargée (Figure 21). L'avantage des grosses bulles dans ce cas est évident. Cependant, Phattaranawik *et al.* (2007) n'expliquent pas comment l'air peut avoir une action à si long terme puisque la PTM est équivalente sur les 8 premiers jours de filtration avec des fines bulles.



**Figure 21.** Influence du coalesceur (BST) et donc de la taille des bulles à proximité des membranes sur le saut de PTM lors de la filtration long terme à flux constant  $J=22,5 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$  sur eaux usées synthétiques. Membranes planes.  $Q_G=3 \text{ L.min}^{-1}$ . (résultats analogues pour un débit de  $5 \text{ L.min}^{-1}$  et un flux de  $35 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ )

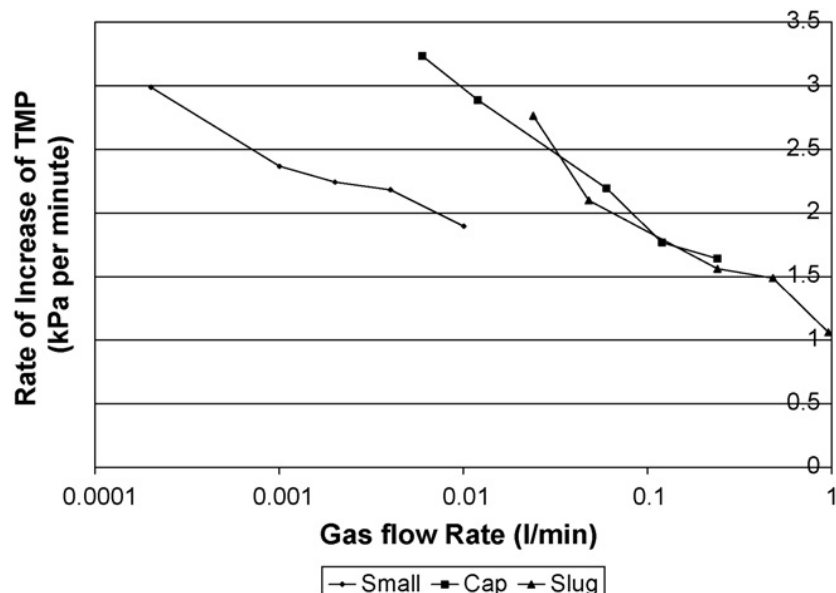
Sur des filtrations durant 225 minutes, sur des solutions de levures, Lu *et al.* (2008) montrent que les fines bulles (injecteur  $d=1 \text{ mm}$ ) engendrent une augmentation de PTM plus importante que des bulles générées par un diamètre de  $3 \text{ mm}$ . En comparaison, les bulles de type « poches » générées par un injecteur de  $d=12 \text{ mm}$  amènent un colmatage moins important, d'autant plus que la concentration en levures est grande ( $5 \text{ g.L}^{-1}$ ) et le débit de gaz faible ( $80 \text{ mL.min}^{-1}$ ) (Figure 22a).

L'étude montre bien que le type de bulles n'a d'influence sur le colmatage qu'en conditions fortement colmatantes (à faible débit de gaz cf. Figure 22b). Cependant, dans ces conditions de flux et de débit d'aération, il n'est pas clairement conclu si c'est la taille de bulle ou la fréquence d'injection qui est responsable du contrôle du colmatage.



**Figure 22.** Performances de filtration en fonction de la taille des bulles (a) Evolution de la PTM en fonction du temps pour différents diamètres d'injecteur d'air –  $Q_G=80 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$  – Solution de levure à  $c=5 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$  – filtration flux constant  $J=36 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$  (b) Evolution des vitesses de colmatage suivant le débit d'aération - Solution de levure à  $c=5 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$  – filtration flux constant  $J=36 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$  [Lu et al. 2008]

Yeo et al. (2007) prouvent que l'augmentation de PTM peut être de même valeur de  $2 \text{ kPa}\cdot\text{min}^{-1}$  pour un débit d'air 10 fois inférieur si des fines bulles sont utilisées ( $Q_G=0,01 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ ) plutôt que des calottes ( $0,1 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ ) dans un milieu plutôt confiné. C'est ce que représente la Figure 23.

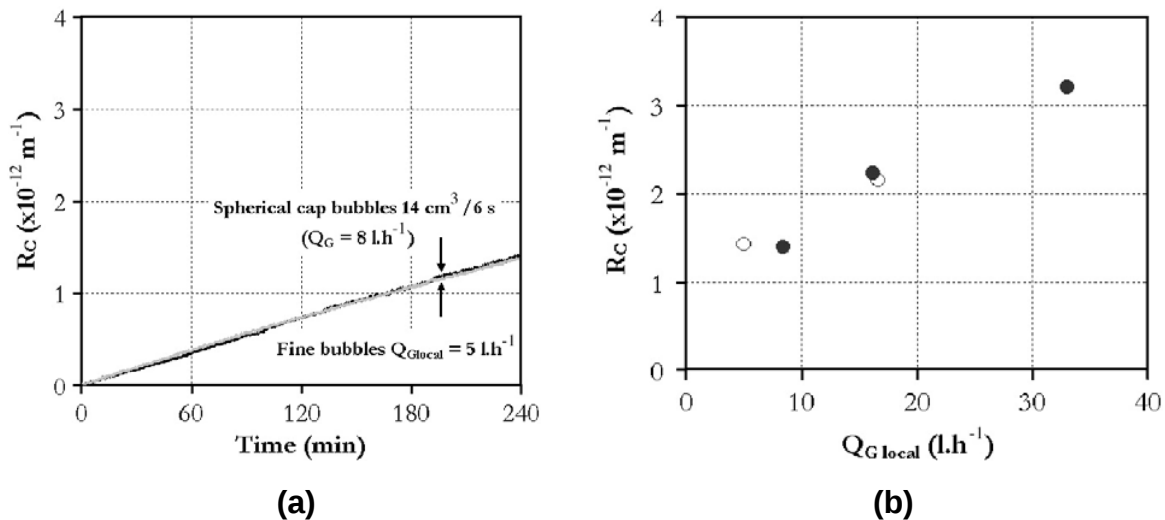


**Figure 23.** Effet du débit de gaz et du type de bulles sur l'augmentation de PTM par rapport au temps [Yeo et al. 2007]

L'injection de fines bulles améliorerait dans leur cas les performances de filtration. Selon Yeo et al. (2007), cette amélioration n'est pas tant due à la valeur moyenne de

contrainte de frottement (faible pour les fines bulles), mais plutôt aux fluctuations de ces contraintes, plus importantes pour les fines bulles par rapport aux grosses bulles, pour une injection ramenée à même débit d'air. Néanmoins, ils n'ont pu trouver de relation entre fluctuations de contraintes et augmentations de PTM pour des fibres lâches de 1% ce qui laisserait penser à un autre mécanisme d'action de l'air là encore. Qui plus est, il n'est pas possible de comparer le type d'injection dans leurs conditions de confinement assez important, puisque comme souligné par Yeo *et al.* (2007) eux-même, les fines bulles tendent à occuper toute la section de passage alors que les calottes restent plutôt en ascension verticale.

Dans un milieu très peu confiné, Martinelli *et al.* (2010) ont remédié à cette différence en calculant un débit de gaz local, considérant que les fines bulles n'ont d'interaction avec les fibres creuses que sur une section restreinte de l'espace. Comme le souligne la Figure 24a, les résistances de colmatage ne diffèrent pas d'une aération calottes ou fines bulles sur une suspension de levure, quand on considère ce débit local  $Q_G$ .

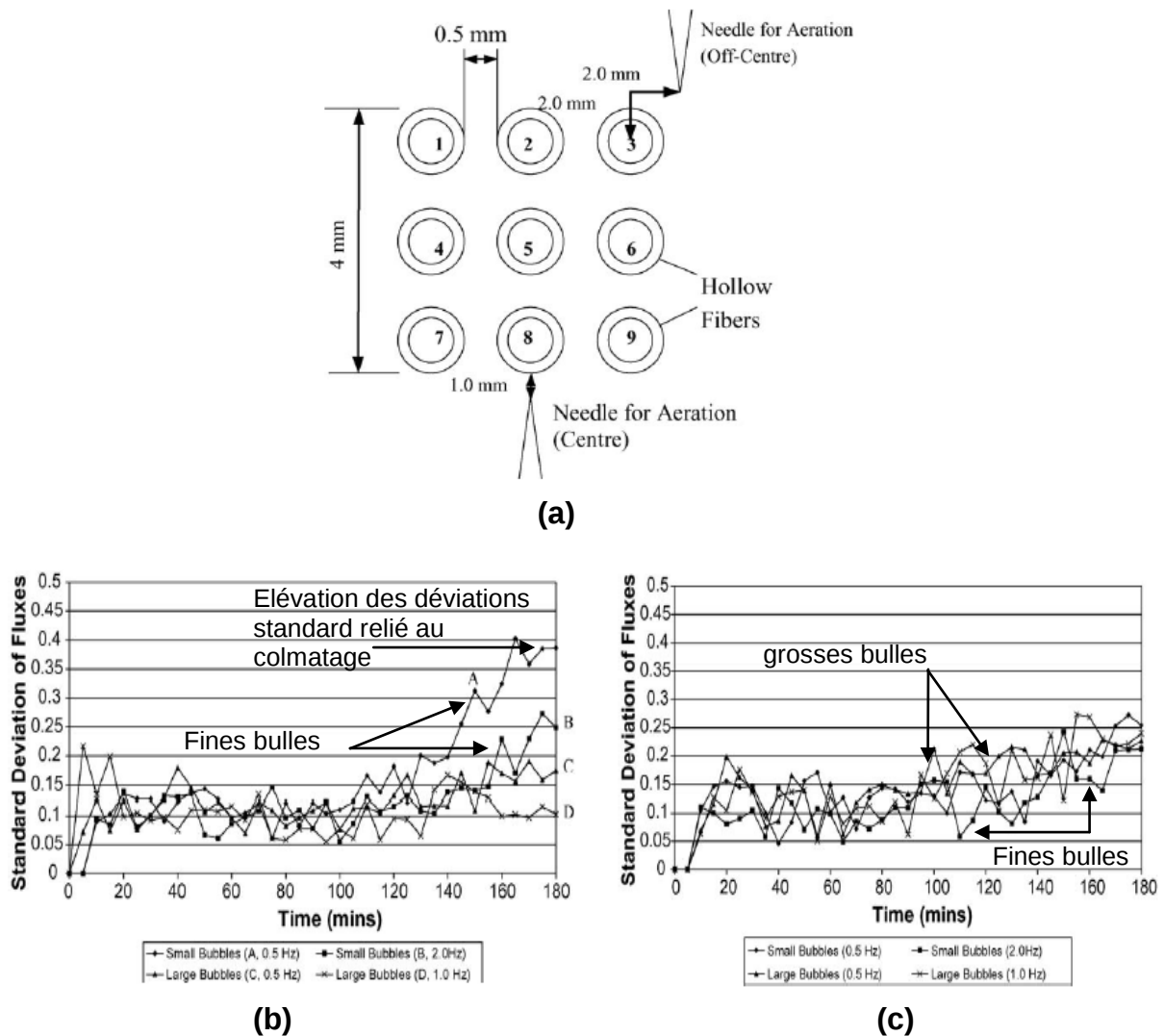


**Figure 24.** Prise en compte du débit local de gaz et Influence du type de bulles sur les résistances de colmatage – (a) en fonction du temps pour des débits locaux  $Q_G=5$  et  $8 \text{ L.h}^{-1}$  – (b) à la fin de filtration en fonction du débit local de gaz ●: calottes  $V_b=14, 27$  et  $55 \text{ cm}^3$ ; ○: fines bulles

Martinelli *et al.* (2010) mettent ainsi en évidence que les performances de filtration ne sont pas contrôlées par le type de bulles dans sa configuration (Figure 24 b).

Yeo *et al.* (2006) confirment cette conclusion lorsqu'ils s'intéressent à la position d'injection d'air lors de l'injection de fines bulles et grosses bulles respectivement. Ils mesurent les fluctuations des flux locaux de perméat et les relient au lieu d'injection

d'air. D'un point de vue évaluation des performances de filtration, ils relient la variation de PTM mesurée lors de la filtration d'une solution de bentonite à  $1 \text{ g.L}^{-1}$  à ces flux locaux de perméat collectés pendant 180 minutes. La Figure 25a présente les 9 fibres du faisceau avec les deux injections possibles d'air : une injection « au centre », et une injection « excentrée ». La Figure 25b et la Figure 25c présentent les fluctuations des flux locaux pour l'aération au centre (b) et pour l'aération excentrée (c).



**Figure 25.** Influence de la position d'injection de l'air dans l'étude de Yeo *et al.* (2006) (a) schéma des 9 fibres creuses et deux lieux d'injection possibles de l'air sous forme de fines bulles  $V_b=0,09 \text{ cm}^3$  – grosses bulles  $V_b=8,36 \text{ cm}^3$  - Collecte de perméat indépendante - solution de bentonite  $1 \text{ g.L}^{-1}$  (b) Variation des déviations standard des flux (moyenne) lors de l'injection de fines et grosses bulles en aération dans faisceau (Centre) (c) en aération à l'extérieur du faisceau (Off-Centre)

Une aération de fines bulles à l'extérieur du faisceau (Figure 25c) de 9 fibres semble propice à moins de variations de flux locaux, donc moins de colmatage. Yeo *et al.* (2006) expliquent cet avantage par une répartition uniforme de la turbulence induite par une aération excentrée mais aucune mesure de turbulence ne vient confirmer cette explication. Concernant une aération proche des fibres, la fibre la plus proche de l'injection colmate le plus (élévation de la déviation standard du flux plus importante que pour une aération excentrée). Les conclusions concernant l'aération grosses bulles sont inversées à savoir qu'une aération dans les faisceaux de fibres permet moins de colmatage qu'une aération excentrée. Le lien entre performances de filtration et flux locaux de perméat n'est pas très clair dans l'étude, et les ordres de grandeur sur les déviations standards de flux sont assez faibles.

#### **1.4.6 Intermittence de l'aération / cycles d'aération**

Il existe deux échelles de temps lorsqu'il est évoqué l'intermittence de l'aération.

##### **1.4.6.1 Les cycles d'aération et l'intermittence de l'aération par séquençage**

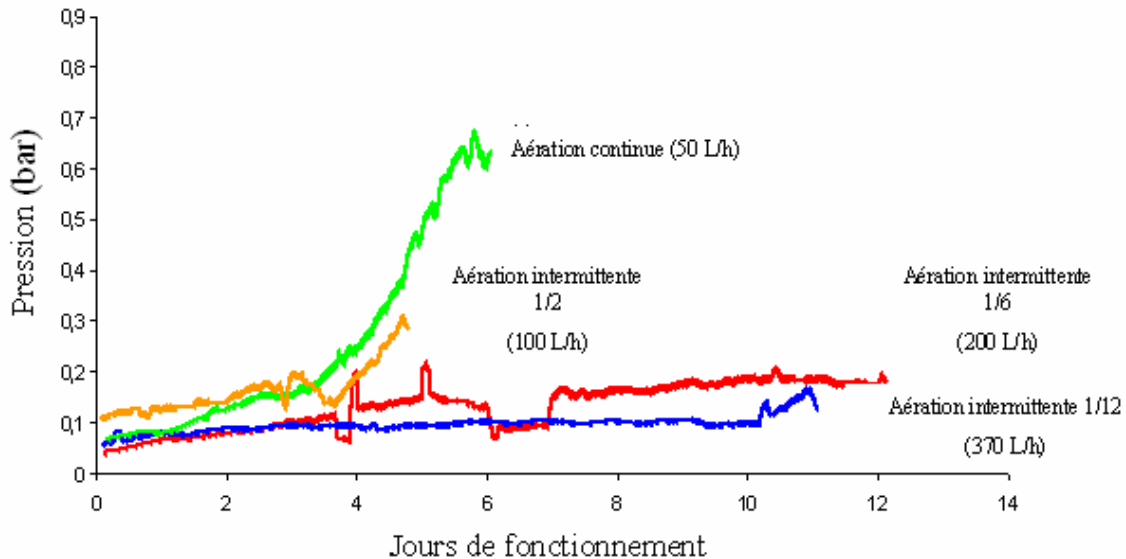
Cette intermittence de l'aération concerne une aération continue, pendant une durée limitée, alternée avec des périodes sans aération. La fréquence d'alternance de ces périodes (fréquence d'ouverture des vannes de débits de gaz) est contrôlée par l'utilisateur. Il est évident qu'une aération intermittente, aussi dite syncopée, des BAMl engendre des coûts opératoires liés à l'aération réduits.

Les études de Guibert *et al.* (2002) de filtration de bentonite et de Van Kaam (2005) sur des boues de BAMl se basent sur ce concept pour étudier l'impact de l'intermittence de l'aération sur les performances de filtration et optimiser la fréquence des cycles d'aération.

Dans la thèse Van Kaam (2005) sur fibres creuses immergées, un débit de grosses bulles proche de  $50 \text{ L.h}^{-1}$ , soit une valeur de  $\text{SAD}_m$  de  $0,17 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ , est maintenu constant mais distribué différemment dans le temps :

- 50L/h en continu
- 100 L/h une minute sur deux
- 200 L/h une minute sur six
- 370 L/h une minute sur douze.

Il est mis en évidence que pour un même débit injecté, une fréquence plus élevée (1/12) apporte un bénéfice en terme de dérive de PTM sur le long terme (2 semaines), en comparaison à une aération continue (Figure 26).

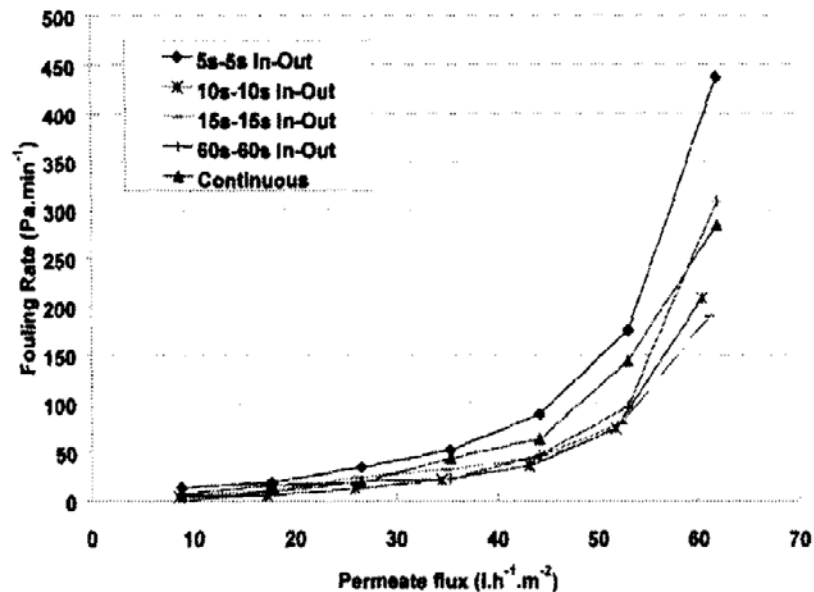


**Figure 26.** Avantage de l'intermittence de l'aération ( $SAD_m=166 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ ) pour des fibres creuses immergées en BAM. [Van Kaam 2005]

D'après l'auteur, une aération séquencée amène moins de cisaillement (et donc de perturbation et de destruction en termes d'indice de boue) qu'une aération continue ou à fréquence élevée. On peut en effet se douter qu'un séquencage de l'aération amène logiquement des vitesses liquides moyennes inférieures, induisant alors une valeur de cisaillement plus faible. La dépense énergétique liée à l'aération de type grosses bulles syncopée 1/6 est calculée à  $0,63 \text{ kWh/m}^3_{\text{réacteur}}$  par rapport à  $1,06 \text{ kWh/m}^3_{\text{réacteur}}$  pour une aération continue, à débit d'air identique. Une optimisation de l'intermittence de l'aération est donc un enjeu économique réel.

L'étude de Guibert *et al.* (2002) concerne une configuration confinée de fibres creuses immergées empotées aux deux extrémités, en filtration externe interne de faible durée (250 minutes), pour des fréquences d'aération bien plus élevées que l'étude précédente : X secondes d'aération en filtration suivies de X secondes de filtration seule. L'aération correspond à une valeur de  $SAD_m$  de  $0,36 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  (plus du double que l'étude de Van Kaam (2005)). Il est démontré qu'une fréquence d'aération élevée (« 5s-5s ») engendre une aération quasi constante, tout en créant des vitesses de liquide ascendantes plus faible, et ne comporte donc que très peu d'avantage, rejoignant les tendances de Van Kaam (2005).

Le séquençage de l'aération « 10s-10s » semble le meilleur paramètre opératoire surpassant l'aération continue en matière de réduction de colmatage particulaire (cf. Figure 27).

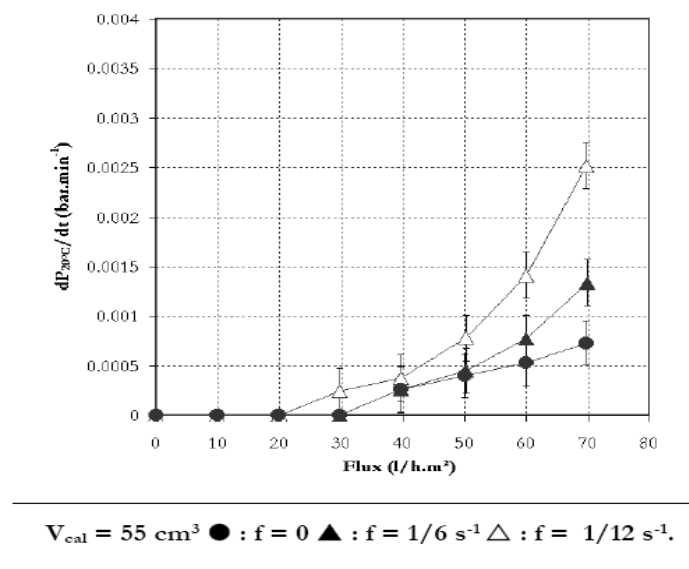


**Figure 27.** Influence du rythme de l'intermittence de l'aération sur le taux de colmatage [Guibert *et al.* 2002]. Durée de filtration 250 minutes sur bentonite 1,5 g.L<sup>-1</sup>. Membrane ZeeWeed fibres creuses avec  $S_m=46,5 \text{ m}^2$  -  $SAD_m=0,360 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^2$

Enfin, Pollet *et al.* (2009), s'intéressent à l'influence d'une aération intermittente ou discontinue, consistant en une période longue d'aération faible, suivie d'une courte période d'aération très forte, sur le colmatage et les vitesses de colmatage de boues activées, dans un BAMI à boucle externe. Les auteurs comparent cette aération discontinue, à une aération continue, en prenant soin d'être à même débit d'air net  $Q_{Gnet}=0,195 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}$  ce qui revient à un  $SAD_m=0,129 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  pour l'aération continue. L'aération discontinue correspond à une alternance entre des  $SAD_m=0,096 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  pendant 290 secondes, et  $SAD_m=1,086 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  pendant 10 secondes. Il est montré que ce séquençage original de l'aération engendre des vitesses de colmatage moins élevées qu'en aération continue, à même volume de perméat filtré. Cette aération discontinue serait aussi responsable d'un nettoyage plus facile du gâteau de filtration. Elle induirait aussi un colmatage par adsorption dès les premiers instants de filtration moins important qu'en aération continue.

### 1.4.6.2 Intermittence à échelle de temps courte

Un autre type d'intermittence peut être rencontré dans les études en application aux BAM, utilisant des grosses bulles : celui de l'intermittence dans le passage de ces grosses bulles à proximité de membranes. Ainsi, sur des échelles de temps inférieures à la seconde, on rencontre l'écoulement à grosses bulles, généré de façon intermittente (on/off). Ce type d'intermittence est contrôlé par la fréquence d'injection des bulles. Dans ce contexte, l'étude de Martinelli (2006) se concentre sur l'impact de la fréquence d'injection de calottes sur les vitesses de colmatage de fibres creuses immergées. Pour Martinelli (2006), pour des calottes de  $55 \text{ cm}^3$  passant dans le faisceau de fibres, les vitesses de colmatage diminuent lorsque la fréquence d'injection augmente (Figure 28) ; en effet, une fréquence de  $0,167 \text{ Hz}$  (1 calotte toutes les 6 secondes) est meilleure qu'une fréquence de  $0,083 \text{ Hz}$  (1 calotte toutes les 12 secondes) en termes de vitesses de colmatage sur des solutions de levures (Figure 28). De façon surprenante, les vitesses de colmatage les plus faibles sont trouvées lorsque l'aération est nulle. L'auteur a mesuré que le passage des calottes dans le faisceau de fibres engendrait un apport de matière en direction des fibres, responsable d'un colmatage plus important que sans aération.



**Figure 28.** Impact de la fréquence d'injection des grosses bulles sur les vitesses de colmatage – filtration à paliers de flux sur solution de levures [Martinelli 2006]

Pour des membranes planes immergées, Zhang (2009) quantifie dans un système simplifié gaz-liquide la contrainte de cisaillement à la paroi par des mesures

électrochimiques en différents points de la membrane. L'étude du séquençage de l'aération par grosses bulles (60 mL) en terme de fréquence d'injection (en Hz) montre l'intérêt d'une fréquence de 0,83 Hz par rapport à 0,33 Hz sur l'augmentation de la contrainte, mais souligne le gain relatif entre une fréquence 0,83 Hz par rapport à 0,33 Hz comparé à une fréquence de 0,33 Hz par rapport à 0,167 Hz. Ils ne relient cependant pas directement l'impact de la contrainte de frottement pariétal sur les performances de filtration.

En conclusion, les échelles temporelles de l'intermittence de l'aération doivent d'abord être définies de façon claire. Ensuite, il apparaît que l'impact de l'intermittence de l'aération dépend du confinement. Il semble que globalement un séquençage de l'aération est positif. Il engendre de toute façon une réduction des coûts immédiats de consommation.

#### **1.4.7 Conclusion**

A première vue, il semble presque exister autant de conclusions que de cas d'étude lorsque l'on considère l'influence des paramètres d'aération sur les performances de filtration. Certains paramètres globaux comme l'intensité d'aération ou le mouvement des fibres semblent généralement trouver des échos positifs au sein de différentes études rencontrées dans la littérature, mais il apparaît cependant des limites (débit maximal d'aération, limite du courant liquide, maximum de déplacement des fibres) qui prouvent que ces paramètres globaux ne peuvent permettre d'expliquer à eux seuls le contrôle du colmatage. Le type de bulles ne semble pas pertinent à lui seul non plus, et il vaut mieux considérer le couplage avec le débit d'air global, le confinement des membranes, la concentration et le type de solution filtrante, ou encore l'emplacement d'injection d'air. Enfin, Il semble que globalement un séquençage de l'aération soit positif.

Autant il est trouvé de nombreuses études paramétriques où l'influence de l'hydrodynamique est constatée sur les performances de filtration, autant il est assez rare dans ces études (i) de quantifier localement cette hydrodynamique et (ii) de remonter au lien entre hydrodynamique et performance de filtration en expliquant le(s) mécanisme(s) d'action de l'air. Or Il est nécessaire de comprendre ces mécanismes fondamentaux d'action de l'air pour ensuite envisager d'optimiser l'aération à échelle plus complexe, voire industrielle.

La partie suivante vise à résumer les différents mécanismes plus ou moins démontrés dans la littérature.

### **1.5 Les mécanismes d'action de l'air**

L'objectif est de résumer ici le lien entre caractérisation hydrodynamique locale et performances de filtration en relatant les mécanismes qu'ont avancés les auteurs du domaine.

#### **1.5.1 Décolmatage par le passage de l'air à travers les faisceaux de fibres**

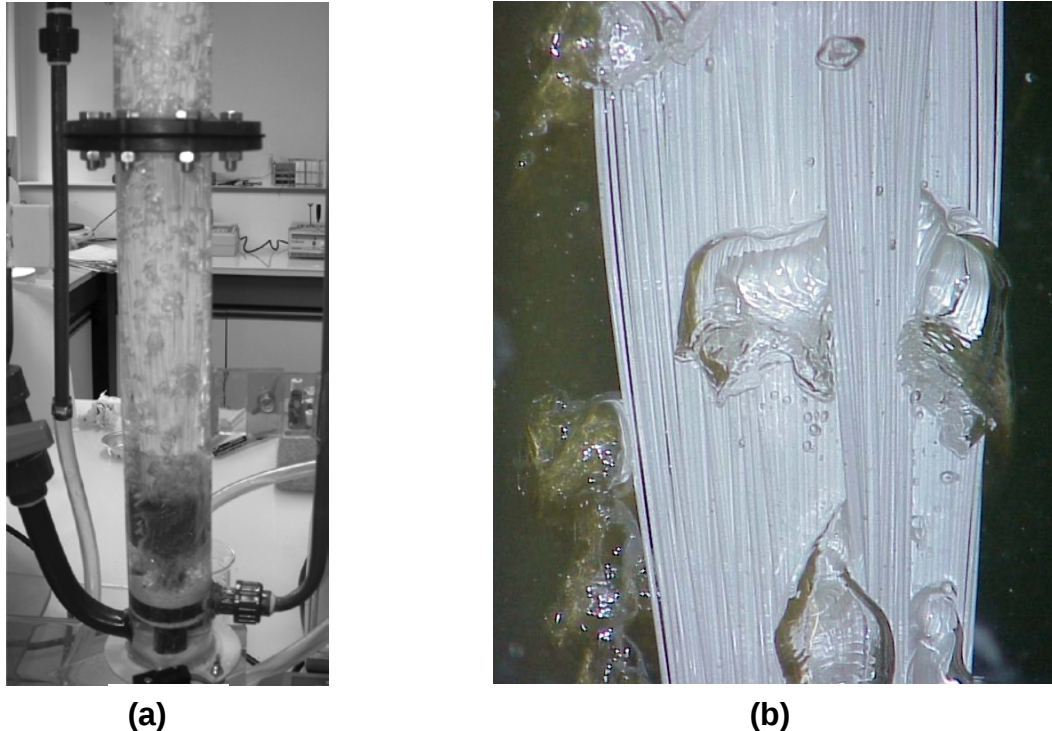
En milieu confiné, une forte densité de fibres creuses dans le faisceau peut faire apparaître des zones moins accessibles aux bulles d'air lors de l'aération. Ces zones mortes sont relevées dans les études de Espinosa-Bouchot (2005) qui constate des chemins préférentiels de passage de l'air contribuant à l'apparition de zones de flux local lors de la filtration de bentonite ( $10 \text{ g.L}^{-1}$ ), avec des fibres creuses soumises à l'aération en milieu confiné sur un pilote de taille semi-industrielle. Pollet *et al.* (2009) relèvent également des zones mortes (par DTS) principalement à l'embase du faisceau de fibres. Aussi, de façon plus locale, Yeo *et al.* (2006) quantifient des zones plus vite touchées par le colmatage au sein de faisceau de 9 fibres.

Face à ces zones mortes, où la matière peut être emprisonnée et entraîner une prise en masse du module membranaire, la pénétration de bulles d'air fait apparaître le mécanisme positif d'élimination de particules emprisonnées entre les fibres. La pénétration des faisceaux par les bulles est fonction de la densité des fibres, du type de bulles, et du lieu d'aération.

Pour des calottes injectées, un volume de calotte minimum devra être atteint pour pénétrer le faisceau, s'il est injecté à l'extérieur du faisceau (dans la configuration de Martinelli (2006), seules les calottes de 55 mL traversent le faisceau de fibres), sans cela elles resteront dans l'espace libre entre faisceaux de fibres.

Pollet (2009) et Lebègue *et al.* (2009) (cf. Figure 29a), en milieu plus confiné (BAMI boucle externe avec des fibres libres de mouvement) montrent eux que des bulles injectées à l'extérieur du faisceau peuvent pénétrer le faisceau de fibres suivant le débit gazeux et la taille des bulles : il y a pénétration pour un débit  $Q_G=300 \text{ L.h}^{-1}$  induisant des bulles coalescées de diamètre de bulle supérieur à 1 cm et non pénétration pour un débit  $Q_G=100 \text{ L.h}^{-1}$  avec des fines bulles non coalescées. La

densité de faisceaux de fibres (ici 63 fibres par  $\text{m}^3$  de module soit une porosité de 27% du module) ainsi que le lieu d'injection ont un rôle dans la traversée des faisceaux. La Figure 29b illustre la pénétration de grosses bulles dans les faisceaux de fibres.



**Figure 29.** Mécanisme d'élimination de matière emprisonnée dans les fibres (a) Injection d'air à l'extérieur du faisceau de fibres dans le module externe de BAM de Lebègue *et al.* (2009) - densité de fibres 63 fibres /  $\text{m}^3_{\text{module}}$  - 27% porosité - (b) Illustration de la pénétration de grosses bulles dans le faisceau de fibres - milieu moins confiné

Il n'a pas été étudié l'importance du mécanisme d'élimination de particules emprisonnées dans le faisceau concernant une aération directement dans le faisceau. On peut d'ailleurs se demander si un tel emprisonnement de particules se produit dans le cas où les bulles sont injectées à l'aplomb de l'aération.

### 1.5.2 Mouvement des fibres induit par l'aération et collision entre fibres

Pour Martinelli (2006), le mouvement des fibres est la cause du mécanisme contrôlant les résistances de colmatage pour des fibres lâches empotées en haut et en bas, pour une injection de calottes, tant que les calottes ne traversent pas le faisceau de fibres. Il est également mis en évidence par Wicaksana *et al.* (2006).

Le mouvement des fibres peut entraîner un mécanisme de collision entre fibres qui pourrait amener un contrôle positif du colmatage par l'érosion du gâteau de filtration

formé (Bérubé *et al.* 2006 - Chan *et al.* 2007). Aucune visualisation in-situ ou mesure de l'épaisseur du dépôt n'a été possible jusqu'à présent pour vérifier ce mécanisme. Suivant leur flexibilité, leur diamètre et leur fragilité, le mouvement des fibres peut également être négatif car il peut entraîner le mécanisme de dommage et/ou cassure des fibres.

Le mouvement seul n'est en tout cas pas le seul mécanisme contrôlant le colmatage car le mouvement de la fibre induit par le bullage permet une amélioration des performances de filtration encore plus importante comparé au seul mouvement mécanique imposé à cette unique fibre (Wicaksana *et al.* 2006).

### **1.5.3 Apport de matière dans le sillage des calottes et des essaims de fines bulles**

Martinelli (2006) a rencontré deux mécanismes d'apport de matière par écoulement vertical de liquide suivant le type de bulles injectées. Des fines bulles passant à l'intérieur du faisceau de fibres, sont à l'origine d'un apport de matière; pour l'injection de type calotte, pénétrant le faisceau de fibres, il est mis en avant un mécanisme d'apport de matière dans le sillage des calottes. Cet apport de matière a un effet négatif sur les performances de filtration et se traduit par une augmentation des résistances de colmatage ; ce mécanisme a pu être quantifié par simulation CFD dans la thèse de Martinelli (2006), mais il reste très difficile à estimer localement en géométrie plus complexe (avec un plus grand nombre de fibres, et un plus grand nombre de bulles).

### **1.5.4 Apport de matière par écoulement horizontal de liquide, dirigé vers les fibres**

Ce mécanisme d'apport de matière par écoulement horizontal de liquide (Martinelli 2006) concerne des fines bulles comme des calottes. Il a été quantifié par simulations CFD pour des fibres tendues (en terme de débit horizontal de liquide par unité de profondeur).

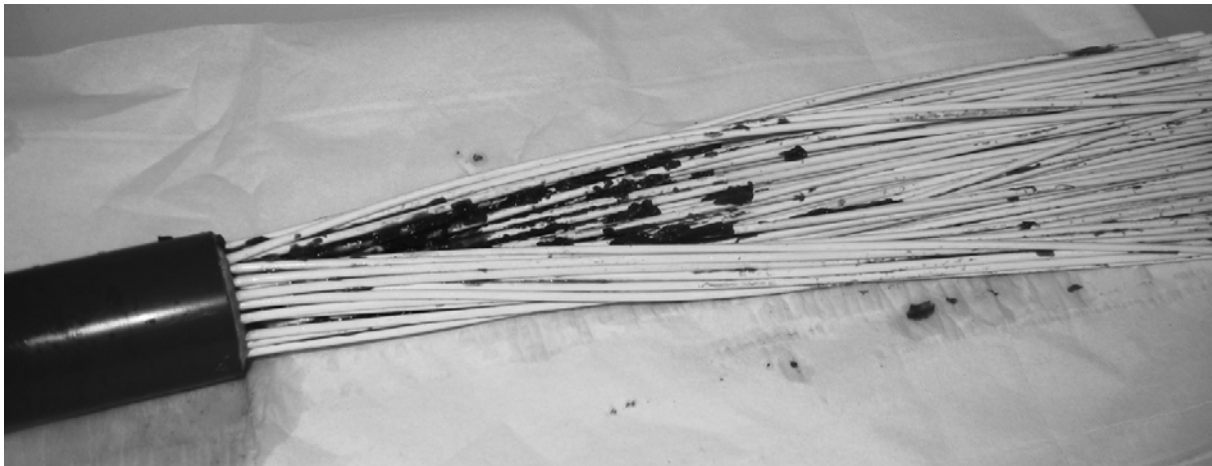
Selon Yeo *et al.* (2006 et 2007), l'injection de fines bulles peut également engendrer l'écoulement horizontal de liquide dirigé perpendiculairement aux fibres, vers le lieu d'aération (effet d'aspiration) ; dans ce cas, si l'écoulement rencontre des fibres, il peut être source de turbulence dans la circulation liquide ce qui empêcherait ou retarderait le dépôt de particules à la fibre. Dans le cas où il y a présence de zones mortes, ou de zones d'abri, conditionnée par la densité de fibres, l'écoulement

pourrait alors apporter de la matière dans ces zones mortes, qui stagnerait, et cela engendrerait donc un début de colmatage dans cette zone. Aucune quantification ou observation de ce courant horizontal n'a cependant pu être réalisée par les mesures PIV de Yeo *et al.* (2006).

Il existe alors un réel challenge d'optimisation de l'arrangement des fibres à l'intérieur du faisceau de fibres : espacement entre les fibres, arrangement en rideau et la nécessité de quantifier localement les mécanismes menant à une hétérogénéité de flux à l'intérieur du faisceau.

### 1.5.5 Apport de matière par écoulement vertical descendant de liquide

Dans les BAMF à phénomène d'airlift, des courants descendants ont été observés expérimentalement à l'intérieur de faisceaux de fibres creuses par Pollet (2009) et Lebègue *et al.* (2009). L'écoulement vertical de liquide au sein d'un faisceau est un mécanisme qui peut se révéler négatif s'il amène de la matière dans des zones mortes (sous condition d'arrangement du faisceau), car alors l'accumulation de particules augmente et provoque la prise en masse du faisceau (clogging en anglais) (cf. Figure 30), dont l'élimination n'est parfois pas possible.



**Figure 30.** Exemple de prise en masse au niveau de l'empotage du module de filtration dans l'étude de Lebègue *et al.* (2009) (boues sèches). Lorsque le clogging est atteint, une forte aération ne change rien

L'étude de l'hydrodynamique et surtout de l'impact de la configuration des membranes et du lieu d'injection de l'air semblent donc essentiels pour limiter ce mécanisme d'apport de matière par écoulement vertical descendant de liquide, dans le cas de zone morte.

Le Tableau 5 synthétise les différents mécanismes d'actions de l'air suggérés par les auteurs décrits précédemment. En plus d'une liste des différents mécanismes mis en avant, le **Tableau 5** classe et qualifie ces mécanismes, en fonction du type d'injection de bulles, et suivant la trajectoire de ces bulles. Si le mécanisme n'est pas significatif dans les conditions d'aération considérées, le symbole « 0 » est utilisé.

**Tableau 5.** Identification des mécanismes liés à l'aération. La couleur verte souligne un effet positif sur le colmatage, la couleur rouge un effet négatif sur le colmatage

| Type de bulles et trajet de l'air →                                                    | Symboles                                                                            | FINES BULLES                       |                                        | CALOTTES                           |                                        |
|----------------------------------------------------------------------------------------|-------------------------------------------------------------------------------------|------------------------------------|----------------------------------------|------------------------------------|----------------------------------------|
| Mécanismes induits par l'aération                                                      |                                                                                     | Passage dans le faisceau de fibres | Non passage dans le faisceau de fibres | Passage dans le faisceau de fibres | Non passage dans le faisceau de fibres |
| Apport de matière par écoulement horizontal de liquide dirigé vers les fibres          |    | 0                                  | +                                      | 0                                  | +                                      |
| Apport de matière par écoulement vertical de liquide                                   |    | ++                                 | 0                                      | 0                                  | 0                                      |
| Mise en mouvement des fibres                                                           |    | +                                  | +                                      | ++                                 | ++                                     |
| Contact entre fibres                                                                   |    | +                                  | +                                      | +                                  | +                                      |
| Élimination de particule emprisonnées dans le faisceau                                 |   | 0                                  | 0                                      | +                                  | 0                                      |
| Apport de matière par courant de convection induit: courant descendant dans les fibres |  | 0                                  | +                                      | 0                                  | dépend Vb et fb                        |
| Zone morte                                                                             |  | dépend Qg                          | ++                                     | 0                                  | +                                      |
| Apport de matière dans le sillage des calottes                                         |  | 0                                  | 0                                      | ++                                 | 0                                      |

### **1.6 Conclusion et présentation du cas d'étude**

Au sein d'un marché approchant les 0,5 milliards de dollars, l'enjeu de la maîtrise et de l'optimisation de l'aération pour limiter le colmatage des bioréacteurs à membranes, est de taille. Mais les diverses géométries des bioréacteurs à membrane, les configurations des modules membranaires et leur confinement offrent un éventail de cas d'études et rendent difficile de quantifier le rôle de l'aération sur le colmatage. D'autant plus que le colmatage est multifactoriel.

Des études concernant l'optimisation de l'aération pour une géométrie donnée sont disponibles dans la bibliographie. D'autres se focalisent sur la caractérisation de l'hydrodynamique dans différents systèmes de manière globale ou locale. Les deux approches sont évidemment indispensables mais le lien entre les deux reste difficile à faire. Ainsi grâce à des outils globaux, des paramètres sont utilisés pour décrire cette hydrodynamique, mais les techniques de mesure ou de calcul de la rétention gazeuse, du mouvement des fibres, du mélange liquide, ou encore des courants macroscopiques de liquide manquent de précision. Par exemple la valeur moyenne de la rétention gazeuse est difficilement fiable à la vitesse de colmatage mais elle se révèle intéressante pour comparer des géométries membranaires par exemple.

Une caractérisation locale est donc nécessaire pour approcher le caractère local des phénomènes de l'action de l'air. Ce premier chapitre a présenté les techniques utilisables pour une caractérisation locale. Ces techniques se trouvent souvent limitées par la complexité des géométries et des écoulements, et par le confinement des modules.

En réponse à cette synthèse critique et aux travaux déjà réalisés, la démarche scientifique développée dans cette thèse est la suivante :

Dans un premier temps, il a fallu isoler une géométrie de réacteur membranaire en lien avec une cassette membranaire utilisée dans les BAM. Cela a été fait en accord avec le partenaire industriel de l'étude. L'idée a été de reproduire un motif élémentaire d'un module membranaire de fibres creuses externe/interne et d'étudier à la fois ses performances de filtration et son hydrodynamique. Par motif élémentaire nous entendons un ensemble représentatif en termes de dimensions caractéristiques de l'hydrodynamique reproduisant un confinement important représentatif de modules industriels.

Deuxièmement, il a fallu isoler des conditions d'aération en lien avec des performances de filtration contrastées. Il est logique de penser qu'une identification des performances de filtration en lien avec l'aération ne peut se faire rigoureusement que dans des conditions d'aération contrôlées. Cela signifie contrôler les débits de gaz, mais aussi le type et la taille des bulles, et le lieu d'injection de l'air, ce qui est un paramètre original.

Par ailleurs, conscients que le colmatage en BAMF est un phénomène multifactoriel, nous choisissons de filtrer une suspension synthétique mais complexe, dont la filtration devra amener à un colmatage réversible (de type dépôt) à l'échelle de temps des essais expérimentaux afin que les performances de filtration soient liées aux conditions d'aération.

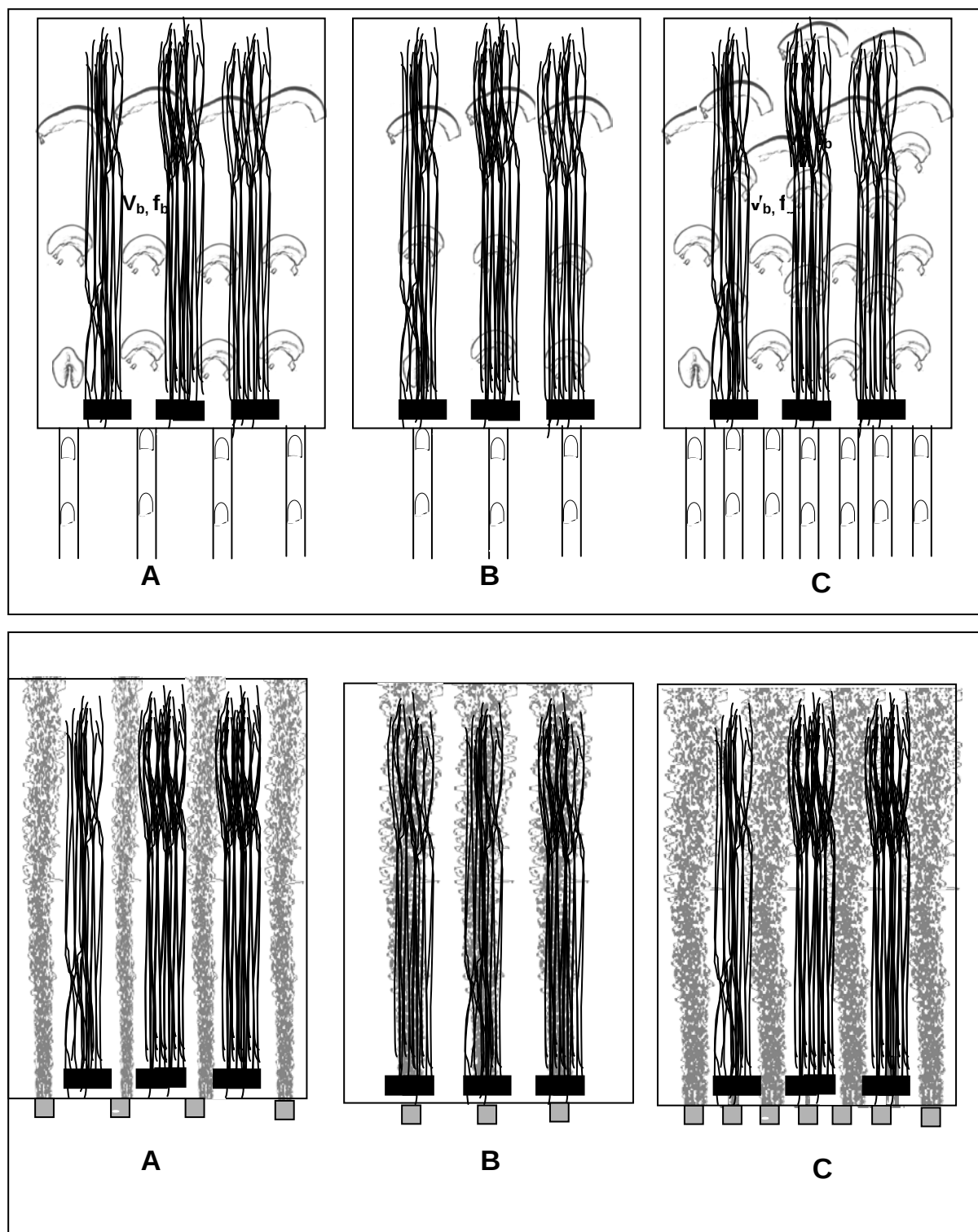
Dans ce même réacteur, nous avons caractérisé l'hydrodynamique locale dans différentes conditions d'aération amenant à des performances de filtration pertinentes. Il a été décidé de caractériser localement la phase gaz qui est celle contrôlant l'hydrodynamique dans le réacteur. La technique de bisonde optique est employée à cet effet. Elle est la mieux adaptée pour l'objectif recherché.

La Figure 31 présente schématiquement les conditions d'injection de l'air qui ont été étudiées. Trois zones de fibres sont présentes dans le réacteur d'étude et trois configurations d'aération sont mises en jeu :

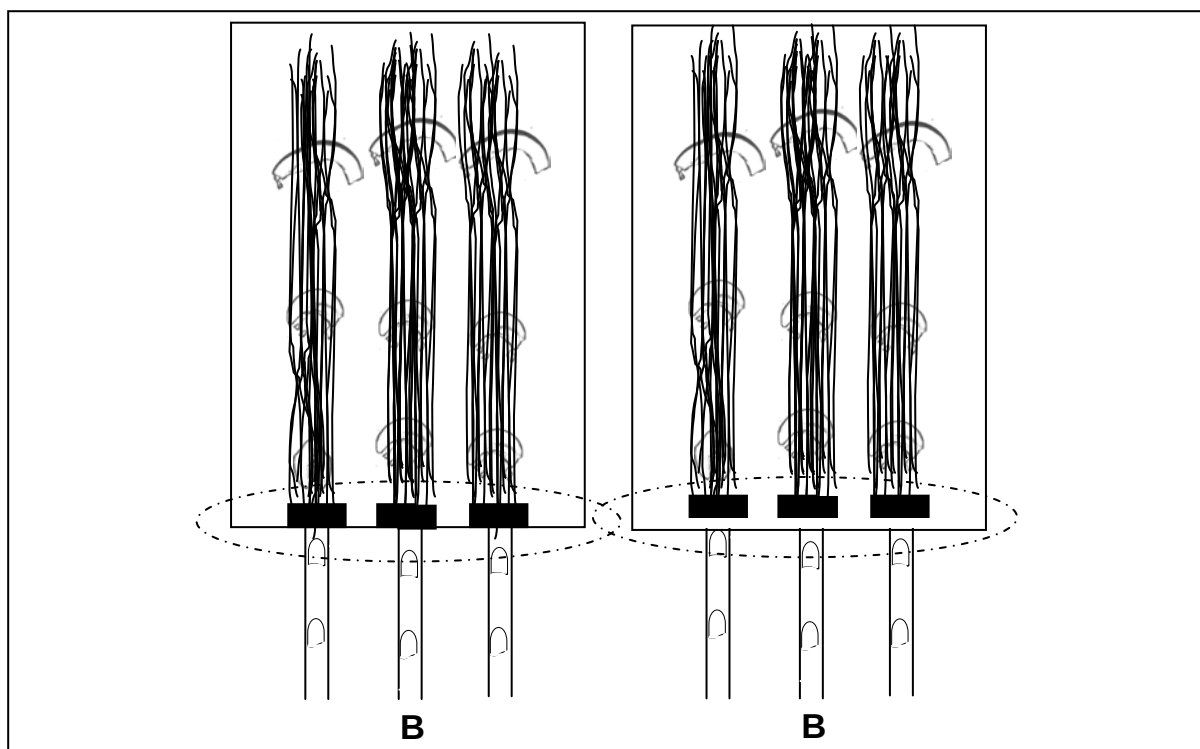
- A) entre les faisceaux de fibres, ce que l'on appellera par la suite Hors faisceaux (HF)
- B) en dessous des faisceaux de fibres, ce que l'on appellera par la suite Dans faisceaux (DF)
- C) en dessous et entre les faisceaux, ce que l'on appellera Tous faisceaux (TF).

Cette aération pourra être de type grosses bulles ou fines bulles et pourra se faire à la base des faisceaux ou légèrement en dessous (Figure 32).

Le chapitre suivant présente en détails l'ensemble du dispositif expérimental et les conditions de mise en œuvre des essais.



**Figure 31.** Différentes configurations d'injection d'air pour différents types de bulles injectées



**Figure 32.** Légère élévation du module membranaire par rapport à l'injection



## Chapitre 2 : Matériel et Méthodes

---



## 2 Matériel et Méthodes

### 2.1 Réacteur membranaire

#### 2.1.1 Objectif

L'objectif de l'installation expérimentale utilisée pendant ce travail était de:

- Effectuer des essais de filtration et une caractérisation hydrodynamique locale sur la phase gaz dans la même installation
- Travailler en milieu avec un grand confinement des membranes, tout en ayant une surface membranaire élevée
- Travailler avec des membranes de type industriel, de longueur représentative, réparties selon un motif réfléchi
- Réaliser les essais de filtration sur un fluide de travail complexe, de comportement proche de celui des boues activées
- Contrôler les conditions d'aération lors des expériences
- Réaliser l'ensemble des protocoles expérimentaux sur une durée de huit heures

La Figure 33 est un cliché de l'installation expérimentale.



**Figure 1.** Photographie de l'installation expérimentale

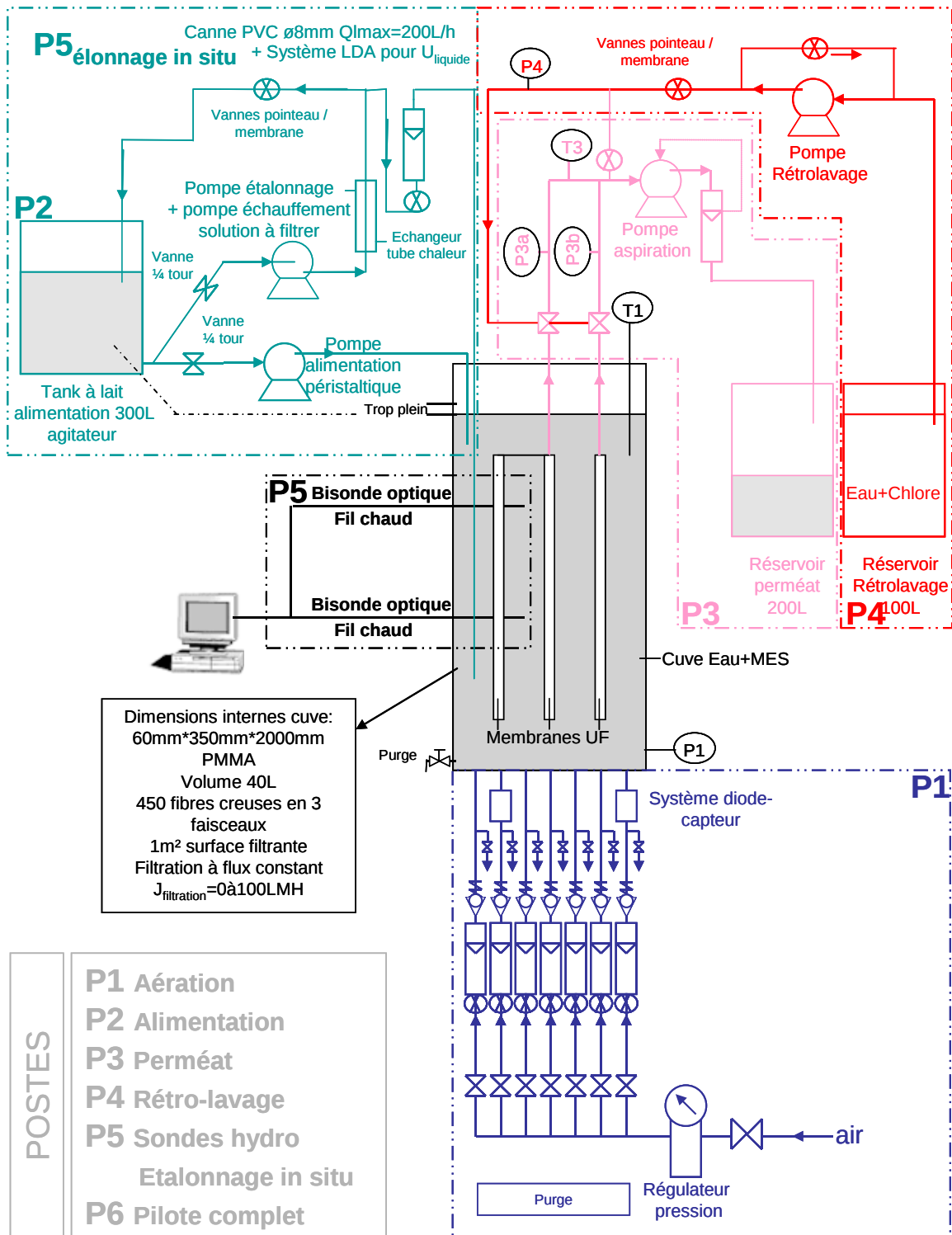
La Figure 34 présente le schéma de fonctionnement général de l'installation, où quatre circuits indépendants sont mis en évidence :

- Le circuit de filtration (circuit rose P3) / rétrolavage (circuit rouge P4),
- Le circuit d'injection de gaz (de calottes d'air/fines bulles) (circuit bleu P1),
- Le circuit d'alimentation (circuit vert clair P2),
- Le circuit d'étalonnage des sondes in situ (circuit vert clair P2) et la caractérisation hydrodynamique locale (circuit noir).

Le circuit de filtration regroupe le module membranaire immergé dans la cuve de filtration et la pompe de perméat qui permet l'extraction à flux constant de l'eau filtrée. Le perméat une fois extrait est renvoyé à la cuve de filtration de sorte que la concentration en matière dans la cuve reste constante tout au long de la filtration. Ce choix a été fait avec le partenaire industriel, à cause des volumes importants mis en jeu, et en lien avec les concentrations de boues globalement constantes dans les réacteurs industriels. Il est possible d'envisager une modification de la structure du fluide ; cela dit, l'échelle de temps de nos expériences de filtration est assez courte (entre 15 minutes et 150 minutes) pour pouvoir penser que ce changement n'aura pas lieu. Le fluide filtré est une suspension complexe dont le choix et le contenu seront détaillés par la suite ; il est amené à la cuve de filtration via le circuit d'alimentation. Pendant la filtration, les conditions d'aération sont contrôlées, le circuit d'aération est indépendant. Après la filtration, le circuit de rétrolavage est utilisé pendant le protocole de nettoyage, il utilise partiellement le même circuit que le circuit perméat.

La caractérisation hydrodynamique locale est réalisée indépendamment de la filtration ; elle nécessite un matériel d'acquisition du signal et une qualification de la mesure qui seront détaillés au chapitre 4.

Dans ce chapitre, seuls seront détaillés le matériel et les méthodes relatifs aux essais de filtration.



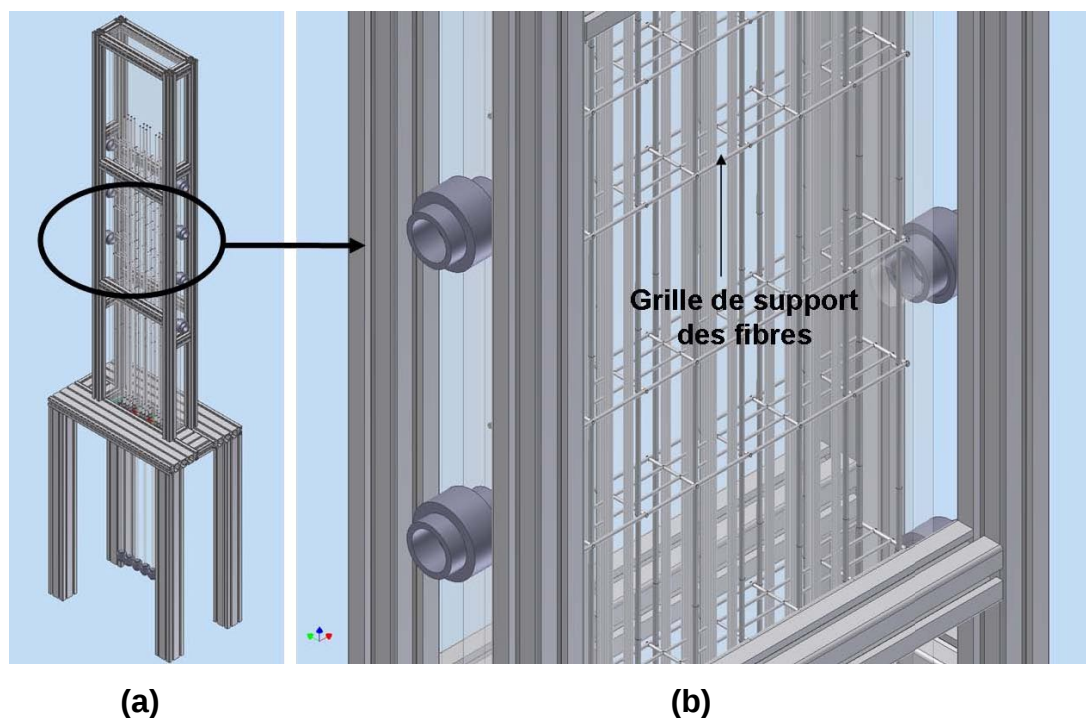
**Figure 2.** Schéma de fonctionnement général de l'installation expérimentale permettant des essais de filtration et la caractérisation locale de l'hydrodynamique

## 2.1.2 Circuit de filtration et rétrolavage

### 2.1.2.1 Le module membranaire

Le module membranaire est composé de 144 fibres creuses en PVDF de la société Zénon-GE, de diamètre externe  $D_{ef}=1,9$  mm et de diamètre interne  $D_{if}=0,75$  mm. La longueur des fibres est de  $h_f=1,44$  m ce qui représente une surface filtrante d'environ  $S_m=1,2$  m<sup>2</sup>. Avant toute expérience sur les fibres neuves, un protocole de déconditionnement est réalisé. Trois jeux de membranes seront utilisés lors de l'ensemble des expériences. La perméabilité initiale moyenne des membranes neuves est d'environ  $L_{p0}=400$  L.h<sup>-1</sup>.m<sup>-2</sup>.bar<sup>-1</sup>.

Les fibres sont directement immergées dans la cuve de filtration en plexiglas (cf. Figure 35a). Elles sont uniquement empotées par le bas dans des collecteurs inox appelés manifolds, en bas de cuve. Une élévation des manifolds (selon l'axe z) est possible de 0 à 5 cm. Une grille en inox (cf. Figure 35b) aide au maintien des fibres à la verticale dans la cuve, tout en leur laissant une liberté de mouvement latéral, induit par l'aération.



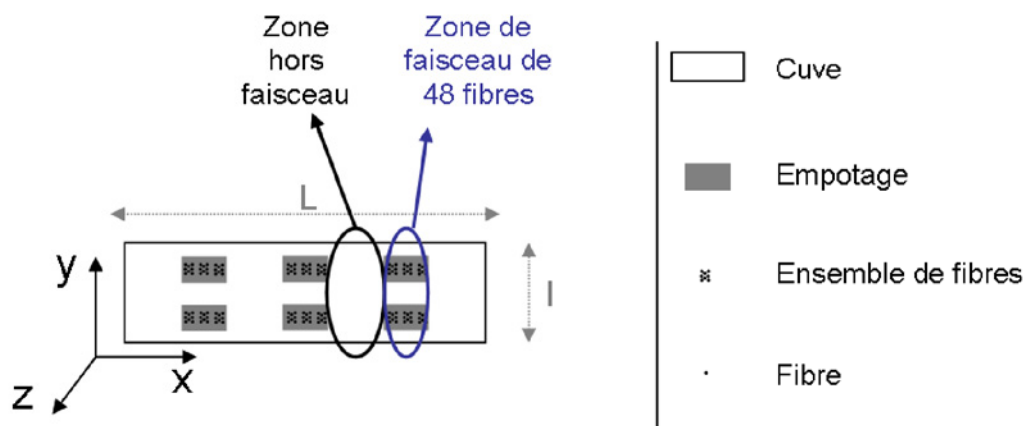
**Figure 3.** (a) Dessin de conception de la cuve de filtration (b) zoom sur la grille de support des fibres à l'intérieur de la cuve. (L. Lopez LISBP)

### 2.1.2.2 Le choix du motif

La répartition des fibres a été étudiée pour se rapprocher du confinement et de la compacité du module membranaire industriel appelé cassette du fabricant Zenon-GE modèle « ZeeWeed ZW500D ». La Figure 36 représente la vue de dessus du motif élémentaire de répartition des 144 fibres creuses, utilisé lors de l'étude, au sein de la cuve de section rectangulaire 60 mm\*350 mm et de hauteur 2 m. Elle met en évidence trois zones avec faisceaux de fibres et quatre zones hors de ces faisceaux de fibres.

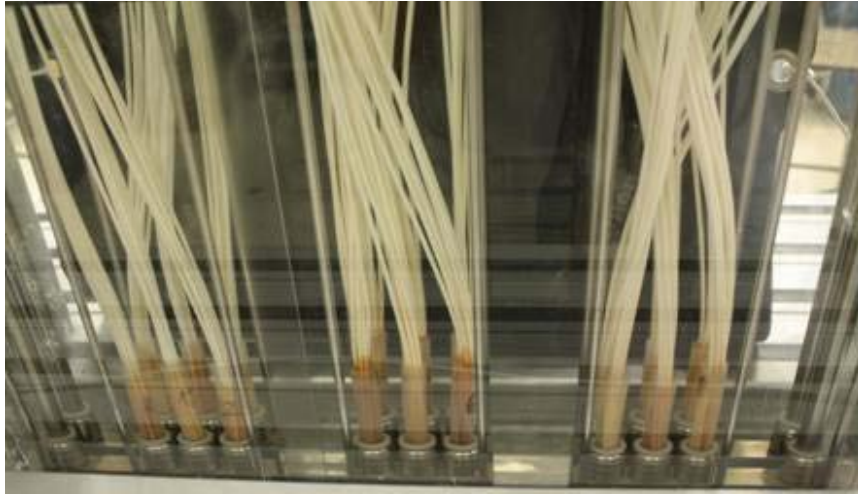
#### Motif élémentaire de l'étude

#### Légende:



**Figure 4.** Eléments composant le motif élémentaire de l'étude. Répartition des 144 fibres creuses en trois faisceaux. Mise en relief des 4 zones hors faisceau et 3 zones de faisceaux. Vue de dessus

Un faisceau est composé de deux emplacements de 50 mm de long (suivant x) et 10 mm de large (suivant y) qui sont séparés d'une distance de 10 mm suivant y, nécessaire pour le passage des sondes hydrodynamiques sur toute la largeur de la cuve. Ce faisceau se compose d'ensembles circulaires (trois par emplacement cf. Figure 36 et photo Figure 37), chaque ensemble est constitué de huit fibres creuses. La répartition des fibres en ensembles circulaires répond à des contraintes technologiques relatives à l'empotement des fibres et à la collection du perméat par le bas.



**Figure 5.** Répartition des fibres en bas de cuve - Vue de face

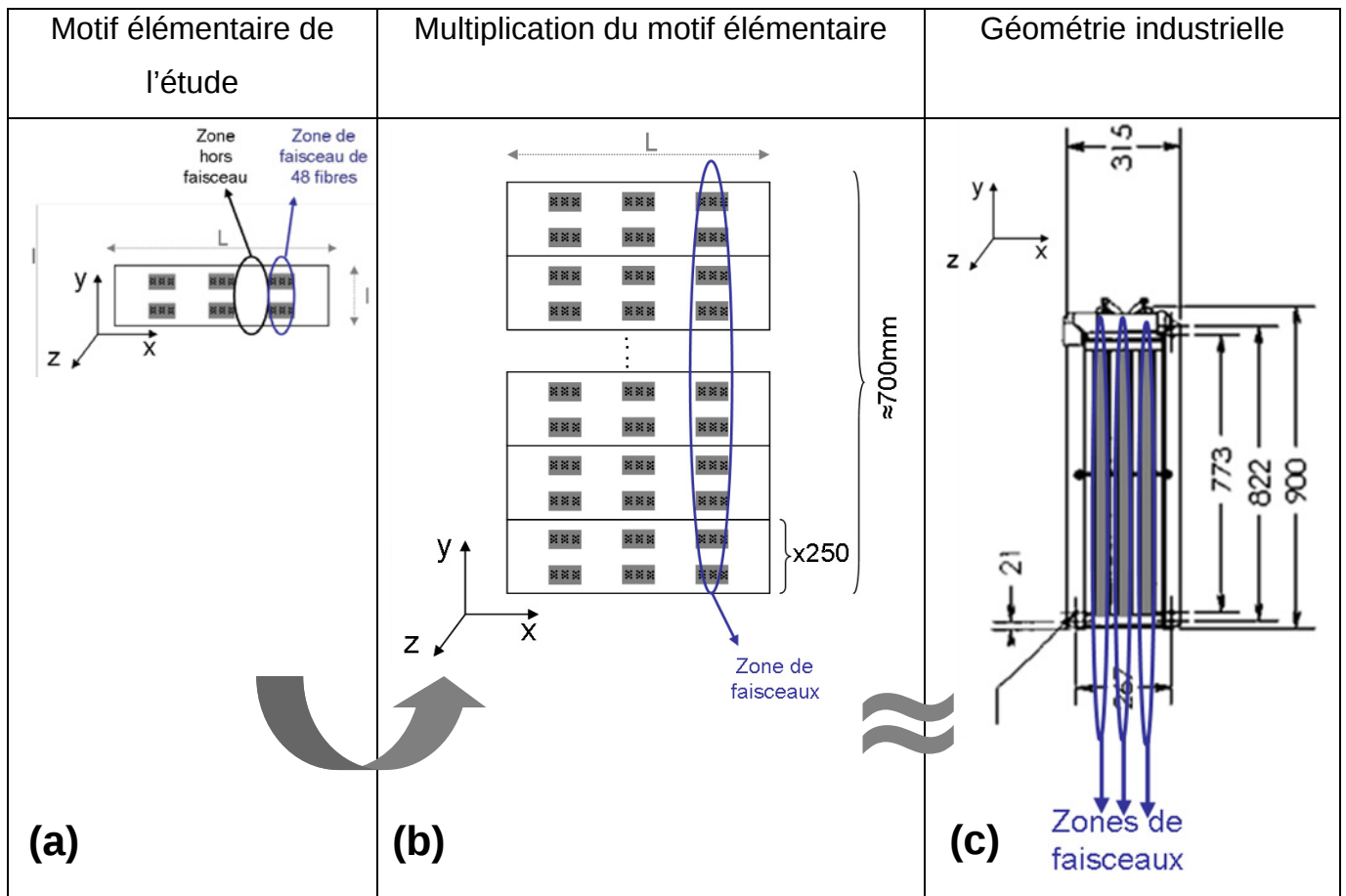
L'objectif de caractériser l'hydrodynamique à l'intérieur des faisceaux de fibres, a conduit à une répartition des fibres en deux rideaux, avec un espace central large de 10mm, pour le passage des sondes hydrodynamiques. Le Tableau 6 ci-dessous donne les dimensions des différents éléments présentés Figure 36.

**Tableau 1.** Dimensions des éléments présentés Figure 36

| <i>Eléments</i>       | <i>Dimensions individuelles (L*I*h)<br/>en mm</i>                     | <i>Nombre<br/>d'éléments</i> | <i>Section<br/>correspondante<br/>(L*I*nombre<br/>éléments)</i> |
|-----------------------|-----------------------------------------------------------------------|------------------------------|-----------------------------------------------------------------|
| Cuve                  | 350*60*2000                                                           | 1                            | $S_{cuve}=0,0210m^2$                                            |
| Empotage              | 50*10*25<br>Contient 3 ensembles de fibres                            | 6                            | $S_{1empotage}=0,0005m^2$<br>$S_{6empotages}=0,003m^2$          |
| Faisceau              | 50*30*h <sub>f</sub><br>Contient 6 ensembles de fibres                | 3                            | $S_{1faisceau}=0,0015m^2$                                       |
| Ensemble<br>de fibres | D <sub>1ensemble</sub> =8mm<br>Contient 8 fibres                      | 18                           | $S_{1ensemble}=0,00005m^2$                                      |
| Fibres                | D <sub>if</sub> =0,75<br>D <sub>ef</sub> =1,9<br>h <sub>f</sub> =1440 | 144                          | Surface<br>membranaire totale<br>$S_m=1,2m^2$                   |

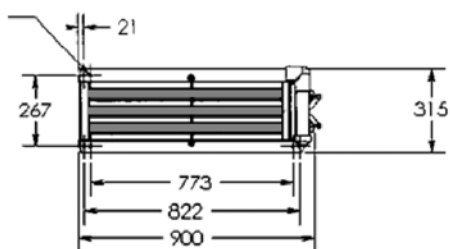
La solution technologique retenue et le motif élémentaire choisi dans l'étude sont caractérisés par une densité de 15,9 fibres par  $\text{cm}^2$  d'empotage. Le ratio entre la section des fibres et la surface d'empotage est de 13,6%.

La multiplication environ 250 fois du motif élémentaire (montré Figure 38a-Figure 38b) selon l'axe y permettrait de comparer notre géométrie à la géométrie industrielle telle que le représente la Figure 38c.

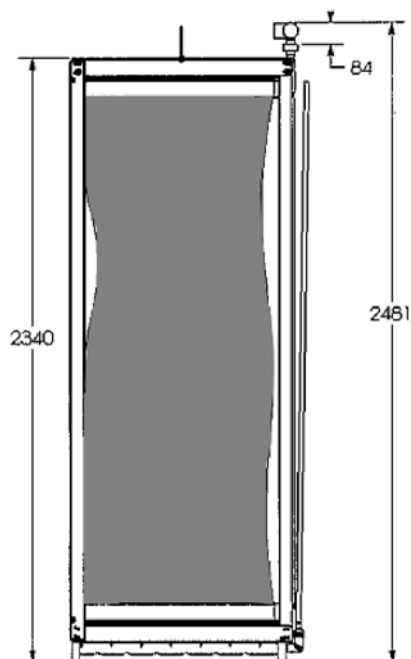


**Figure 6.** Multiplication du motif élémentaire de l'étude pour se rapprocher de la configuration industrielle

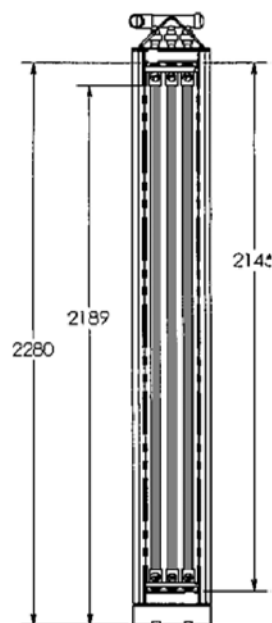
Pour le cas industriel de la cassette, dont le plan est donné Figure 39, la densité de fibres est de 13,4 fibres par  $\text{cm}^2$  d'empotage. La surface d'empotage représente la surface occupée par le contenant des membranes. Le ratio entre la section des fibres et la surface d'empotage est de 38%.



Vue de dessus



Vue de face



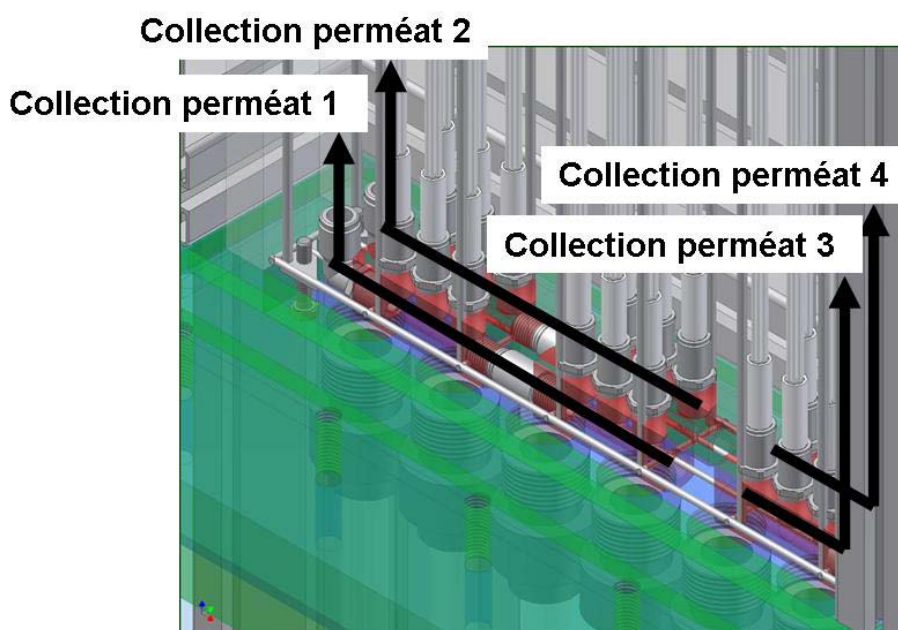
Vue de profil

**Figure 7.** Dessin industriel du module membranaire de fibres creuses appelé cassette ZeeWeed ZW500D – constructeur Zenon-GE. Vue de face, de dessus et de profil (les membranes sont symbolisées par les surfaces grises)

### 2.1.2.3 Circuit de filtration

Le volume de filtration est maintenu constant dans la cuve à environ 40 L par une régulation qui sera détaillée plus loin. La suspension filtrante de travail est aspirée de l'extérieur vers l'intérieur des fibres creuses, à l'aide d'une pompe à engrenages et entraînement magnétique munie d'une ventilation forcée (MDGR2RVB Iwaki France) nécessitant un amorçage. Le perméat est aspiré par le bas des fibres, récolté dans les manifolds et remonté dans la cuve par pompage pour être collecté dans un réservoir de 200 L. Celui-ci est équipé d'une purge et d'une connexion au réservoir d'alimentation. La filtration est menée à débit constant par le système de régulation. Le flux de travail se situe dans la gamme entre  $10 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^2$  et  $20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^2$ .

Un débitmètre électromagnétique (muni de capteur de type « Wafer ») permet de mesurer précisément le débit de perméat à  $\pm 0,5\%$  du débit. La température du perméat est mesurée à l'aide d'une sonde Pt100 (-50/250 °C). La pression d'aspiration du circuit perméat est mesurée à l'aide de capteurs (Keller pression relative -1/1 bars), de précision 0,25% de l'échelle maximale, soit 2,5 mbar. Quatre capteurs sont utilisés, le perméat étant réparti entre 4 groupes de collection numérotés de 1 à 4 sur la Figure 40 ci-dessous.



**Figure 8.** Répartition de la collection du perméat en 4 ensembles – bas de cuve du pilote de thèse – Dessin de conception sous Inventor (L. Lopez LISBP)

Ce choix a été fait pour étudier une possible hétérogénéité dans les pressions d'aspiration, en fonction du lieu du faisceau dans la cuve. La pression en bas de cuve est mesurée à l'aide d'un capteur Keller à membrane affleurante 0-200 mbar, de précision 0,25% de l'échelle maximale. La température à mi hauteur de cuve est mesurée avec une sonde Pt100 (-50/250 °C). La pression transmembranaire PTM est calculée suivant ces valeurs de pression selon un calcul qui sera détaillé par la suite.

#### 2.1.2.4 Circuit de rétrolavage

Quatre vannes trois voies permettent d'alternier la collecte de perméat en filtration et le rétrolavage. Lors des phases de rétrolavage, de l'eau du réseau (cuve

indépendante de 200 L) est injectée en sens inverse de la filtration, de l'intérieur vers l'extérieur des fibres. Un manomètre permet de contrôler que la pression de rétrolavage n'excède pas +1,5 bar au niveau de la cuve, pour ne pas endommager les fibres. Environ 25 L d'eau propre sont injectés pendant une durée de 10 minutes. Deux phases de 5 minutes de rétrolavage sont effectuées, la pression au manomètre étant de 0,5 bar puis 1 bar respectivement.

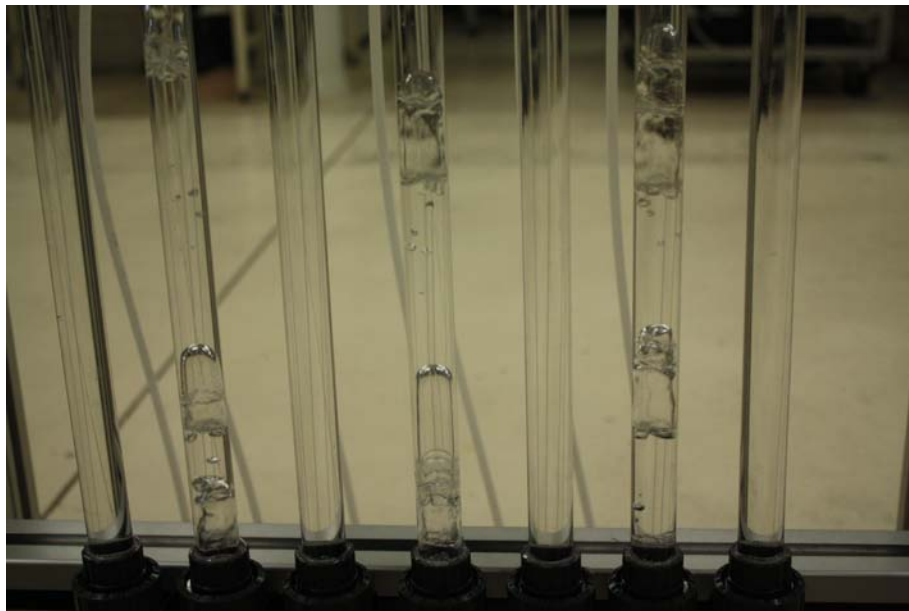
### 2.1.3 Circuits d'aération

Deux types d'aération sont possibles dans le pilote :

- une injection de grosses bulles
- une injection de fines bulles

#### 2.1.3.1 Circuit d'injection de grosses bulles d'air

Les grosses bulles sont générées par un écoulement diphasique intermittent à poches. Le volume et la fréquence des poches sont uniquement dépendants du débit de gaz injecté en continu en bas du tube cylindrique vertical en plexiglas. Sept tubes d'injection indépendants munis de vanne  $\frac{1}{4}$  tour sont situés sous la cuve de filtration. (voir Figure 41). Les tubes sont de longueur  $L_t=700$  mm, et de diamètre interne  $D_t=16$  mm.



**Figure 9.** Illustration des 7 tubes d'injection  $L_t=700$  mm et diamètre  $D_t=16$  mm utilisés pour la génération d'écoulement intermittent à poches : injection grosses bulles

La pression d'arrivée d'air comprimé est régulée à  $P_{\text{amont}}=4$  bar par un détendeur muni d'un manomètre. Ce débit de gaz est mesuré à l'aide de débitmètres à flotteur de type SHO-RATE (injection de  $14-140 \text{ L.h}^{-1} \pm 5\%$  de l'échelle maximale – le volume est mesuré en conditions standards de température et de pression).

### 2.1.3.2 Circuit d'injection de fines bulles

L'aération de fines bulles est réalisée au moyen de sept membranes percées placées en bas de cuve. Les sept tubes d'injection présentés pour l'aération de grosses bulles ne sont pas utilisés lors de l'injection de fines bulles. L'arrivée de l'air comprimé à la membrane souple permet la dilatation des trous et la formation de fines bulles ellipsoïdales de diamètre autour de 3 mm. La pression en amont des membranes percées,  $P_{\text{amont}}$ , est bien supérieure à la perte de charge créée par la membrane ; L'injection de fines bulles sera réalisée en continu. Le débit d'aération par fines bulles sera mesuré par les mêmes débitmètres à flotteurs que pour l'aération de grosses bulles.

### 2.1.3.3 Débits et lieux d'injection du gaz

Quel que soit le type de bulles injectées, quatre différents débits sont testés, correspondants à quatre demandes spécifiques d'aération parcourant la gamme de  $0,1$  à  $0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  ; à chaque débit de gaz  $Q_G$  ou chaque demande spécifique d'aération, il peut être associé une vitesse superficielle de gaz  $j_G$  définie par :

$$j_G = \frac{Q_G}{S_{\text{cuve}}} \quad \text{Équation 1}$$

Avec  $S_{\text{cuve}}$  la section de passage de l'écoulement soit la surface projetée de la cuve sur le plan  $x\hat{O}y$ ,  $S_{\text{cuve}}=L*y=0,35*0,06=0,021 \text{ m}^2$ .

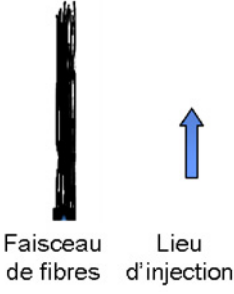
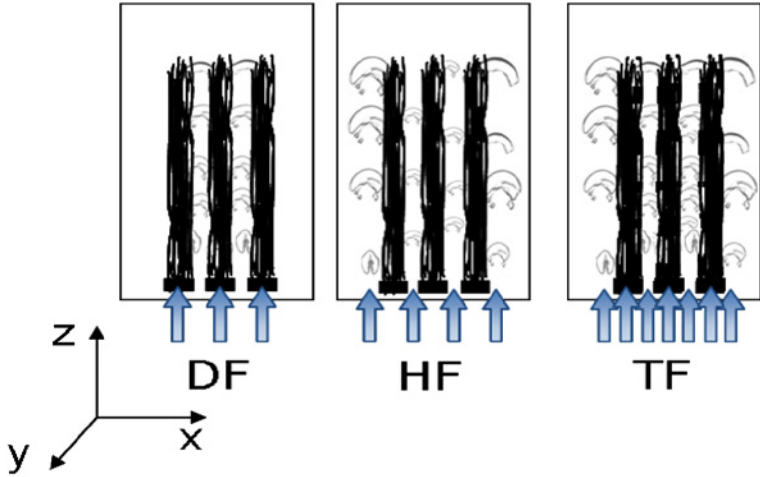
Le Tableau 7 résume les différents débits utilisés dans l'étude.

Le lieu d'injection des fines bulles et des grosses bulles est également un paramètre d'étude. L'air, sous forme de fines bulles comme de grosses bulles peut être injecté :

- sous les faisceaux de fibres, ce qui implique trois lieux d'injection d'air : aération DF
- entre les faisceaux de fibres ce qui implique quatre lieux d'injection d'air : aération HF
- tous faisceaux de fibres ou aération uniforme ce qui implique sept lieux d'injection d'air : aération TF. La Figure 42 schématise les différents lieux d'injection.

**Tableau 2.** Intensité de l'aération de l'étude

|                                                                    |               |               |               |               |
|--------------------------------------------------------------------|---------------|---------------|---------------|---------------|
| Demande d'aération spécifique globale $SAD_m (Nm^3.h^{-1}.m^{-2})$ | 0,1           | 0,2           | 0,33          | 0,45          |
| Débit d'air global $Q_G (Nm^3.h^{-1})$                             | 0,12          | 0,24          | 0,36          | 0,54          |
| Vitesse superficielle correspondante $j_G (m.s^{-1})$              | $1,6.10^{-3}$ | $3,2.10^{-3}$ | $4,8.10^{-3}$ | $7,1.10^{-3}$ |

| Appellation du lieu d'aération                                                                                                        | Dans Faisceaux<br><b>DF</b>                                                         | Hors Faisceaux<br><b>HF</b> | Tous Faisceaux<br><b>TF</b> |
|---------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-------------------------------------------------------------------------------------|-----------------------------|-----------------------------|
| Nombres d'injection d'air                                                                                                             | 3                                                                                   | 4                           | 7                           |
| Illustration lieu d'aération<br><u>Légende:</u><br> |  |                             |                             |

**Figure 10.** Lieux d'injection d'air

Si l'on considère les injecteurs individuellement, on peut définir un débit local par injecteur défini par :

$$Q_{G / \text{injecteur}} = \frac{Q_G}{n_i} \quad \text{Équation 2}$$

avec  $n_i$  le nombre d'injecteurs concernés dans la configuration considérée. Ce débit vertical local est ramené à deux dimensions, par unité de profondeur selon l'axe :

$$Q_{G2D \text{ injecté}} = \frac{Q_{G / \text{injecteur}}}{y} \quad \text{Équation 3}$$

Avec  $y=0,06$  m la profondeur de la cuve et  $Q_{G / \text{injecteur}}$  défini Equation 16.

On peut aussi définir une vitesse de gaz au niveau de l'injecteur selon :

$$j_{G / \text{injecteur}} = \frac{Q_{G / \text{injecteur}}}{S_i} \quad \text{Équation 4}$$

avec  $S_i$  la section de passage du gaz dans un injecteur (tube de 16mm de diamètre) soit  $S_i=2,01.10^{-4} \text{ m}^2$ . Le Tableau 8 ci-dessous synthétise les différents paramètres de l'injection d'air présentés aux Équation 16, Équation 17 et Équation 18. La demande spécifique globale  $SAD_m$  est rappelée à chaque configuration d'injection.

**Tableau 3.** Caractéristique locale de l'injection d'air pour les trois configurations

|                                                                                           |                                                                                         |                     |                      |                      |                      |
|-------------------------------------------------------------------------------------------|-----------------------------------------------------------------------------------------|---------------------|----------------------|----------------------|----------------------|
| <br>DF  | $SAD_m$<br>( $\text{Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ )                    | 0,1                 | 0,2                  | 0,33                 | 0,45                 |
|                                                                                           | $Q_{G/\text{injecteur}}$<br>( $\text{Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ )                       | 0,040               | 0,080                | 0,132                | 0,180                |
|                                                                                           | $Q_{G \text{ 2D injecté}}$<br>( $\text{Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-1}$ ) | 0,67                | 1,33                 | 2,20                 | 3,00                 |
|                                                                                           | $j_{G/\text{injecteur}}$<br>( $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$ )                          | $5,5 \cdot 10^{-2}$ | $11,1 \cdot 10^{-2}$ | $18,2 \cdot 10^{-2}$ | $24,9 \cdot 10^{-2}$ |
| <br>HF | $SAD_m$<br>( $\text{Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ )                    | 0,1                 | 0,2                  | 0,3                  | 0,45                 |
|                                                                                           | $Q_{G/\text{injecteur}}$<br>( $\text{Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ )                       | 0,030               | 0,060                | 0,099                | 0,135                |
|                                                                                           | $Q_{G \text{ 2D injecté}}$<br>( $\text{Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-1}$ ) | 0,50                | 1,00                 | 1,65                 | 2,25                 |
|                                                                                           | $j_{G/\text{injecteur}}$<br>( $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$ )                          | $4,1 \cdot 10^{-2}$ | $8,3 \cdot 10^{-2}$  | $13,7 \cdot 10^{-2}$ | $18,7 \cdot 10^{-2}$ |
| <br>TF | $SAD_m$<br>( $\text{Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ )                    | 0,1                 | 0,2                  | 0,3                  | 0,45                 |
|                                                                                           | $Q_{G/\text{injecteur}}$<br>( $\text{Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ )                       | 0,017               | 0,034                | 0,057                | 0,077                |
|                                                                                           | $Q_{G \text{ 2D injecté}}$<br>( $\text{Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-1}$ ) | 0,29                | 0,57                 | 0,94                 | 1,29                 |
|                                                                                           | $j_{G/\text{injecteur}}$<br>( $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$ )                          | $2,4 \cdot 10^{-2}$ | $4,7 \cdot 10^{-2}$  | $7,8 \cdot 10^{-2}$  | $10,7 \cdot 10^{-2}$ |

### **2.1.4 Circuit d'alimentation**

Le circuit d'alimentation comprend l'injection de la Suspension Synthétique Organique et Inorganique (SSOI) choisie comme suspension filtrante. Le choix et les caractéristiques de cette suspension sont décrits ultérieurement.

La suspension est injectée par le haut de la cuve par une pompe péristaltique fonctionnant sur une gamme de débit d'alimentation de 20 à 140 L.h<sup>-1</sup>. La pompe est installée en sortie d'un tank à lait (muni d'un groupe de froid) où est stockée la suspension d'alimentation.

### **2.1.5 Acquisition des données du procédé et système de régulation**

L'acquisition des données est réalisée au moyen d'un data logger. Les paramètres sont acquis au cours du temps avec une fréquence d'échantillonnage réglable et choisie égale à 0,2 Hz (un point toutes les 5 secondes).

Le système d'acquisition est muni d'une régulation de type PID qui a pour but de maintenir le flux de filtration constant à une valeur consigne entrée par l'utilisateur. Cette régulation se fait sur la vitesse de rotation de la pompe de perméat en fonction de la différence entre le débit de perméat mesuré et celui consigne donné par l'utilisateur en début d'expérience. Cette régulation est dotée d'une rampe qui rend progressive l'augmentation de la vitesse de rotation de la pompe en début d'expérience afin d'éviter des pressions transmembranaires trop élevées au démarrage de l'expérience. Le débit de perméat consigne est atteint en 75 secondes quelle que soit la valeur consigne.

Le Tableau 9 résume les paramètres d'entrée de l'étude, et ceux acquis au cours du temps lors des expériences.

Pendant l'expérience les paramètres acquis sont au nombre de huit : d'une part ceux qui se rapportent au perméat et à la filtration avec la température du perméat, le débit de filtration, les quatre pressions d'aspiration ; d'autre part la température du liquide dans la cuve, et la pression en bas de cuve. Ces paramètres sont ensuite exploités par le logiciel de calcul Matlab.

**Tableau 4.** Paramètres d'entrée et paramètres acquis au court du temps

|                        | circuit    | Paramètres                               |
|------------------------|------------|------------------------------------------|
| Paramètres<br>d'entrée | perméat    | débit de filtration $Q_p$ (consigne)     |
|                        |            | surface membranaire                      |
|                        |            | débit minimal d'aspiration               |
|                        |            | pression d'arrêt                         |
|                        | air        | type de bulles : fines ou grosses        |
|                        |            | lieu d'injection de l'air : DF, HF ou TF |
|                        |            | débit d'air global                       |
|                        |            | surélévation des fibres                  |
| Acquisition            | filtration | Température                              |
|                        |            | débit de filtration $Q_p$ (mesure)       |
|                        | cuve       | pressions d'aspiration                   |
|                        |            | Température                              |
|                        |            | pression en bas de cuve                  |

### 2.1.6 Déroulement des essais de filtration

- La suspension de travail synthétique organique et inorganique est préparée le matin, et remplit la cuve
- Un protocole de caractérisation de l'état de membranes initial est effectué
- Les conditions d'aération sont installées et le flux de perméat consigne fixé
- La filtration est réalisée
- Le protocole de nettoyage est appliqué

La reproductibilité des expériences a été évaluée, même si les essais n'ont pas tous été dupliqués. Les essais sont reproductibles, toutes les conditions de flux et d'aération étant égales par ailleurs.

## ***2.2 Suspension de travail : une Suspension Synthétique Organique et Inorganique (SSOI)***

### **2.2.1 Critères de choix du fluide de travail**

Les critères du fluide colmatant sont :

- Présenter des caractéristiques initiales identiques au début de chaque essai de filtration. En effet, les variations de performances de filtration ne devront être liées qu'à l'aération. Il s'agit donc plutôt d'un fluide synthétique, de protocole de synthèse répété avant chaque essai, que de boues activées.

- Etre de composition complexe réunissant le plus possible de composés identifiés dans les boues activées de BAM. Ainsi la suspension est composée d'une fraction minérale, et d'une fraction organique. La fraction organique comprend des composés comme : un modèle de protéines, un modèle de polysaccharides, un modèle de microorganismes, un polymère naturel de glucose.

De plus il faut engendrer un colmatage principalement particulaire et réversible sur l'échelle de temps des expériences de filtration c'est-à-dire quelques minutes voire une heure. Ainsi les microorganismes de type levure sèches seront hydratés et lavées pour éviter le relargage de composées colmatant de façon irréversible les membranes.

### **2.2.2 Choix de la composition de la SSOI**

#### **2.2.2.1 Composition**

En accord avec l'industriel partenaire de ce travail, qui disposait de données relatives à un fluide synthétique complexe, la composition suivante, résumée au Tableau 10 ci-dessous a été choisie.

Les levures de boulanger sont de type *Saccharomyces Cerevisiae* sont fournies par la société Lesaffre, sous forme déshydratées. Leur mise en suspension et leur lavage est réalisé. La cellulose microcristalline est un polymère naturel de glucose dont la présence simule la présence de papier hygiénique décomposé dans les eaux usées. L'alginate est un modèle de polysaccharides, utilisé dans l'industrie alimentaire comme épaississant, qui représente ici la fraction en hydrate de carbone des boues

activées. Le kaolin est une argile blanche principalement composée de silicate d'aluminium, et utilisée dans la fabrication de la porcelaine.

**Tableau 5.** Composition de la SSOI avec la concentration des composés et leur pourcentage massique.

| Composés                                                                   | Concentration                          | %massique du composé* | Taille poids moléculaire              | Référence fournisseur                                 |
|----------------------------------------------------------------------------|----------------------------------------|-----------------------|---------------------------------------|-------------------------------------------------------|
| Alginate                                                                   | 0,56 g/L                               | 5,3                   | >14000 Da                             | VWR                                                   |
| Levures type saccharomyces Cerevisiae                                      | 1,40 g/L                               | 13,2                  | ≈6 µm                                 | LeSaffre                                              |
| Microcrystalline Cellulose                                                 | 0,70 g/L                               | 6,6                   | 36000 Da                              | VWR                                                   |
| Acide stéarique                                                            | 0,02 g/L                               | 5,7                   | Masse molaire 284 g.mol <sup>-1</sup> | ROTH                                                  |
| Bovine Sérum Albumine (BSA)                                                | 0,27 g/L                               | 2,6                   | 70000 Da                              | SIGMA ALDRICH                                         |
| KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>                                            | 0,01mol/L <sub>suspension tampon</sub> | 0,3                   |                                       | ROTH                                                  |
| Na <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>                                           | 0,01mol/L <sub>suspension tampon</sub> | 0,3                   |                                       | ROTH                                                  |
| Hydroxyde de sodium NaOH                                                   | 0,01mol/L <sub>suspension tampon</sub> | 0,1                   |                                       | ROTH                                                  |
| Chlorure de Potassium KCl                                                  | 0,05 mol/L                             | 35,5                  |                                       | ROTH                                                  |
| Chlorure de calcium CaCl <sub>2</sub>                                      | 0,002 mol/L                            | 2,1                   |                                       | ROTH                                                  |
| Kaolin (Al <sub>2</sub> Si <sub>2</sub> O <sub>5</sub> (OH) <sub>4</sub> ) | 78,8 g/L                               | 21,3                  | Masse molaire 260 g.mol <sup>-1</sup> | VWR                                                   |
| Sable                                                                      | 13,1 g/L                               | 3,5                   |                                       | Sable fin de fontainebleau - fourni par le partenaire |
| Carbonate de calcium CaCO <sub>3</sub>                                     | 13,1 g/L                               | 3,5                   |                                       | ROTH                                                  |
| eau du réseau                                                              | Compléter pour 50L suspension          |                       |                                       |                                                       |

\*Le pourcentage massique de composé est calculé par rapport à la masse sèche total i.e la somme de toutes les masses dans la suspension

L'acide stéarique est acide gras utilisé dans la fabrication des savons. La BSA est une source d'albumine extraite du sérum du sang de bœuf, souvent utilisée comme modèle de protéines dans les études sur les eaux synthétiques. Elle nécessite une dissolution dans une solution tampon sulfatée. D'autres ions comme le chlorure de potassium et chlorure de calcium sont utilisés selon les données de l'industriel partenaire. La SSOI comporte de nombreux modèles de composés, pour répondre à l'objectif de se rapprocher de composition de boues activées en BAM.

### 2.2.2.2 Caractérisation de la suspension

L'objectif ici n'est pas de faire une caractérisation exhaustive de la suspension, mais plutôt d'avoir des ordres de grandeur de comparaison avec les boues activées.

#### 2.2.2.2.1 Données générales

Le Tableau 11 ci-dessous regroupe les données analytiques réalisées sur la suspension brute. La conductimétrie a été mesurée sur la partie soluble de la SSOI.

**Tableau 6.** Analyses de la SSOI brute -

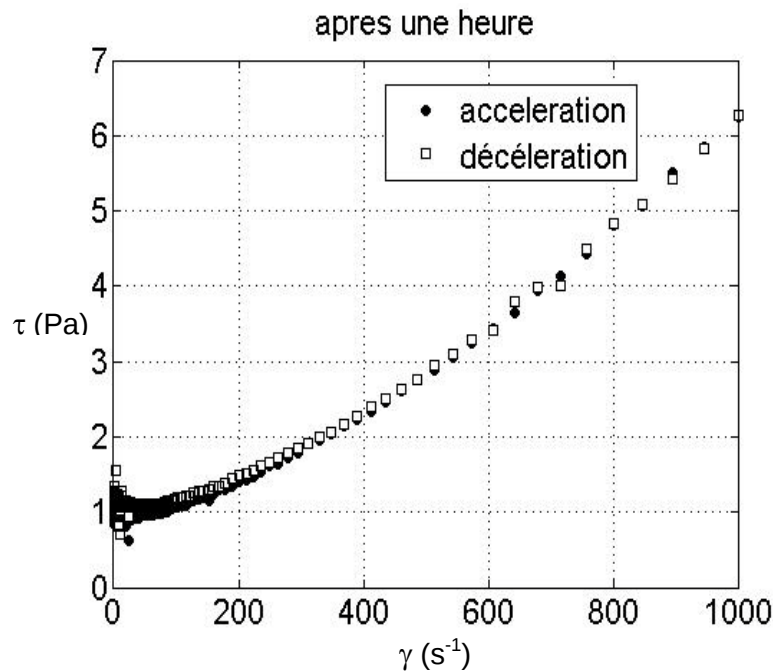
|                                          |                                                          |
|------------------------------------------|----------------------------------------------------------|
| pH                                       | 6,8 (eau distillée pH=6,55)                              |
| Tension superficielle par anneau de Noüy | $\sigma=55 \text{ mN.m}^{-1}$                            |
| Masse Sèche                              | $MS=8,4 \text{ g.L}^{-1} \pm 0,6 \text{ g.L}^{-1}$       |
| Conductimétrie*                          | $\gamma=6 \text{ mS.cm}^{-1} \pm 0,5 \text{ mS.cm}^{-1}$ |

\* analyse réalisée sur le surnageant de la SSOI

Les Matières Sèches sont mesurées sur des échantillons de 10 mL et amènent des valeurs comprises en moyenne à  $8,4 \text{ g.L}^{-1} \pm 0,6 \text{ g.L}^{-1}$ . Cette valeur est satisfaisante par rapport à la valeur calculée lors de la synthèse de  $8,8 \text{ g.L}^{-1}$ . Une autre mesure donne une valeur de 6% de masse sèche (par rapport à la masse totale de SSOI prélevée). Dans la littérature, la concentration moyenne en matière en suspension des boues activées est comprise en général entre 3 et  $15 \text{ g.L}^{-1}$ .

### 2.2.2.2.2 Viscosité de la SSOI

Le rhéogramme de la SSOI est montré Figure 43. Il est réalisé au moyen d'un viscosimètre HAAKE RotoVisco 1 muni d'un mobile d'agitation spécifique Z34 DIN Ti (référence 222-1498) pour une gamme de taux de cisaillement de 0 à 1000 s<sup>-1</sup> en rotation en accélérant puis en décélérant.



**Figure 11.** Rhéogramme brut sur échantillon SSOI. Gamme de cisaillement large de 0 à 1000 s<sup>-1</sup>

A partir de ce rhéogramme, il n'est pas possible de conclure de façon certaine sur la thixotropie du fluide, c'est-à-dire la capacité du fluide à changer avec le temps. On peut assimiler cette SSOI à un fluide au comportement rhéofluidifiant, sur la gamme de cisaillement entre 0,01 et 100 s<sup>-1</sup>. Après  $\dot{\gamma}=100$  s<sup>-1</sup>, la viscosité apparente revêt une valeur quasi constante, comme si le fluide atteignait un comportement newtonien

autour de  $\mu_{app} = \frac{\tau}{\dot{\gamma}} = 0,008$  Pa.s soit 8 fois plus visqueux que l'eau. D'après le

modèle mathématique d'Ostwald, on peut tirer du rhéogramme les paramètres K et n du modèle d'Ostwald, qui sont comparés avec des valeurs de la littérature des boues activées de BAM au Tableau 12 ci-dessous.

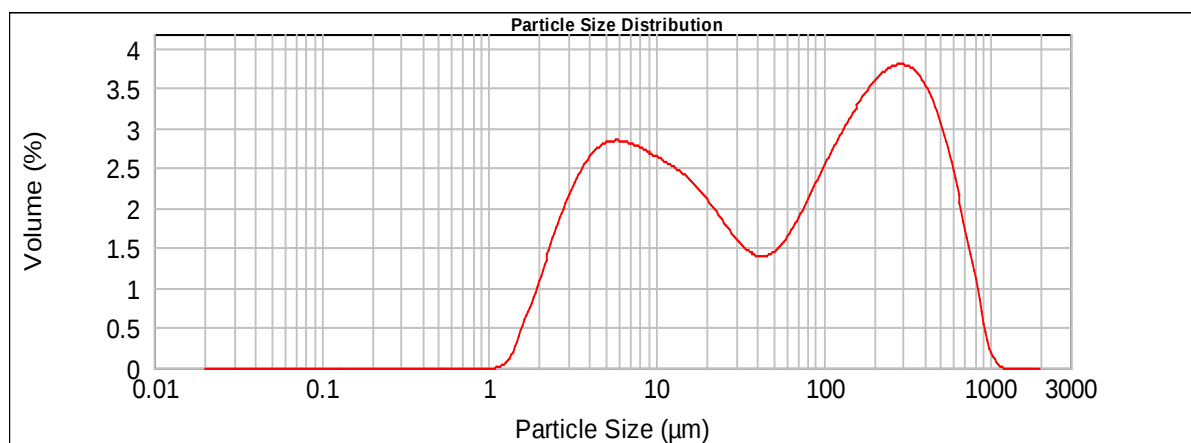
Les paramètres K et n et le comportement général de la SSOI sont assez proches du comportement rhéologique des boues activées de BAM.

**Tableau 7.** Comparaison des paramètres K et n du modèle d'Ostwald pour la SSOI par rapport à (i) la boue activée de Seyssiecq et al. (2008), sans aération, pour des concentrations en solides entre 10 et 35g.L<sup>-1</sup> (ii) la boue activée stabilisée de Van Kaam et al. 2008 - Gamme de linéarité pour le modèle : 0 à 100 s<sup>-1</sup>. K et n de notre étude sont moyennés entre l'accélération et la décélération.

|                                                                                                                  |              |               |
|------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|--------------|---------------|
| SSOI – cette étude                                                                                               | K=1,09       | n=0,0735      |
| Boue activées non aérée en BAM pour 10g.L <sup>-1</sup> < [solide] < 35g.L <sup>-1</sup> (Seyssiecq et al. 2008) | 0,5 < K < 14 | 0,1 < n < 0,2 |
| Boues activées stabilisées en BAM (Van Kaam et al. 2008)                                                         | K≈0,317      | n≈0,303       |

### 2.2.2.2.3 Granulométrie de la SSOI

La Figure 44 ci-dessous présente la granulométrie d'un échantillon de SSOI réalisée à 20°C.



**Figure 12.** Granulométrie en % volumique de la SSOI, testé à 20°C. Moyenne sur trois essais d'un échantillon dilué 20 fois à l'eau du réseau. Indice de réfraction choisi du kaolin  $n_{\text{kaolin}}=1,68$

La Figure 44 met en évidence une distribution très large dans la taille des composés de la SSOI, allant de 1 μm à 1 mm. Cela traduit l'hétérogénéité et la complexité de la suspension synthétique.

### 2.2.2.3 Effet de la présence de protéine

La BSA est un composé utilisé dans l'étude pour mimer le modèle de protéines ; elle amène une forte quantité de carbone. Ainsi une analyse du carbone organique total (COT) réalisée au moyen d'un COTmètre sur des échantillons comprenant la partie soluble de la SSOI avec et sans BSA, est rapportée au Tableau 13. Des analyses de COT ont également été réalisées sur le perméat.

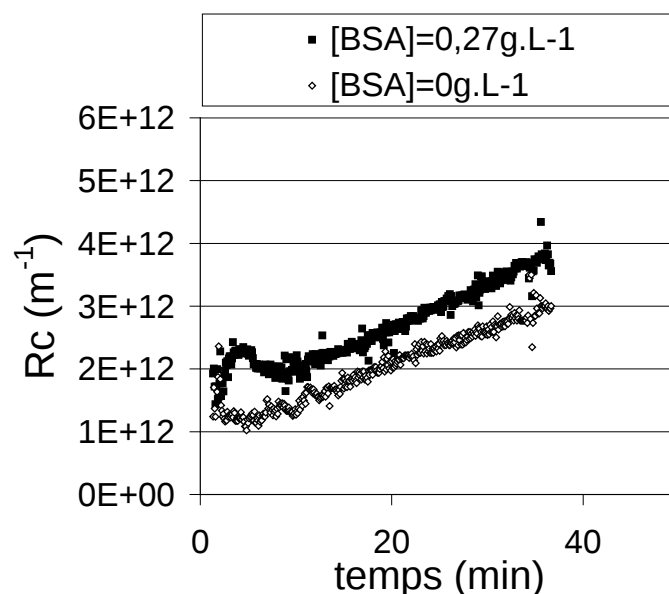
**Tableau 8.** Analyses de carbone organique total avec et sans BSA dans le surnageant de la SSOI. Echantillon de partie soluble de la SSOI obtenu par centrifugation à 10000G pendant 10 minutes.

|                                                  | unité                            | [BSA]=0,27g.L <sup>-1</sup> |                       | [BSA]=0g.L <sup>-1</sup> |                       |
|--------------------------------------------------|----------------------------------|-----------------------------|-----------------------|--------------------------|-----------------------|
| Concentration de COT du surnageant de suspension |                                  | valeur                      | Nombre d'échantillons | valeur                   | Nombre d'échantillons |
|                                                  |                                  | 125                         | 9                     | 50                       | 2                     |
| Concentration de COT sur le perméat              | mg <sub>C</sub> .L <sup>-1</sup> | valeur                      | Nombre d'échantillons | valeur                   | Nombre d'échantillons |
|                                                  |                                  | 50                          | 4                     | -                        | -                     |

A concentrations des autres composés égales par ailleurs, la valeur du COT chute de plus de 50% sur un échantillon de SSOI lorsque la BSA n'est pas présente en solution. L'analyse sur le perméat montre un abattement par 2,5 du carbone organique total sous l'action de la filtration.

La BSA est également responsable d'un phénomène de moussage au sein de la cuve, en présence d'injection d'air, ce qui a mené à l'utilisation d'anti-mousse (PolyEthylèneGlycol) de poids moléculaire 2 000 Da, rajouté en quantité infime (0,5 mL pour 40 L de SSOI). Il a été vérifié que la très faible concentration d'antimousse n'avait pas d'effet dommageable sur les membranes, ni d'impact sur le colmatage, en réalisant des essais de filtration de PEG dans l'eau. L'impact de la concentration en BSA sur le colmatage est présenté Figure 45 où il est représenté

deux variations de la résistance de colmatage par rapport au temps, avec et sans BSA dans la suspension filtrante.



**Figure 13.** Influence de la présence de BSA en concentration à  $0,27 \text{ g.L}^{-1}$  sur les résistances de colmatage en fonction du temps pour une SSOI – Aération DF -  $\text{SAD}_m$  fixe à  $0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  –  $J=20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$

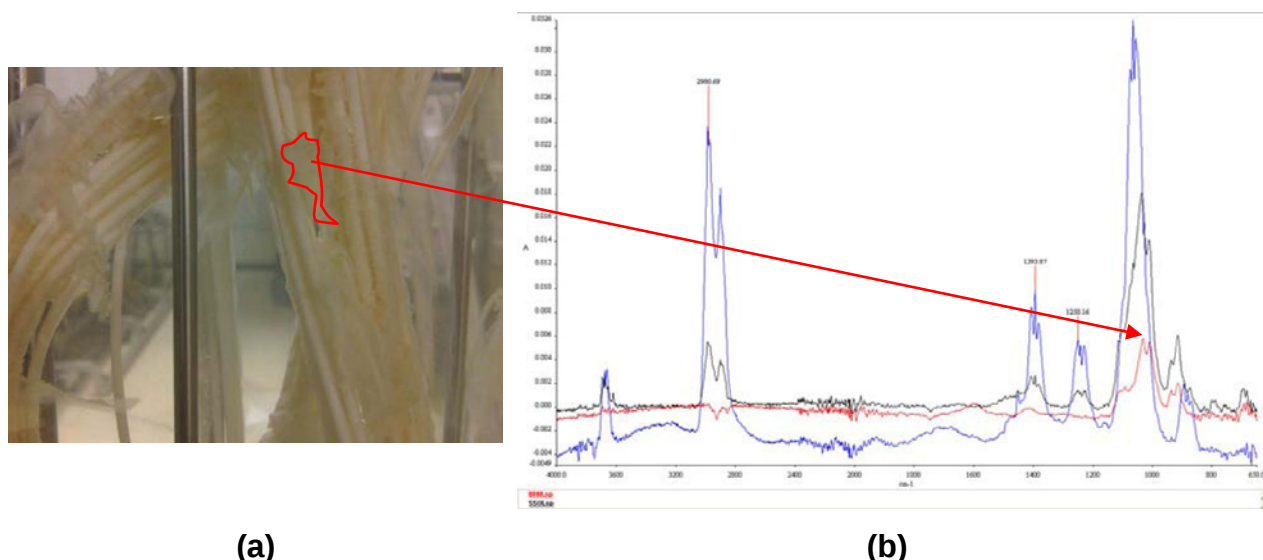
Il apparait des résistances de colmatage sensiblement plus élevées, avec en moyenne des valeurs 20% plus importantes lorsque la BSA est présente dans la SSOI. Cependant, cette différence est assez faible, compte tenu de l'ordre de grandeur des résistances, et la vitesse de colmatage du fluide en fonction du temps est identique entre les deux conditions:  $dR_c/dt=8,54.10^8 \text{ m}^{-1}.\text{s}^{-1}$  avec BSA et  $dR_c/dt=9,37.10^8 \text{ m}^{-1}.\text{s}^{-1}$  sans BSA. La BSA n'est donc pas à l'origine du colmatage de la SSOI ; Le choix de la BSA dans la SSOI est dicté par la volonté de travailler avec une suspension complexe.

#### 2.2.2.4 Effet de la cellulose microcristalline

Il est testé l'influence de la concentration en cellulose microcristalline sur le comportement de colmatage de la suspension filtrante, pour travailler avec une concentration adéquate aux objectifs de la suspension.

Après 37 minutes de filtration, la suspension comportant de la cellulose microcristalline à hauteur de  $3,2 \text{ g.L}^{-1}$  montre des valeurs de résistance de colmatage jusqu'à 100% plus élevées qu'une suspension sans cellulose microcristalline, tout autre paramètre et composition identiques par ailleurs. Pour une

valeur intermédiaire de  $0,7 \text{ g.L}^{-1}$ , soit une concentration réduite d'un facteur 4,6, le colmatage rejoint des valeurs entre  $1.10^{12}$  et  $2.10^{12} \text{ m}^{-1}$  et les vitesses de colmatage en fonction du temps égalent  $dR_c/dt=1,49.10^8 \text{ m}^{-1}.\text{s}^{-1}$ . Cette valeur est au moins dix fois inférieure au cas où la cellulose microcristalline a une concentration de  $3,2 \text{ g.L}^{-1}$ . La cellulose microcristalline est un composé fortement colmatant de la SSOI. A forte concentration de cellulose microcristalline, il a été observé des amas de substance blanche autour des fibres, ce qui est illustré en Figure 46a. Ces amas de substance blanche ne sont pas présents dans la suspension initiale, mais sont dus à la perméation. Une analyse d'absorbance en lumière infrarouge (IR) de ces amas de substance blanche est présentée Figure 46b.



**Figure 14.** (a) visualisation des amas de substance blanche colmatante, principalement au bas des fibres, après filtration. Concentration en microcristalline cellulose élevée ( $3,2 \text{ g.L}^{-1}$ ) (b) spectre d'absorbance dans la gamme de lumière infrarouge entre  $4000$  et  $650 \text{ cm}^{-1}$  réalisé sur trois échantillon : cellulose pure (bleu), SSOI (noir) et amas de substance blanche (rouge)

Le pic majoritaire en IR de la substance blanche colmatante correspond à  $1070 \text{ cm}^{-1}$ , c'est-à-dire la bande passante la plus intense de la cellulose (Freyman, 1946). L'analyse confirme donc la présence caractéristique et majoritaire de cellulose microcristalline dans la substance blanche colmatante, qui se forme à forte concentration de cellulose. La concentration en cellulose microcristalline choisie pour les essais de filtration est de  $0,7 \text{ g.L}^{-1}$  pour éviter la formation de cette substance blanche dont l'élimination à la surface de la membrane est difficile par nettoyage.

## **2.2.3 Conditions de synthèse de la SSOI**

### **2.2.3.1 Effet du réchauffage de la SSOI**

La température a un impact sur les résistances de colmatage de la suspension. Les valeurs du flux de filtration sont ainsi ramenées à une température de 20°C par un facteur de correction. En plus d'effectuer la filtration à une température la plus constante possible et la plus proche de 20°C, la SSOI doit être synthétisée le jour même de l'essai de filtration. Le réchauffement de la suspension n'est pas retenu de peur de ne pas avoir de reproductibilité de l'état initial de la suspension.

### **2.2.3.2 Mise en suspension et lavage levures**

La réhydratation des levures fournies sous forme sèche est une étape nécessaire, à réaliser en premier dans le protocole de synthèse de la SSOI. Ce lavage est réalisé avant chaque expérience, à la dernière minute ; il est décidé de ne pas conserver les levures lavées au froid. Les levures sont ainsi dans un état le plus reproductible possible à chaque expérience.

### **2.2.3.3 Protocole de synthèse de la SSOI**

L'ordre et le protocole de mélange des différents composés est important pour éviter la formation de composés non désirables, et avoir une suspension la plus reproductible possible. Le protocole complet de synthèse de SSOI comprend :

- Le lavage des levures
- La dissolution de la BSA dans un tampon phosphaté à 0,01 M
- L'ajout de la BSA, puis de la microcristalline diluée, puis l'acide stéarique, puis les levures lavées, puis la solution d'alginate, puis les sels KCl et  $\text{CaCl}_2$  puis le mélange inorganique Kaolin+Sable+ $\text{CaCO}_3$ . La BSA doit être conservée au froid (4°C) jusqu'au dernier moment. Le  $\text{CaCl}_2$  doit être dilué dans l'eau avant ajout dans la suspension, pour ne pas avoir de zones de trop forte concentration susceptible de complexer avec l'alginate.

Le protocole vient du « savoir-faire » de l'industriel partenaire du projet. Le suivi du protocole et les précautions nécessaires prises comme le lavage des levures, la

synthèse de la SSOI au dernier moment, assure de la reproductibilité de l'état initial de la suspension.

De plus il est peu probable que sur la durée de filtration, entre 15 et 150 minutes selon le colmatage engendré, il y ait une dégradation biologique du fluide telle que se forment des interactions entre fluide et membrane. Toutefois, un dosage du carbone au cours de la filtration à intervalles réguliers nous aurait permis de confirmer cette hypothèse. Les variations dans les performances de filtration ne sont donc dues qu'aux variations des conditions opératoires comme :

- le flux de filtration
- les conditions d'aération

#### **2.2.4 Protocole avant filtration**

Les premières mises en contact et filtration entre des fibres parfaitement neuves (caractérisées par une résistance membranaire hydraulique  $R_{m_{\text{neuve}}} \approx 9.10^{11} \text{ m}^{-1}$ ) et la SSOI peuvent engendrer de l'adsorption (colmatage irréversible) sur laquelle l'air n'a que peu d'effet. Suite à cela, au début de chaque essai, la résistance de la membrane est différente, et est autour de  $1,5.10^{12} \text{ m}^{-1} \pm 0,3.10^{12} \text{ m}^{-1}$  soit une variance de 17% sur 29 essais. Cette résistance de membrane correspond à une perméabilité  $L_{p1}$ . A chaque essai, une mise en contact supplémentaire est en effet réalisée (remplissage de la cuve avec SSOI et vidange après 20 minutes) afin de valider qu'il n'y a pas d'adsorption supplémentaire. Au final, la résistance de la membrane, au début de l'essai, notée  $R_m$ , est d'environ  $R_m = 2.10^{12} \text{ m}^{-1} \pm 0,4.10^{12} \text{ m}^{-1}$ .

#### **2.2.5 Protocole de nettoyage**

Après filtration, la membrane colmatée est caractérisée par la perméabilité à l'eau propre une fois la SSOI évacuée. Vient ensuite le protocole de nettoyage dont l'objectif est de retrouver la perméabilité initiale (i.e  $L_{p1}$  avant la mise en contact supplémentaire avec la SSOI) de la membrane pour pouvoir recommencer une nouvelle expérience. L'état de colmatage dépend des conditions de filtration, en particulier de l'aération. Un premier nettoyage se compose de :

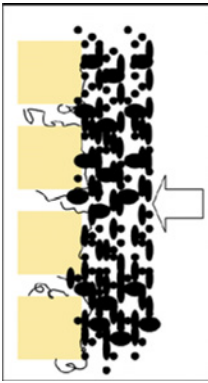
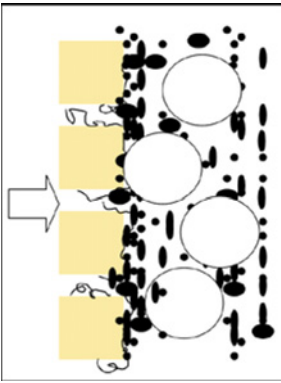
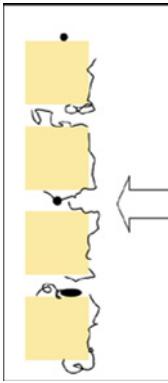
- 5 minutes d'aération maximale répartie sur les points d'injection d'air, et évacuation à l'égout du trop plein. La très forte aération assure l'élimination d'une majorité des particules accumulées sur les fibres et dans les faisceaux.
- Suivies d'un rétrolavage. Le rétrolavage se fait avec de l'eau propre, envoyée à 0,5 bar puis à 1,5 bar (la pression étant contrôlée au manomètre au niveau du sol. Le rétrolavage s'effectue :
  - o 5 minutes avec aération maximale,
  - o 5 minutes sans aération.

Une perméabilité est ensuite réalisée à l'eau propre. Le « nettoyage 1 » ne permet pas toujours une amélioration de la perméabilité des fibres, et le retour à la perméabilité avant expérience. Une sortie manuelle des fibres a ainsi été décidée, suivie d'un nettoyage manuel appelé « nettoyage 2 », où les fibres sont frottées délicatement et débarrassées du colmatage (visible à l'œil). Après remise des faisceaux de fibres dans la cuve, une perméabilité à l'eau propre permet de retrouver une perméabilité moins de 20% inférieure à la perméabilité  $L_{p1}$ . De rares cas montrent une non récupération de l'état initial après nettoyage manuel, le remplacement du jeu de membrane est alors souvent une option choisie.

Il est ainsi mis en évidence que le colmatage engendré par la SSOI est un colmatage particulière, donc réversible sous condition d'un protocole de nettoyage hydraulique manuel efficace.

La Figure 47 résume les actions effectuées après la filtration et la caractérisation de l'état de la membrane à chaque étape du protocole de nettoyage.

Le paragraphe suivant insiste sur la définition et la méthode pour calculer ces performances de filtration liées aux conditions d'aération.

| Action                                                                            |                                                                                   |                                                                                    |                                                                                     |
|-----------------------------------------------------------------------------------|-----------------------------------------------------------------------------------|------------------------------------------------------------------------------------|-------------------------------------------------------------------------------------|
| Perméabilité eau propre après filtration                                          | Nettoyage 1 par bullage et rétrolavage à l'eau                                    | Perméabilité après nettoyage 1                                                     | Nettoyage 2 puis Perméabilité après nettoyage 2                                     |
| Schématisation                                                                    |                                                                                   |                                                                                    |                                                                                     |
|  |  |  |  |
| Etat de membrane – valeur calculée                                                |                                                                                   |                                                                                    |                                                                                     |
| $R_{m_{fin\_filtration}}$                                                         |                                                                                   | $R_{m_{fin\_nettoyage1}}$                                                          | $R_{m_{fin\_nettoyage2}} \approx R_{m_{init}}$                                      |

**Figure 15.** Illustration des protocoles de fin de filtration et nettoyages. La flèche blanche représente la perméation, lors de perméabilité à l'eau propre.

## 2.3 Expression des performances de filtration

### 2.3.1 Calcul de la pression transmembranaire, force motrice de la filtration:

#### 2.3.1.1 Calcul de la PTM

La Pression Transmembranaire ou PTM est calculée par la différence de pression entre l'extérieur et l'intérieur de la fibre, pour une même hauteur de référence :

$$PTM = P_{ext} - P_{int} \quad \text{Équation 5}$$

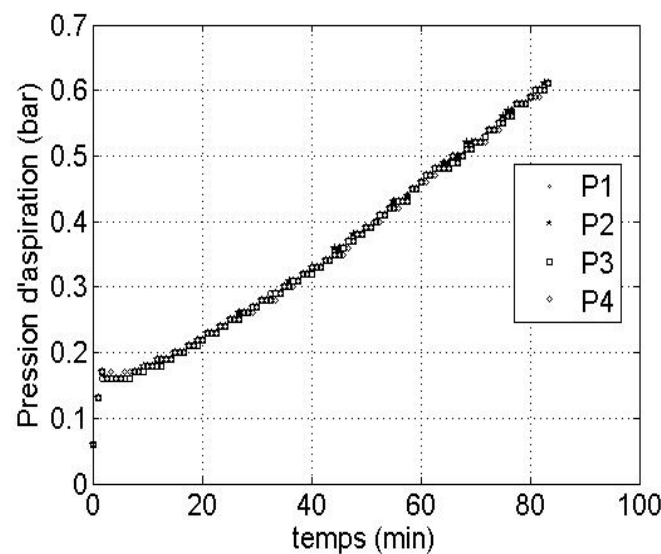
La pression à l'intérieur des fibres  $P_{int}$  dépend de la pression d'aspiration  $P_{aspiration}$ , donnée par les quatre capteurs indépendants du circuit perméat. Elle doit être ramenée à la pression à l'intérieur des fibres à la hauteur de référence (choisie au bas des fibres), soit 1,9 m plus bas que l'emplacement des quatre capteurs de

pressions. Un terme correctif de  $\rho_{colonne}gz = 0,186$  bar est donc ajouté dans le calcul de la PTM.  $P_{ext}$  représente la pression en bas de la cuve, mesurée à la même hauteur que le bas des fibres ; il s'agit donc de la mesure de  $P_{bas cuve}$ , donnée par le capteur de pression différentiel à cet endroit. L'Équation 19 devient alors l'Équation 20 exprimée avec les valeurs des paramètres acquis  $P_{bas cuve}$  et  $P_{aspiration}$  :

$$PTM = P_{bas cuve} - (P_{aspiration} + \rho_{colonne}gz) \quad \text{Équation 6}$$

La Figure 48 représente les pressions d'aspiration des capteurs au cours du temps sur un exemple de filtration.

Pour la filtration d'eau propre, comme pour l'exemple de filtration de la SSOI montré Figure 48, il n'y a pas de différence notable entre les valeurs des quatre capteurs de pressions. Ainsi la moyenne des quatre pressions est retenue pour le calcul de la pression transmembranaire.



**Figure 16.** Pressions d'aspiration au cours du temps -  $J=15 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  –  $SAD_m=0.2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  – Aération DF

## 2.3.2 Calcul de la résistance de colmatage

### 2.3.2.1 Loi de Darcy

D'après la loi de Darcy, lors de la filtration d'eau propre, le flux de filtration est relié à la pression transmembranaire selon:

$$J_{20^{\circ}\text{C}} = \frac{PTM}{\mu_{\text{eau}} Rm} \quad \text{Équation 7}$$

### 2.3.2.2 Correction de température pour le flux de filtration

Pour s'exempter de l'influence de la température lors des expériences menées, et pour pouvoir comparer les résultats, la valeur du flux de filtration est ramenée à une valeur mesurée à 20 °C par la formule suivante :

$$J_{20^{\circ}\text{C}} = J_T \cdot 100 \cdot 10^{\kappa_T} \quad \text{Équation 8}$$

avec  $J_T$  le flux mesuré à la température d'expérience  $T$  et  $\kappa_T$  le coefficient de correction fonction de la différence entre la température d'expérience et la référence à  $T_{\text{ref}}=20^{\circ}\text{C}$ , défini par l'Équation 23 suivante :

$$\kappa_T = 1301 / (998,333 + (8,1855 * (T - T_{\text{ref}})) + \dots \dots (0,00585 * (T - T_{\text{ref}})^2)) - 3,30233 \quad \text{Équation 9}$$

Dans tous les résultats qui seront présentés par la suite,  $J$  fait référence à  $J_{20^{\circ}\text{C}}$ , soit le flux ramené à  $T_{\text{ref}}=20^{\circ}\text{C}$ .

### 2.3.2.3 Calcul de $R_c$

D'après la loi de Darcy, en ce qui concerne la filtration de suspension chargée amenant un colmatage, le flux de filtration est relié à la pression transmembranaire selon:

$$J = \frac{PTM}{\mu_{\text{eau}} (R_c + R_m)} \quad \text{Équation 10}$$

avec  $R_c$  en  $\text{m}^{-1}$  qui représente la résistance de colmatage. Il vient alors:

$$R_c = \frac{PTM}{\mu_{\text{eau}} J} - R_m \quad \text{Équation 11}$$

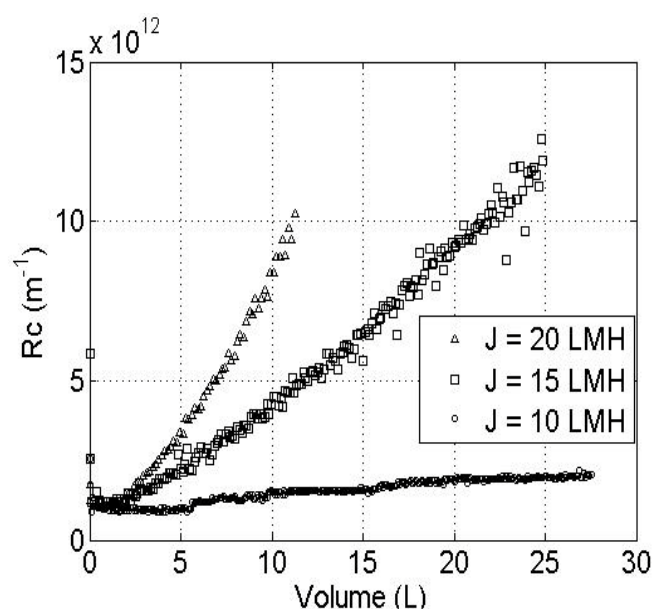
L'évolution de la résistance en fonction du temps donne une idée de la cinétique de colmatage, en s'affranchissant de l'état de la membrane avant filtration, permettant ainsi la comparaison entre les essais à même flux de filtration. L'évolution de  $R_c$  en fonction du volume filtré permet la comparaison du colmatage entre essais de filtration à différents flux de filtration.

### 2.3.2.4 Incertitude sur la résistance de colmatage

L'incertitude sur la mesure de la résistance de colmatage se déduit de l'expression de  $R_c$  à l'Équation 25. Les conclusions sur ce calcul sont d'une part que l'incertitude absolue sur  $R_c$  est considérée comme deux fois l'incertitude absolue sur  $R_m$ , et que l'incertitude relative sur  $R_c$  est comprise entre 10% et 20%.

### 2.3.3 Calcul des vitesses de colmatage

La vitesse de colmatage est tirée de la dérivée de la courbe de la résistance de colmatage en fonction (i) du temps, (ii) du volume filtré ramené à la surface membranaire. Par exemple, la Figure 49 montre la variation de la résistance de colmatage  $R_c$  en fonction du volume de perméat filtré pour trois flux de filtration avec une aération identique sur les trois mesures.



**Figure 17.** Influence du flux de filtration sur la résistance de colmatage. Aération identique dans les trois cas

Si la résistance de colmatage augmente linéairement comme le montre les essais à  $J=10 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ , il n'y a pas de difficulté à déterminer la vitesse de colmatage  $dR_c/dV$  comme la pente de la courbe. A  $J=15 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ , et surtout à  $J=20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ , on peut noter une légère inflation de la courbe et des résistances de colmatage qui augmentent de façon plutôt linéaire après quelques minutes. La pente est calculée à partir de valeurs de  $R_c$  considérées après ce temps court de filtration correspondant à environ 3 L de perméat filtré par  $\text{m}^{-2}$  de membrane. Ce temps est faible par rapport

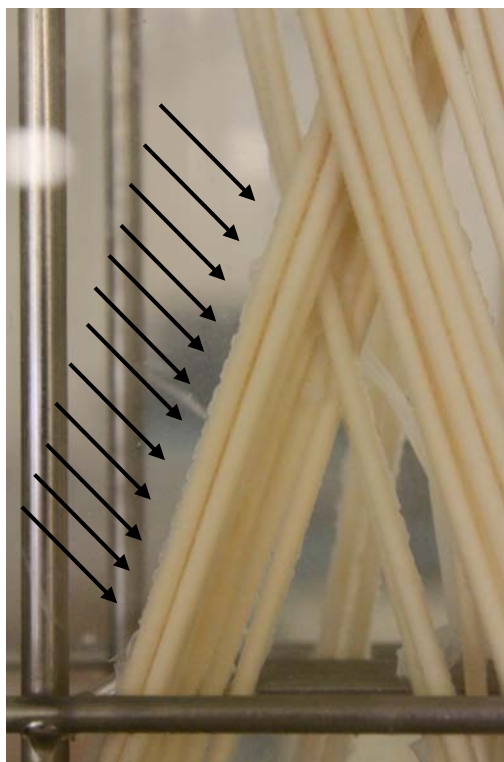
à la durée totale de filtration. De plus, une étude a été menée pour s'assurer que cette méthode de calcul n'avait pas d'influence significative sur la valeur de la résistance  $dR_c/dV$ .

## **2.4 Conclusion sur le colmatage de la SSOI**

Le protocole mis en place avant filtration engendre des résistances membranaires  $R_m$  quasi constantes au début de chaque essai de filtration avec une valeur autour de  $2 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$ . Cela montre un état de départ des membranes identiques.

L'ordre de grandeur du colmatage des résistances de colmatage est d'environ  $10^{13} \text{ m}^{-1}$  pour les flux moyens et forts de  $J=15 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  et  $J=20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  et  $10^{12} \text{ m}^{-1}$  pour un flux faible de  $J=10 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ . Les vitesses de colmatage par rapport au volume filtré, ramenées à la surface membranaire sont d'ordre  $10^{10}$  et  $10^{12}$  suivant le flux de filtration.

La pré-adsorption des membranes permet d'être en présence d'essais de filtration pendant lesquels se forme un colmatage réversible, essentiellement de type dépôt à la surface de la membrane, illustré sur la Figure 50 ci-dessous.



**Figure 18.** Illustration du colmatage autour des fibres après 20 minutes de filtration à fort flux  $J=20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$

La suspension complexe de travail, est comparée avec les caractéristiques des boues activées. Le Tableau 14 ci-dessous synthétise les ordres de grandeur des vitesses de colmatage par rapport au volume filtré lors d'essais de filtration de boue réelles collectées au centre de recherche de Maisons-Laffitte de Véolia Environnement Recherche et Innovation, en présence d'aération grosse bulles, sur le même type de membrane que l'étude (expériences effectuées sur un pilote annexe non présenté dans cette thèse).

En comparaison avec les données des boues réelles, les vitesses de colmatage de la SSOI montrent un comportement plus colmatant que celui des boues activées. Ce choix est nécessaire pour pouvoir observer l'augmentation du colmatage à l'échelle de temps d'une journée de travail.

**Tableau 9.** Comparaison des vitesses de colmatage par rapport au volume filtré, par unité de surface membranaire

| Fluide étudié      | SSOI                                |                                     |                                     | Boues réelles*                      |                                     |
|--------------------|-------------------------------------|-------------------------------------|-------------------------------------|-------------------------------------|-------------------------------------|
| Flux de filtration | $J=10\text{L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ | $J=15\text{L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ | $J=20\text{L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ | $J=20\text{L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ | $J=25\text{L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ |
| dRc/dV **          | $4.10^{10}$                         | $4.10^{11}$                         | $7.10^{11}$                         | $1.10^{10}$                         | $3.10^{10}$                         |

\*expériences sur boues réelles – aération grosses bulles  $\text{SAD}_m=0,27\text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  –fibres PVDF  $S_m=0,9\text{m}^2$  - flux de filtration  $J=20\text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  et  $J=25\text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  -  $\text{Lp}_0=250\text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}.\text{bar}^{-1}$   $\text{Rm}=1,5.10^{12}\text{m}^{-1}$

\*\*dRc/dV est exprimé en volume de perméat ramené à la surface membranaire totale  $S_m$ , donc sans unité

## 2.5 Conclusion

L'installation expérimentale a été décrite en détails avec la complexité de celle-ci, en particulier sur le confinement de plusieurs faisceaux de membranes choisi pour être au plus proche d'un module industriel. Le choix du fluide de travail a été argumenté, et la Suspension Synthétique Organique et Inorganique présente un comportement se rapprochant de celui des boues activées de BAM. Les essais de filtration, qui vont se dérouler en conditions d'aération contrôlées (dont le système a été présenté), vont engendrer un colmatage de type dépôt, réversible sur la durée de nos essais de filtration.

## Chapitre 3 : Influence de l'injection d'air sur les performances de filtration

---



### **3 Influence de l'injection d'air sur les performances de filtration**

#### **3.1 Introduction**

L'objectif de cette partie est de déterminer les conditions d'aération pertinentes qui engendrent des différences dans les performances de filtration lors de la filtration du fluide synthétique. Le chapitre 4 exposera la caractérisation hydrodynamique liée à l'aération dans ces conditions, et le chapitre 5 fera le lien entre les deux chapitres.

Les performances de filtration sont exprimées en terme de résistance de colmatage en fonction du temps ou du volume filtré ; la variation de ces résistances permet d'obtenir des vitesses de colmatage en fonction du temps ou du volume selon l'objectif considéré. Les résultats sont présentés en fonction des paramètres opératoires variables de l'étude qui sont le flux de filtration d'une part, et d'autre part les paramètres liés à l'aération à savoir le débit d'air, le lieu d'injection et enfin le type de bulles injectées.

#### **3.2 Influence de l'air sur les performances de colmatage**

L'objectif est de présenter le rôle des paramètres d'aération sur les performances de filtration en terme de résistance de colmatage et de vitesse de colmatage. Dans un premier temps il sera exposé les paramètres variables de l'étude comme le flux de filtration, le débit d'air, la position d'injection d'air et le type de bulles injectées. Ensuite seront exposés les résultats de l'influence du débit d'air pour chacune des positions d'injection d'air choisie. Après sera discutée l'influence de la position pour un débit d'air donné. Enfin, le type de bulles sera regardé.

##### **3.2.1 Paramètres d'étude**

###### **3.2.1.1 Flux de filtration**

Les différentes filtrations sont menées à flux de filtration constant, variant de  $J=10 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ ,  $J=15 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  à  $J=20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  soit des vitesses de  $2,8.10^{-6} \text{ m.s}^{-1}$ ,  $4,2.10^{-6} \text{ m.s}^{-1}$  et  $5,6.10^{-6} \text{ m.s}^{-1}$  ; ces flux correspondent à des débits de perméat respectifs de  $Q_p=12 \text{ L.h}^{-1}$ ,  $Q_p=18 \text{ L.h}^{-1}$  et  $Q_p=24 \text{ L.h}^{-1}$ . Les flux de filtration sont ramenés à  $20^\circ\text{C}$  (chapitre Matériel et Méthode).

### 3.2.1.2 Débit d'aération

L'intensité de l'aération en terme de débit d'air est étudiée dans la gamme de demandes spécifiques d'aération allant de  $SAD_m=0,1 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  à  $SAD_m=0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ .

Il est rappelé la relation liant le  $SAD_m$  au débit de gaz  $Q_G$ :

$$Q_G = SAD_m \times S_m \quad \text{Équation 1}$$

avec  $S_m$  la surface membranaire total égale à  $1,2 \text{ m}^2$  et  $Q_G$  en  $\text{Nm}^3.\text{h}^{-1}$ .

L'intensité de l'aération ou vitesse superficielle,  $j_G$ , en  $\text{m}.\text{s}^{-1}$ , est calculée selon :

$$j_G = \frac{Q_G}{3600 \times S} \quad \text{Équation 2}$$

Avec  $S$  la section de la cuve égale à  $0,021 \text{ m}^2$ . Le Tableau 15 ci-dessous résume les différents débits d'air utilisés lors de l'étude, avec les vitesses superficielles de gaz  $j_G$  correspondantes.

**Tableau 1.** Intensité de l'aération de l'étude

|                                                                                             |              |              |              |              |
|---------------------------------------------------------------------------------------------|--------------|--------------|--------------|--------------|
| Demande d'aération spécifique globale $SAD_m$ ( $\text{Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ ) | 0,1          | 0,2          | 0,33         | 0,45         |
| Débit d'air global $Q_G$ ( $\text{Nm}^3.\text{h}^{-1}$ )                                    | 0,12         | 0,24         | 0,36         | 0,54         |
| Vitesse superficielle correspondante $j_G$ ( $\text{m}.\text{s}^{-1}$ )                     | $16.10^{-4}$ | $32.10^{-4}$ | $48.10^{-4}$ | $71.10^{-4}$ |

### 3.2.1.3 Lieu d'injection de l'air

Le lieu d'injection représente un paramètre d'étude très original. La Figure 51 ci-dessous schématise les différentes configurations possibles avec les appellations utilisées dans chaque cas. L'air est injecté à l'aplomb des faisceaux de fibres, en trois points d'injection, la configuration est appelée « Dans Faisceaux » et symbolisée par « DF ». L'air est injecté en quatre points entre les faisceaux de fibres, la configuration est appelée « Hors Faisceaux » et symbolisée par « HF ». Enfin, l'air est injecté de façon complète, en 7 points d'injection, la configuration est appelée « Tous Faisceaux » et symbolisée par « TF ».

| Appellation du lieu d'aération                                                                  | Dans Faisceaux<br><b>DF</b>       | Hors Faisceaux<br><b>HF</b> | Tous Faisceaux<br><b>TF</b> |
|-------------------------------------------------------------------------------------------------|-----------------------------------|-----------------------------|-----------------------------|
| Nombres d'injection d'air                                                                       | 3                                 | 4                           | 7                           |
| Illustration lieu d'aération<br><u>Légende:</u><br><br>Faisceau de fibres      Lieu d'injection | <br><b>DF</b> <b>HF</b> <b>TF</b> |                             |                             |

**Figure 1.** Lieux d'injection d'air

### 3.2.1.4 Le type de bulles injectées

Le type de bulles injectées est également étudié, selon que l'injecteur retenu engendre des fines bulles ou des grosses bulles. Le type de bulles est étudié à même débit d'air injecté  $SAD_m = 0,2 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ , et dans une position Dans Faisceaux.

Les résultats sont donnés en terme de résistance de colmatage  $R_c$  en  $\text{m}^{-1}$ . L'ordre de grandeur  $X$  de la résistance  $R_c$  sera noté  $R_c = O(X) \text{ m}^{-1}$ . Les résultats présentent de plus la variation de la résistance  $R_c$  en fonction du temps ; cette vitesse  $dR_c/dt$  (en  $\text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$ ) donne la cinétique de colmatage ; L'ordre de grandeur  $Y$  de la vitesse  $dR_c/dt$  sera noté  $dR_c/dt = O(Y) \text{ m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$ . La variation de  $R_c$  en fonction du volume filtré,  $dR_c/dV$  (en  $\text{m}^{-1} \cdot \text{L}^{-1}$ ) permet la comparaison des performances quel que soit le flux de filtration. L'ordre de grandeur  $Z$  de la vitesse  $dR_c/dV$  sera noté  $dR_c/dV = O(Z) \text{ m}^{-1} \cdot \text{L}^{-1}$ .

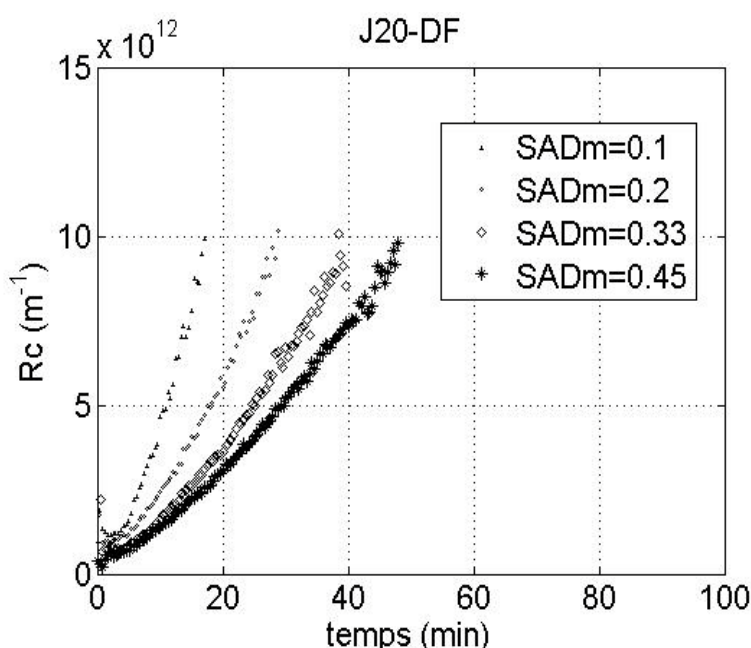
### 3.2.2 Influence du débit d'injection d'air pour une position d'injection Dans Faisceaux

Dans la position Dans Faisceaux (DF), différentes demandes spécifiques d'aérations sont testées lors des filtrations effectuées à trois flux de filtration.

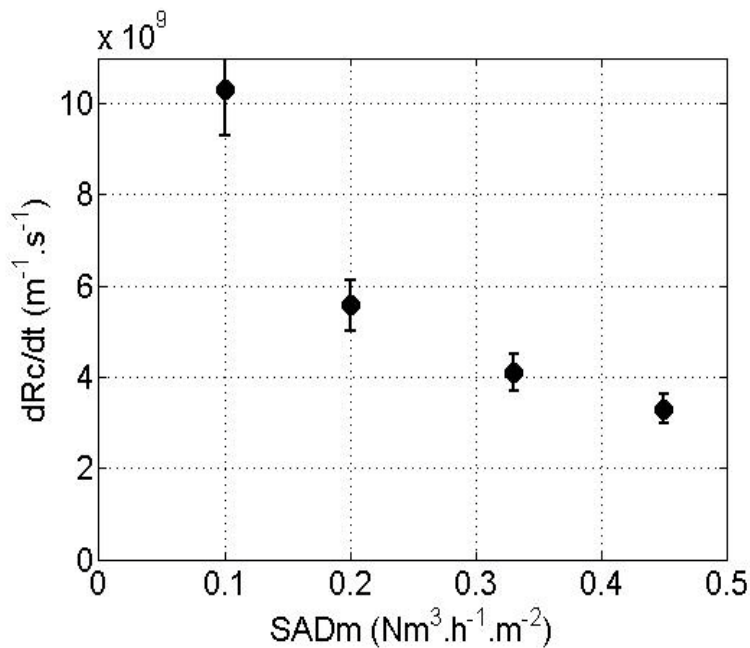
### 3.2.2.1 Flux de filtration fort

La Figure 52 donne les variations des résistances de colmatage pour un flux de  $20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ , pour la position d'aération Dans Faisceaux. Pour chaque courbe, la résistance membranaire  $R_m$  est rappelée dans la légende. La Figure 53 montre les vitesses de colmatage par rapport au temps, en fonction de la quantité d'air injectée  $\text{SAD}_m$ .

Il y a logiquement une augmentation des résistances de colmatage en fonction du temps de filtration quel que soit le débit d'aération (Figure 52). Plus le débit d'aération est important, plus les résistances de colmatage sont faibles pour un même temps ou un même volume de filtration filtré. La Figure 53 montre que les vitesses de colmatage sont plus faibles lorsque le  $\text{SAD}_m$  augmente. Pour un fort flux, la vitesse de colmatage chute brusquement avec le débit d'air, passant de  $10,3 \cdot 10^9 \text{ m}^{-1}.\text{s}^{-1}$  à  $5,6 \cdot 10^9 \text{ m}^{-1}.\text{s}^{-1}$  (soit 46% de diminution sur  $dR_c/dt$ ) lorsque le débit d'aération est multiplié par deux entre  $\text{SAD}_m=0,1 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  et  $0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ . Il apparaît ensuite un palier dans les vitesses de colmatage au-delà de  $0,33 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ , car la vitesse de colmatage n'est diminuée que de 19% lorsque l'aération passe de  $\text{SAD}_m=0,33 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  à  $\text{SAD}_m=0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ . On peut se demander s'il n'y a pas une valeur limite d'aération au-delà de laquelle le changement dans les performances de filtration n'est plus significatif, à ce flux de  $J=20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ .



**Figure 2.** Influence du débit d'aération sur la gamme  $\text{SAD}_m = 0,1 - 0,2 - 0,33 - 0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  pour une même position DF, à un flux de filtration  $J=20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  -  $R_{m0,1} = 1,80 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$ ,  $R_{m0,2} = 1,69 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$ ,  $R_{m0,33} = 1,84 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$ ,  $R_{m0,45} = 1,90 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$



**Figure 3.** Vitesse de colmatage en fonction du temps pour une gamme d'aération  $SAD_m=0,1 - 0,2 - 0,33 - 0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  pour  $J=20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ . Aération DF.

### 3.2.2.2 Flux de filtration moyen

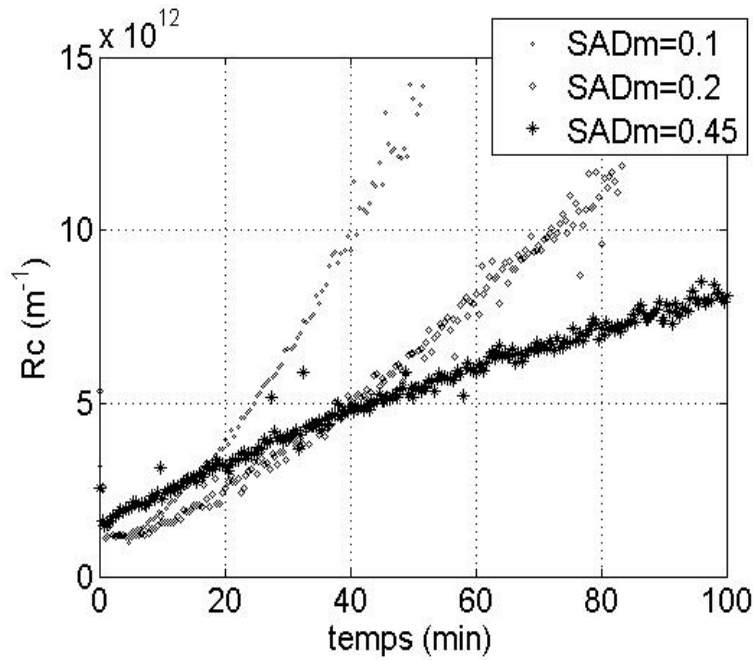
La Figure 54 illustre les variations des résistances de colmatage au court du temps pour un flux de filtration moyen de  $15 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  pour la même position choisie Dans Faisceaux.

De façon générale, la Figure 54 montre que les variations des résistances de colmatage en fonction du temps sont différentes selon que le  $SAD_m$  est faible ( $SAD_m=0,1$  et  $0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ ) ou si  $SAD_m=0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  est fort. A faible aération, les courbes ont une allure exponentielle, alors que la variation des Rc pour une aération forte est beaucoup plus linéaire dans le temps. Une très forte aération laisse penser que la structuration du dépôt pourrait être différente dans ce cas.

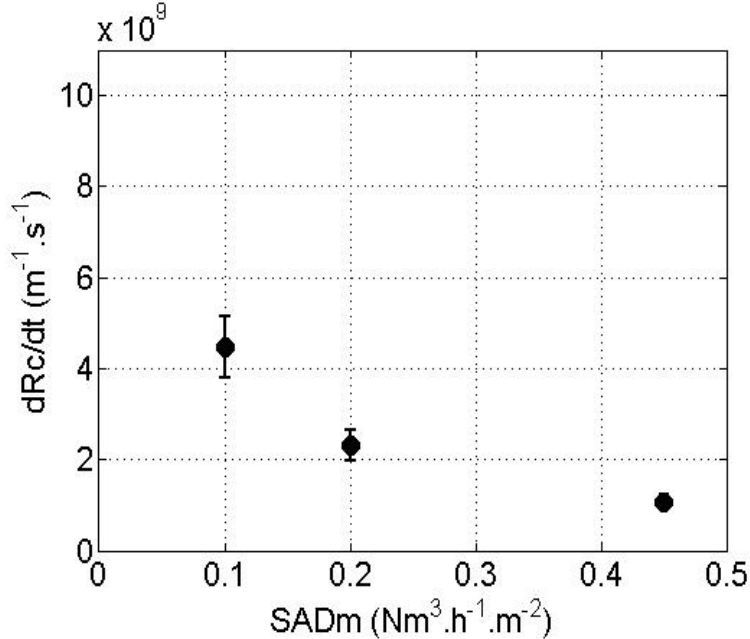
La Figure 55 donne la variation de la vitesse de colmatage en fonction du temps pour un flux de  $J=15 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ , en fonction de l'aération.

La vitesse de colmatage diminue par 2 lorsque le débit d'air est multiplié par 2 entre  $0,1 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  et  $0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ ; au-delà de  $0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ , l'influence de l'aération est moins nette, et la courbe laisse supposer l'apparition d'un palier dans les vitesses de colmatage, de sorte qu'il semble peu utile d'aérer dans ces conditions

au-delà de  $0,45 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ . En effet, le gain dans les vitesses de colmatage est de 54% lorsque le débit d'air est multiplié par 2,25.



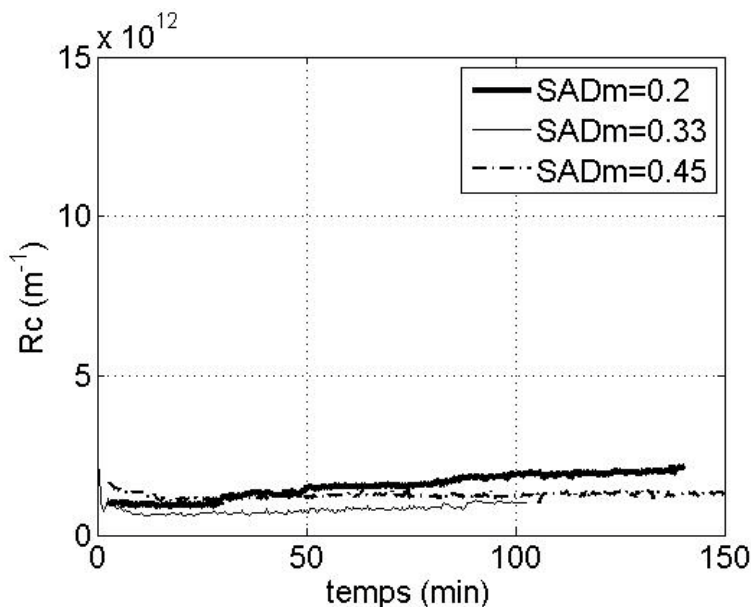
**Figure 4.** Influence du débit d'aération sur la gamme  $SAD_m=0,1 - 0,2 - 0,45 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$  pour une même position DF, à un flux de filtration  $J = 15 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$  -  $R_{m0,1} = 1,50 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$ ,  $R_{m0,2} = 2,17 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$ ,  $R_{m0,45} = 2,20 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$



**Figure 5.** Vitesse de colmatage en fonction du temps et du volume filtré pour une gamme d'aération  $SAD_m=0,1$   $0,2$  et  $0,45 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$   $J=15 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ . Aération DF.

### 3.2.2.3 Flux de filtration faible

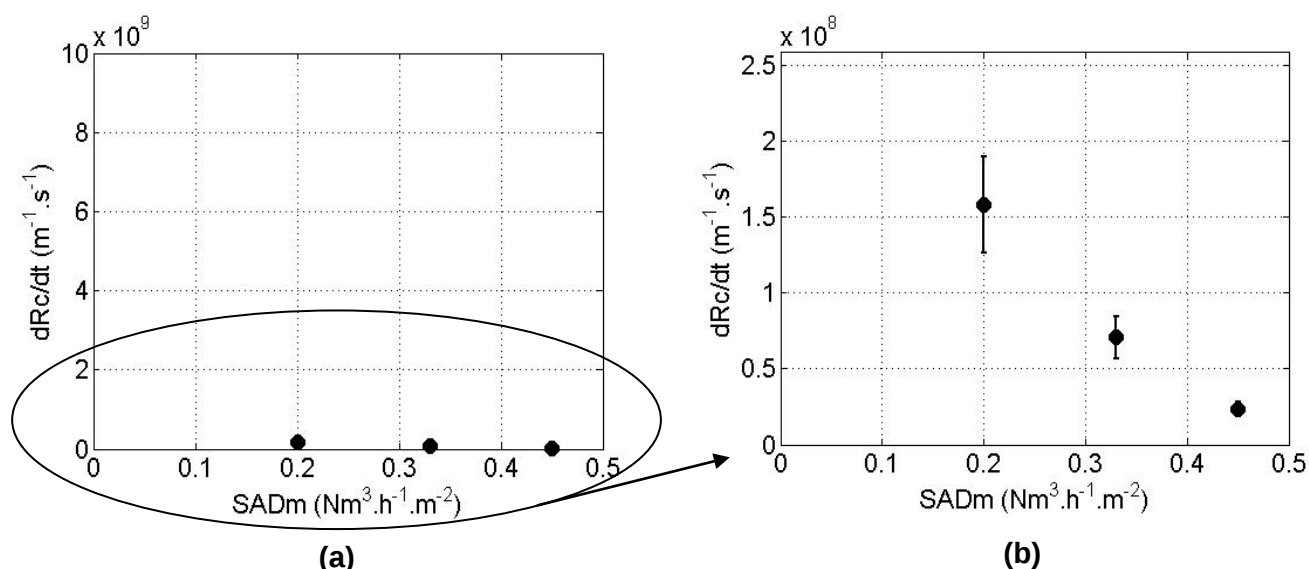
Pour une position d'aération Dans Faisceaux, l'influence du débit d'air est tracée Figure 56 sur une gamme de  $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  à  $SAD_m=0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ , en conditions peu colmatantes (flux  $J=10 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ ).



**Figure 6.** Influence du débit d'aération sur la gamme  $SAD_m=0,2 - 0,33 - 0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  pour une même position DF, à un flux de filtration  $J=10 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  -  $R_{m,0,2}=1,66.10^{12} \text{ m}^{-1}$ ,  $R_{m,0,33}= 1,75.10^{12} \text{ m}^{-1}$ ,  $R_{m,0,45}= 2,00.10^{12} \text{ m}^{-1}$

Les trois débits d'aération induisent un colmatage d'ordre de grandeur  $Rc=O(10^{12}) \text{ m}^{-1}$ , ce qui est faible. L'incertitude de calcul des  $Rc$  est de 20%. Il n'y a pas de différence significative dans les variations de résistances de colmatage quel que soit le débit d'air injecté. Les pentes des courbes  $Rc=f(t)$  sont calculées sur l'intervalle de temps entre 10 min et 150 min et la Figure 57a montre l'influence du débit d'air sur les vitesses de colmatage pour ce faible flux de filtration.

D'après la Figure 57a, les vitesses de colmatage sont elles aussi très faibles, de l'ordre de  $O(10^8) \text{ m}^{-1}.\text{s}^{-1}$ . Quand l'échelle est entre 0 et  $2,5.10^8 \text{ m}^{-1}.\text{s}^{-1}$  (cf. Figure 57b), l'objectif est de voir si des différences significatives peuvent être observées, malgré l'incertitude de calcul. Il y a un impact faible, mais significatif du débit d'air qui diminue les résistances de colmatage dans ce cas de flux faible  $J=10 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  : pour cette position d'injection DF, un débit d'air variant de  $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  à  $SAD_m=0,33 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  puis à  $SAD_m=0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  induit une réduction des vitesses de colmatage de 64% puis de 69%.



**Figure 7.** Vitesse de colmatage en fonction du temps pour une gamme d'aération  $SAD_m = 0,2, 0,33$  et  $0,45 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$   $J = 10 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ . Aération DF.

#### 3.2.2.4 Influence de l'aération en fonction du flux

Les ordres de grandeur des résistances de colmatage sont similaires avec  $R_c = O(10^{13}) \text{ m}^{-1}$  pour les flux moyens et forts  $J = 15 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$  et  $J = 20 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ . L'ordre de grandeur des résistances de colmatage pour un flux faible de  $J = 10 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ , autour de  $R_c = O(10^{12}) \text{ m}^{-1}$  est inférieur à celui observé auparavant à flux moyen ou fort. Le colmatage pour ce flux est faible.

En ce qui concerne les vitesses de colmatage, et pour pouvoir comparer les cinétiques de colmatage à différents flux de filtration, donc différents volumes filtrés, il faut considérer la vitesse de colmatage par rapport au volume filtré et non plus au temps. Ce paramètre est issu du traitement des courbes de résistances en fonction du volume filtré :  $R_c = f(V)$ . Le Tableau 16 synthétise les valeurs de  $dR_c/dV$  en  $\text{m}^{-1} \cdot \text{L}^{-1}$  pour la position Dans Faisceaux et les trois débits d'aération, aux trois flux de filtration exposés précédemment.

Les expériences menées à flux moyen de  $15 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$  permettent de filtrer deux fois plus de volume filtré que celles effectuées pour un flux fort de  $20 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$  pour arriver à une même résistance de colmatage. L'ordre de grandeur des vitesses de colmatage sont toutefois similaires avec  $dR_c/dV = O(10^{12}) \text{ m}^{-1} \cdot \text{L}^{-1}$ .

Pour un flux faible de  $J = 10 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ , les vitesses de colmatage sont de l'ordre de  $O(10^{10}) \text{ m}^{-1} \cdot \text{L}^{-1}$ , soit des valeurs environ 30 fois plus faibles que les vitesses de colmatage à moyen ou fort flux de filtration.

La Figure 58 illustre l'influence de l'air sur les vitesses de colmatage par rapport au volume filtré.

Les vitesses de colmatage diminuent avec le débit d'air injecté quel que soit le flux de filtration testé, dans la position Dans Faisceaux. La diminution de vitesse de colmatage est plus marquée à moyen et fort flux de filtration qu'à faible flux.

**Tableau 2.** Vitesses de colmatage par rapport au volume filtré  $dRc/dV$  en  $m^{-1}.L^{-1}$  - Aération DF

| $dRc/dV$ ( $m^{-1}.L^{-1}$ )    | Faible flux<br>$10 L.h^{-1}.m^{-2}$ | Moyen flux<br>$15 L.h^{-1}.m^{-2}$ | Fort flux<br>$20 L.h^{-1}.m^{-2}$ |
|---------------------------------|-------------------------------------|------------------------------------|-----------------------------------|
| $SAD_m=0,1 Nm^3.h^{-1}.m^{-2}$  | -                                   | $0,90.10^{12}$                     | $1,50.10^{12}$                    |
| $SAD_m=0,2 Nm^3.h^{-1}.m^{-2}$  | $0,05.10^{12}$                      | $0,47.10^{12}$                     | $0,86.10^{12}$                    |
| $SAD_m=0,33 Nm^3.h^{-1}.m^{-2}$ | $0,02.10^{12}$                      | -                                  | $0,65.10^{12}$                    |
| $SAD_m=0,45 Nm^3.h^{-1}.m^{-2}$ | $0,01.10^{12}$                      | $0,21.10^{12}$                     | $0,50.10^{12}$                    |

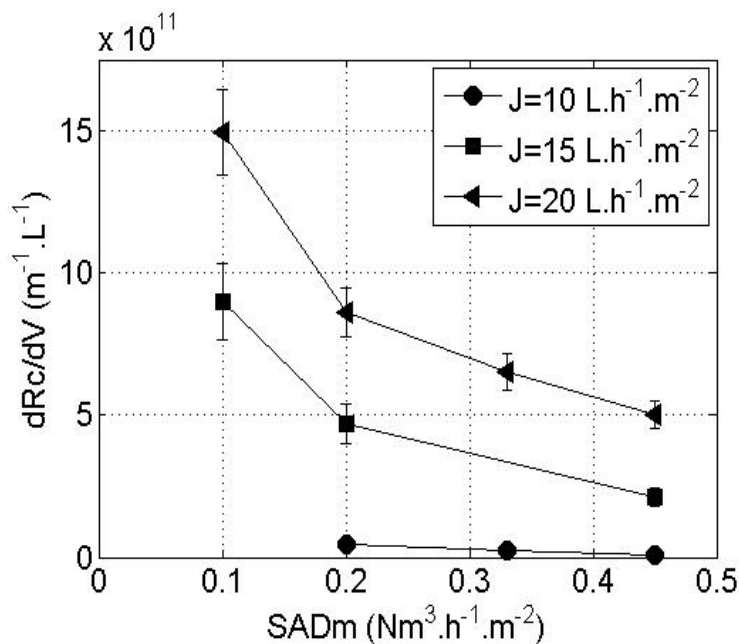
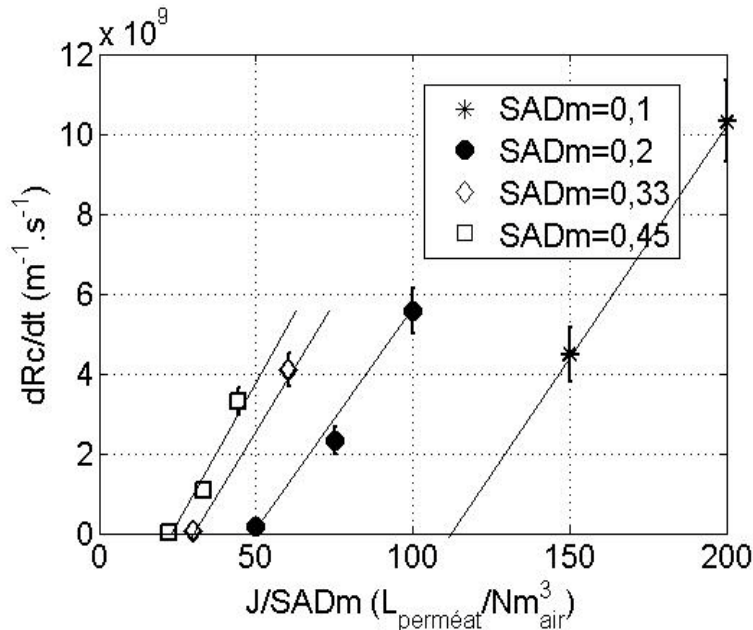


Figure 8. Influence du débit d'aération sur les vitesses de colmatage par rapport au volume filtré, trois flux de filtration  $J=10 L.h^{-1}.m^{-2}$ ,  $J=15 L.h^{-1}.m^{-2}$  et  $J=20 L.h^{-1}.m^{-2}$  – Aération Dans Faisceaux

Il paraît intéressant de comparer les performances de filtration en fonction du rapport de deux paramètres globaux, l'un est à l'origine de l'apport de matière à la surface de la membrane (flux de perméation  $J$ ) et l'autre (demande spécifique d'aération  $SAD_m$ ),

peut être considéré comme responsable de l'élimination de matière de la surface de la membrane. Les vitesses de colmatage en fonction du temps  $dR_c/dt$  sont tracées en fonction d'un ratio  $J/SAD_m$  (Figure 59).



**Figure 9.** Vitesses de colmatage par rapport au temps en fonction du ratio  $J/SAD_m$  – Aération Dans Faisceaux

La Figure 59 montre d'abord qu'il existe des différences dans les vitesses de filtration en fonction du ratio  $J/SAD_m$ . Par exemple, pour un même  $J/SAD_m$  autour de 50, les résistances peuvent varier d'un facteur 20 entre les points ( $J=20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2} / SAD_m=0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  et  $J=10 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2} / SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ ). Le ratio  $J/SAD_m$  ne contrôle donc pas, à lui seul, la vitesse de colmatage. Pour un même  $SAD_m$ , on observe une relation linéaire entre  $dR_c/dV$  et  $J/SAD_m$ . Des régressions linéaires sont tracées sur la Figure 59, de type :

$$\frac{dR_c}{dt} = k \frac{J}{SAD_m} + \beta \quad \text{Équation 3}$$

et il apparaît que la pente  $k$  est la même quel que soit le débit d'aération. Ainsi,  $k$  est de l'ordre de  $13.10^4 \text{ m}^{-1}.\text{s}^{-1}$  et  $\beta = -3,5.10^9 \text{ m}^{-1}.\text{s}^{-1} < 0$ . Physiquement, si  $k$  est un paramètre constant, on peut penser qu'il ne dépendra que du fluide traité. D'autre part, d'après l'Équation 28, lorsque  $dR_c/dt$  est nulle, c'est-à-dire qu'il n'y a pas de colmatage, on pourrait calculer un ratio correspondant  $J/SAD_m$ , avec  $SAD_m$  connu. Cela permet d'estimer une valeur de flux de filtration  $J_{\text{sans colmatage}}$  où il n'y aurait pas de colmatage (ou peu), comme par exemple dans le cas où  $SAD_m=0,1 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ .

Dans cet exemple, lorsque  $dR_c/dt=0$ , il vient  $J/SAD_m \approx 110$  soit  $J_{\text{sans colmatage}} = 110 \cdot 0,1 = 11 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  ce qui semble en accord avec les résultats déjà observés. En dessous de  $J_{\text{sans colmatage}}$ , il n'y aurait pas de colmatage sur la courte durée de filtration choisie pour l'étude, dans cette configuration d'injection et pour ce type de bulles.

Cette démarche peut permettre d'avoir les ordres de grandeur des vitesses de colmatage dans d'autres cas de flux ou d'aération.

### 3.2.3 Influence du débit d'air pour les autres positions HF et TF

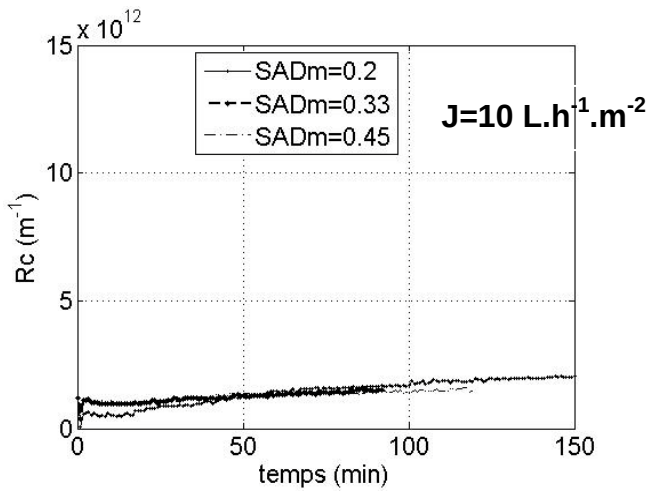
#### 3.2.3.1 La position HF

Les résistances de colmatage en fonction du temps de filtration pour trois flux de filtration de  $10 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  et  $15 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  et  $20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  sont représentées pour la position d'aération Hors Faisceaux (Figure 60); sont associées à chaque variation de résistances, les vitesses de colmatage (Figure 61). Pour l'aération HF, il y a très peu de colmatage pour un faible flux de filtration  $J=10 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ , avec un ordre de grandeur de  $R_c = O(10^{12}) \text{ m}^{-1}$ . Il y a peu de différence dans les résistances de colmatage suivant le débit d'aération. L'évolution des résistances au cours du temps est plutôt linéaire. L'ordre de grandeur des vitesses de colmatage en fonction du temps à ce faible flux est de  $O(10^8) \text{ m}^{-1}.\text{s}^{-1}$ . L'influence du débit d'air sur les vitesses de colmatage n'est pas significative compte tenue de l'incertitude de calcul.

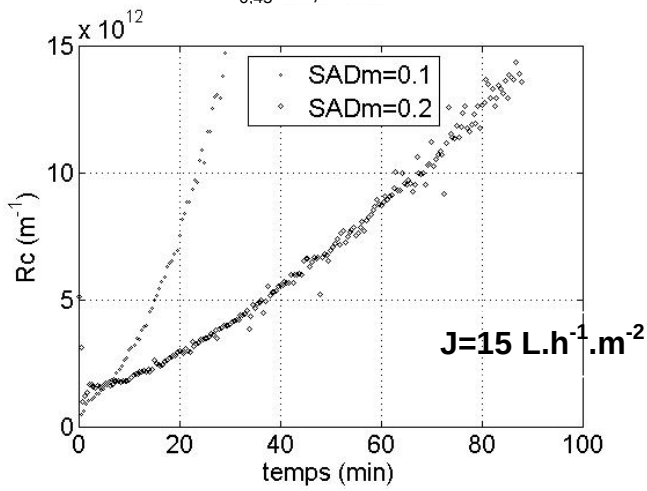
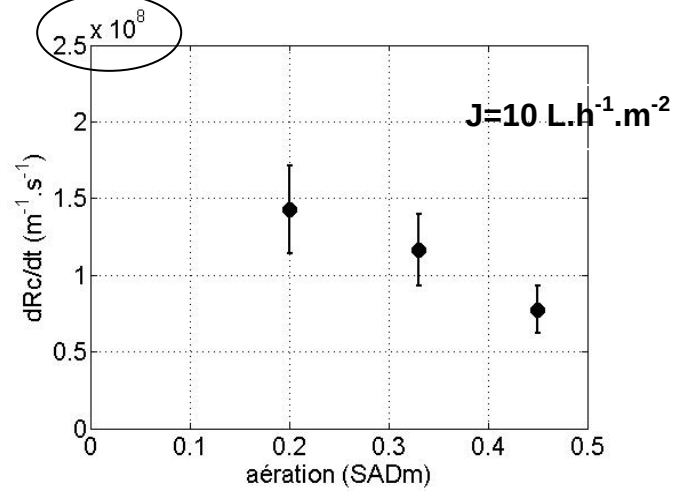
Pour un flux de filtration moyen, l'ordre de grandeur des résistances de colmatage est de  $R_c = O(10^{13}) \text{ m}^{-1}$ . Une aération à  $SAD_m = 0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  engendre des résistances  $R_c$  supérieures à celles d'une aération à  $SAD_m = 0,1 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ . Les vitesses de colmatage sont de l'ordre de  $O(10^9) \text{ m}^{-1}.\text{s}^{-1}$ . Les vitesses de colmatage par rapport au temps diminuent avec le débit d'air : la vitesse est divisée par 3 lorsque le débit d'air est doublé.

Pour un flux de filtration fort à  $J=20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ , les résistances et les vitesses de colmatage sont respectivement du même ordre de grandeur que celles à flux moyen  $J=15 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ . En ce qui concerne l'influence de l'air sur les résistances de colmatage,  $R_c$  est moins élevée avec un débit d'air plus important, pour un même temps de filtration. Quant à l'effet du débit d'air sur les vitesses, la vitesse est divisée par 3 lorsque le débit d'air est multiplié par 2,25.

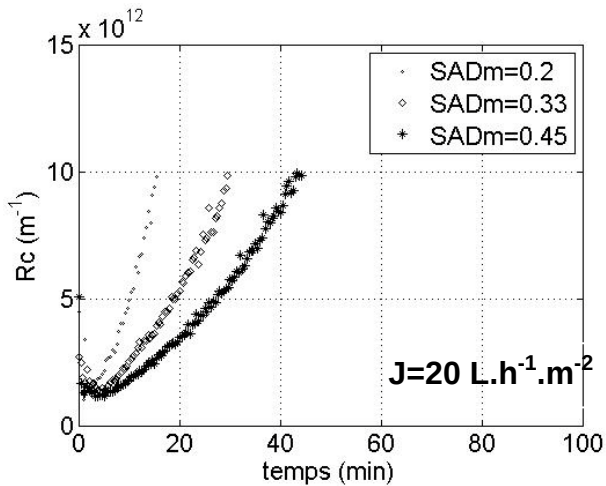
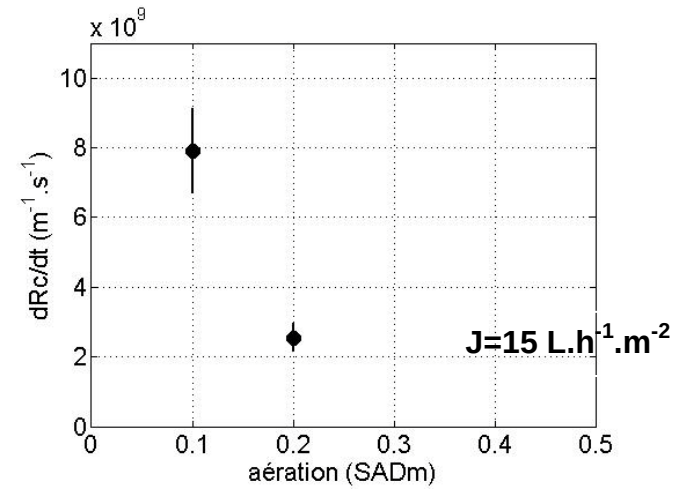
## AERATION HORS FAISCEAUX (HF)



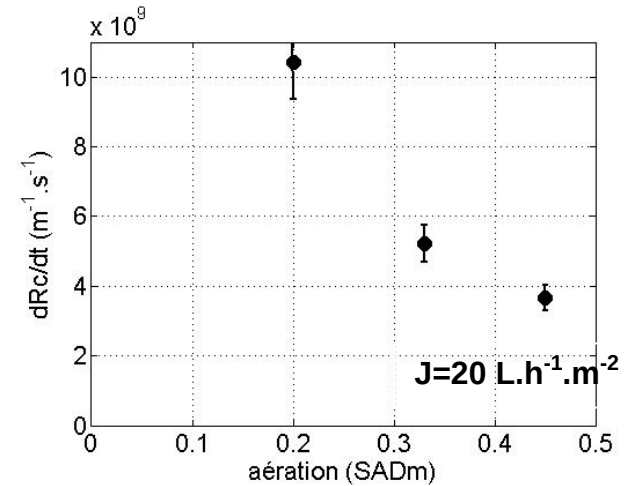
$$R_{m0,2}=2,05.10^{12} \text{ m}^{-1}, R_{m0,33}=1,87.10^{12} \text{ m}^{-1}, \\ R_{m0,45}=1,89.10^{12} \text{ m}^{-1}$$



$$R_{m0,1}=1,30.10^{12} \text{ m}^{-1}, R_{m0,2}=1,86.10^{12} \text{ m}^{-1}$$



$$R_{m0,2}=1,56.10^{12} \text{ m}^{-1}, R_{m0,33}=1,82.10^{12} \text{ m}^{-1}, \\ R_{m0,45}=1,75.10^{12} \text{ m}^{-1}$$

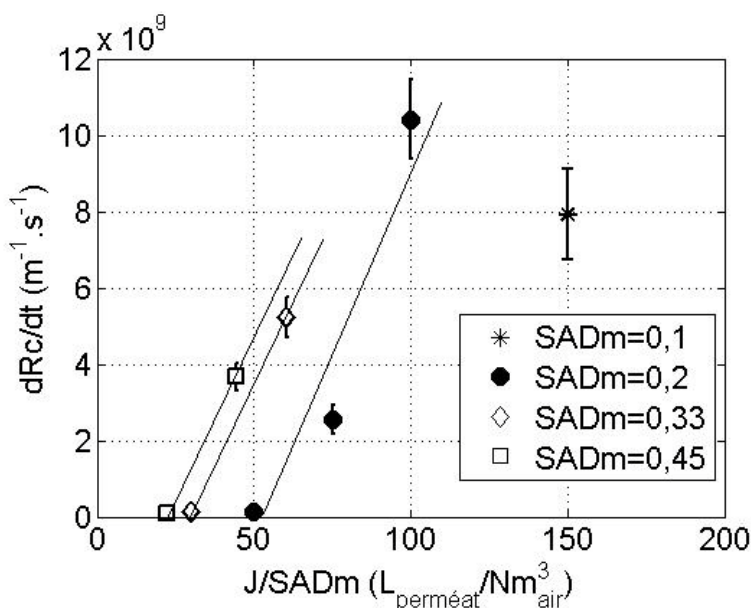


**Figure 10.** Influence du débit d'aération sur les résistances de colmatage par rapport au temps - Position HF -  $\text{SAD}_m = 0,2 - 0,33 - 0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ , trois flux de filtration  $J=10 - 15 - 20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$

**Figure 11.** Influence du débit d'aération sur les vitesses de colmatage par rapport au temps - Position HF -  $\text{SAD}_m = 0,2 - 0,33 - 0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  - trois flux de filtration  $J=10 - 15 - 20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$

L'influence du débit d'air est plus marquée à flux moyen  $J=15 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  qu'à flux fort  $J=20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  pour cette position HF ; elle n'est pas significative à faible flux.

Pour avoir des ordres de grandeur, même si on ne dispose que de peu de points, la même démarche que pour l'aération DF peut être développée pour cette configuration, en traçant les vitesses de colmatage par rapport au temps en fonction du ratio  $J/\text{SAD}_m$  (Figure 62).



**Figure 12.** Vitesses de colmatage par rapport au temps en fonction du ratio  $J/\text{SAD}_m$  – Aération Hors Faisceaux

Les régressions linéaires tracées sur la Figure 62 induisent dans cette configuration des pentes quasi constantes, quel que soit le débit d'aération, avec un coefficient  $k$  autour de  $18.10^6 \text{ m}^{-1}.\text{s}^{-1}$ . Cela est cohérent avec l'ordre de grandeur de celui trouvé pour la configuration DF.

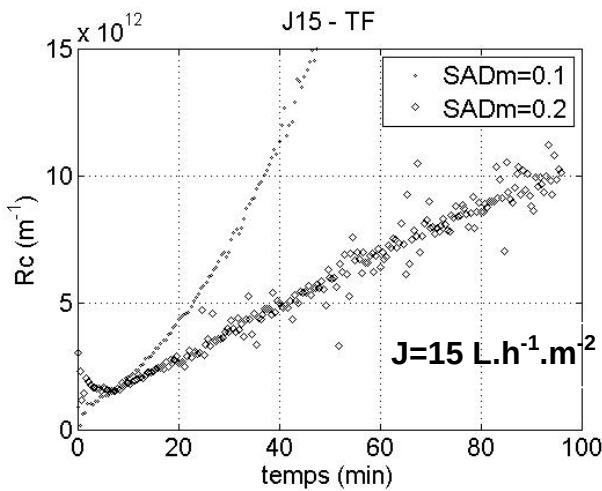
### 3.2.3.2 La position TF

Pour une position Tous Faisceaux (TF), où l'air est envoyé en sept points en bas du module, les résistances de colmatage sont représentées sur la Figure 63 en fonction du débit d'air. La Figure 64 présente les vitesses de colmatage en fonction de l'aération, associé à chaque flux  $=15 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  et  $J=20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ .

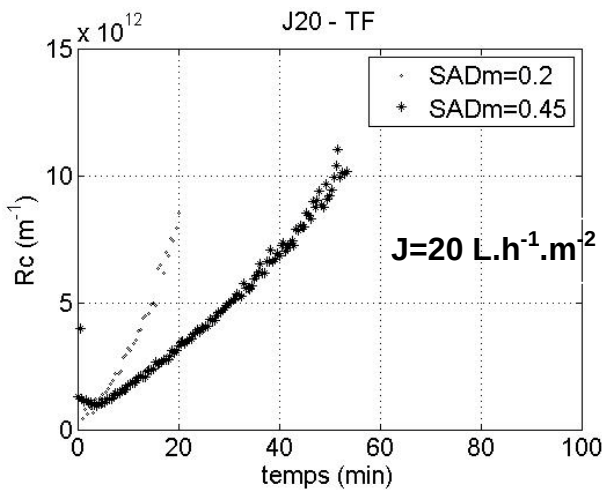
Pour cette configuration d'aération (TF), les résistances de colmatage sont de l'ordre de grandeur  $R_c=O(10^{13}) \text{ m}^{-1}$ . Pour un même temps de filtration et un même volume filtré, les résistances de colmatage sont plus faibles lorsque le débit d'air est plus

élevé. L'ordre de grandeur des vitesses de colmatage est de  $O(10^9) \text{ m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$  pour ces flux moyens et forts. A  $J=15 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ , quand le débit est multiplié par 2, la diminution de la vitesse de colmatage  $dRc/dt$  est de 67%. A  $J=20 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$  quand le débit est multiplié par 2,25, la diminution de vitesse de colmatage  $dRc/dt$  est de 58%. Pour cette position TF, l'influence du débit d'air est plus marquée à moyen flux qu'à fort flux.

### AERATION TOUS FAISCEAUX (TF)

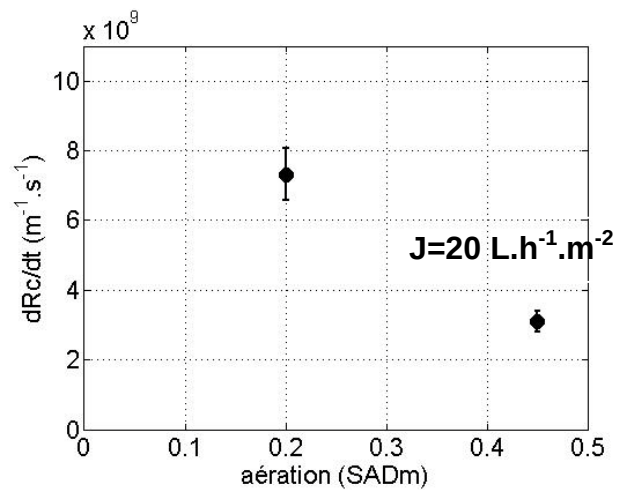
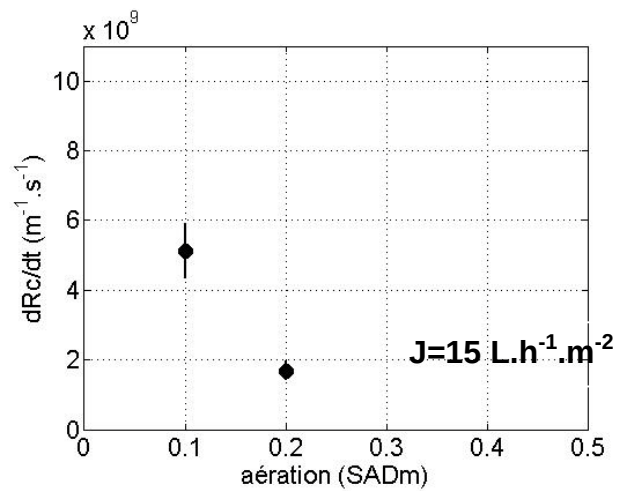


$$R_{m0,1}=1,49 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}, R_{m0,2}=2,02 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$$



$$R_{m0,2}=3,13 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}, R_{m0,45}=1,48 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$$

**Figure 13.** Influence du débit d'aération sur les résistances de colmatage par rapport au temps - Position TF –  $SAD_m = 0,1 - 0,2 - 0,45 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ , deux flux de filtration  $J=15 - 20 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$



**Figure 14.** Influence du débit d'aération sur les vitesses de colmatage par rapport au temps - Position TF –  $SAD_m = 0,1 - 0,2 - 0,45 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ , deux flux de filtration  $J=15 - 20 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$

### 3.2.4 Aération et structuration du colmatage

#### 3.2.4.1 Compressibilité et épaisseur de dépôt

En ce qui concerne la structuration du dépôt de filtration en lien avec l'aération, on peut se demander :

- Si l'air intervient sur l'épaisseur du dépôt formé pour une même masse de matière déposée,
- Si c'est la structure (porosité) du dépôt qui est impactée par rapport au type d'aération,
- Ou si l'aération a un impact sur les deux.

Selon que le flux de filtration dans nos expériences est faible ou fort, l'allure de la variation des  $R_c$  en fonction du temps est différente. Si l'augmentation de la résistance de colmatage n'est pas linéaire, et augmente plus fortement au cours du temps, après un temps  $t$ , cela peut traduire une compression du dépôt, soit une diminution de la porosité, sans pour autant de changement d'épaisseur. Il est possible qu'un tel changement de la structure du dépôt ait lieu au cours de la filtration dans nos expériences. Il est toutefois difficile de tirer des conclusions sur l'allure des courbes en fonction des conditions d'aération.

Il a été regardé s'il était possible de caractériser la compressibilité du dépôt de filtration formé. A la fin des essais, après vidange de la cuve, on a filtré de l'eau à différents paliers de flux croissants de 5 à 20  $L.h^{-1}.m^{-2}$ . En observant les relevés de pressions pour chacun des cas décrits précédemment, les courbes ( $J=f(PTM)$ ) sont toutes linéaires ce qui montre un caractère non compressible du dépôt présent quelles que soient les conditions d'aération.

On note cependant que cette résistance est en moyenne quatre fois plus faible que la résistance de dépôt  $R_c$  à la fin de l'essai de filtration. Il est fortement possible que le protocole de fin de filtration, (i.e. la purge du réacteur et son remplissage à l'eau, sans aération) soit responsable de la diminution de cette résistance de dépôt.

#### 3.2.4.2 Homogénéité des pressions transmembranaires en fonction des faisceaux

On pourrait se demander si un faisceau de fibres est soumis à un colmatage plus ou moins important suivant qu'il est positionné au centre de la cuve, ou sur le côté. L'installation expérimentale permet de collecter de façon indépendante le perméat tiré du faisceau sur le côté droit de la cuve d'une part, et le perméat tiré des deux

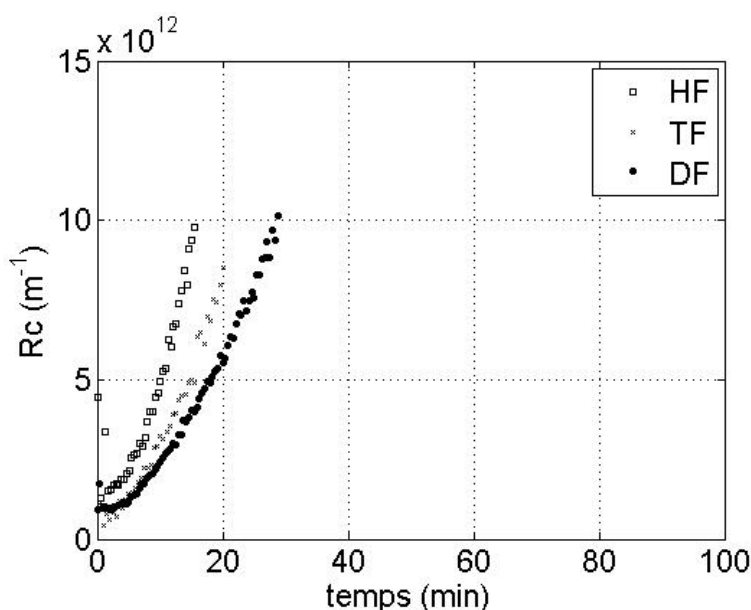
faisceaux du centre et du côté gauche d'autre part. Il a été regardé les profils de pressions d'aspiration, suivant ces deux groupes de faisceaux, pour chaque flux de filtration en fonction des conditions opératoires d'aération, et particulièrement en conditions colmatantes de fort et moyen flux. Quel que soit ce flux, et quelle que soit la position d'injection d'air, il n'y a pas d'hétérogénéité dans les pressions d'aspiration suivant la position du faisceau considéré.

### 3.2.5 Influence de la position d'injection

La position d'injection de l'air détermine l'écoulement macroscopique dans la cuve. La caractérisation hydrodynamique locale sera détaillée en chapitre 4, la partie suivante est dédiée à la description des résistances et vitesses de colmatage suivant cette position d'injection de l'air, suivant les trois flux de filtration fort, moyen et faible.

#### 3.2.5.1 A fort flux de filtration

La Figure 65 ci-dessous montre l'influence de la position d'injection en conditions très colmatantes pour un flux de  $J=20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  et une aération moyenne de  $\text{SAD}_m=0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ .

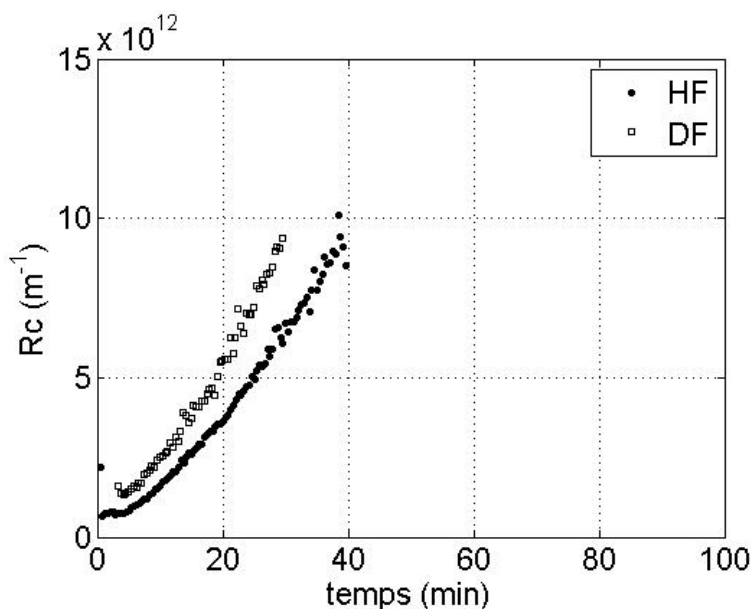


**Figure 15.** Influence de la position d'injection d'air à faible aération  $\text{SAD}_m=0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  –  $J=20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  –  $R_{m_{HF0,2}}=1,56.10^{12} \text{ m}^{-1}$  –  $R_{m_{TF0,2}}=3,13.10^{12} \text{ m}^{-1}$  –  $R_{m_{DF0,2}}=1,69.10^{12} \text{ m}^{-1}$

Il apparaît que la configuration Hors Faisceaux (HF) induit des résistances de colmatage  $R_c$  deux fois plus importantes que pour une injection Dans Faisceaux (DF) après seulement 15 min de filtration (soit 4,2 L de perméat filtrés par  $\text{m}^2$  de membrane). L'aération Tous Faisceaux (TF) est en position intermédiaire et elle

engendre des résistances de colmatage 75% supérieures à la position Dans Faisceaux après 8 min de filtration (soit après 2,2 L de perméat filtrés par  $m^2$  de membrane). La Figure 66 ci-dessous donne les résistances de colmatage entre une aération HF et DF pour un débit d'aération correspondant à  $SAD_m=0,33 \text{ Nm}^3.h^{-1}.m^{-2}$ .

Lorsque le débit d'aération augmente à  $SAD_m=0,33 \text{ Nm}^3.h^{-1}.m^{-2}$ , l'écart entre les résistances de colmatage d'une aération Hors Faisceaux par rapport à une aération Dans Faisceaux est faible sur la première moitié de la durée de filtration. L'écart devient plus important avec le temps ou le volume de filtration, et les résistances de colmatage induites par la position HF sont 50% supérieures à celles de la position DF après 30 min et 10 L filtrés par  $m^2$  de membrane.



**Figure 16.** Influence de la position d'injection d'air à aération moyenne  $SAD_m=0,33 \text{ Nm}^3.h^{-1}.m^{-2}$  -  $J=20 \text{ L.h}^{-1}.m^{-2}$  -  $R_{m_{HF0,33}}=1,82.10^{12} m^{-1}$  -  $R_{m_{DF0,33}}=1,75.10^{12} m^{-1}$

Lorsque le débit augmente à  $SAD_m=0,45 \text{ Nm}^3.h^{-1}.m^{-2}$ , la Figure 67 présente l'influence de la position d'injection. Compte tenu de l'incertitude de calcul, il n'y a pas d'influence significative de la position d'injection d'air entre les résistances  $R_c$ .

Pour un fort flux de filtration  $J=20 \text{ L.h}^{-1}.m^{-2}$ , l'aération HF est moins favorable que l'aération DF, quel que soit le débit d'air. L'impact de la position d'aération montre des différences dans les  $R_c$  d'autant plus marquées entre DF et HF que le débit d'air est faible. Sur un cas contrasté, l'aération DF semble amener des résistances de colmatage moins élevées qu'en aération TF.

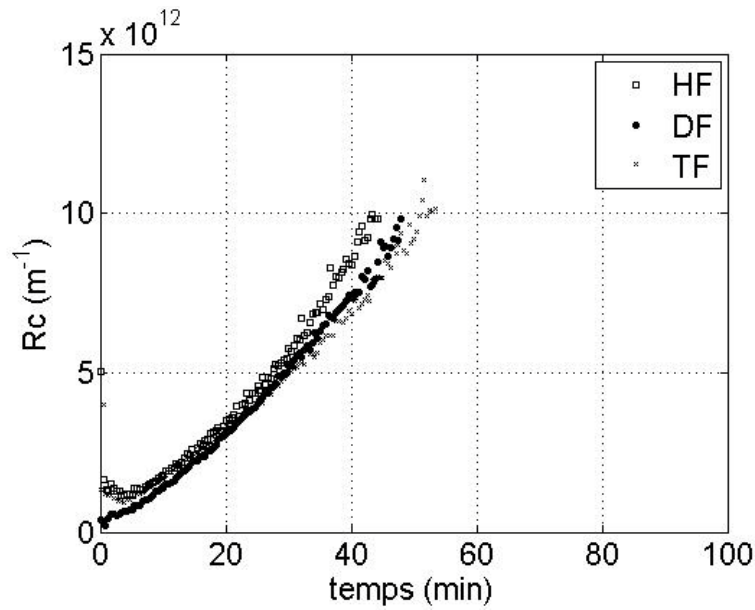
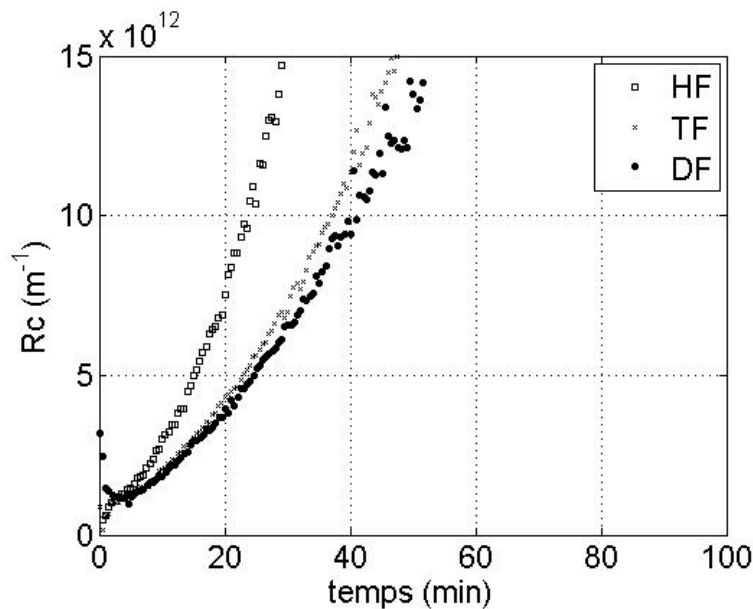


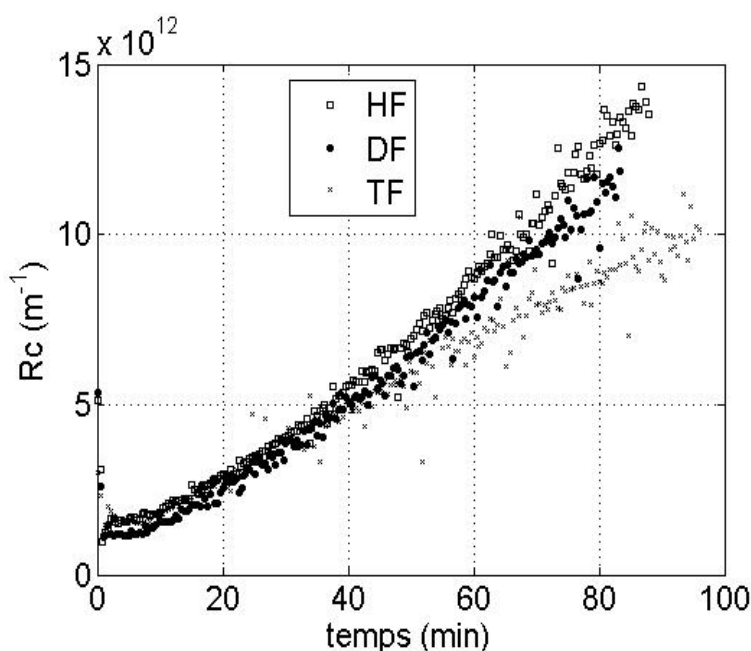
Figure 17. Influence de la position d'injection d'air à forte aération  $SAD_m=0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  –  $J=20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  –  $R_{m_{HF0,45}}=1,75 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$  –  $R_{m_{TF0,45}}=1,48 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$  –  $R_{m_{DF0,45}}=1,90 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$

### 3.2.5.2A moyen flux de filtration

La Figure 68 présente l'influence des positions d'injection d'air, pour un flux de  $15 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  et un débit d'aération très faible de  $0,1 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ .



**Figure 18.** Influence de la position d'injection d'air à très faible aération  $SAD_m=0,1 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  –  $J=15 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  –  $R_{m_{HF0,1}}=1,30 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$  –  $R_{m_{TF0,1}}=1,49 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$  –  $R_{m_{DF0,1}}=1,50 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$



**Figure 19.** Influence de la position d'injection d'air à faible aération  $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  –  $J=15 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  –  $R_{m_{HF0,2}}=1,86.10^{12} \text{ m}^{-1}$  –  $R_{m_{TF0,2}}=2,02.10^{12} \text{ m}^{-1}$  –  $R_{m_{DF0,2}}=2,17.10^{12} \text{ m}^{-1}$

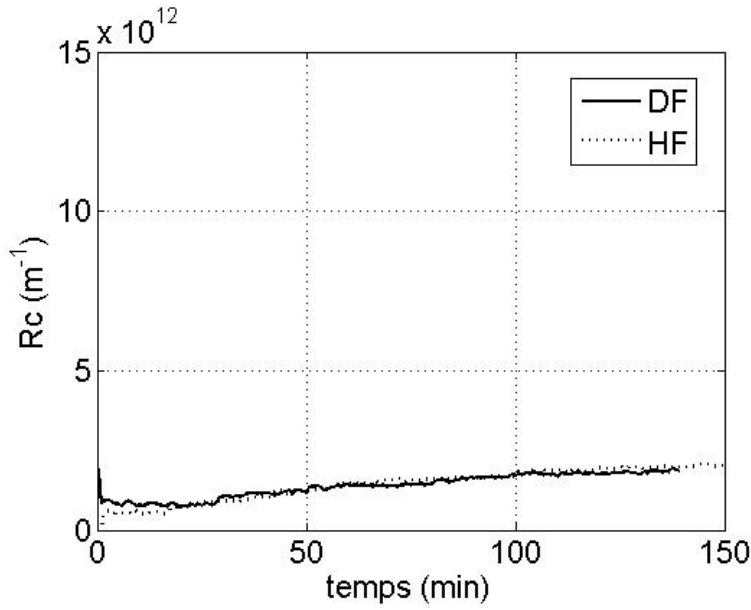
Dans ces conditions, le colmatage est plus important pour une aération Hors Faisceaux, suivant toute la durée de filtration, avec des résistances de colmatage de 20% à 150% plus importantes que l'aération DF; la différence entre les aérations Dans Faisceaux et Tous Faisceaux n'est pas perceptible avec l'incertitude.

Lorsque le débit d'air est doublé à  $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  (Figure 69), les résistances de colmatage, montrées sur la Figure 69, se superposent, et jusqu'à 50 min de filtration (correspondant à  $14 \text{ L.m}^{-2}$  filtré), il n'y a pas de différence notable entre les différentes configurations d'injection. Après 50 min, une injection TF engendre des résistances légèrement moins élevées qu'une aération TF ou DF.

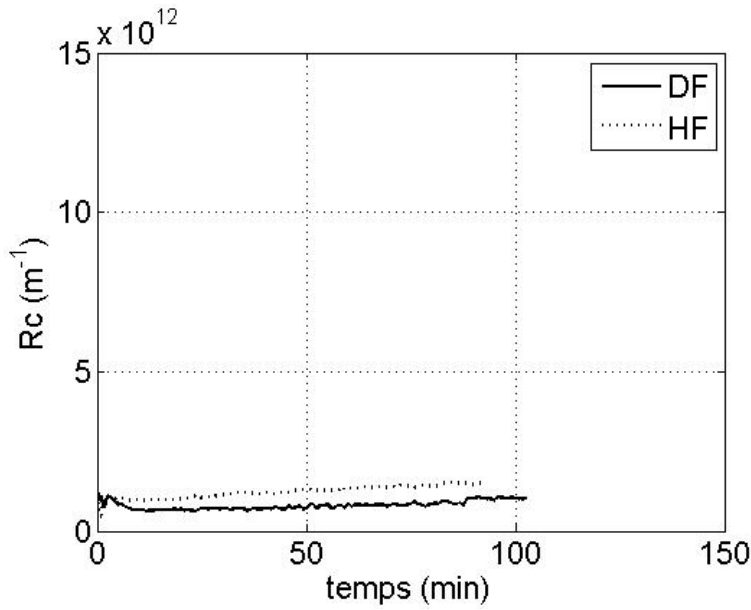
A flux de filtration moyen  $J=15 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ , une aération HF montre généralement des performances moins bonnes que l'aération DF ou TF. Le lieu d'aération a moins d'impact sur les résistances de colmatage lorsque le débit d'air est augmenté à  $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  par rapport à une  $SAD_m=0,1 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ .

### 3.2.5.3 A faible flux de filtration

Les Figure 70, Figure 71 et Figure 72 présentent l'influence des positions d'injection d'air, pour un flux de  $10 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  et un débit d'aération croissant de  $0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ ,  $0,33 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  et  $0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ .



**Figure 20.** Influence de la position d'injection d'air à faible aération  $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$  –  $J=10 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$  –  $R_{m_{HF0,2}}=2,05 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$  –  $R_{m_{DF0,2}}=1,66 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$



**Figure 21.** Influence de la position d'injection d'air à moyenne aération  $SAD_m=0,33 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$  –  $J=10 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$  –  $R_{m_{HF0,33}}=1,87 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$  –  $R_{m_{DF0,33}}=1,84 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$

A ce faible flux, on est en condition de très faible colmatage. A faible aération  $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ , les résistances de colmatage sont superposées durant les 150 min de filtration, il y a moins de 10 % de différence entre une aération DF et une aération HF. Pour une aération moyenne à  $SAD_m=0,33 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ , l'aération HF montre des résistances de colmatage supérieures à celles de l'aération DF, en restant dans un ordre de grandeur faible de  $O(10^{12}) \text{ m}^{-1}$ . Pour  $SAD_m=0,45 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ , les résistances de colmatage sont toutes superposées.

Pour un faible flux de filtration  $J=10 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ , la position de l'injection d'air n'a pas d'effet significatif sur les résistances de colmatage.

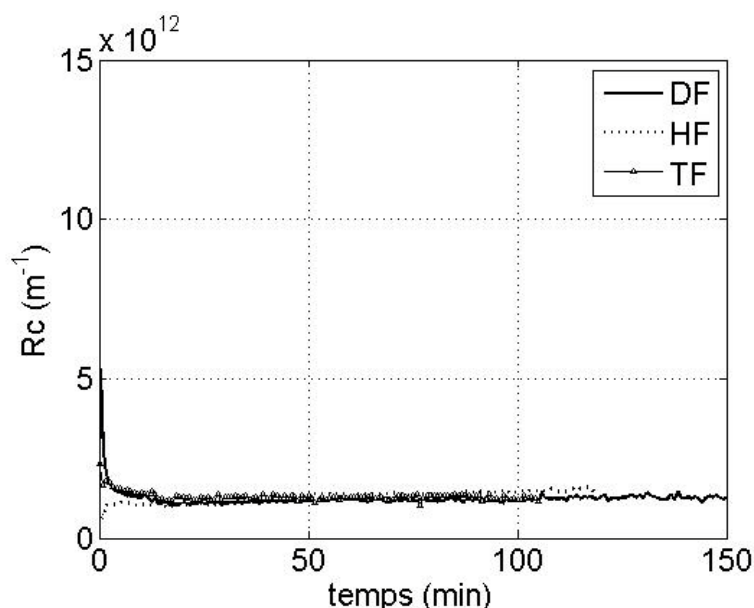


Figure 22. Influence de la position d'injection d'air à forte aération  $SAD_m=0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  –  $J=10 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  –  $R_{m_{HF0,45}}=1,89.10^{12} \text{ m}^{-1}$  –  $R_{m_{TF0,45}}=2,08.10^{12} \text{ m}^{-1}$  –  $R_{m_{DF0,45}}=2,00.10^{12} \text{ m}^{-1}$

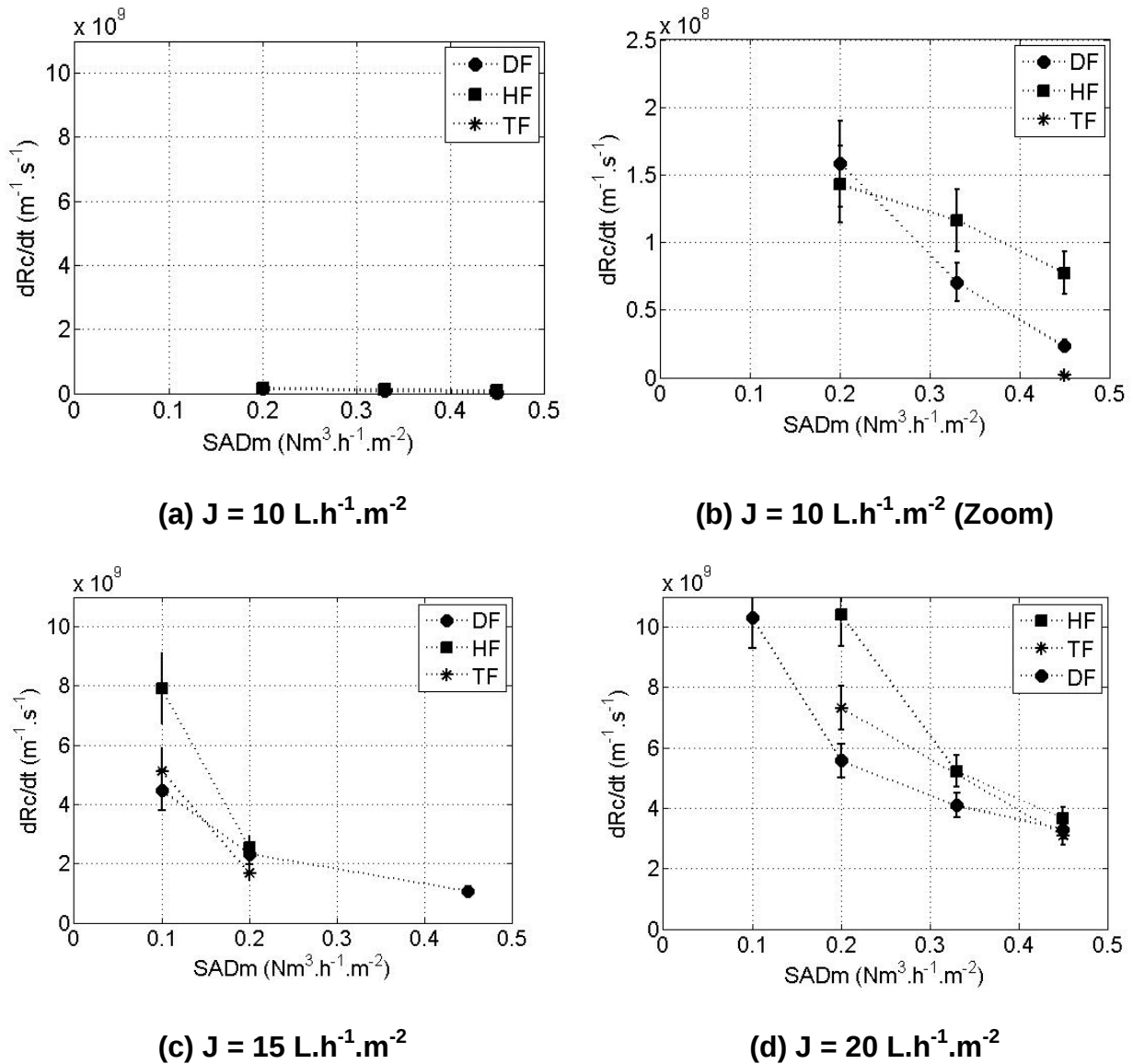
### 3.2.6 Conclusion sur la position de l'aération

La Figure 73 ci-dessous présente suivant les trois flux de filtration testés, les vitesses de colmatage par rapport au temps, en fonction des débits d'aération. Les vitesses de colmatage sont tirées des pentes des courbes de résistance de colmatage  $R_c$  présentées précédemment.

Pour un flux de filtration faible  $J=10 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ , les vitesses de colmatage sont faibles par rapport aux vitesses des autres flux de filtration. Il est assez difficile d'assurer que le lieu d'injection a un rôle sur les vitesses de colmatage, considérant les incertitudes sur  $R_c$ .

Pour un flux de filtration supérieur,  $J=15 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ , il apparaît que la configuration Hors Faisceaux est plus défavorable que la configuration Dans Faisceaux, à faible aération, mais que l'écart n'est pas pertinent quand le débit augmente. L'aération Tous Faisceaux n'est pas significativement différente de l'aération Dans Faisceaux quelle que soit l'aération. Pour un fort flux de  $J=20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ , à forte aération, on ne peut conclure sur l'avantage d'une position ou d'une autre. Par contre, à faible et moyenne aération, l'aération Hors Faisceaux engendrent les vitesses de colmatage

les plus élevées. La position DF est à privilégier. La position TF est alors intermédiaire sur la réduction de la vitesse de colmatage.



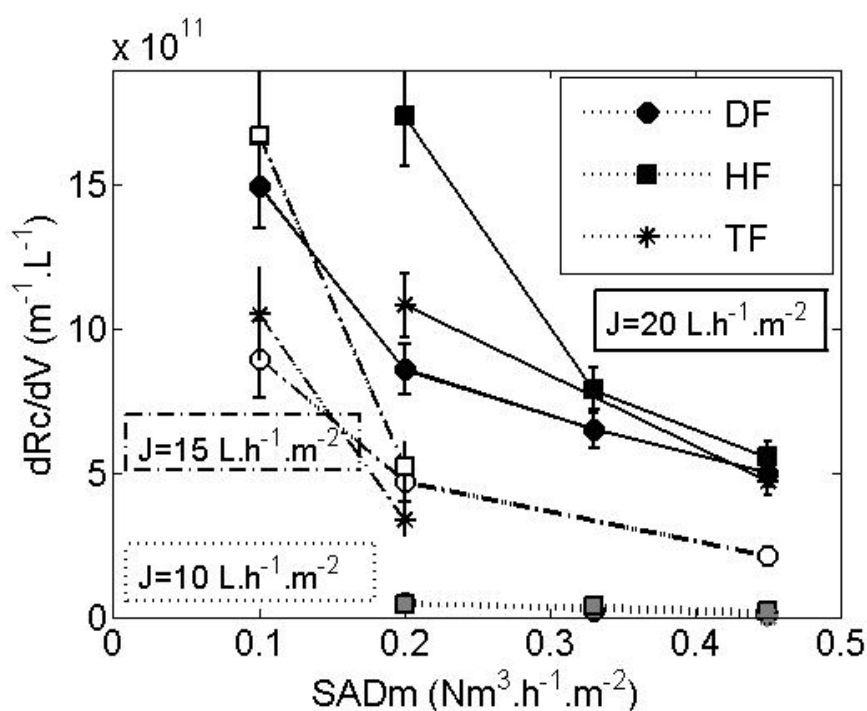
**Figure 23.** Influence du lieu d'injection d'air sur les vitesses de colmatage par rapport au temps - trois flux de filtration testés : faible,  $J=10 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  (a et b) pour deux échelles de  $dR_c/dt$ , moyen  $J=15 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  (c) et fort  $J=20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  (d)

En conditions fortement colmatantes (aération modérée et flux de filtration importants), la configuration DF est la plus adéquate pour réduire les vitesses de colmatage. Ainsi, on peut prendre ce lieu d'aération comme référence et établir les écarts de vitesses de colmatage en fonction du temps des autres configurations. Le Tableau 17 synthétise ces pourcentages d'écart et les deux lieux d'aération HF et TF sont ainsi évalués par rapport à la position DF. Les cases grisées correspondent au

cas où les résistances de colmatage et donc les vitesses tombent dans le domaine d'incertitude.

**Tableau 3.** Pourcentage d'écart entre les vitesses de colmatage par rapport au temps des configurations TF et HF, par rapport à une référence prise pour l'aération DF. Les cases avec le symbole '-' correspondent à des essais qui n'ont pas été réalisés

|                                                                          | Faible flux<br>10 L.h <sup>-1</sup> .m <sup>-2</sup> |              | Moyen flux<br>15 L.h <sup>-1</sup> .m <sup>-2</sup> |              | Fort flux<br>20 L.h <sup>-1</sup> .m <sup>-2</sup> |              |
|--------------------------------------------------------------------------|------------------------------------------------------|--------------|-----------------------------------------------------|--------------|----------------------------------------------------|--------------|
|                                                                          | HF-DF<br>/DF                                         | TF-DF<br>/DF | HF-DF<br>/DF                                        | TF-DF<br>/DF | HF-DF<br>/DF                                       | TF-DF<br>/DF |
| SAD <sub>m</sub> =0,1 Nm <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup> .m <sup>-2</sup>  | -                                                    | -            | 77%                                                 | 15%          | -                                                  | -            |
| SAD <sub>m</sub> =0,2 Nm <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup> .m <sup>-2</sup>  | -9%                                                  | -            | 10%                                                 | -27%         | 87%                                                | 31%          |
| SAD <sub>m</sub> =0,33 Nm <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup> .m <sup>-2</sup> | 65%                                                  | -            | -                                                   | -            | 27%                                                | -            |
| SAD <sub>m</sub> =0,45 Nm <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup> .m <sup>-2</sup> | 235%                                                 | -93%         | -                                                   | -            | 11%                                                | -6%          |



**Figure 24.** Influence des lieux d'injection d'air sur les vitesses de colmatage par rapport au volume filtré – trois flux de filtration représentés  $J=10 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$  (symboles pleins gris) -  $J=15 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$  (symboles vides) -  $J=20 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$  (symboles pleins noirs) - sur la gamme d'aération  $SAD_m$  de 0,1 à 0,45  $\text{Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$

Tous les rapports entre l'aération HF et DF sont positifs, ce qui assure de la supériorité de la position DF par rapport à la position HF. La position TF n'engendre pas des vitesses de colmatage clairement inférieures à la position DF.

Pour pouvoir comparer sur une même figure l'ensemble des performances de filtration suivant le lieu d'injection pour les trois flux de filtration, il faut considérer les vitesses par rapport au volume filtré ; c'est ce que représente la Figure 74.

**Tableau 4.** Pourcentage d'écart entre les vitesses de colmatage par rapport au volume filtré des configurations TF et HF, par rapport à une référence prise pour l'aération DF.

|                                                                          | Faible flux<br>10 L.h <sup>-1</sup> .m <sup>-2</sup> |              | Moyen flux<br>15 L.h <sup>-1</sup> .m <sup>-2</sup> |              | Fort flux<br>20 L.h <sup>-1</sup> .m <sup>-2</sup> |              |
|--------------------------------------------------------------------------|------------------------------------------------------|--------------|-----------------------------------------------------|--------------|----------------------------------------------------|--------------|
|                                                                          | HF-DF<br>/DF                                         | TF-DF<br>/DF | HF-DF<br>/DF                                        | TF-DF<br>/DF | HF-DF<br>/DF                                       | TF-DF<br>/DF |
| SAD <sub>m</sub> =0,1 Nm <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup> .m <sup>-2</sup>  | -                                                    | -            | 86%                                                 | 17%          | -                                                  | -            |
| SAD <sub>m</sub> =0,2 Nm <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup> .m <sup>-2</sup>  | -11%                                                 | -            | 12%                                                 | -28%         | 102%                                               | 26%          |
| SAD <sub>m</sub> =0,3 Nm <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup> .m <sup>-2</sup>  | 55%                                                  | -            | -                                                   | -            | 21%                                                | -            |
| SAD <sub>m</sub> =0,45 Nm <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup> .m <sup>-2</sup> | 209%                                                 | -80%         | -                                                   | -            | 11%                                                | -6%          |

La Figure 74 met bien en valeur le faible colmatage à faible flux, et l'absence d'influence de la position d'air dans ce cas. La figure isole également des conditions de lieux et de débits d'aération qui engendre des performances de filtration contrastées à savoir :

- pour un flux moyen  $J=15 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  et une aération  $\text{SAD}_m=0,1 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ , la position DF engendre 86% de diminution de vitesse de colmatage par rapport à l'aération HF (cf. Tableau 18 équivalent au Tableau 17 en terme de vitesses par rapport au volume filtré).
- un flux fort  $J=20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  et une aération  $\text{SAD}_m=0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  jusqu'à  $\text{SAD}_m=0,33 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  où la position DF amène respectivement 102% et 21% de diminution de vitesse de colmatage par rapport à l'aération HF (cf. Tableau 18).

Le gain en performance lié à la position DF est d'autant plus mis en avant sur la Figure 74 qui montre qu'une injection DF à fort flux est une condition qui amène une

vitesse de colmatage similaire qu'une aération HF à moyen flux, pour la même aération  $SAD_m=0,1 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ .

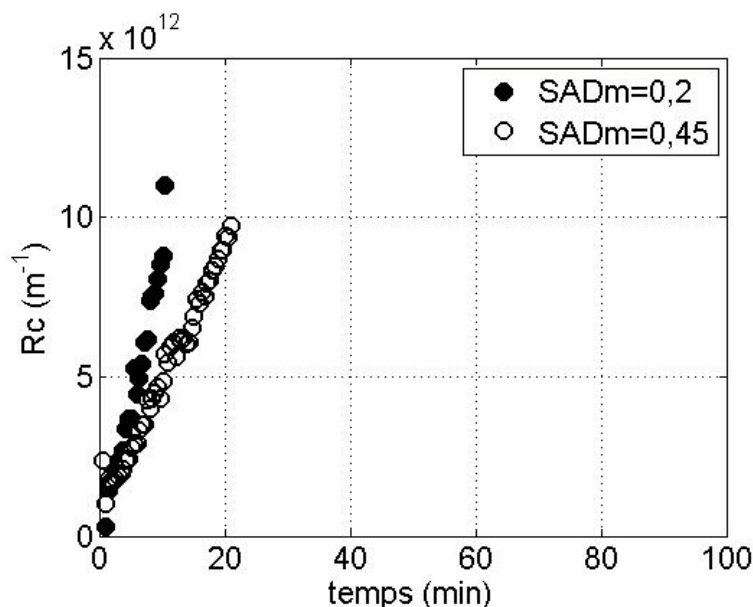
Les conclusions établies concernant les vitesses de colmatage par rapport au temps sont similaires lorsque les vitesses de colmatage par rapport au volume sont représentées.

### 3.2.7 Influence du type de bulles

L'objectif est de déterminer si une aération composée de fines bulles est plus ou moins propice à la réduction du colmatage, en comparaison avec la filtration en aération de grosses bulles, décrite précédemment dans le cas contrasté d'un flux fort  $J=20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  et d'une aération faible  $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ . La position d'injection choisie est celle qui engendre le plus de gain sur les vitesses de colmatage pour l'aération grosses bulles (Dans Faisceaux). Dans un cas moins colmatant pour la filtration avec les grosses bulles (aération de  $SAD_m=0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ ), il est aussi intéressant de regarder l'influence du type de bulle.

#### 3.2.7.1 Influence du débit d'air sur les performances de filtration en aération de fines bulles

La Figure 75 présente les résultats de filtration de la SSOI pour deux débits de fines bulles.



**Figure 25.** Influence du débit d'aération pour la filtration fines bulles à  $J=20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  –  $R_{m_{DF0,2}}=3,13.10^{12} \text{ m}^{-1}$  –  $R_{m_{DF0,45}}=3,43.10^{12} \text{ m}^{-1}$

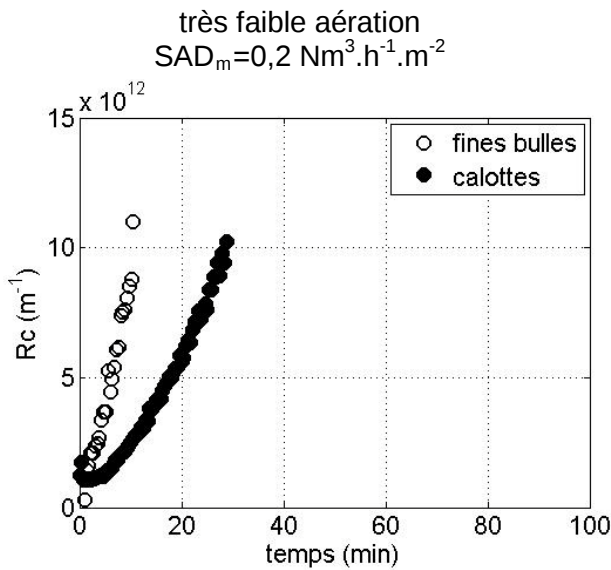
Tout d'abord, l'allure des résistances de colmatage dans le temps et en fonction du volume arborent les mêmes allures linéaires que pour les grosses bulles.

Ensuite, tout comme pour les grosses bulles, l'augmentation du débit d'air à proximité de la membrane diminue les résistances de colmatage. L'augmentation du débit d'air par 2,25 engendre des résistances de colmatage 50% plus élevées pour les fines bulles après un même temps de filtration.

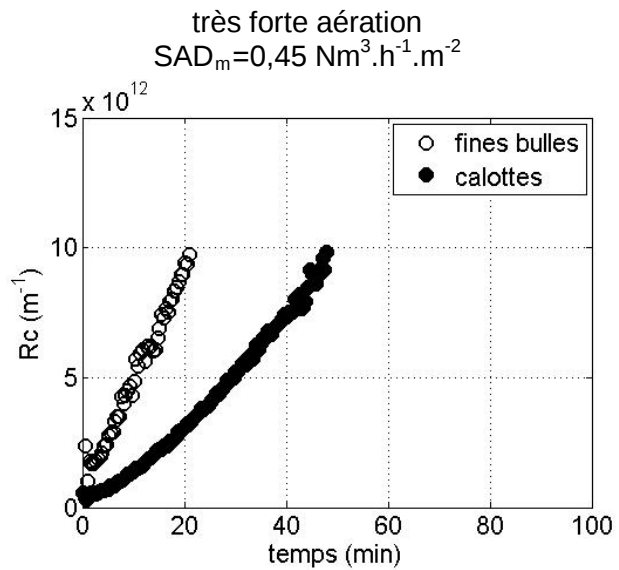
### 3.2.7.2 Comparaison des performances de filtration suivant le type d'aération

La Figure 76 et la Figure 77 comparent les résistances de colmatage en fonction du temps entre fines bulles et grosses bulles pour un flux de filtration fort ( $J=20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ ) et une position Dans Faisceaux, pour deux débits d'air contrastés différents.

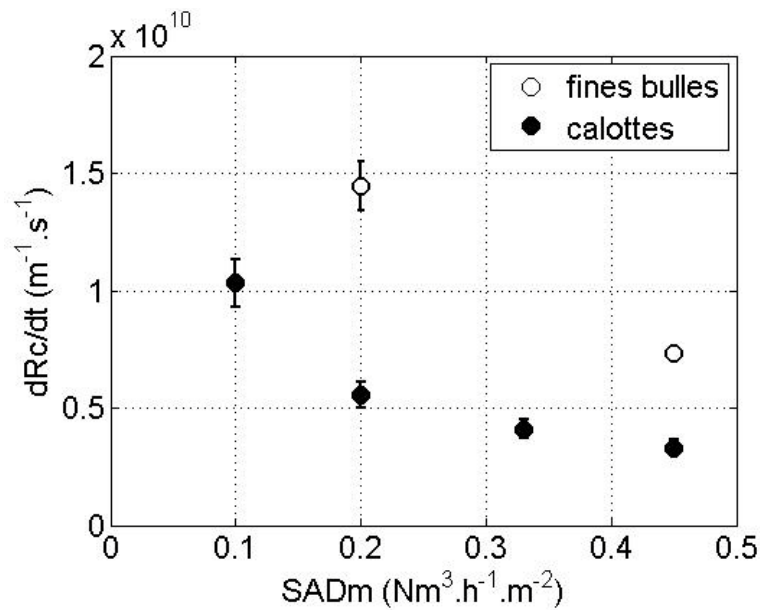
A très faible débit comme à très fort débit d'air, les fines bulles injectées en position DF engendrent un colmatage plus important que les grosses bulles. La différence est plus marquée à fort débit gazeux  $\text{SAD}_m=0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ .



**Figure 26.** Influence du type de bulle sur le colmatage à  $J=20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  – pour une très faible aération  $\text{SAD}_m=0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  -  $R_{m_{fb0,2}}=3,13.10^{12} \text{ m}^{-1}$  –  $R_{m_{gb0,2}}=1,69.10^{12} \text{ m}^{-1}$



**Figure 27.** Influence du type de bulle sur le colmatage à  $J=20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  – pour une très forte aération  $\text{SAD}_m=0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  -  $R_{m_{fb0,1}}=3,13.10^{12} \text{ m}^{-1}$  –  $R_{m_{gb0,1}}=1,80.10^{12} \text{ m}^{-1}$



**Figure 28.** Influence du type de bulle sur les vitesses de colmatage par rapport au temps - Aération Dans Faisceaux

Telles que représentées Figure 78, les vitesses de colmatage par rapport au temps avec une aération fines bulles sont logiquement supérieures à celles de l'aération grosses bulles. A faible aération, les fines bulles amènent un colmatage 160% plus rapide pour une faible aération, et l'écart diminue à 121% pour une aération forte de  $SAD_m = 0,45 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ . L'impact moins marqué de l'aération pour un débit plus fort semble confirmer la tendance établie pour les grosses bulles.

Une telle différence dans les performances de filtration ne peut qu'être attribuée au changement d'hydrodynamique induit par l'injection de fines bulles. Il est à noter que l'injection de fines bulles, induit visuellement moins de mouvement des fibres qu'une aération grosses bulles, tous paramètres étant égaux par ailleurs. Le chapitre 5 présentera les différences hydrodynamiques induites entre des fines bulles et des grosses bulles.

### 3.3 Conclusion

Les essais de filtration avec une injection de type grosses bulles ont montré logiquement que l'ordre de grandeur des vitesses de colmatage est lié au flux de filtration  $J$  : des conditions peu colmatantes sont observées à  $J=10 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  et des conditions fortement colmatantes à  $J=15 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  et  $J=20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ .

Parmi les paramètres d'aération testés, pour une même position d'injection, le débit d'air, exprimé par la demande spécifique d'aération  $\text{SAD}_m$ , induit une diminution du colmatage, avec des vitesses de colmatage en fonction du volume filtré d'autant plus lentes que le débit d'air est élevé. Une régression en fonction du ratio entre le flux et le débit d'aération  $J/\text{SAD}_m$  est proposée; elle fait apparaître un coefficient qui pourrait être caractéristique du fluide à traiter, et qui est du même ordre de grandeur pour deux des positions d'injection d'air testées.

Lorsque la position de l'injection d'air est testée, un faible flux de  $J=10 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  ne laisse pas paraître d'influence marquée de la position d'injection sur les résistances et vitesses de colmatage en fonction du temps. Pour des flux de filtration plus importants, il apparaît globalement qu'une aération Dans Faisceaux est plus favorable qu'une aération Hors Faisceaux, et l'impact du lieu d'injection est d'autant plus marqué dans des conditions fortement colmatantes (c'est-à-dire pour  $J$  élevé). Les vitesses de colmatage entre les essais à aération Dans Faisceaux et Tous Faisceaux, ne sont en général pas significativement différentes.

Pour le choix final des conditions les plus favorables concernant l'injection de grosses bulles, on peut adopter différentes stratégies :

- Travailler avec un flux de filtration faible à  $10 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ , n'importe quelle position d'injecteur, et un débit d'air moyen ( $\text{SAD}_m=0,33 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ )
- Travailler pour un flux de filtration moyen à  $15 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ , avec la position d'injection Dans Faisceaux car elle engendre moins de colmatage par rapport à la position Hors Faisceaux si l'on désire travailler à très faible débit d'air ( $\text{SAD}_m= 0,1 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ )
- Travailler pour un flux de filtration élevé à  $20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ , avec la position d'injection Dans Faisceaux car elle engendre moins de colmatage par rapport à la position Hors Faisceaux à faible et très faible débit d'air ( $\text{SAD}_m=0,1 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  et  $\text{SAD}_m=0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ ).

Dans ce dernier cas contrasté, une injection de type fines bulles a été testée et elle implique des résistances de colmatage jusqu'à 2,7 fois plus élevées qu'en injection de type grosses bulles.

L'attention est maintenant portée sur l'hydrodynamique locale induite par l'injection d'air, dans des conditions mises en avant par ce chapitre, ce qui soulève les questions suivantes:

Quelle est influence du débit d'air sur l'écoulement de gaz à proximité des membranes ? Comment la position d'injection impacte l'hydrodynamique de la phase gaz, et de la phase liquide ? Quelle différence est induite par l'injection de fines bulles et de grosses bulles ?

Le chapitre suivant s'attache à qualifier localement l'hydrodynamique de la phase gaz induite par l'aération.



## Chapitre 4 : Etude de l'hydrodynamique du réacteur

---



## **4 Etude de l'hydrodynamique du réacteur**

### **4.1 Introduction**

Le chapitre précédent a mis en avant des performances de filtration différentes suivant les conditions d'aération comme le débit d'air, le type de bulles et le lieu d'injection des bulles. La qualification locale de l'hydrodynamique va maintenant être présentée dans le chapitre qui suit. Il est en effet indispensable de passer par une caractérisation locale de l'hydrodynamique induit par le passage de l'air, sachant que les paramètres opératoires de l'aération ne suffisent pas à expliquer les performances de filtration. Le chapitre suivant s'attache à caractériser l'écoulement gazeux en matière de profils locaux de rétention gazeuse, et de vitesse de bulle par la technique de bisonde optique. Cette technique nécessite une réflexion sur l'acquisition des signaux et un soin particulier pour le traitement du signal. Ces prérequis seront expliqués dans un premier temps pour valider les mesures brutes qui seront présentées ensuite, suivant chacune des positions d'injection, et à chaque fois pour trois demandes spécifiques d'aération croissantes. Enfin la troisième partie de ce chapitre est dédiée à l'exploitation et l'analyse des résultats pour mettre en avant des types d'hydrodynamiques différents, qui seront reliés aux performances de filtration au chapitre suivant.

### **4.2 Qualification de la mesure**

#### **4.2.1 Principe général de la mesure par sonde optique : appareil et acquisition du signal**

Les sondes (ou bisonde optique) sont fréquemment utilisées pour la caractérisation de la phase gaz en écoulement diphasique à bulles, de par leur simplicité d'utilisation, de placement dans l'écoulement, leur non calibrage, leur temps de réponse.

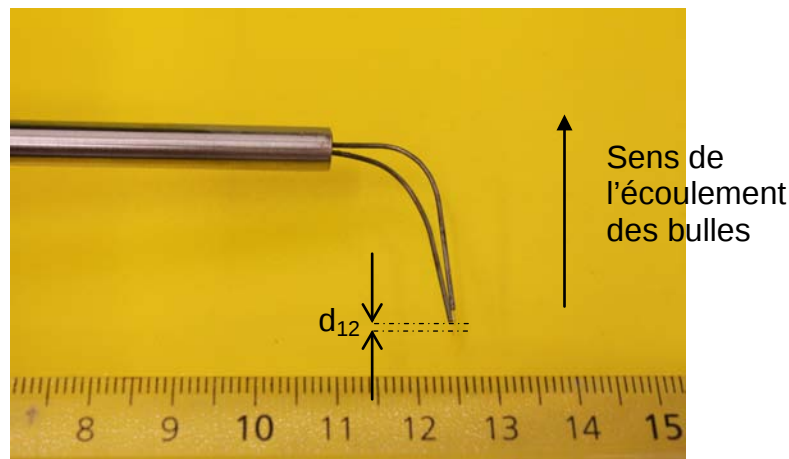
Le principe de fonctionnement est qu'une lumière infra-rouge est générée par un appareil amplificateur opto-électronique et parcourt une fibre optique jusqu'à la pointe conique de la sonde, en saphir, qui est placée dans l'écoulement. L'onde de lumière est partiellement réfractée par le fluide environnant la pointe. L'onde réfléchie est retournée à l'amplificateur opto-électronique et l'intensité de la lumière réfléchie

est déterminée. La quantité de lumière réfléchi est fonction de l'indice optique de réfraction du fluide environnant selon la loi de Snell Descartes.

Lors du perçage d'une bulle par la pointe de la sonde optique, la réfraction est faible, la réflexion de la lumière est alors environ 10 fois plus importante que lorsque la pointe est uniquement entourée d'eau. On obtient donc un signal qui permet de discriminer la présence des phases.

Dans notre étude, une bisonde est utilisée (cf. Figure 79), avec deux pointes placées dans le sens de l'écoulement, parallèlement à celui-ci, espacées d'une distance,  $d_{12}$ , de 1mm (espacement mesuré par le constructeur RBI). Cette distance est telle qu'elle minimise les cas où la bulle qui est percée par la sonde de tête échappe à la deuxième pointe. La partie sensible destinée à la détection des bulles est d'environ  $30\mu\text{m}$ . Le temps de réponse de la bisonde est lié directement à la vitesse de transmission de la lumière soit quasi immédiat.

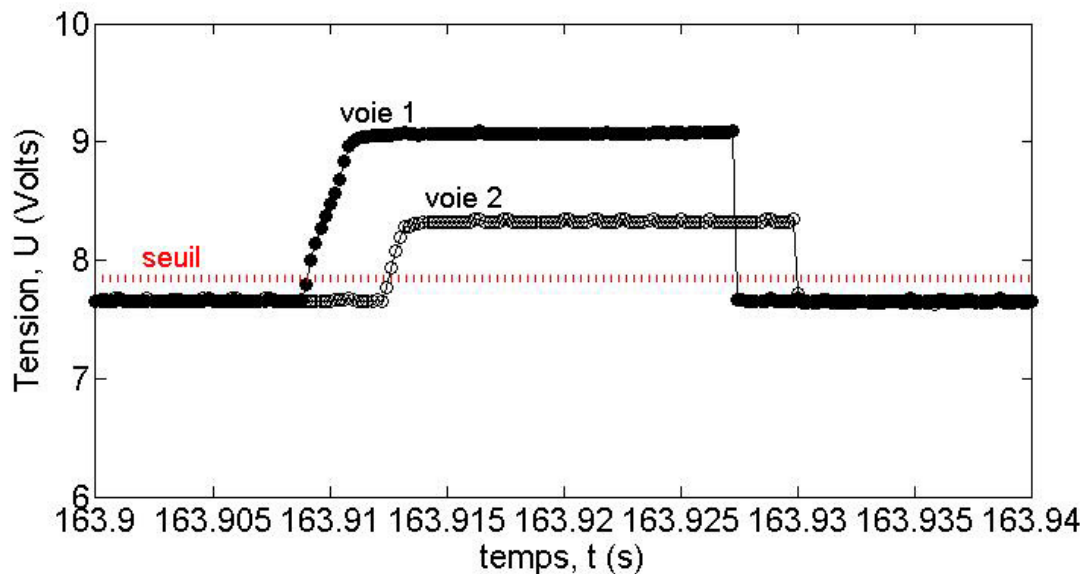
L'amplificateur optoélectronique fourni par RBI génère le rayon lumineux et amplifie le signal réfléchi de retour. L'amplificateur possède une bande passante de 1MHz ce qui correspond à un temps de réponse de l'ensemble bisonde - amplificateur de  $1\mu\text{s}$ . Un temps de chauffe d'au moins une heure des appareils électriques est nécessaire avant la mesure. L'acquisition se fait via une carte d'acquisition National Instrument et le logiciel SignalExpress permet de contrôler la fréquence d'acquisition  $f_a$  optimisée à 5kHz. Le temps d'acquisition  $t_a$  est choisi par l'utilisateur.



**Figure 1.** Bisonde optique (constructeur RBI) coudée utilisée lors de la caractérisation de la phase gaz. Espace entre sondes=1mm. Diamètre de sonde  $30\mu\text{m}$ . Partie sensible de détection de la sonde :  $30\mu\text{m}$ .

### 4.2.2 Signal brut et signal binarisé

La bisonde donne un double signal en tension, composé de multiples créneaux sur un temps d'acquisition  $t_a$  (voir Figure 80).



**Figure 2.** Signal brut.  $f_a=5000$  Hz.

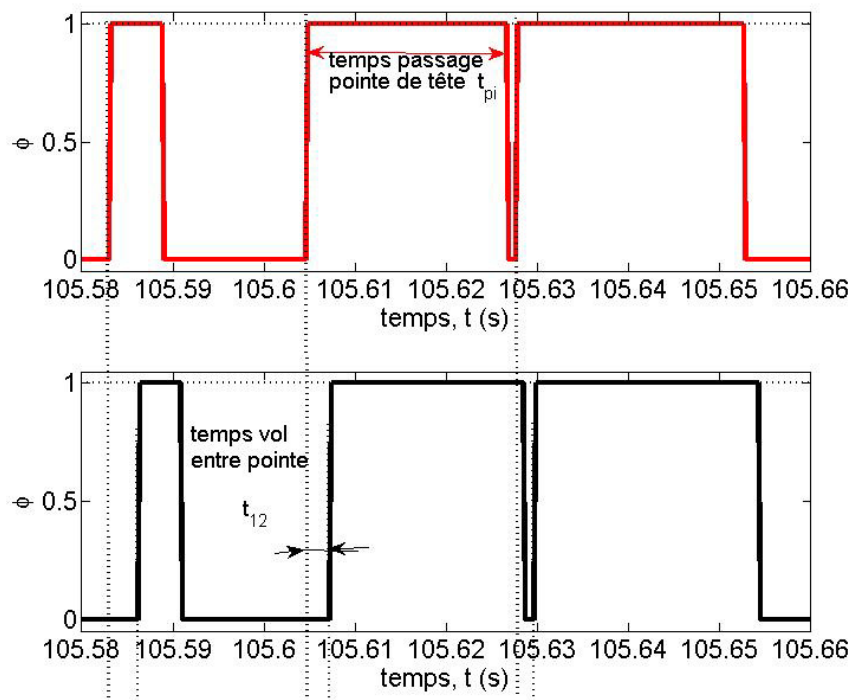
Chaque créneau correspond au passage d'une bulle. Le nombre de bulles détectées pendant un temps  $t_a$  dépend du débit d'air, on peut néanmoins quantifier le nombre de bulles détectées par essai entre en moyenne 220 (plus faible débit) et 900 (plus fort débit) sur l'ensemble de nos essais.

Le signal brut en tension est ensuite binarisé en fonction de présence de phase  $\Phi$ . Cette étape nécessite l'utilisation d'une valeur seuil (voir Figure 80), quantifiée en pourcentage de l'amplitude du signal brut : toute valeur du signal brut trouvée au dessus du seuil revêt la valeur de fonction de phase  $\Phi=1$  et correspond à la phase gaz ; toute valeur située en dessous du seuil acquiert la valeur  $\Phi=0$  et correspond à la phase liquide.

La question du choix du seuil de binarisation est évoquée en partie 2.6.

### 4.2.3 Grandeurs physiques calculées par traitement du signal binarisé

A partir du signal binarisé, un programme est développé et compilé sous Matlab pour calculer les grandeurs d'intérêts comme la rétention gazeuse, les vitesses de bulles, les fluctuations de vitesses de bulles et les cordes de bulles.

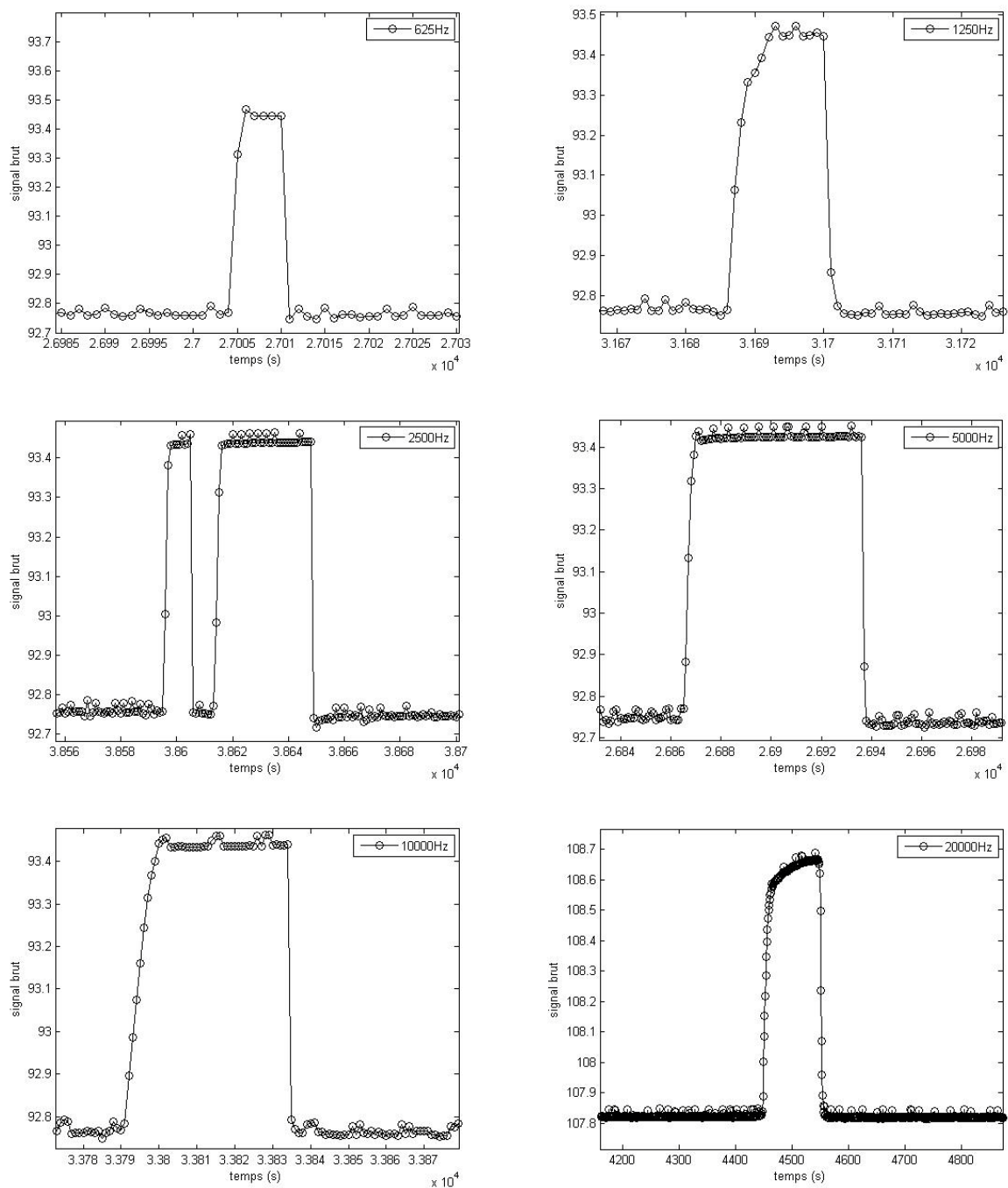


**Figure 3.** Signal binarisé

La rétention gazeuse,  $\alpha_G$ , représente la somme de tous les temps de la partie gaz par rapport à longueur totale du signal. La fréquence de bulle,  $f_b$ , est le nombre de bulles par unité de temps.  $N_b$  est le nombre de bulles total détectées par la bisonde.  $t_{pi}$  est le temps de passage d'une bulle sur la pointe de tête (cf. Figure 81). A chaque bulle correspond un temps de passage  $t_{pi}$ , il est alors possible de représenter un histogramme des temps de passage de bulles. Pour l'obtention des vitesses des bulles, deux pointes sont utilisées, séparées d'une distance connue et faible  $d_{12}$ , et alignées dans le sens de l'ascension des bulles. Le passage d'une bulle sur la bisonde (pointe de tête et deuxième pointe) fait apparaître un temps de vol entre pointes qui fournit la vitesse de la bulle. A partir de la vitesse de bulle peut être calculée la corde de bulle. Les bulles sont susceptibles de ne pas pénétrer la pointe de la bisonde par leur diamètre. C'est la raison pour laquelle le terme de cordes de bulles et non de diamètre de bulles sera utilisé par la suite. Il pourra être tracé des histogrammes de cordes de bulles et une attention particulière sera portée sur le traitement de ces histogrammes, et la relation pour passer de cordes à diamètres de bulles.

#### 4.2.4 Sensibilité du signal brut à la fréquence d'acquisition

Différentes fréquences d'acquisitions  $f_a$  sont testées pour acquérir le signal, pour des conditions hydrodynamiques identiques (position d'aération, position sur la largeur de cuve et grosses bulles injectées). L'objectif est d'avoir une fréquence d'acquisition assez élevée pour que la détection des fronts montants des créneaux soit précise, tout en limitant la taille de l'échantillon du signal acquis. La Figure 82 montre des signaux bruts, zoomés, en fonction de la fréquence d'acquisition variant de 625Hz à 20000Hz.



**Figure 4.** Sensibilité du signal brut à la fréquence d'acquisition

**Tableau 1.** Influence de la fréquence d'acquisition  $f_a$  réglable par l'expérimentateur sur des caractéristiques du signal et des fichiers de résultats

| $f_a$          | $N_b$      | $t_a$ (s)  | Taille fichiers (Mo) |
|----------------|------------|------------|----------------------|
| 625 Hz         | 358        | 363        | 5.5                  |
| 1250 Hz        | 362        | 359        | 11.0                 |
| 2500 Hz        | 449        | 382        | 23.3                 |
| <b>5000 Hz</b> | <b>497</b> | <b>370</b> | <b>45.1</b>          |
| 10000 Hz       | 424        | 364        | 88.9                 |
| 20000 Hz       | 436        | 355        | 173.3                |

Le nombre de points mesurés dans les fronts montants augmente avec la fréquence, et ainsi la sensibilité de détection de ces fronts montants. Le Tableau 19 résume l'influence de la fréquence d'acquisition sur la taille des fichiers pour un nombre de bulles détectées  $N_b$  sur un temps d'acquisition  $t_a$ .

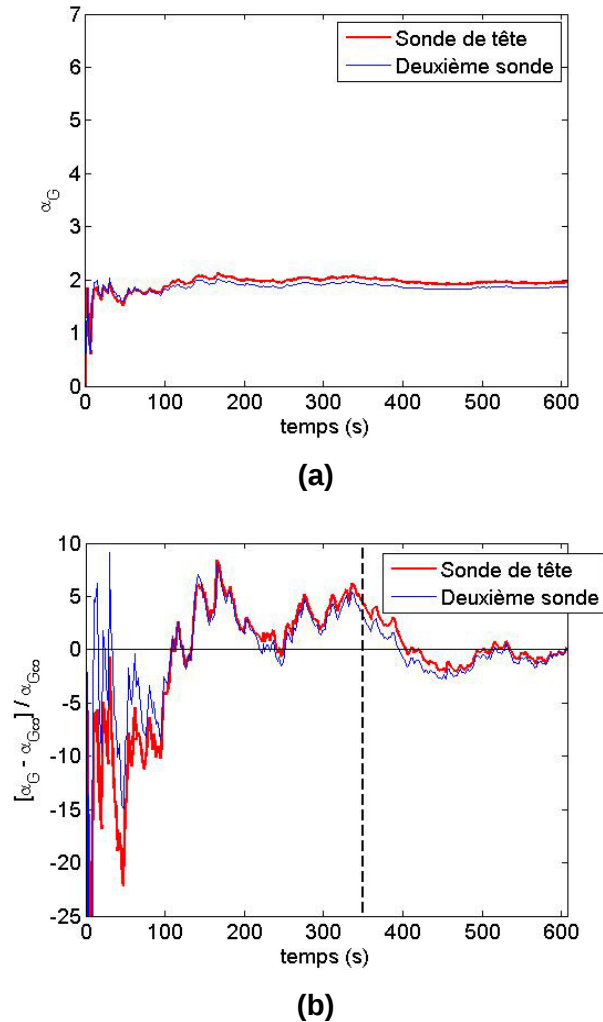
Une fréquence d'acquisition de  $f_a=5000\text{Hz}$  semble un bon compromis entre taille de fichier, et précision de la mesure, et sera utilisée pour la suite des mesures.

#### 4.2.5 Convergence du signal en rétention : détermination du temps d'acquisition $t_a$

La mesure par sonde optique peut être considérée comme fiable lorsque la grandeur d'intérêt moyennée sur le temps (par exemple la rétention) ne dépend plus du temps d'acquisition : on parle alors de convergence de la valeur en rétention. Une acquisition plus longue ne ferait qu'augmenter la taille des fichiers et le temps de traitement sans améliorer la qualité de la mesure. La Figure 83 ci-dessous présente l'effet du temps d'acquisition du signal sur la convergence de la valeur en rétention.

D'après la Figure 83(a), le signal en rétention représenté à titre d'exemple est acquis sur un temps de 607s. La valeur de la rétention ne varie quasiment plus avec le temps d'acquisition après une valeur de 350s. Cette valeur de  $t_a=350\text{s}$  est généralement commune à tous les signaux acquis au cours de l'étude, quelles que soient les conditions d'aération. Il est intéressant de considérer la rétention  $\alpha_{G\infty}$  normalisée par  $\alpha_{G\infty}$  (qui est dans l'exemple de la Figure 83, la valeur de rétention à un temps important de 607s) comme indiquée sur l'exemple Figure 83b pour montrer l'écart relatif. Ainsi, à  $t_a=350\text{s}$ , l'erreur sur la rétention gazeuse est inférieure à 4%.

On peut alors parler de convergence du signal en rétention après environ  $t_a=350$  secondes.

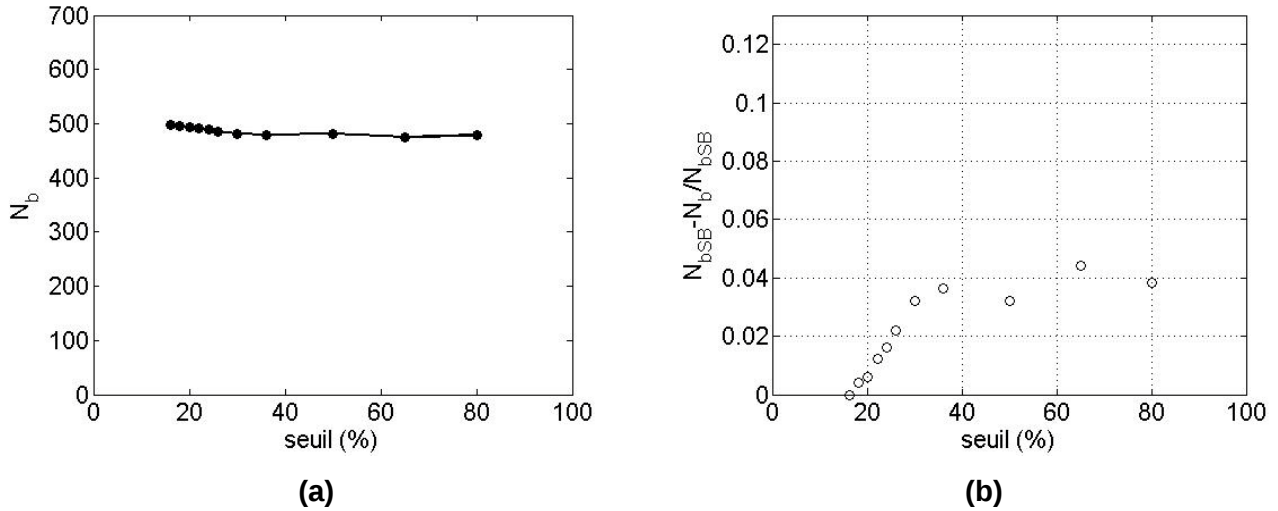


**Figure 5.** Exemple de convergence du signal en rétention en fonction de  $t_a$ . Aération TF SAD<sub>m</sub>=0,2Nm<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>.m<sup>-2</sup> x=21cm (a) signal en rétention en fonction du temps (b) signal normalisé par la rétention  $\alpha_{G\infty}$  à  $t_{a\infty}=607$ s.

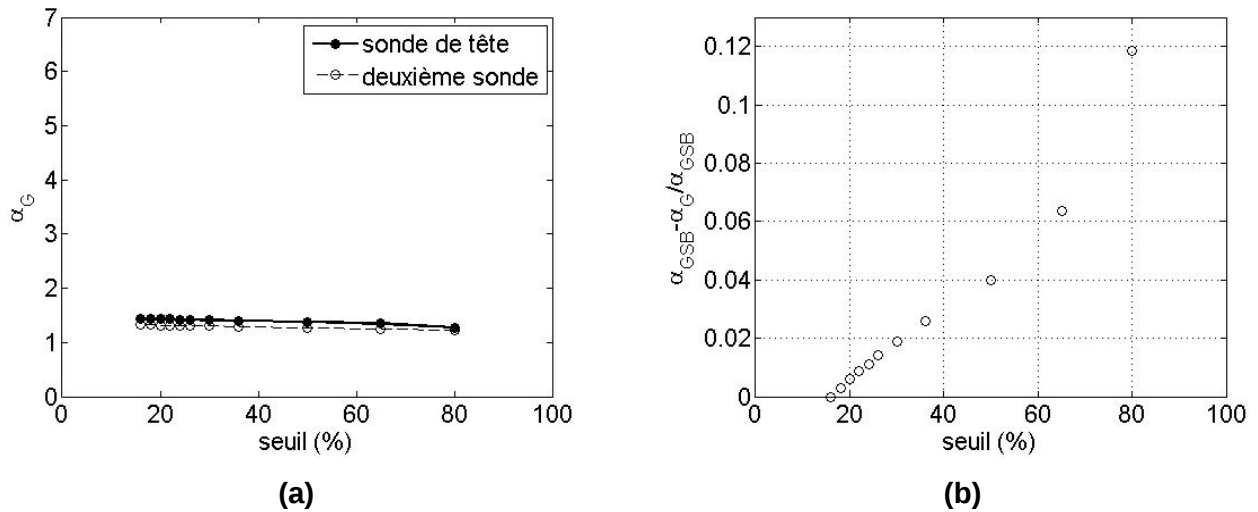
#### 4.2.6 Binarisation : influence du seuil sur la rétention

Dans notre étude, il est étudié l'influence de la valeur seuil sur le nombre de bulles détectées (Figure 84) et sur la rétention (Figure 85) pour un même signal brut mesuré. La gamme de seuil testée varie de 16 à 80% de l'amplitude du signal. Dans la littérature, la valeur seuil peut varier entre 5 à 80% de l'amplitude du signal (Chaumat et al. 2007). La valeur minimale de 16% de l'amplitude du signal brut est choisie de telle sorte que ce seuil soit juste au dessus du bruit du signal brut, c'est-à-dire au dessus des variations de voltage qui ne sont dues qu'à l'environnement

électrique de la bisonde. Le même seuil, pourcentage de l'amplitude du signal, est utilisé pour les deux signaux.



**Figure 6.** Influence de la valeur seuil de binarisation sur le nombre de bulles détectées (a) valeur absolue  $N_b$  (b) valeur relative du nombre de bulles détectées, normée par la valeur pour un seuil bas de 16%. [Aération TF-  $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ , position  $x=12\text{cm}$ ]



**Figure 7.** Influence de la valeur seuil de binarisation sur la rétention gazeuse (a) valeur absolue  $\alpha_G$  (b) valeur relative de rétention, normée par la rétention pour une valeur seuil bas de  $\%_{SB}=16\%$ . [Aération TF-  $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ , position  $x=12\text{cm}$ ]

En conclusion, la Figure 84 montre que le nombre de bulles varie peu suivant le seuil de binarisation choisi. Entre un seuil bas de  $\%_{SB}=16\%$  et un seuil de 80%, il y a seulement 4% d'écart relatif sur le nombre de bulles détectées. De même, la rétention moyenne  $\alpha_G$  exprimée Figure 85, varie peu suivant le seuil, avec seulement 4% d'écart relatif entre un seuil de 16% et un seuil de 50%. Même pour un seuil de 80%, l'écart sur la rétention ne serait que de 12% par rapport à la rétention  $\alpha_{GSB}$  pour

un seuil bas de 16% (cf. Figure 85b). Lors du traitement de notre signal, une vérification visuelle sur chaque signal est nécessaire, et un seuil de 16% est généralement choisi. Sur de rares signaux présentant des anomalies d'acquisition, le seuil a été choisi jusqu'à 50% de l'amplitude du signal brut, ce qui n'aura que très peu d'influence sur la rétention ou le nombre de bulles.

#### 4.2.7 Calcul de la vitesse des bulles

Le traitement des deux signaux pour calculer la vitesse des bulles a pour objectif d'associer des créneaux correspondant au passage de la même bulle sur les deux sondes. Cette association des créneaux est une phase délicate du traitement, qui peut être abordée par inter-corrélation, ou en étudiant les signaux binarisés. Quel que soit le mode de calcul de vitesse, il est supposé que les bulles ont une ascension verticale parallèle à  $d_{12}$ , qu'elles ne se déforment pas et qu'il n'y a pas de déviation de la bulle entre les deux pointes.

##### 4.2.7.1 Inter-corrélation des signaux

La fonction de corrélation croisée ou inter-corrélation  $R_{12}(\tau)$  est utilisée en traitement statistique. Dans notre étude, elle permet de caractériser statistiquement la corrélation ou décalage entre les deux signaux temporels binarisés.

Elle est définie selon :

$$R_{12}(\tau) = \int_{t=0}^{\infty} X_1(t)X_2(t + \tau)dt \quad \text{Équation 1}$$

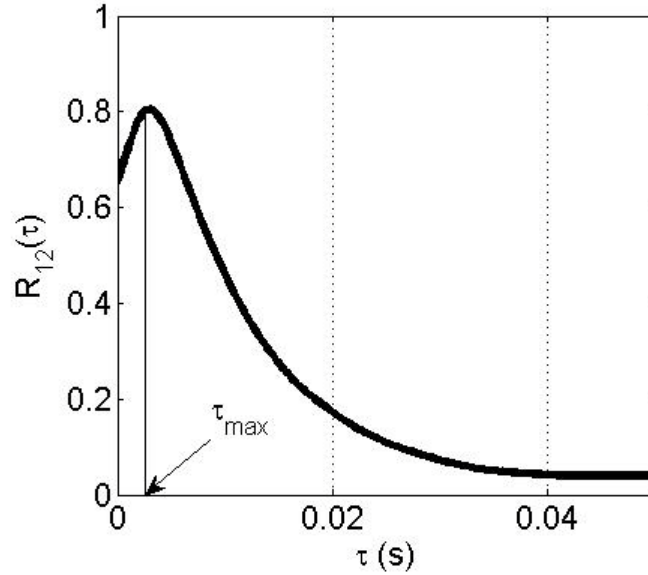
où  $X_1(t)$  et  $X_2(t)$  sont respectivement les signaux binarisés acquis par les sonde 1 (pointe amont) et 2 (pointe aval) et  $\tau$  un temps de décalage en s, aussi appelé temps de vol.

Un exemple de représentation de la fonction d'inter-corrélation entre deux signaux binarisés, en un point de mesure est donné Figure 86.

Dans le cas d'étude, les deux signaux binarisés de bisonde sont sensés être identiques, décalés d'un court temps statistiquement le plus probable  $\tau_{\max}$  ; la fonction d'inter-corrélation est alors nulle ou proche de zéro pour tous les temps (correspondant à pas ou peu de corrélation entre signaux) exceptés pour ce temps de décalage le plus probable  $\tau_{\max}$ , où la fonction montre un maximum.  $\tau_{\max}$  correspond donc au temps de vol des bulles le plus probable entre les deux

pointes ; à partir de cette valeur de temps, il s'en déduit la vitesse de bulles la plus probable ou vitesse inter-corrélée,  $V$ , définie comme :

$$V = \frac{d_{12}}{\tau_{\max}}. \quad \text{Équation 2}$$



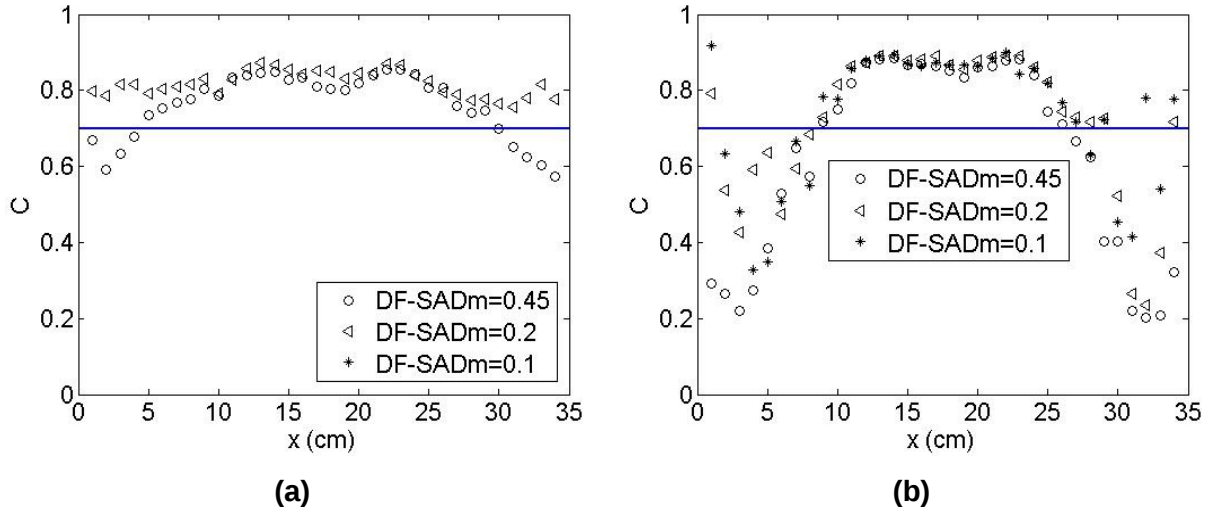
**Figure 8.** Fonction d'inter-corrélation normalisée - Aération TF  $SAD_m=0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ -  
 $x=18\text{cm}$

Il est fréquent d'exprimer la qualité de la corrélation croisée par le coefficient d'inter-corrélation,  $C$ , calculé selon :

$$C = \frac{\sum_t (X_1(t) - \bar{X}_1)(X_2(t + \tau_{\max}) - \bar{X}_2)}{\sum_t (X_1(t) - \bar{X}_1)^2 \sum_j (X_2(t + \tau_{\max}) - \bar{X}_2)^2} \quad \text{Équation 3}$$

avec  $\bar{X}_1$  et  $\bar{X}_2$  les moyennes temporelles des signaux acquis respectivement sur les sondes 1 et 2. Ce coefficient  $C$  traduit l'intensité de la liaison existant entre deux signaux : positive et parfaite pour  $C=1$ , non corrélation pour  $C=0$ , et enfin une fiabilité dans la corrélation des signaux et donc des vitesses pour  $0.7 < C < 1$  (Chaumat et al. 2007).

Le calcul des coefficients d'intercorrélation pour les différents types d'injection HF et TF montre une très bonne fiabilité de la mesure d'inter-corrélation ( $C > 0,7$  en vaste majorité comme le montre la Figure 87a). Pour ces valeurs de  $C$ , le débit n'a pas d'influence sur le degré d'intercorrélation des signaux.



**Figure 9.** Coefficient d'inter-corrélation pour deux exemples d'injection d'air (a) Aération TF 3 débits (b) Aération DF 3 débits

Certains cas d'aération montrent des coefficients d'intercorrélation de mauvaise qualité ( $C < 0,7$ ), comme pour l'aération Dans Faisceaux Figure 87b ; cela est principalement dû au faible nombre de bulles capté par la bisonde dans certaines zones de l'aération Dans Faisceaux. Une forte augmentation du temps d'acquisition et donc du nombre d'évènements détectés aurait permis dans ces rares cas d'atteindre une vitesse statistiquement mieux corrélée.

Les valeurs de vitesses correspondant à des coefficients d'intercorrélation inférieurs à 0,7 ne sont donc pas pertinentes d'un point de vue statistique. L'analyse des résultats en partie 4 ne les considèrera pas.

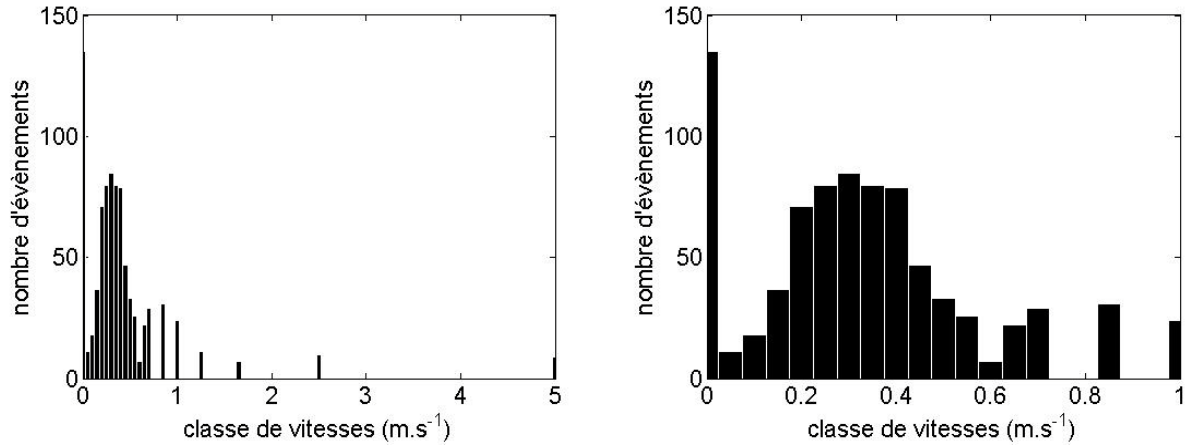
#### 4.2.7.2 Association des signaux binarisés

Il est également possible d'obtenir les vitesses de bulles par association des créneaux de sorte que : pour un créneau montant repéré à un temps  $t_1$ , sur la sonde de tête, il est recherché un front montant sur le signal de la deuxième sonde pour  $t > t_1$  et ainsi  $t_{12}$  est déterminé comme le décalage en temps entre les deux points, du au passage de la bulle (cf. Figure 81).

A chaque bulle percée par la bisonde correspond un temps de vol entre pointe  $t_{12}$  et une vitesse,  $V_{ai}$ , définie par l'Équation 32:

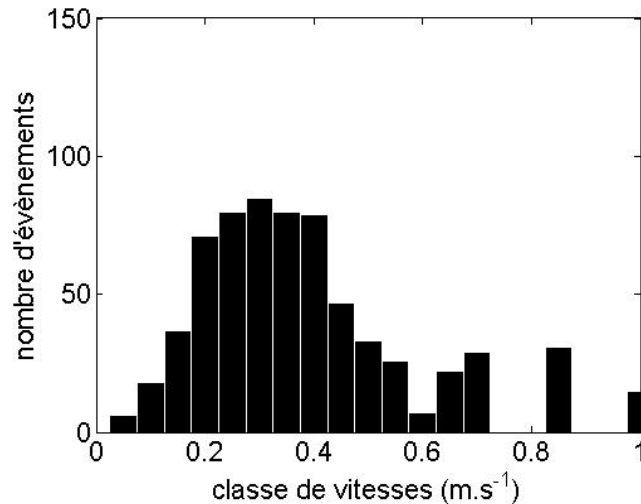
$$V_{ai} = \frac{d_{12}}{t_{12}} \quad \text{Équation 4}$$

La mesure en un point sur un nombre élevé de bulles amène des histogrammes de vitesses dont un exemple est présenté Figure 88.



**Figure 10.** Histogramme de vitesses de cordes sur une large classe de vitesses (gauche) et zoomé (droite)

Il apparaît des valeurs de vitesses de cordes nulles (correspondant à la classe 0 m/s) d'une part ou de valeurs très élevées d'autre part. Ces valeurs sont erronées et ne peuvent être prises en compte. Le premier cas ( $V_{ai}=0$  m/s) correspond au cas où une corde est percée par la sonde de tête puis est déviée et ne touche jamais la deuxième pointe, si bien que le temps  $t_{12}$  est considéré comme infini, d'où une vitesse tendant vers 0. Le deuxième cas correspond à des bulles qui arrivent de biais sur la bisonde, amenant à un temps de vol entre pointe très faible, donc à une vitesse très élevée. Dans chacun de ces deux cas extrêmes, il ne s'agit pas de valeur de vitesses avec un sens physique si bien que l'on peut borner le domaine de vitesse entre  $[V_{ai-min} ; V_{ai-max}]$  choisis arbitrairement dans notre cas tels que  $V_{ai-min}=0.05$  m/s et  $V_{ai-max}=1$  m/s. Il est physiquement très peu probable d'avoir des bulles de vitesses beaucoup plus grandes que 1 m/s. Dans la littérature, il est aussi courant de borner le domaine des vitesses lors de l'association des créneaux où le créneau montant sur la deuxième sonde est scanné pour un temps  $t$  compris entre  $[t+\alpha\tau_{max} ; t+\beta\tau_{max}]$ .  $\alpha$  et  $\beta$  sont deux paramètres de traitement à déterminer a posteriori, et qui impactent fortement sur le résultat (Chaumat et al. 2007). Ce dernier bornage n'est pas utilisé dans notre étude, c'est le bornage arbitraire sur les vitesses  $[V_{ai-min} ; V_{ai-max}]$  qui est utilisé, et présenté Figure 89.



**Figure 11.** Histogramme des vitesses de cordes - domaine borné entre  $V_{ai-min}=0,05$  m/s et  $V_{ai-max}=1$  m/s

Sur l'ensemble des vitesses de cordes en un point de mesure selon x, il est possible de calculer la vitesse moyenne arithmétique d'ascension des cordes,  $V_a$ , selon l'Équation 33 :

$$V_a = \frac{1}{Nb} \sum_{i=1}^{Nt} \frac{d_{12}}{t_{12}} \quad \text{Équation 5}$$

Selon que le domaine des vitesses a été borné ou non, on se réfèrera à des vitesses moyennes arithmétiques appelées respectivement  $V_{a \text{ borné}}$  ou  $V_{a \text{ non borné}}$ .

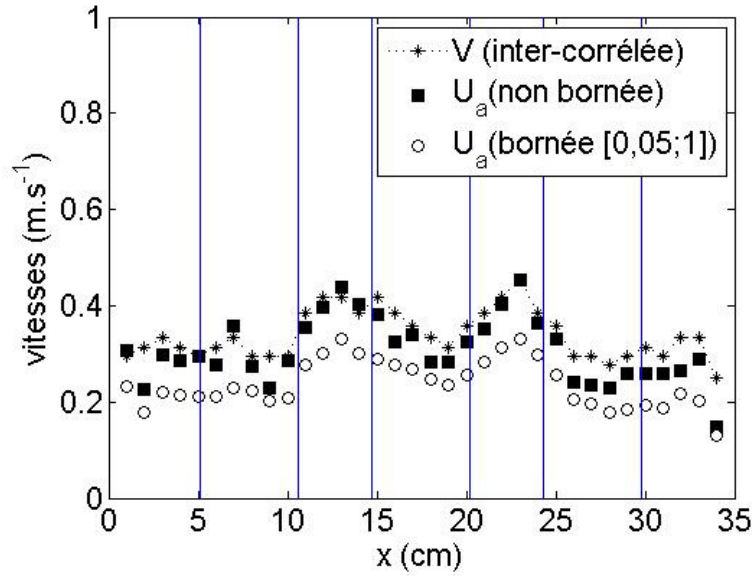
#### 4.2.7.3 Comparaison des valeurs de vitesse

Les différentes valeurs de vitesses moyennées ou intercorrélées obtenues pour l'aération grosses bulles sont comparées sur la Figure 90 ci-dessous.

Il apparait peu de différences entre la valeur de vitesse la plus probable  $V$  et la valeur moyennée  $V_a$ . En revanche, l'effet du bornage arbitraire, réalisé a priori est clairement identifié comme donnant des valeurs de vitesses plus faibles.

Par la suite, les profils de vitesses inter-corrélées sont présentés.

Par contre, les valeurs de séries statistiques de vitesses  $V_a$  seront utilisées car elles permettent d'obtenir des informations précieuses en terme de fluctuation de vitesse, et de distribution de vitesses de cordes.



**Figure 12.** Comparaison vitesses de cordes : vitesse inter-corrélée (étoile), vitesse arithmétique non bornée (carré noirs pleins), vitesse arithmétique sur domaine borné (ronds vides) - Aération grosses bulles TF SAD<sub>m</sub>=0,2 Nm<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>.m<sup>-2</sup>

#### 4.2.8 Fluctuation de vitesses de bulles

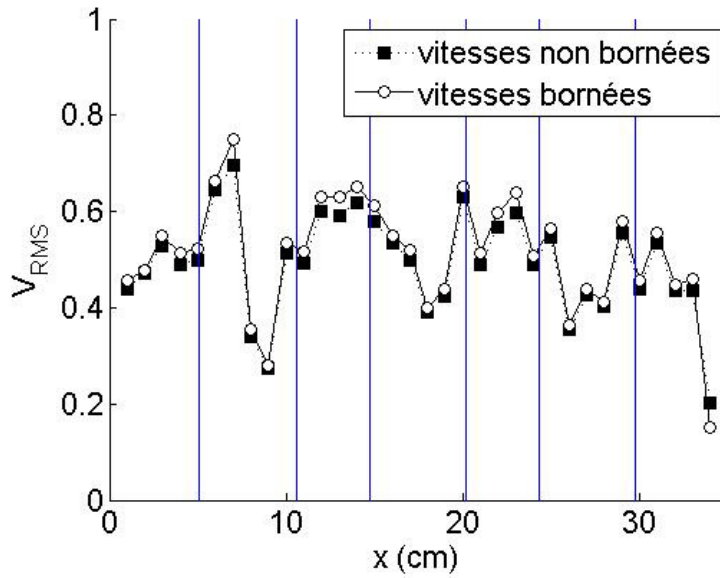
A partir des vitesses des cordes  $V_{ai}$ , et des vitesses moyennes arithmétiques  $V_a$ , il est possible de calculer les fluctuations de vitesse moyennes  $\overline{v'^2}$  selon :

$$\overline{v'^2} = \frac{1}{N_b} \sum_{i=1}^{N_b} (V_a - V_{ai})^2 \quad \text{Équation 6}$$

Il est plus fréquent de parler de vitesse rms pour 'root mean square',  $V_{RMS}$ , définie comme la racine carrée de ces fluctuations :

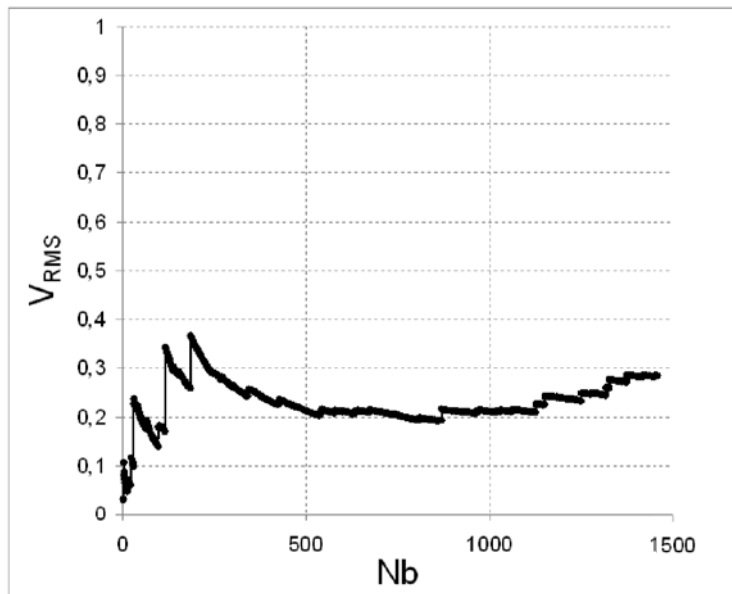
$$V_{RMS} = \sqrt{\overline{v'^2}} \quad \text{Équation 7}$$

Dans le calcul des fluctuations de vitesses Équation 34, les valeurs de  $N_b$ ,  $V_{ai}$  et  $V_a$  sont calculées dans le cas où il n'y a pas de bornage sur les vitesses. Cependant, il est également possible de calculer  $V_{RMS}$  à partir des valeurs de  $N_b$  borné,  $V_{ai}$  borné et  $V_a$  borné ayant subi un bornage des bulles ayant une vitesse comprise entre 0 et 1m.s<sup>-1</sup>. Il est présenté sur l'exemple de la Figure 91 un profil des vitesses  $V_{RMS}$ , calculées pour un cas de bornage de vitesse, et un cas sans bornage.



**Figure 13.** Influence du choix des vitesses dans le calcul de la vitesse RMS - Aération TF  
 $SAD_m = 0,2 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$

Il n'y a pas d'influence du bornage dans le calcul des vitesses de fluctuations  $V_{RMS}$ . L'exemple de la Figure 91 montre une forte variabilité des vitesses de fluctuation  $V_{RMS}$ . Il est donc important de vérifier la convergence de la valeur de  $V_{RMS}$  moyennée sur le temps. La Figure 92 montre sur un exemple, la variation de la valeur de vitesse de fluctuations  $V_{RMS}$  en fonction du nombre de bulles détectées par la bisonde.



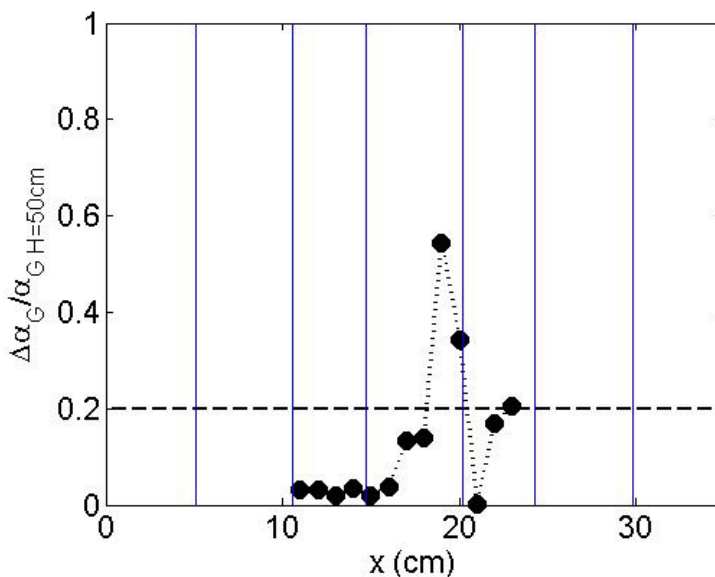
**Figure 14.** Convergence en fonction du nombre de bulles de la vitesse RMS. Exemple aération DF et  $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$  –  $x=14\text{cm}$  –  $V_a=0,50 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$

Sur cet exemple, il ressort que la convergence de  $V_{RMS}$  est plus longue à obtenir que la convergence sur la rétention  $\alpha_G$  par exemple, à cause de la définition même de  $V_{RMS}$  puisque  $\overline{v'^2}$  est un moment d'ordre 2. Cependant, les valeurs de  $V_{RMS}$  sont tout de même fiables en terme d'ordres de grandeur. Les profils de  $V_{RMS}$  seront exposés en partie 3.

### 4.3 Résultats préliminaires

#### 4.3.1 Impact de la hauteur de mesure

Autant il est important de considérer des valeurs convergées, autant il est intéressant de vérifier que le lieu de mesure selon l'axe z permet de retracer la réalité de l'écoulement dans toute la cuve. On ne peut parler de constance ou de régime permanent, car il est évident que le passage des grosses bulles n'est pas continu. Il est néanmoins possible de rechercher une prise de mesure en milieu établi et représentatif de ce qui se passe dans la cuve. Toutes les mesures qui seront présentées dans la suite de ce chapitre ont été réalisées à une hauteur de  $H=50\text{cm}$  (chapitre 2). Des mesures complémentaires ont été réalisées à  $H=150\text{cm}$ . La Figure 93 représente la différence normée entre les rétentions mesurées à  $H=50\text{cm}$  et à  $H=150\text{cm}$  suivant la position dans la cuve.



**Figure 15.** Différence normée des retentions de gaz, sur un exemple d'aération DF –  $SAD_m=0,2Nm^3.h^{-1}.m^{-2}$  – pour 2 différents lieux de mesure. Ne sont représentés que les points où il y a passage de bulles.

De façon globale, mis à part une différence sur deux points sur l'exemple choisi ( $x=19cm$  et  $x=20cm$ ), la différence entre les rétentions aux deux hauteurs est de moins de 20% ce qui est acceptable. Sur ces deux points en particulier, il a pu apparaître un chemin préférentiel après  $H=50cm$ , ce qui a augmenté la rétention mesurée à  $H=150cm$ . On peut néanmoins dire que l'air est présent à  $H=150cm$  dans la continuité du taux de présence à  $H=50cm$ . L'écoulement est donc établi dès  $H=50cm$  après l'injection.

#### 4.3.2 Effet de la perméation

L'effet de la perméation sur les caractéristiques hydrodynamiques de la phase gaz est testé pour une position de sonde dans le faisceau central. Ainsi, les mesures sont effectuées d'une part pour un simple écoulement de grosses bulles, et d'autre part, pour un écoulement du même type de bulle, au même débit, pour la même position d'injection, avec une perméation de respectivement  $10 L.h^{-1}.m^{-2}$  et  $20 L.h^{-1}.m^{-2}$  sur deux essais. La position de la sonde selon l'axe  $x$  (au milieu du faisceau central) est choisie de telle sorte que la distance entre la sonde et les fibres est d'environ 1 cm. Le Tableau 20 ci-dessous résume les valeurs de rétention, vitesse arithmétique et nombre de bulles, mesurés pour les deux flux de filtration testés, et la condition sans perméation ( $J=0 L.h^{-1}.m^{-2}$ ).

**Tableau 2.** Influence de la perméation sur les mesures de rétention, vitesse et nombre de bulles. Position de sonde  $x=12cm$  dans la cuve. 2 flux de perméat testés indépendamment. Le nombre de bulles correspond au nombre de fronts montants de créneaux détectés par la sonde de tête.

|                                   | $J=0 L.h^{-1}.m^{-2}$ | $J=10 L.h^{-1}.m^{-2}$ | $J=20 L.h^{-1}.m^{-2}$ |
|-----------------------------------|-----------------------|------------------------|------------------------|
| <b>Rétention sonde tête (%)</b>   | 1.25                  | 1.25                   | 1.31                   |
| <b>Vitesse arithmétique (m/s)</b> | 0.28                  | 0.27                   | 0.28                   |
| <b>Nombre de bulles détectées</b> | 408                   | 410                    | 405                    |

Le Tableau 20 montre qu'il n'y a pas d'effet notable de la perméation, ni sur la rétention, ni sur la vitesse moyenne ou le nombre de bulles détectées. La perméation

n'a pas d'influence sur une possible rupture de bulle, et plus généralement, la perméation n'a pas d'impact sur les mesures de la phase gaz. Les mesures de sonde optique qui sont présentées à la partie suivante sont ainsi réalisées sans perméation simultanée.

### **4.3.3 Conclusions**

Un grand soin a été dédié à la qualification de la mesure en matière d'acquisition, ce qui a mené à la validation de la fréquence et du temps d'acquisition. En matière de traitement du signal, il a été démontré la convergence du signal en rétention  $\alpha_G$ , et il y a une bonne fiabilité dans les valeurs de vitesses de bulles  $V$  obtenues par intercorrélation des signaux. Les fluctuations de vitesses de bulle  $V_{RMS}$  sont elles aussi fiables et apportent une idée de l'agitation des bulles. Des résultats préliminaires ont permis de déterminer que la perméation n'a pas d'influence sur les caractéristiques hydrodynamiques de la phase gaz. D'autre part, la hauteur de mesure choisie retransmet bien les phénomènes hydrodynamiques d'un écoulement établi.

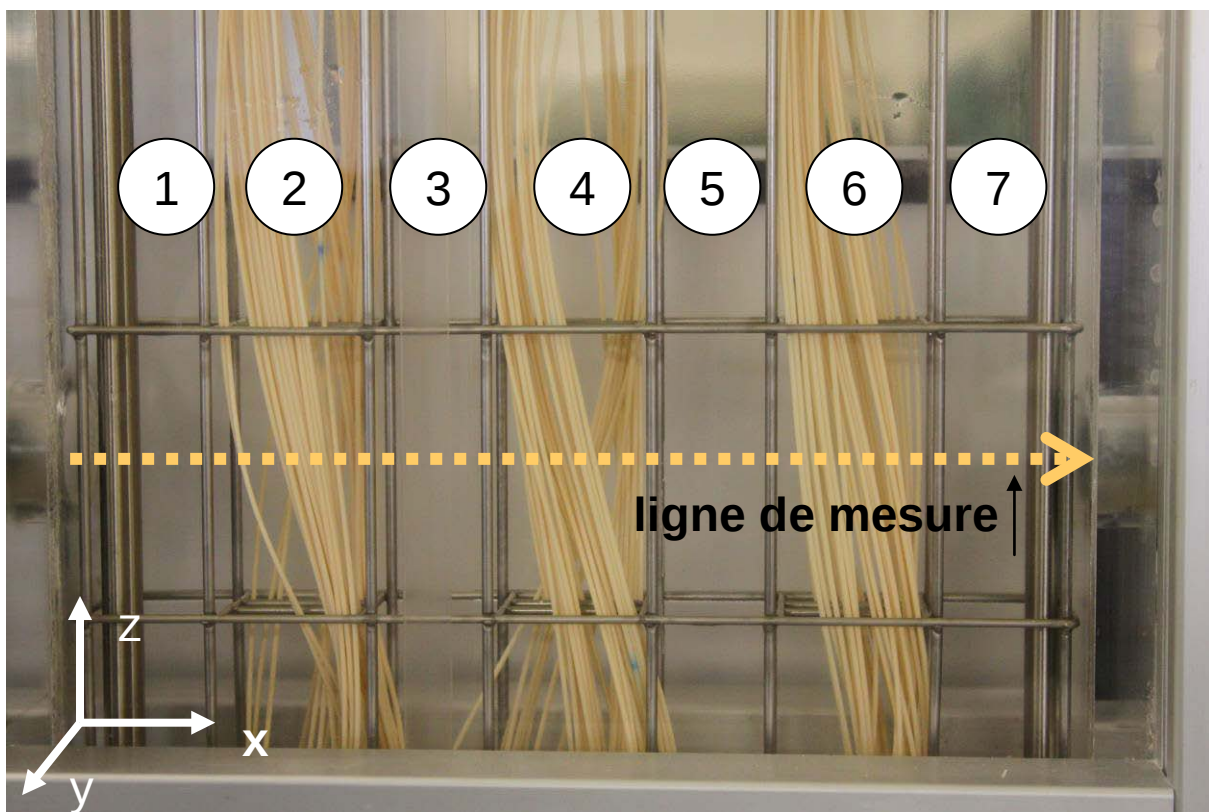
Les résultats bruts vont donc constituer une base de données complète, de grande fiabilité, qui est maintenant présentée partie 4, en fonction des paramètres d'aération comme les trois positions d'injection de l'air, avec dans chaque configuration les profils locaux pour trois demandes spécifiques d'aération croissantes.

#### 4.4 Base de données des résultats bruts

##### 4.4.1 Introduction - paramètres d'étude – et débit d'aération

La cuve comporte 6 faisceaux de membranes, répartis en deux rideaux parallèles. La largeur de la cuve est divisée en 7 zones mises en évidence Figure 94 :

- les zones 2, 4, et 6 sont des zones de 5,5 cm de large, et contenant les faisceaux de fibres. La largeur de 5,5 cm correspond à la largeur de la grille inox support des membranes.
- Les zones 1, 3, 5 et 7 sont des zones de passages de liquide et de gaz, sans obstacles, de 5 cm de large.



**Figure 16.** Lieu de mesure de la bisonde optique selon x, à H=50cm au dessus de l'injection

Dans cette partie est représentée la base de données complète des mesures effectuées, en terme de rétention locale,  $\alpha_G$ , de vitesse inter-corrélée,  $V$ , de vitesse de fluctuation  $V_{RMS}$ . Les valeurs de  $V$  et  $V_{RMS}$  concernent des vitesses de bulles, elles n'ont donc de sens physique que dans les zones de présence de gaz ; ainsi pour les valeurs de  $V$  et  $V_{RMS}$ , sont aussi associées le produit avec la rétention  $\alpha_G$  : ainsi  $\alpha_G V$  représente le flux de gaz, et  $\alpha_G V_{RMS}$  exprime l'agitation des bulles.

Les profils locaux sont présentés par la suite selon les paramètres d'études suivants:

- Le débit d'aération : 3 demandes d'aération spécifiques :  $SAD_m=0,1 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ ,  $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$  et  $SAD_m=0,45 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$
- le lieu d'aération : Dans les Faisceaux (DF), Hors des Faisceaux (HF) ou aération complète (TF)

Pour chaque figure de résultats, les traits verticaux symboliseront les zones de fibres. Pour chaque lieu d'aération, il est présenté une visualisation de l'écoulement gazeux, en fonction du débit.

Pour un même lieu d'aération, pour un débit  $Q_G$  ou une demande spécifique d'aération  $SAD_m$  fixés, il est injecté la même quantité globale de gaz dans la cuve. Au niveau de la mesure par bisonde optique, plusieurs paramètres sont calculés à partir des valeurs de rétention et de vitesse. Ainsi, la rétention moyenne sur la largeur de la cuve est définie par :

$$\langle \alpha_G \rangle = \frac{1}{N_x} \sum \alpha_G \quad \text{Équation 8}$$

Avec  $N_x=34$  le nombre de points de mesures de la sonde.

On définit également un débit de gaz suivant z ramené à deux dimensions par unité de profondeur suivant y,  $Q_{G2D\text{mesuré}}$ . Ce dernier se déduit de l'intégrale sous la courbe du flux de gaz  $\alpha_G V$  selon la relation :

$$Q_{G2D\text{mesuré}} = \int_1^L \alpha_G V dL \quad \text{Équation 9}$$

et comme les points sont mesurés à intervalles réguliers constants  $\Delta L = 1\text{cm}$ , il vient :

$$Q_{G2D\text{mesuré}} = \sum_{i=1}^L (\alpha_G V)_i \Delta L \quad \text{Équation 10}$$

Il est intéressant de calculer un débit de gaz 2D « local », c'est-à-dire mesuré sur une zone de largeur de colonne réduite, comprise entre les points  $x_1$  et  $x_2$ . Ainsi, on définit  $Q_{G2D\text{mesuré}}(x_1; x_2)$  tel que :

$$Q_{G2D\text{mesuré}}(x_1; x_2) = \sum_{i=x_1}^{x_2} (\alpha_G V)_i \Delta L \quad \text{Équation 11}$$

Les bornes  $[x_1; x_2]$  de délimitation des zones locales seront choisies de façon pertinentes, au regard des profils locaux de rétention.

#### 4.4.2 Injection grosses bulles sous les faisceaux de fibres (DF)

##### 4.4.2.1 Visualisation de l'écoulement gazeux grosses bulles dans faisceaux

La Figure 95 ci-dessous présente deux clichés de l'écoulement grosses bulles pour une aération Dans Faisceaux, en fonction du débit.



(a)  $SAD_m=0,1 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$



(b)  $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$



(c)  $SAD_m=0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$

**Figure 17.** Visualisation écoulement Dans Faisceaux pour 3 débits d'air. Vitesse d'obturation 1/4000s.

Les clichés montrent qualitativement une hétérogénéité dans la taille des bulles : on rencontre des grosses bulles déstructurées (sans forme sphérique) de 2 à 3 cm

d'ordre de grandeur, ainsi que des plus petites bulles ellipsoïdales, dont le diamètre est autour de 5 mm. Le signal de bisonde peut être traité pour calculer la taille des bulles, via le paramètre de cordes de bulles. Néanmoins, ce traitement nécessite une hypothèse sur le lien entre corde et diamètre de bulles, qui se limite au cas d'une population monodisperse de fines bulles sphériques ou ellipsoïdales. Dans notre cas, avec une population de bulles bien plus complexe, un traitement sur les cordes de bulles a été essayé mais n'a pu donner de résultats pertinents.

Sur la Figure 95, le lieu d'ascension des bulles est également très hétérogène, avec des zones peu aérées sur les côtés de la cuve et des zones plus aérées au centre. Le gaz passe entre et dans les faisceaux et se concentre au centre de la cuve. L'augmentation du débit de gaz pour cette position d'aération amène une augmentation du nombre de bulles.

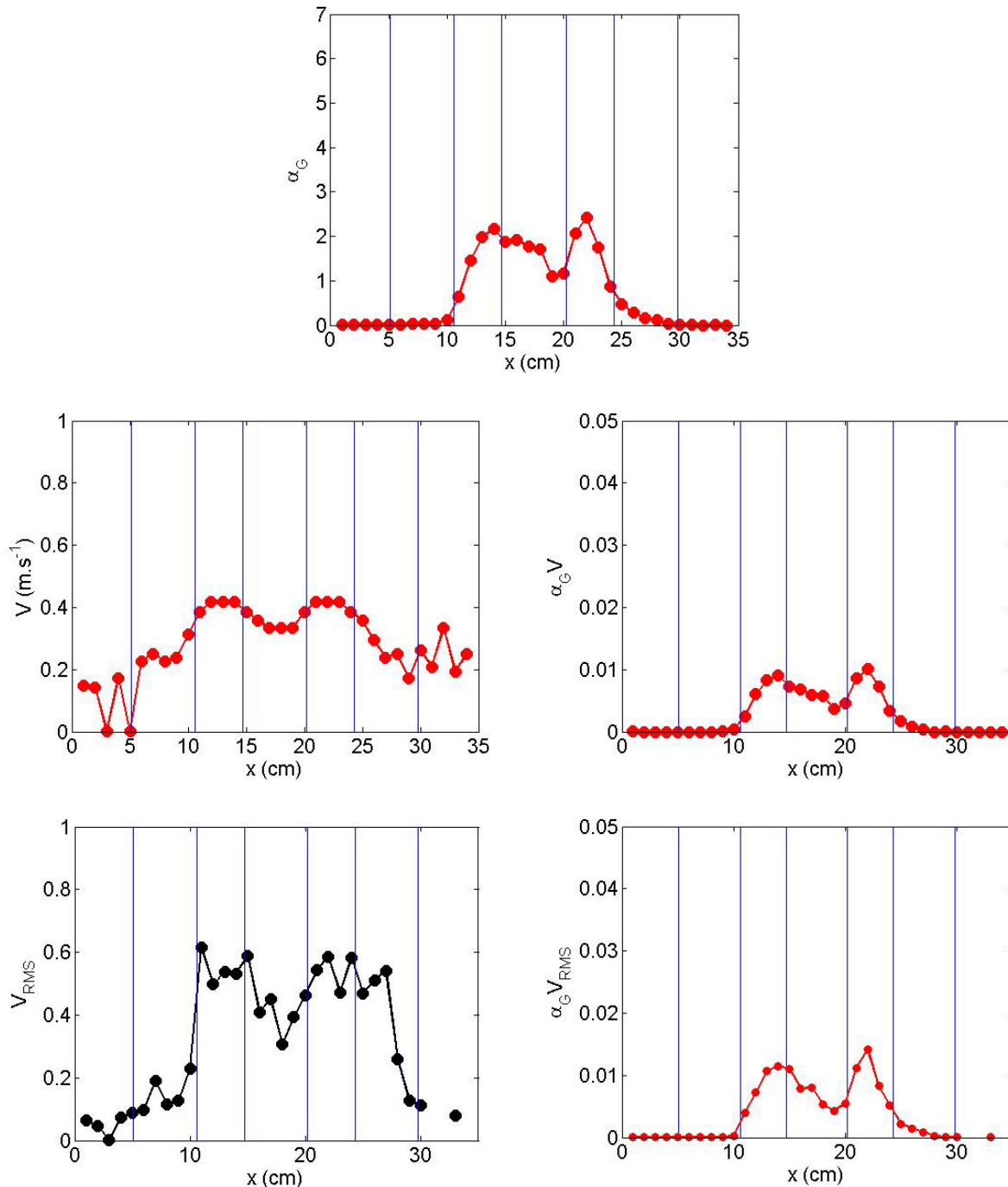
#### 4.4.2.2 Aération faible : $SAD_m=0,1 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$

Lorsque l'air est injecté en trois points, sous les faisceaux de fibres (aération DF), les profils de rétention  $\alpha_G$ , vitesse  $V$  et vitesse fluctuante  $V_{RMS}$ , obtenus à faible aération sont tracés Figure 96. Les grandeurs  $V$  et  $V_{RMS}$  sont également représentées par leur produit respectif avec  $\alpha_G$ .

Le profil de rétention (mesuré à 50 cm de l'injection) est quasi symétrique, avec très peu de bulles sur les cotés de la cuve (de 0 à 10 cm et de 25 cm à 35 cm), et un pic de rétention égal à environ de 2% entre 11 et 25 cm, alors que la rétention moyenne est de  $\langle \alpha_G \rangle = 0,7 \%$ . La diminution de  $\alpha_G$  pour  $x=19$  cm peut s'expliquer par la répartition des fibres plus serrée à cet endroit, et à une faible dispersion des grosses bulles qui ne peuvent alors pas accéder facilement à cet espace confiné.

Les fortes différences de rétention engendrent des différences de poids de colonne entre les zones aérées et celles non aérées. Un écart de 1% dans la rétention gazeuse entre ces zones est équivalent à une différence de poids de colonne d'environ 170 Pa. Ces différences de pression sont à l'origine d'un courant liquide ascendant dans les zones aérées (zones 3,4 et 5 réunies sous le nom de « riser »).

Ce courant ascendant est couplé à un courant de circulation descendant dans les zones non aérées (zones 1, 2, 6 et 7 réunies sous le nom de « downcomer »). Cet écoulement naturel, sans convection forcée de liquide est un phénomène d'airlift largement décrit dans la littérature. Ce courant airlift s'établit très rapidement après l'injection de gaz en trois points.



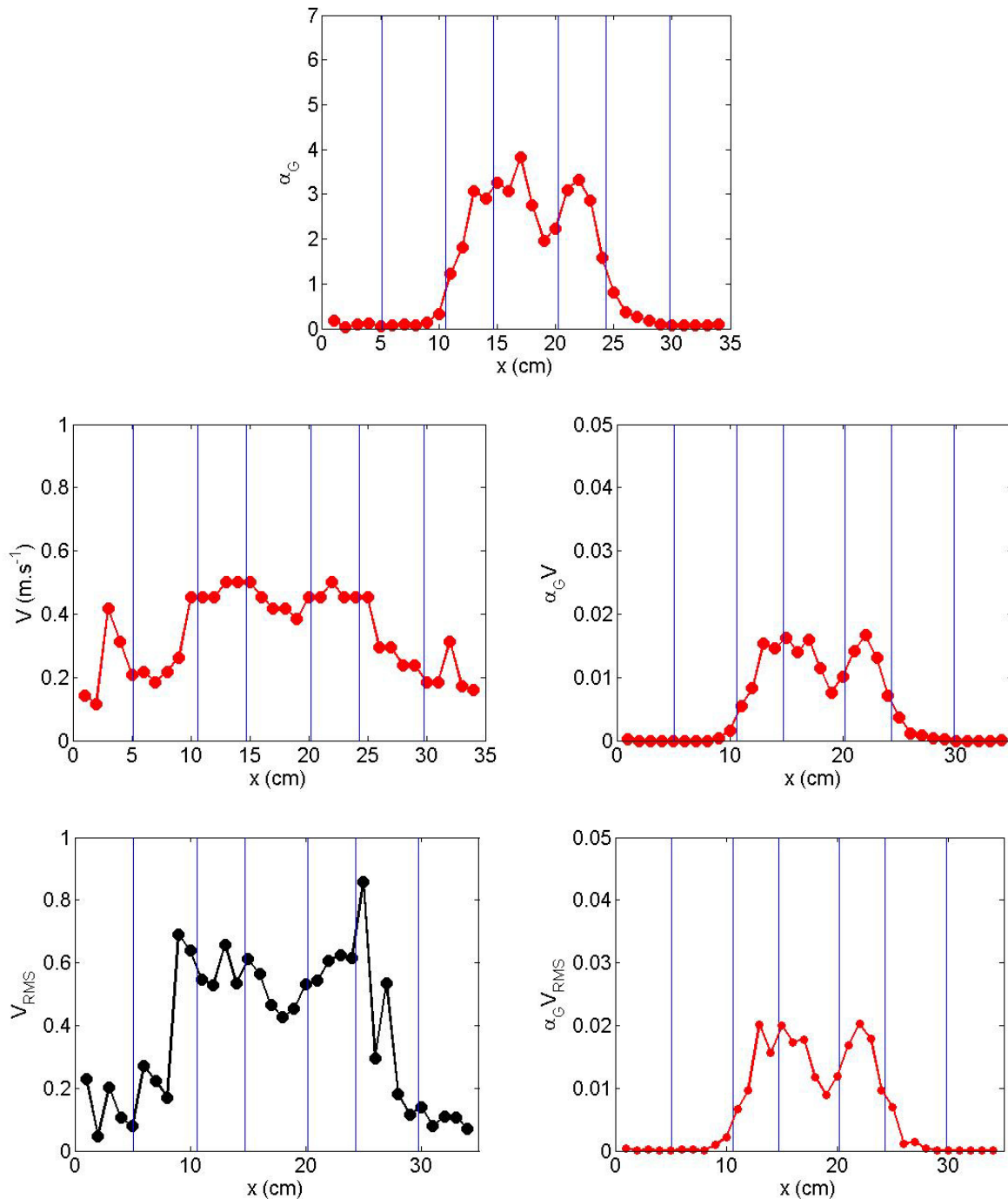
**Figure 18.** Résultats de profils pour  $SAD_m=0,1 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$  - Aération Dans Faisceaux

Le riser est la partie centrale de cuve, bornée de 10 cm à 26 cm, représentant une surface projetée de  $Ar=0,0096 \text{ m}^2$  soit 46 % de la surface projetée totale  $S_{\text{cuve}}$ .

Les profils de vitesses montrent une vitesse au centre de la cuve quasi constante autour de  $0,40 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ . Notons que les valeurs de vitesses de bords de cuve ne sont pas statistiquement fiables, le coefficient d'intercorrélation  $C$  est inférieur à 0,7 dans ces régions où très peu de bulles sont percées par la bisonde. Les vitesses de

fluctuation de bulles sont de l'ordre de  $0,5 \text{ m.s}^{-1}$  dans la région centrale. Le profil du produit vitesse rms et rétention est très similaire à celui du flux de gaz soulignant ainsi que l'agitation des bulles est forte aux endroits de forte densité de bulles, et que les fluctuations de vitesses sont de l'ordre de la vitesse moyenne  $V$ . Le débit de gaz ramené à deux dimensions  $Q_{G \text{ 2Dmesuré}}$  égale  $9,30.10^{-4} \text{ m}^2.\text{s}^{-1}$  soit  $Q_{G \text{ 2Dmesuré}} = 3,35 \text{ m}^2.\text{h}^{-1}$ . Il correspond à la somme de trois débits locaux : d'une part le débit de gaz local 2D dans la zone du riser délimitée par  $x_1=11 \text{ cm}$  et  $x_2=25 \text{ cm}$ ,  $Q_{G \text{ 2Dmesuré}}(11;25) = 3,27 \text{ m}^2.\text{h}^{-1}$ , et d'autre part les débits de gaz locaux dans les zones de downcomer, qui sont très faibles avec  $Q_{G \text{ 2Dmesuré}}(1;10)=0,02 \text{ m}^2.\text{h}^{-1}$  pour le downcomer de gauche et  $Q_{G \text{ 2Dmesuré}}(26;34)=0,06 \text{ m}^2.\text{h}^{-1}$  pour le downcomer de la partie droite de la cuve. Ces valeurs très faibles montrent que la zone du riser concentre 98% de la quantité de gaz mesuré dans la cuve.

#### 4.4.2.3 Aération moyenne : $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$



**Figure 19.** Résultats de profils pour  $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  - Aération Dans Faisceaux

Les résultats à un débit d'aération moyen montrent les mêmes tendances sur les profils, qu'à  $SAD_m$  inférieur. Les zones de riser et de downcomer de l'airlift sont identiques ; la zone du riser est logiquement le siège d'une augmentation de la rétention locale, et la rétention moyenne augmente de 66% avec  $\langle \alpha_G \rangle = 1,2\%$  lorsque

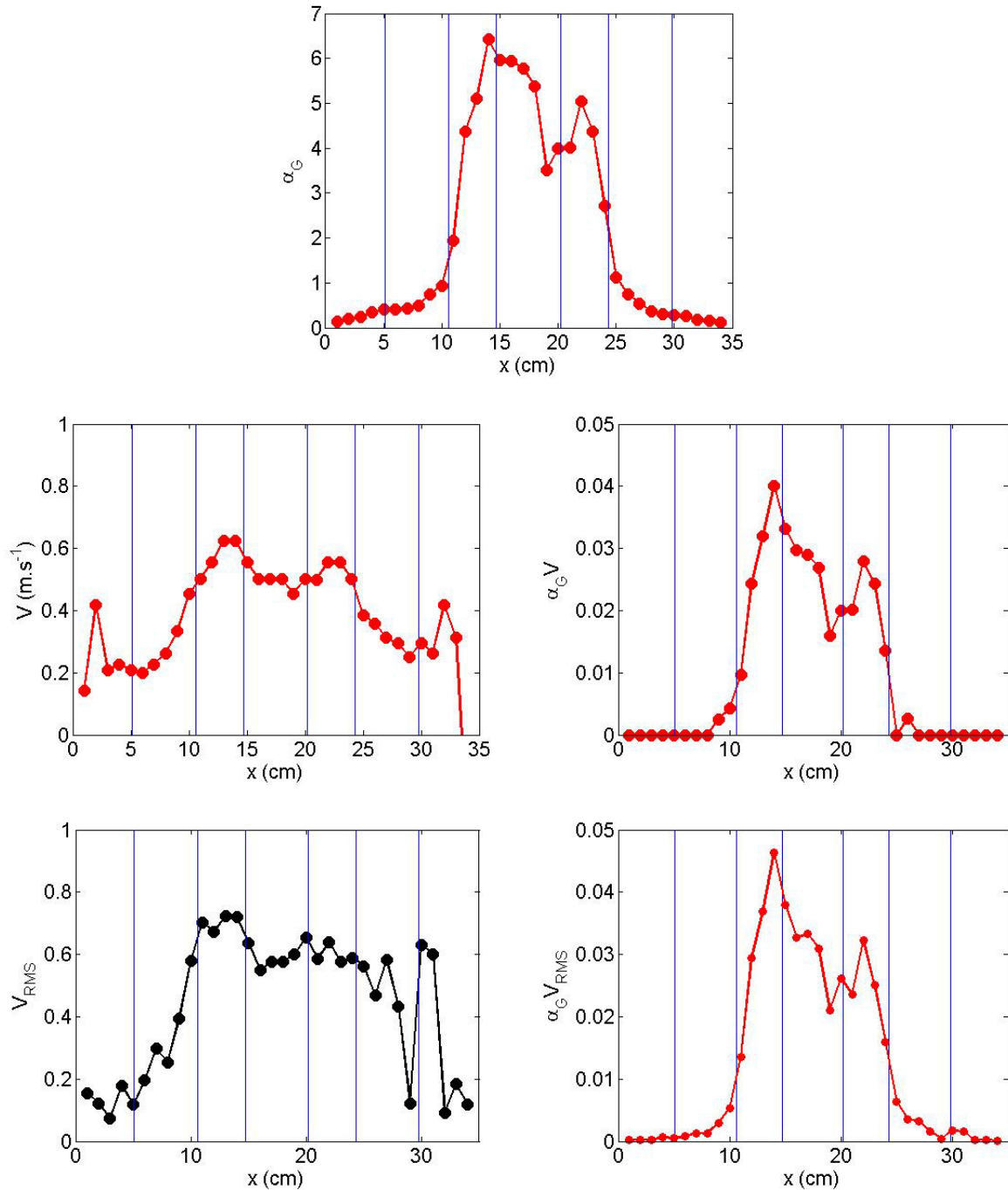
que le  $SAD_m$  est multiplié par 2. Les vitesses des bulles en région centrale augmentent également pour atteindre une valeur quasi constante autour de  $V=0,50 \text{ m.s}^{-1}$ .

Le phénomène d'airlift est amplifié lorsque la demande spécifique d'aération  $SAD_m$  est multipliée par 2. La preuve est donnée par l'augmentation des débits locaux concernant respectivement le riser et les zones de downcomer avec  $Q_{G \text{ 2Dmesuré}}(\text{riser}) = 6,25 \text{ m}^2.\text{h}^{-1}$  d'une part (92% d'augmentation), et d'autre part  $Q_{G \text{ 2Dmesuré}}(\text{downcomer\_droite}) = Q_{G \text{ 2Dmesuré}}(\text{downcomer\_gauche}) = 0,12 \text{ m}^2.\text{h}^{-1}$ . Le débit 2D de gaz total est de  $6,50 \text{ m}^2.\text{h}^{-1}$ , c'est-à-dire logiquement le double du débit de gaz 2D mesuré pour  $SAD_m = 0,1 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ . La zone du riser concentre 96% de la quantité de gaz mesuré dans la cuve.

#### 4.4.2.4 Aération forte : $SAD_m = 0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$

La Figure 98 présente les profils de résultats pour une augmentation du débit à  $SAD_m = 0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ . Comme le présentait les clichés de la Figure 95, lorsque l'aération est forte dans cette configuration, les bulles sont encore plus nombreuses, ce qui se traduit par une élévation de la rétention moyenne qui atteint  $\langle \alpha_G \rangle = 2,1\%$  et par valeurs locales plus grandes ; on retrouve notamment un pic de rétention à 6% dans la zone de riser. Les profils de vitesse montre une élévation des vitesses de bulles vers une valeur au centre autour de  $V = 0,55 \text{ m.s}^{-1}$ . Le profil de fluctuation de vitesses  $V_{RMS}$  est très proche de celui des vitesses moyennes  $V$ , les fluctuations de vitesses étant les plus importantes en zone de forte densité de bulles; l'agitation des bulles semble de même valeur que la valeur moyenne de vitesse.

Le phénomène d'airlift prend encore plus d'ampleur alors que le  $SAD_m$  est multiplié par 2,25 ; le débit de gaz 2D total est multiplié par 2 ; localement le riser montre un débit local 2D  $Q_{G \text{ 2Dmesuré}}(\text{riser}) = 12,62 \text{ m}^2.\text{h}^{-1}$  (132% d'augmentation), et les downcomers, soumis à légèrement plus de bulles que pour les  $SAD_m$  inférieurs, arborent  $Q_{G \text{ 2Dmesuré}}(\text{downcomer\_droite}) = 0,31 \text{ m}^2.\text{h}^{-1}$  et  $Q_{G \text{ 2Dmesuré}}(\text{downcomer\_gauche}) = 0,47 \text{ m}^2.\text{h}^{-1}$ . La zone du riser concentre 94% de la quantité de gaz mesuré dans la cuve.



**Figure 20.** Résultats de profils pour  $SAD_m=0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  - Aération Dans Faisceaux

#### 4.4.3 Injection grosses bulles entre les faisceaux de fibres (HF)

##### 4.4.3.1 Visualisation de l'écoulement

La Figure 99 ci-dessous montre l'écoulement hors des faisceaux de fibres (HF), selon trois débits d'aération. Les calottes semblent plus nombreuses qu'en

écoulement DF, et surtout cantonnées entre les faisceaux de fibres. Il s'agit du même type de bulles que l'écoulement Dans Faisceaux.



(a)  $SAD_m=0,1 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$



(b)  $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$

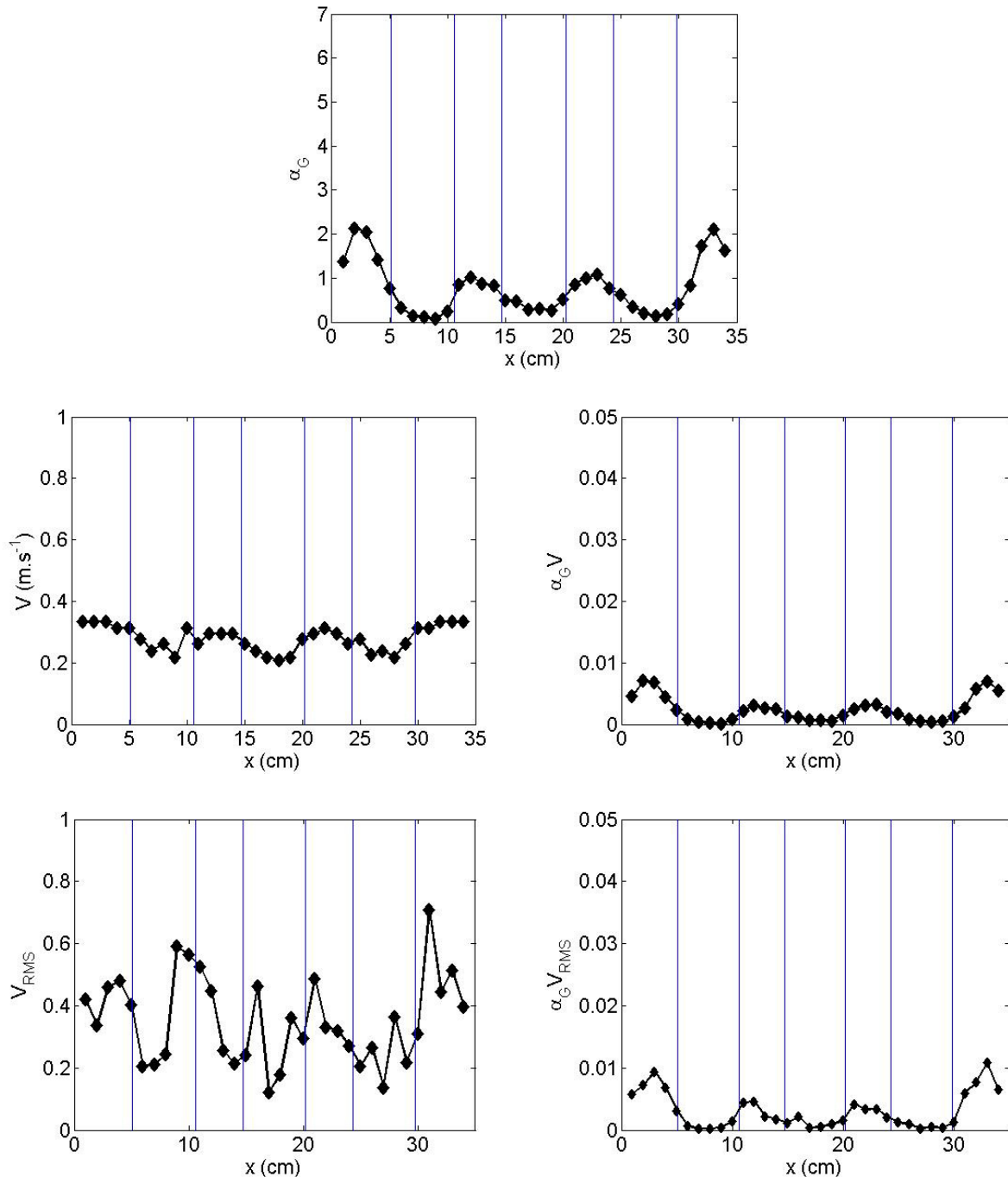


(c)  $SAD_m=0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$

**Figure 21.** Visualisation écoulement Hors Faisceaux pour 3 débits d'air. Vitesse d'obturation 1/4000s .

#### 4.4.3.2 Aération faible : $SAD_m=0,1 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$

Dans le cas d'une injection entre les faisceaux de fibres, les différents profils de rétention, vitesses et vitesse RMS sont présentés Figure 100 avec le flux de gaz  $\alpha_G V$  et  $\alpha_G V_{RMS}$ .



**Figure 22.** Résultats de profils pour  $SAD_m=0,1 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  - Aération Hors Faisceaux

Il se forme quatre colonnes aérées, à la verticale de l'injection hors des faisceaux ; la faible pénétration des grosses bulles, de l'ordre de 2 à 3 cm, dans les faisceaux se traduit par une rétention quasi nulle dans les zones 2, 4 et 6. Les zones 1 et 7 des bords de cuve sont plus aérées que les zones du centre 3 et 5 ( $\alpha_G=2\%$  contre  $1\%$ ). La rétention moyenne sur la largeur est de  $\alpha_G=0,8 \%$ . Le profil de rétention est symétrique par rapport à l'axe central de la cuve (milieu de zone 4). Les vitesses des bulles peuvent être considérées comme constantes autour d'une valeur de  $0,25 \text{ m.s}^{-1}$

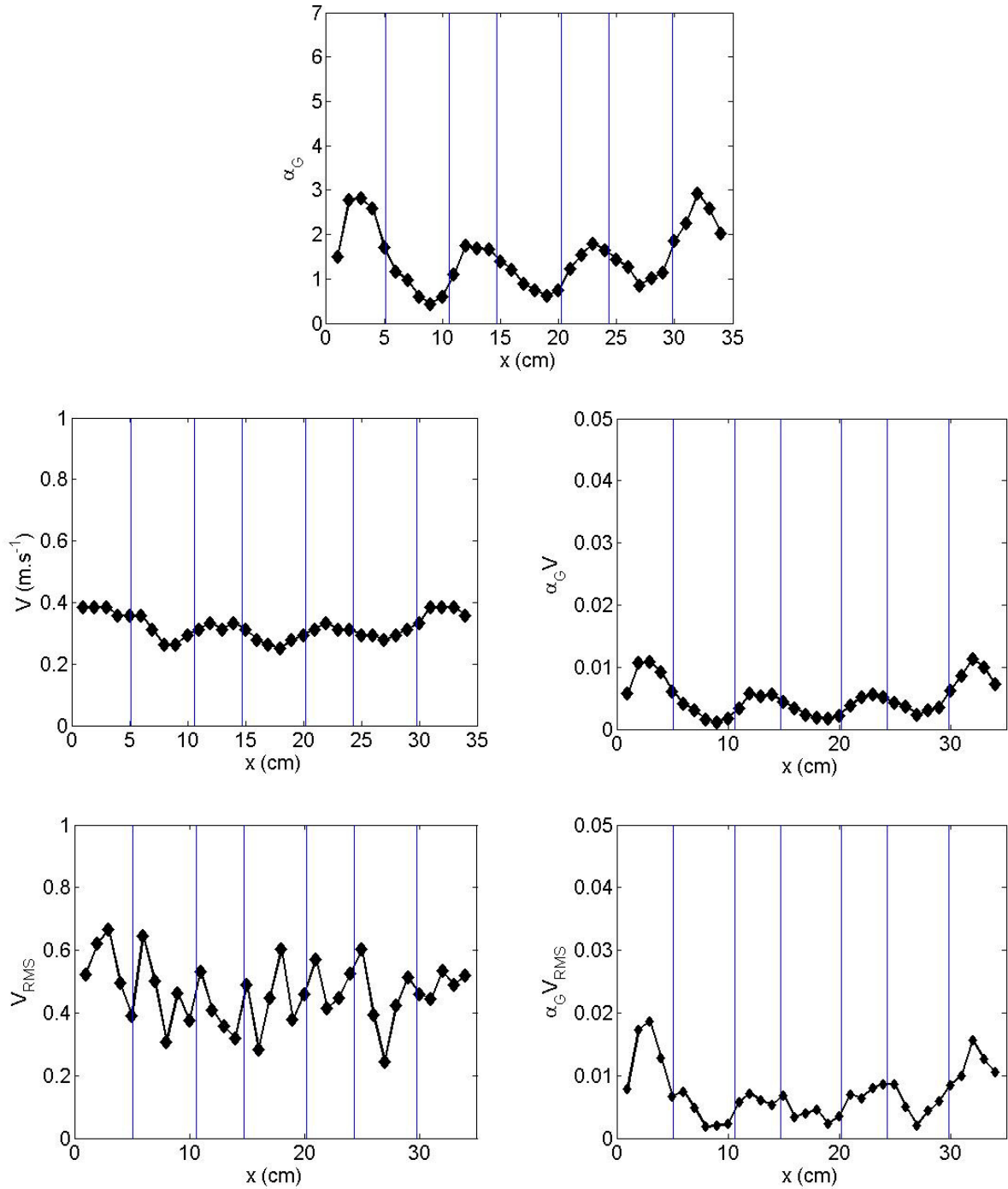
pour ce débit. En ce qui concerne les débits locaux de gaz, les zones 1 et 7 montrent des débits locaux 2D  $Q_{G2Dmesuré}(zone\ 1) = Q_{G2Dmesuré}(zone\ 7) = 0,85\ m^2.h^{-1}$  qui sont environ 2 fois plus aérées que les zones 3 et 5 qui en moyenne ont un débit local de  $Q_{G2Dmesuré}(zones\ 3\ et\ 5) = 0,38\ m^2.h^{-1}$ . Les zones 2, 4 et 6 sont très peu aérées avec  $Q_{G2Dmesuré}(zones\ 2,4\ et\ 6) = 0,14\ m^2.h^{-1}$ .

Le profil de flux de gaz  $\alpha_G V$  traduit bien la non-aération des zones avec faisceaux de fibres. Le profil de produit vitesse rms et rétention  $\alpha_G V_{RMS}$  suit celui du flux de gaz.

#### 4.4.3.3 Aération moyenne : $SAD_m = 0,2\ Nm^3.h^{-1}.m^{-2}$

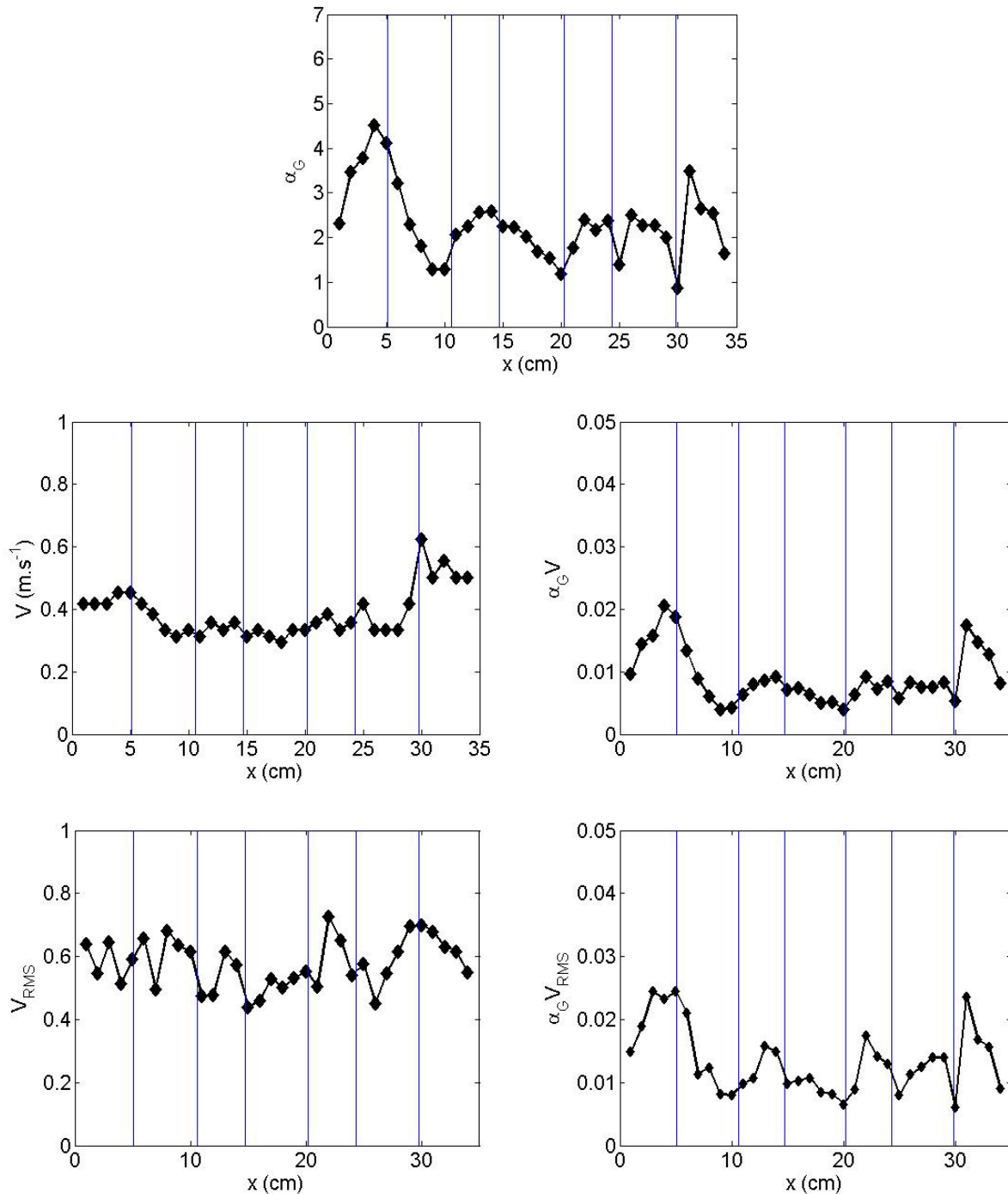
L'augmentation du débit de  $0,1$  à  $0,2\ Nm^3.h^{-1}.m^{-2}$  amène les mêmes tendances sur les profils que pour  $SAD_m = 0,1\ Nm^3.h^{-1}.m^{-2}$  à savoir que les grosses bulles restent principalement entre les faisceaux de fibres, et que les zones des faisceaux 2, 4 et 6 sont très faiblement aérées (Figure 101). La rétention moyenne est de  $\alpha_G \geq 1,5\ %$ , soit le double de la rétention moyenne à un débit deux fois moins important. La vitesse des bulles reste quasi constante sur toute la largeur de la cuve, autour de  $V = 0,25\ m.s^{-1}$ . Les flux de gaz  $\alpha_G V$  montre des zones très faiblement concernées par le débit de gaz, en effet, les zones 2,4 et 6 montrent des débits de gaz 2D locaux faibles de  $Q_{G2Dmesuré}(zones\ 2,4\ et\ 6) = 0,53\ m^2.h^{-1}$ . Les zones plus aérées 3 et 5 voient passer un débit local  $Q_{G2Dmesuré}(zones\ 3\ et\ 5) = 0,72\ m^2.h^{-1}$  soit deux fois moins élevé que le débit local en bords de paroi  $Q_{G2Dmesuré}(zones\ 1\ et\ 7) = 1,55\ m^2.h^{-1}$ .

Les fluctuations de vitesses sont du même ordre de grandeur que la vitesse moyenne, et le profil de  $\alpha_G V_{RMS}$  suit celui de  $\alpha_G V$ .



**Figure 23.** Résultats de profils pour  $SAD_m = 0.2 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$  - Aération Hors Faisceaux

#### 4.4.3.4 Aération forte : $SAD_m=0,45 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$



**Figure 24.** Résultats de profils pour  $SAD_m=0,45 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$  - Aération Hors Faisceaux

L'augmentation du débit de gaz, et sa multiplication par 2,25 amène les mêmes tendances sur les profils mais augmente les valeurs locales de rétention et la valeur moyenne qui atteint  $\langle \alpha_G \rangle = 2,3 \%$ , ainsi qu'une plus grande dispersion des grosses

bulles dans les faisceaux pour ce fort débit (zones 2, 4 et 6). La vitesse reste quasi constante autour de  $0,3 \text{ m.s}^{-1}$  (Figure 102).

#### 4.4.4 Injection grosses bulles tous faisceaux (TF)

##### 4.4.4.1 Visualisation de l'écoulement



(a)  $\text{SAD}_m = 0,1 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$



(b)  $\text{SAD}_m = 0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$



(c)  $\text{SAD}_m = 0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$

**Figure 25.** Visualisation écoulement Tous Faisceaux pour 3 débits d'air. Vitesse d'obturation  $1/4000\text{s}$ .

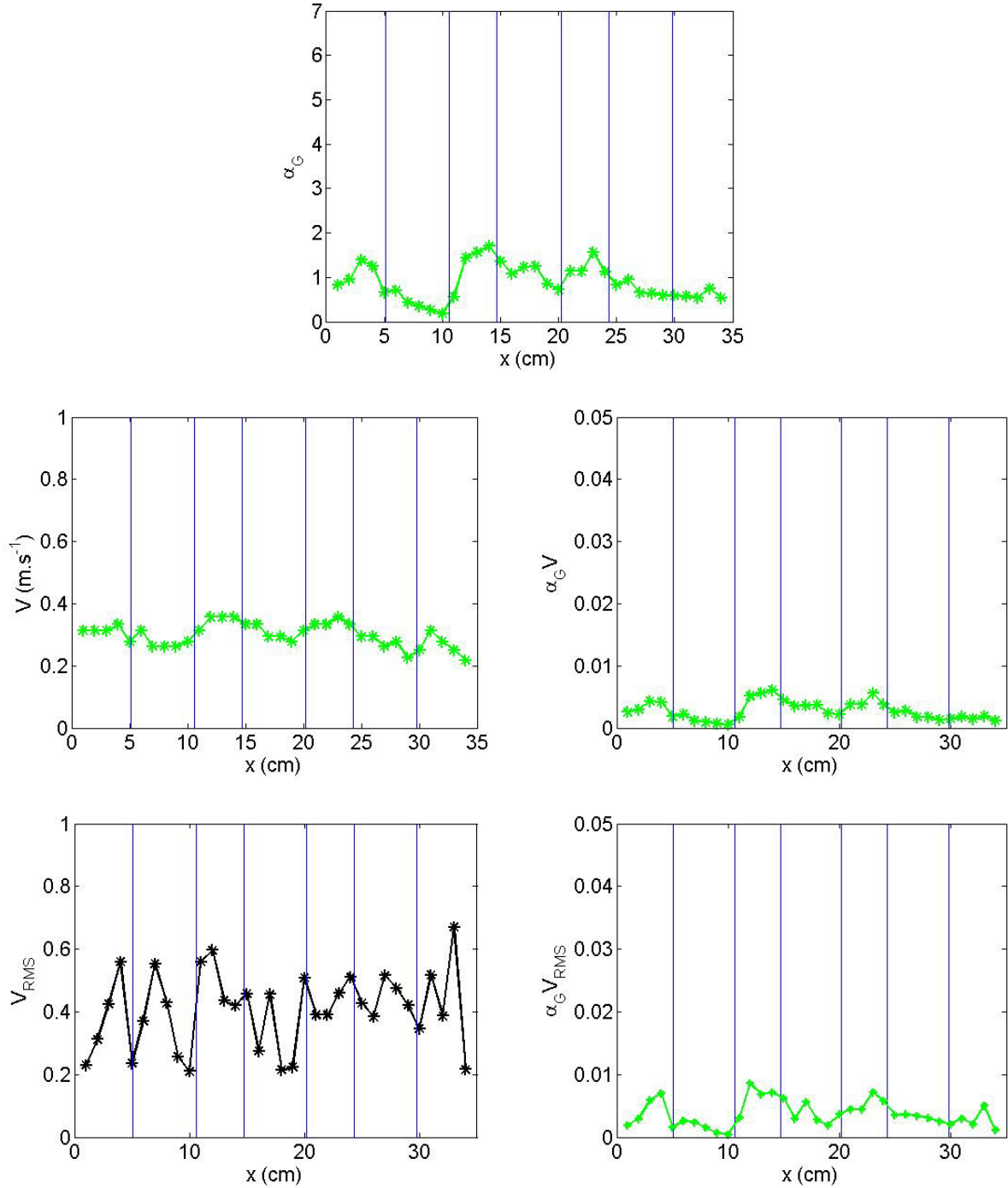
La Figure 103 ci-dessus illustre l'écoulement pour une aération complète de type grosses bulles. Il y a une grande hétérogénéité dans la taille des bulles injectées, avec des grosses bulles déstructurées de l'ordre de 2 à 3 cm, et des petites bulles ellipsoïdales de grand diamètre environ 5mm. De façon analogue avec l'aération Dans Faisceaux de fibres (DF), les bulles semblent plus nombreuses au centre de la cuve, que sur les côtés. Les bulles pénètrent tous les faisceaux de fibres.

L'augmentation du débit semble engendrer plus de ruptures des calottes puisque l'augmentation du débit laisse apparaître une plus grande population de fines bulles.

#### 4.4.4.2 Aération faible : $SAD_m=0,1 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$

Dans le troisième type d'injection, les profils tracés sur la Figure 104 présentent des zones 1, 2, 6 et 7 modérément aérées (1%), et une partie centrale plus aérée avec un pic de rétention à 2% pour les zones 3, 4 et 5. La rétention moyenne pour ce débit d'air est de  $\langle \alpha_G \rangle = 0,9 \%$ . Il y a une migration des bulles injectées sur les côtés, vers la région centrale (zones 3,4 et 5) autour du faisceau de fibres. Cette région constitue la zone de riser d'un airlift qui s'établit à cause de ce déséquilibre dans les zones aérées – non aérées.

La vitesse des bulles dans les zones de downcomer (zone 1,2, 6 et 7) est d'environ  $V=0,3 \text{ m.s}^{-1}$ , les bulles présentes en zone de riser atteignent des vitesses sensiblement plus élevée au centre ( $V=0,35 \text{ m.s}^{-1}$ ). Le flux de gaz traduit bien l'aération centrale plus importante. Le débit de gaz ramené à 2D, est de  $Q_{G2D\text{mesuré}}=3,41 \text{ m}^2.\text{h}^{-1}$  sur toute la largeur de la cuve, c'est-à-dire globalement identique au débit de gaz 2D pour une configuration DF. De façon locale cependant, les zones 3,4 et 5 montrent un débit de gaz local 2D  $Q_{G2D\text{mesuré}}(\text{riser})=2,08 \text{ m}^2.\text{h}^{-1}$ . La zone du riser concentre 61% de la quantité de gaz mesuré dans la cuve. Pour les zones 1,2,6 et 7, le débit local est de  $Q_{G2D\text{mesuré}}(\text{downcomer\_gauche})=0,77 \text{ m}^2.\text{h}^{-1}$  et  $Q_{G2D\text{mesuré}}(\text{downcomer\_droite})=0,56 \text{ m}^2.\text{h}^{-1}$ . Le profil de produit de vitesse rms et rétention suit celui du flux de gaz. L'amplitude du courant d'airlift est moindre en configuration TF qu'en aération DF.

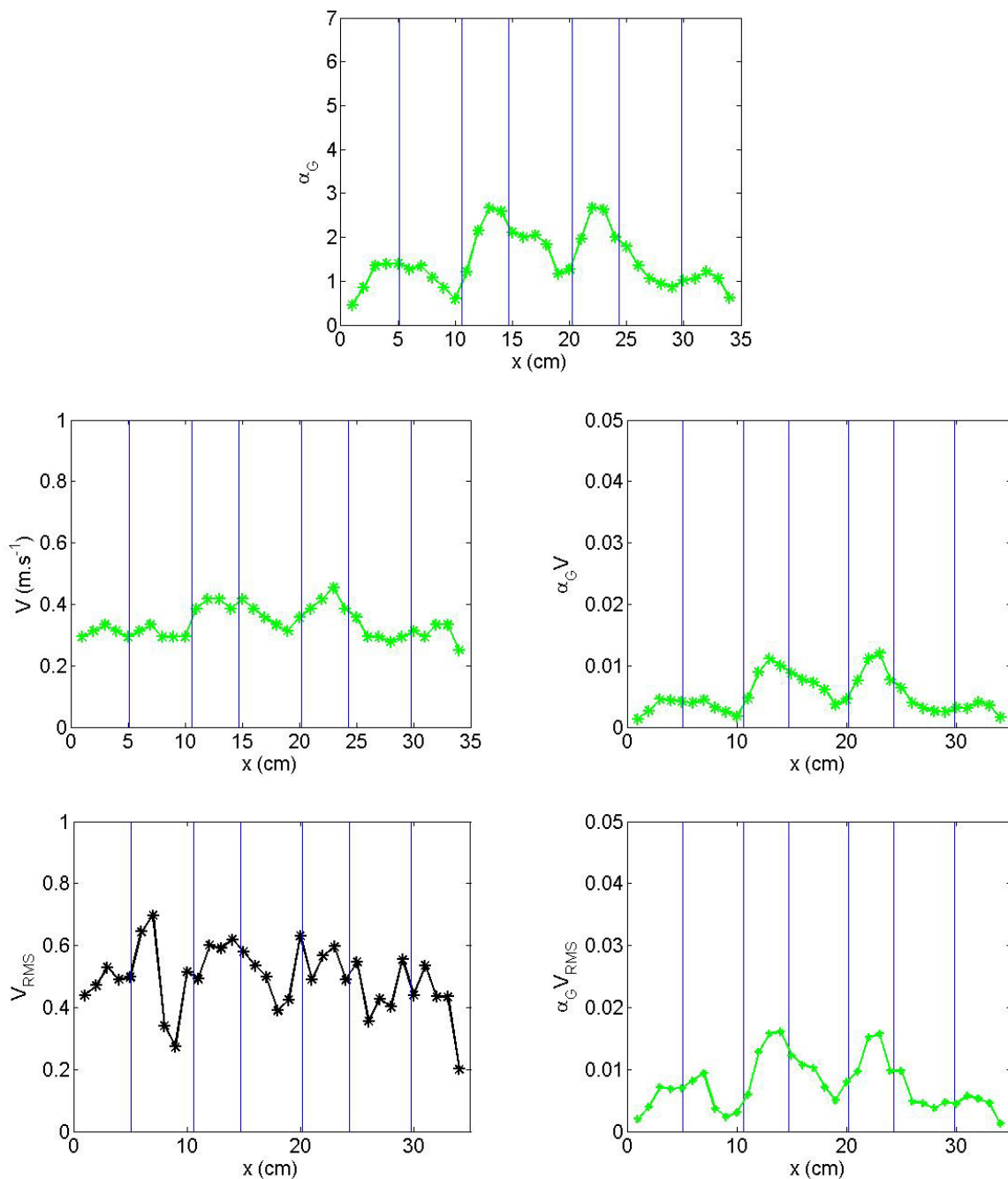


**Figure 26.** Résultats de profils pour  $SAD_m=0,1 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  - Aération Tous Faisceaux

#### 4.4.4.3 Aération moyenne : $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$

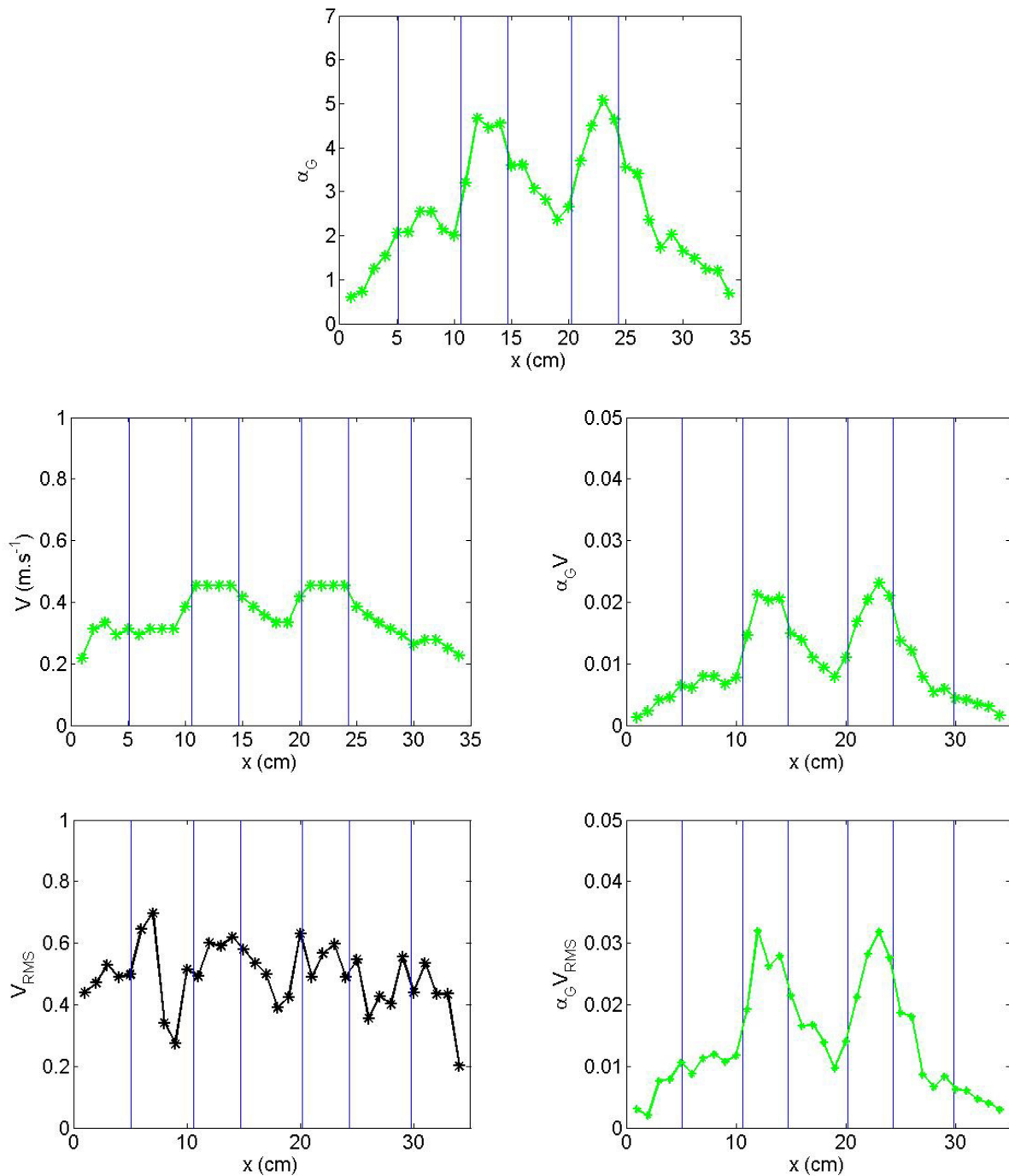
L'augmentation du débit amène les mêmes tendances sur les profils avec une augmentation du phénomène de migration des bulles vers le centre de la cuve et ainsi du phénomène d'airlift (Figure 105). Les bulles ont une dispersion limitée pour pénétrer le faisceau central de fibres, ce que traduit la diminution de rétention pour  $x=23 \text{ cm}$  et  $x=24 \text{ cm}$ . La rétention moyenne vaut  $\langle \alpha_G \rangle = 1,5\%$  pour cette aération. Les

vitesses des bulles au centre frôlent les  $V=0,4 \text{ m.s}^{-1}$  tandis que celles sur les côtés restent à  $V=0,3 \text{ m.s}^{-1}$ . Les débits de gaz locaux ramenés à deux dimensions pour respectivement la zone de riser et les zones de downcomer sont  $Q_{G2D\text{mesuré}}(\text{riser})=4,23 \text{ m}^2.\text{h}^{-1}$  et  $Q_{G2D\text{mesuré}}(\text{downcomer\_gauche})=1,18 \text{ m}^2.\text{h}^{-1}$  et  $Q_{G2D\text{mesuré}}(\text{downcomer\_droite})=1,00 \text{ m}^2.\text{h}^{-1}$ . Il passe deux fois plus de gaz dans le riser lorsque le débit total de gaz injecté est multiplié par deux. L'airlift est amplifié. La zone du riser concentre 66% de la quantité de gaz mesuré dans la cuve.



**Figure 27.** Résultats de profils pour  $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  - Aération Tous Faisceaux

#### 4.4.4.4 Aération forte : $SAD_m=0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$



**Figure 28.** Résultats de profils pour  $SAD_m = 0.45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  - Aération Tous Faisceaux

L'augmentation du débit par 2,25 pour atteindre  $SAD_m=0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ , amène une augmentation de la rétention moyenne de 80% avec  $\alpha_G \geq 2,64\%$  (Figure 106). La zone 4 est peu aérée, contrairement aux zones 3 et 5 dont la rétention locale peut atteindre 5%. Les vitesses des bulles en zone du riser atteignent  $V=0,45 \text{ m.s}^{-1}$ . Le

flux de gaz  $\alpha_G V$  met bien évidence le phénomène d'airlift qui est amplifié par rapport une aération  $SAD_m = 0,2 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$  : le débit de gaz local 2D de la zone du riser est de  $Q_{G2D\text{mesuré}}(\text{riser}) = 8,63 \text{ m}^2 \cdot \text{h}^{-1}$  soit 100 % plus élevé que pour une aération 2,25 fois moins importante. La zone du riser concentre 70% de la quantité de gaz mesuré dans la cuve. Les zones du downcomer sont le siège d'un débit local de gaz les traversant plus élevé avec  $Q_{G2D\text{mesuré}}(\text{downcomer\_gauche}) = 1,98 \text{ m}^2 \cdot \text{h}^{-1}$  et  $Q_{G2D\text{mesuré}}(\text{downcomer\_gauche}) = 1,72 \text{ m}^2 \cdot \text{h}^{-1}$ .

## 4.5 Synthèse des résultats

### 4.5.1 Synthèse des configurations d'injection d'air, à un débit d'aération fixé

Pour une aération moyenne choisie  $SAD_m = 0,2 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ , les trois tableaux ci-dessous résument toutes les caractéristiques hydrodynamiques mesurées à  $H=50 \text{ cm}$  de l'injection, selon les trois lieux d'injection d'air par rapport aux faisceaux de fibres. Les lieux d'injection sont traduits par les ronds noirs unis, à l'aplomb des faisceaux (DF cf. Tableau 21), entre les faisceaux de fibres (HF cf. Tableau 22) et en tous les points possibles d'injection (TF cf. Tableau 23). A chaque injecteur est associé une valeur de débit d'injection par unité de profondeur suivant  $Q_{G2D \text{ injecté}} / i$ . La première grandeur relative à la phase gaz représentée est la courbe des rétentions locales, dans une couleur spécifique au lieu d'injection : rouge pour DF (motifs ronds), noire pour HF (motif losange) et verte pour TF (motif étoile). La valeur moyenne sur toute la largeur de cuve  $\langle \alpha_G \rangle$  est représentée par le trait continu de la couleur spécifique à chaque injection.

Si l'injection d'air est de type DF, il s'établit un airlift soit la circulation de liquide et de gaz en ascension sur la zone centrale du riser, et un courant de circulation liquide descendant sur les zones faiblement aérées des bords de la cuve (downcomer). Le courant de circulation liquide induit par l'airlift est représenté par les grosses flèches rouges. A même débit, l'airlift est aussi présent en aération TF, de façon moins intense (flèches vertes). L'intensité de l'airlift dans chacune des configurations est traduite par :

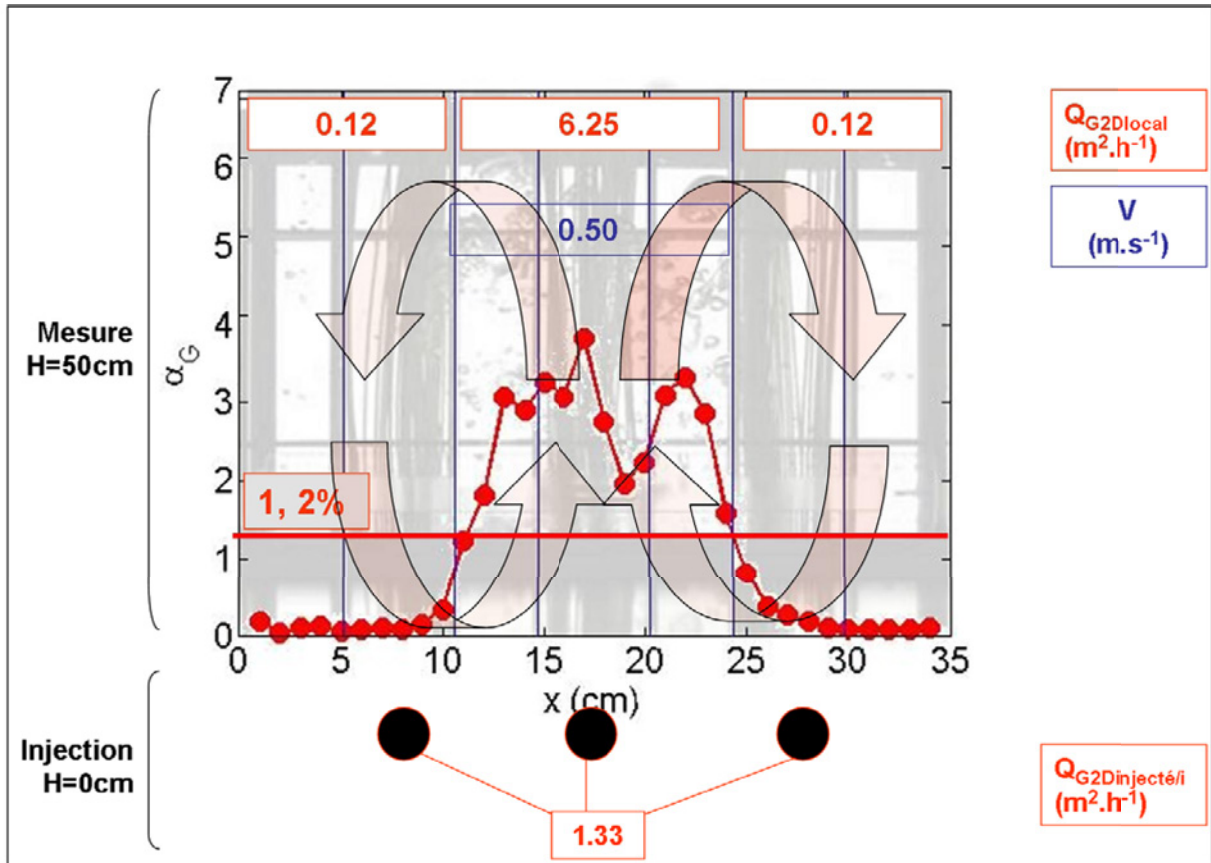
- la largeur des flèches de circulation liquide,
- les débits de gaz locaux 2D ramenés à deux dimensions  $Q_{G2D \text{ mesuré}} (x_1; x_2)$  calculés sur les zones de riser et downcomer, situés en haut de chaque figure.

La comparaison directe de  $Q_{G2D\text{injecteur}}$  avec  $Q_{G2D\text{ mesuré}}$  n'est pas possible dans l'optique d'un bilan matière, les géométries n'étant pas comparables ; cependant, il est intéressant de chiffrer le débit d'air passant par chaque zone :

- pour rendre compte de l'absence d'effet d'air lift en HF,
- pour comparer l'intensité d'airlift entre DF et TF,
- pour visualiser le déplacement des bulles entre l'injection à  $H=0\text{cm}$  et la mesure à  $H=50\text{cm}$ .

Dans notre géométrie, on pourrait également se demander quel est l'impact de la géométrie choisie (parois de la cuve et nombre limité de faisceaux de fibres) sur l'établissement de la circulation airlift. Cette question est une perspective de travail, qui sera discutée au chapitre 5.

**Tableau 3.** Résumé des résultats pour l'aération DF-SAD<sub>m</sub>=0,2 Nm<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>.m<sup>-2</sup>



**Tableau 4.** Résumé des résultats pour l'aération HF-SAD<sub>m</sub>=0,2 Nm<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>.m<sup>-2</sup>

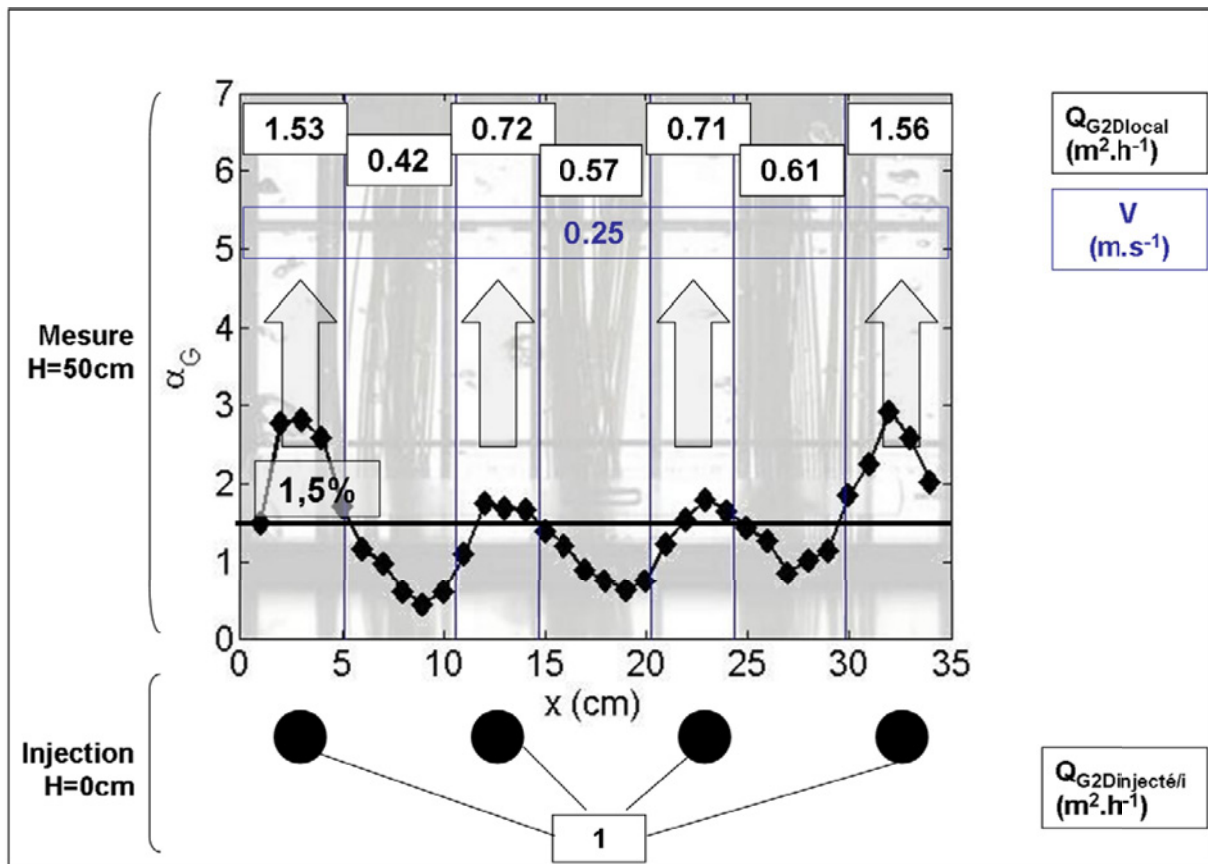
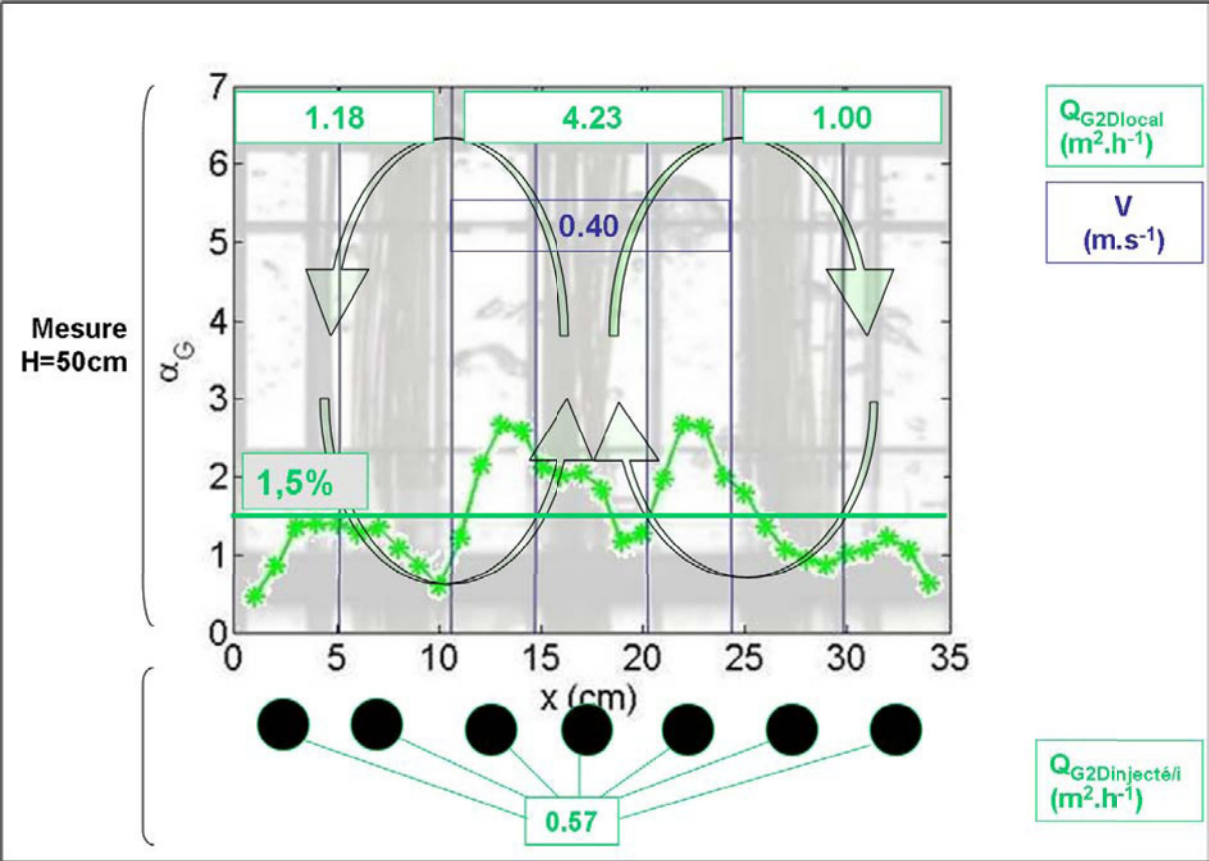


Tableau 5. Résumé des résultats pour l'aération TF-SAD<sub>m</sub>=0,2 Nm<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>.m<sup>-2</sup>



#### 4.5.2 Résumé de l'effet de l'augmentation du débit de gaz sur les résultats

Généralement, lorsque le débit augmente, les courbes locales de rétention et de vitesse gardent les mêmes tendances. Les phénomènes d'airlift observés en DF sont toujours de plus grande intensité que ceux observés en aération TF, en terme de débits de gaz 2D locaux. Le Tableau 24 résume l'ensemble des résultats de rétentions moyennes sur la largeur de cuve, de vitesses de bulles en région centrale, de débit de gaz 2D moyen et de débit de gaz 2D locaux en zone de riser, dans les trois positions et pour les trois SAD<sub>m</sub>.

**Tableau 6.** Résumé des paramètres caractéristiques de la phase gaz, moyennés, pour les trois débits d'air, et les trois lieux d'injection

|                                                                                          |                  | <i><b>Demande spécifique d'aération (SAD<sub>m</sub>)</b></i> |                                                        |                                                         |
|------------------------------------------------------------------------------------------|------------------|---------------------------------------------------------------|--------------------------------------------------------|---------------------------------------------------------|
|                                                                                          | Lieu d'injection | <i>0,1Nm<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>.m<sup>-2</sup></i>        | <i>0,2Nm<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>.m<sup>-2</sup></i> | <i>0,45Nm<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>.m<sup>-2</sup></i> |
| <b>Vitesse moyenne V sur partie centrale* (m.s<sup>-1</sup>)</b>                         | <i><b>DF</b></i> | 0,40 m.s <sup>-1</sup>                                        | 0,50 m.s <sup>-1</sup>                                 | 0,55 m.s <sup>-1</sup>                                  |
|                                                                                          | <i><b>HF</b></i> | 0,25 m.s <sup>-1</sup>                                        | 0,25 m.s <sup>-1</sup>                                 | 0,30 m.s <sup>-1</sup>                                  |
|                                                                                          | <i><b>TF</b></i> | 0,35 m.s <sup>-1</sup>                                        | 0,40 m.s <sup>-1</sup>                                 | 0,45 m.s <sup>-1</sup>                                  |
| <b>Rétention moyenne &lt;α<sub>G</sub>&gt; (%)</b>                                       | <i><b>DF</b></i> | 0,7%                                                          | 1,2%                                                   | 2,1%                                                    |
|                                                                                          | <i><b>HF</b></i> | 0,8%                                                          | 1,5%                                                   | 2,3%                                                    |
|                                                                                          | <i><b>TF</b></i> | 0,9%                                                          | 1,5%                                                   | 2,6%                                                    |
| <b>Q<sub>G2D</sub> mesuré (m<sup>2</sup>.h<sup>-1</sup>)</b>                             | <i><b>DF</b></i> | 3,35 m <sup>2</sup> .h <sup>-1</sup>                          | 6,50 m <sup>2</sup> .h <sup>-1</sup>                   | 13,40 m <sup>2</sup> .h <sup>-1</sup>                   |
|                                                                                          | <i><b>HF</b></i> | 2,88 m <sup>2</sup> .h <sup>-1</sup>                          | 6,12 m <sup>2</sup> .h <sup>-1</sup>                   | 11,17 m <sup>2</sup> .h <sup>-1</sup>                   |
|                                                                                          | <i><b>TF</b></i> | 3,41 m <sup>2</sup> .h <sup>-1</sup>                          | 6,41 m <sup>2</sup> .h <sup>-1</sup>                   | 12,34 m <sup>2</sup> .h <sup>-1</sup>                   |
| <b>Q<sub>G2D</sub> mesuré (riser) sur partie centrale (m<sup>2</sup>.h<sup>-1</sup>)</b> | <i><b>DF</b></i> | 3,27 m <sup>2</sup> .h <sup>-1</sup>                          | 6,25 m <sup>2</sup> .h <sup>-1</sup>                   | 12,62 m <sup>2</sup> .h <sup>-1</sup>                   |
|                                                                                          | <i><b>HF</b></i> |                                                               |                                                        |                                                         |
|                                                                                          | <i><b>TF</b></i> | 2,08 m <sup>2</sup> .h <sup>-1</sup>                          | 4,23 m <sup>2</sup> .h <sup>-1</sup>                   | 8,63 m <sup>2</sup> .h <sup>-1</sup>                    |

\* partie centrale délimitée par x compris entre 11 et 24cm

## 4.6 Discussion

### 4.6.1 Normalisation des profils

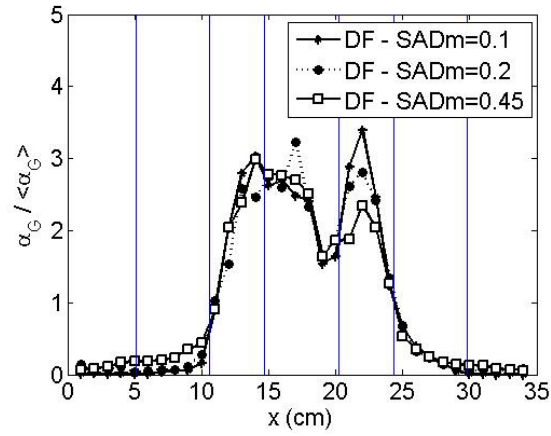
#### 4.6.1.1 Profils de rétention

La normalisation du paramètre rétention  $\theta$  permet de comparer les profils à différents débits, pour un lieu d'injection fixé. Le paramètre de normalisation choisi est la rétention gazeuse moyenne dans la cuve  $\langle \theta \rangle$ , à  $H=50\text{cm}$  de l'injection, calculée à posteriori des mesures de rétention. La Figure 107 présente les trois normalisations des profils de rétention suivant le lieu d'injection.

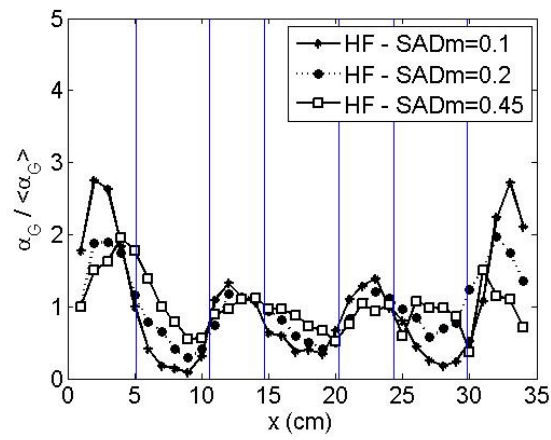
Pour l'injection Dans Faisceaux, la superposition des courbes pour différents débits est très claire. L'allure des profils de rétention est la même quel que soit le débit d'aération. De plus, il apparaît que pour le type d'injection Dans Faisceaux, la rétention au centre est 3 fois plus grande que la rétention moyenne, ce qui permet à l'airlift de s'établir.

Pour l'injection Hors Faisceaux, les trois profils se superposent au centre de la cuve (zones 3, 4 et 5). La superposition des rétentions est à nuancer aux bords de la cuve (zones 1 et 7). Le graphique montre bien que la rétention sur les bords de la cuve est entre 2 et 3 fois plus forte que la rétention moyenne. Les bulles pénètrent très peu les faisceaux de membranes. Entre les faisceaux de fibres, la rétention est égale à la valeur moyenne.

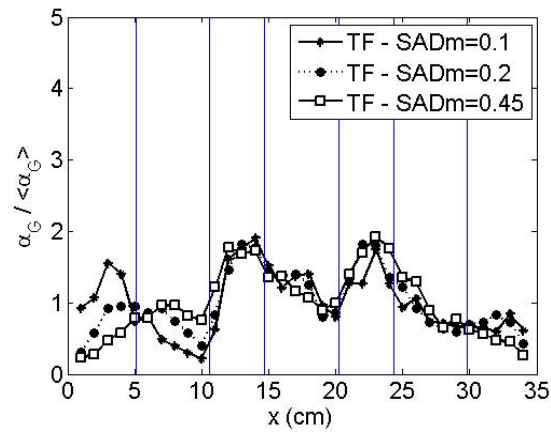
La normalisation des profils de rétentions en aération Tous Faisceaux est fiable avec un comportement parfaitement identique suivant le débit. Les pics de rétention au centre de la cuve sont de 2 fois la valeur de rétention moyenne. La zone centrale (3, 4 et 5) en aération TF est moins aérée que la zone centrale de l'aération DF, mais suffisante pour instaurer un écoulement de type airlift.



(a) Dans faisceaux



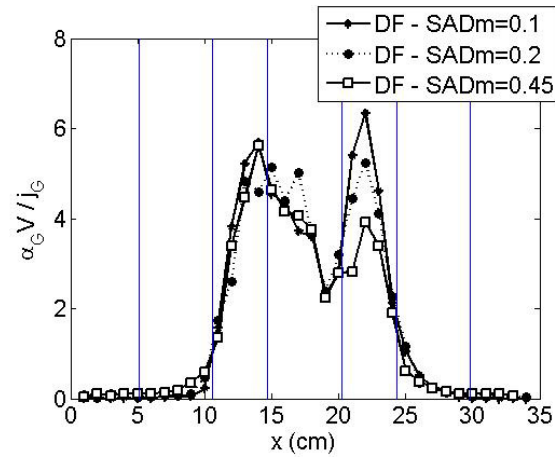
(b) Hors faisceaux



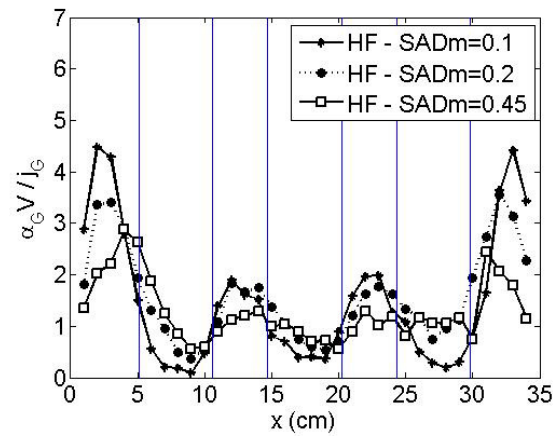
(c) Tous faisceaux

**Figure 29.** Normalisation de  $\alpha_G$  par  $\langle \alpha_G \rangle$  pour trois lieux d'injection Dans Faisceau (a), Hors faisceaux (b), et Tous faisceaux (c)

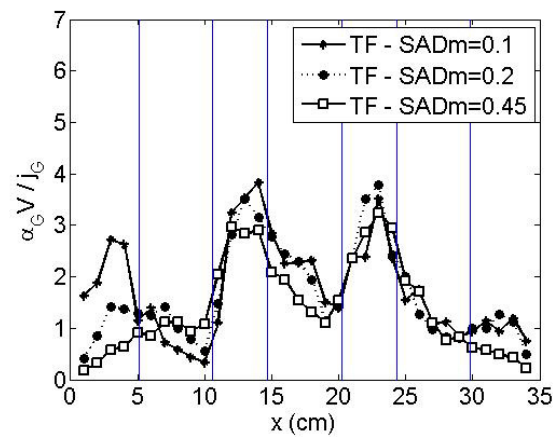
#### 4.6.1.2 Profil de flux de gaz



(a) Dans faisceaux



(b) Hors faisceaux



(c) Tous faisceaux

**Figure 30.** Normalisation du flux de gaz  $\alpha_G V$  par la vitesse superficielle  $j_G$  pour trois lieux d'injection Dans Faisceau (a), Hors faisceaux (b), et Tous faisceaux (c)

Dans le but de comparer les profils de flux de gaz  $\alpha_G V$ , il est réalisé la normalisation des profils de flux de gaz par la vitesse superficielle  $j_G$  connue a priori, et calculée au chapitre 2.  $j_G$  représente le débit de gaz total injecté ramené à la surface de passage du liquide et du gaz i.e la section de la cuve ( $S=0,021 \text{ m}^2$ ).  $j_G$  varie entre  $1,6.10^{-3} \text{ m.s}^{-1}$  et  $7,1.10^{-3} \text{ m.s}^{-1}$ . La Figure 108 expose la normalisation selon les trois lieux d'injection possibles. Une valeur de 1 pour le rapport  $\alpha_G V / j_G$  traduit une répartition uniforme du gaz, selon le plan  $x\hat{O}y$ .

Pour l'injection Dans Faisceaux, la normalisation montre une superposition parfaite des courbes. L'allure du profil de quantité de gaz reste inchangée avec le débit d'aération. Il est possible de déduire de cette normalisation que sur la zone centrale de la section de la cuve (zones 3, 4 et 5), il passe 5 fois plus de gaz qu'une distribution uniforme.

La normalisation de l'aération Hors Faisceaux quantifie le gaz passant sur les bords de la cuve entre 3 et 4 fois une quantité de gaz uniforme, et 2 fois plus grande entre les faisceaux qu'une aération uniforme.

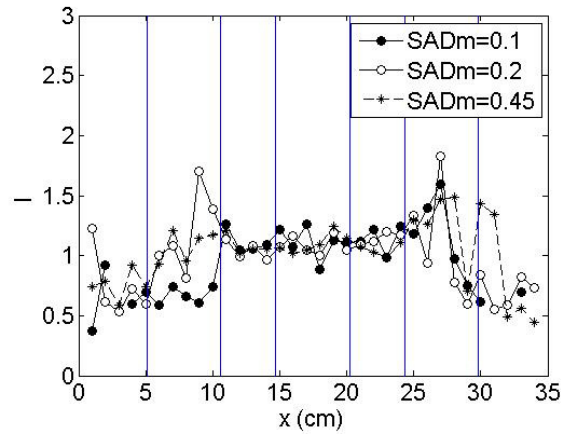
Enfin l'aération Tous Faisceaux présente la même allure quel que soit le débit gazeux, une partie centrale aérée avec un pic de gaz de 3,5 fois une aération uniforme.

#### 4.6.2 Fluctuation de vitesses de bulle : une quantification de l'agitation turbulente de la phase gaz

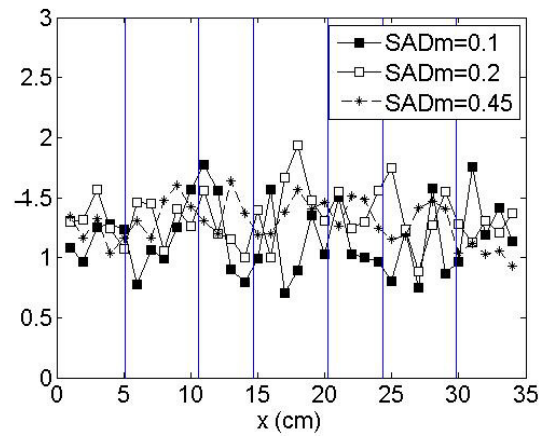
L'injection et ascension des bulles dans l'écoulement engendre le mouvement moyen du liquide. L'agitation des bulles est responsable de la mise en mouvement de circulation du liquide. Il est intéressant d'estimer l'agitation turbulente des bulles,  $I$ , fonction du rapport entre fluctuation moyenne et vitesse moyenne, définie par :

$$I = \frac{\overline{v_G'}}{V_a} \quad \text{Équation 12}$$

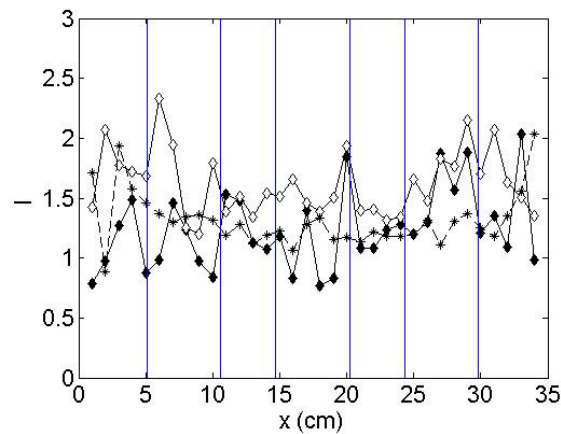
Ainsi la Figure 109 présente le profil des agitations turbulentes des bulles dans chacun des lieux d'aération.



(a) Dans faisceaux

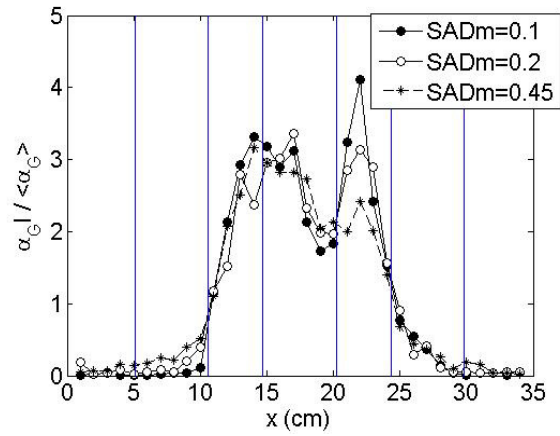


(b) Hors faisceaux

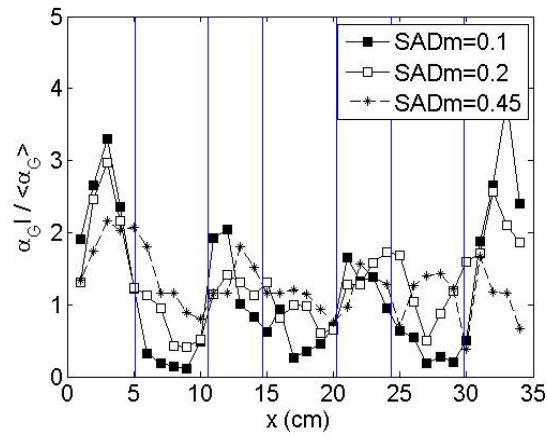


(c) Tous faisceaux

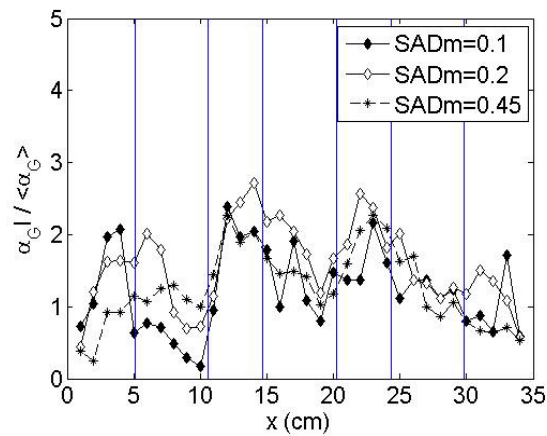
**Figure 31.** Agitation turbulente I pour l'aération grosses bulles dans trois lieux d'injection – (a) DF, (b) HF et (c) TF pour tous les débits d'aération



(a) Dans faisceaux



(b) Hors faisceaux



(c) Tous faisceaux

**Figure 32.** Agitation turbulente normalisée  $\alpha_{GI} / \langle \alpha_G \rangle$  pour l'aération grosses bulles dans trois lieux d'injection – (a) DF, (b) HF et (c) TF pour tous les débits d'aération

La Figure 109 a un caractère informatif sur l'ordre de grandeur de  $I$ . Sur l'ensemble des lieux d'injection, il apparait ainsi que les fluctuations de vitesses des grosses bulles  $\sqrt{v'^2}$  sont 100 à 200% plus grandes que la valeur de vitesse moyenne arithmétique  $V_a$ . Le paramètre  $I$  n'a physiquement du sens qu'en présence de gaz. En effet, par exemple à la Figure 109a, il n'est pas pertinent de considérer  $I$  en proche paroi, vu qu'il n'y a que très peu de bulles percées par la bisonde et que les valeurs de  $I$  ne sont alors pas statistiquement fiables. De la même façon que  $V_{RMS}$  a été rapportée aux zones de présence du gaz, la Figure 110 présente donc le paramètre  $\alpha_G I / \langle \alpha_G \rangle$ , appliquée aux zones de présence de gaz et normalisé par la rétention moyenne ce qui permet une comparaison avec les trois débits d'injection. La Figure 110 normalise le paramètre  $I$  pour les trois lieux d'injection d'air DF, HF et TF.

La superposition des courbes d'agitation turbulente normalisée indique que les bulles ont la même intensité d'agitation turbulente rapportée au débit. Cette intensité ne dépend que de la géométrie (lieu d'injection d'air) et du type de bulles (ici il s'agit de grosses bulles).

Pour la position d'injection DF, l'agitation normalisée atteint des valeurs de 3,5 au centre de la cuve, ce qui est 30% supérieur aux plus fortes valeurs de la position TF. Pour la position HF, il y a également environ 30% d'écart avec l'aération DF sur les valeurs de  $I$  au centre de la cuve ; les fortes valeurs de  $I$  sur les côtés sont à nuancer.

La question que ce paramètre  $I$  soulève est : pourrait-il être lié à la turbulence du liquide, et pourrait-il ainsi traduire l'intensité du mouvement des fibres ? Au chapitre 5, il sera vu de quelle façon le paramètre  $I$  peut être relié au mouvement des fibres, et comment le mouvement des fibres peut être lié aux performances de filtration.

## 4.7 Conclusion

La caractérisation de l'hydrodynamique locale de la phase gaz a été réalisée par bisonde optique et par visualisation. La visualisation montre une population très hétérogène de grosses bulles de l'ordre du centimètre. Un grand soin a été dédié à la qualification de la mesure et au traitement du signal ce qui a permis d'établir des profils locaux de retentions gazeuses, de vitesses de bulles, de flux de gaz et de fluctuation de vitesse. Les résultats bruts constituent une base de données complète, de grande fiabilité, qui montre des différences hydrodynamiques en fonction des lieux d'injection de l'air à la base du module. La caractérisation locale met ainsi en lumière la différence entre un cas d'injection Hors Faisceaux, où l'air est plutôt réparti de façon homogène, contrairement à une configuration d'aération Dans Faisceaux, qui fait apparaître un écoulement airlift, avec une zone centrale aérée jusqu'à 6% en rétention, qui concentre plus de 95% du flux de gaz total injecté. L'airlift engendre une circulation de liquide ascendant autour du faisceau central. L'aération Tous Faisceaux TF, montre elle aussi un phénomène d'airlift, de plus faible ampleur que l'aération DF, avec une zone aérée centrale de même largeur ne concentrant plus que 70% du flux de gaz total injecté. La multiplication des débits d'aération augmente tous les paramètres, mais les allures de profils restent similaires. L'exploitation des résultats montre des valeurs de fluctuation de vitesses de bulles au moins équivalentes aux valeurs de vitesses moyennes, quelle que soit la configuration d'injection. Il a bien été mis en évidence des types d'hydrodynamiques différents suivant les paramètres d'aération qu'avaient déjà isolés les expériences de filtration. Le chapitre suivant est dédié à faire le lien entre les résultats de la caractérisation hydrodynamique locale et les performances de filtration.



## Chapitre 5 : Lien entre l'hydrodynamique locale et les performances de filtration

---



## **5 Lien entre l'hydrodynamique locale et les performances de filtration**

### ***5.1 Introduction***

L'influence des conditions d'aération pour les grosses bulles a été analysée sur les performances de filtration au chapitre 3. Le lieu d'injection de l'aération a été clairement identifié comme pouvant impacter sur le colmatage. Le chapitre 4 a décrit les profils locaux de distribution de gaz (fraction volumique, vitesse moyenne et vitesse RMS) dans toutes les conditions de lieux d'aération et de débit d'air. Cette dernière partie vise à proposer un lien entre l'analyse hydrodynamique et les performances de filtration. Ainsi il est important d'essayer de comprendre pourquoi une aération « Dans Faisceaux » apparaît plus efficace sur le colmatage qu'une aération « Hors Faisceaux », et dans quelles conditions d'aération ce mécanisme d'action est présent.

Par ailleurs, le chapitre 3 a permis de mettre en avant des performances de filtration moins bonnes en présence de fines bulles. L'objectif de ce chapitre est également d'établir en quoi le type de bulles peut changer les profils hydrodynamiques et si les mécanismes induits par l'air et identifiés dans le cas des grosses bulles sont les mêmes dans le cas de fines bulles.

En conclusion de ce chapitre, une réflexion est menée sur des propositions pour mettre en pratique les conditions favorables d'aération, et qui devraient mener à des améliorations dans les performances de filtration.

## **5.2 L'action de l'air pour une aération sous forme de grosses bulles**

L'objectif de cette partie est de déterminer le mécanisme d'action de l'air, et d'identifier le paramètre hydrodynamique local que l'on peut relier aux performances de filtration en lien avec les conditions d'aération.

Le chapitre 4 a déjà permis de faire le lien entre la position d'aération et la géométrie d'airlift :

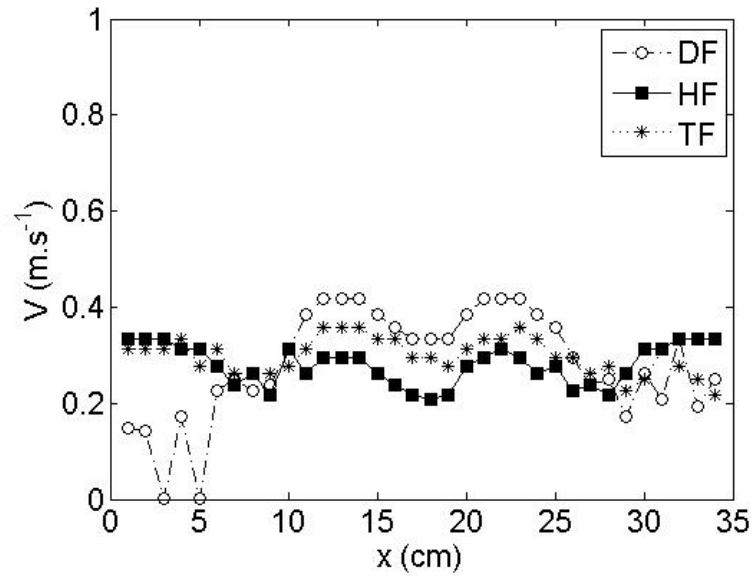
- En configuration Dans Faisceaux (DF), un phénomène d'airlift s'établit. L'airlift engendre une circulation de gaz et de liquide ascendant au centre de la cuve, et un courant de liquide descendant sur les bords de cuve.
- Il n'y a pas de phénomène d'airlift en configuration Hors Faisceaux (HF).
- Il y a un phénomène d'airlift en configuration Tous Faisceaux (TF), de plus faible intensité qu'en aération DF.

Il faut exploiter en détail les profils de l'hydrodynamique locale, pour isoler un paramètre hydrodynamique caractéristique de la position d'injection d'air.

### **5.2.1 Comparaison des profils de vitesses de gaz selon la position d'injection d'air et estimation de la vitesse du liquide**

La partie 4 s'est attachée à décrire les profils de rétention gazeuse et de vitesse de bulles pour chacune des trois positions d'aération. Ces profils sont comparés sur la Figure pour un  $SAD_m$  le plus faible de  $0,1 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ .

La Figure montre que la configuration Dans Faisceaux (DF) laisse apparaître des vitesses de bulles dans la partie centrale supérieures à celle d'une injection TF qui elle-même induit des vitesses de bulles supérieures à celle d'une injection HF dans cette même région. Ainsi, sur la Figure où l'aération est de faible intensité ( $SAD_m = 0,1 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ ), sur la zone de présence de bulles entre 11 et 24 cm, les vitesses de bulles sont en moyenne 1,6 fois plus élevées en configuration DF que lors d'une injection HF ( $V_{DF} = 0,40 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$  contre  $V_{HF} = 0,25 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ ). Les vitesses d'une configuration TF sont 1,4 fois plus grandes que pour l'aération HF ( $V_{TF} = 0,35 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$  contre  $V_{HF} = 0,25 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ ).



**Figure 111.** Vitesse de bulles pour  $\text{SADm}=0,1 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  et trois types d'injection

Dans le cas où l'aération est Dans Faisceaux, la vitesse des bulles  $V_{\text{DF}}$  est reliée à la vitesse du liquide,  $U_{\text{L DF}}$ , et une vitesse de glissement  $G$  selon :

$$V_{\text{DF}} = U_{\text{L DF}} + G \quad \text{Équation 1}$$

où  $G=0,25 \text{ m.s}^{-1}$  représente la vitesse qu'aurait une grosse bulle seule en ascension dans un milieu situé entre un confinement infini, et un confinement 2D.

Rappelons qu'il n'y a pas de phénomène d'airlift dans la configuration HF d'après les observations et les profils locaux de gaz.

Alors, dans le cas où l'aération est Hors Faisceaux,

$$V_{\text{HF}} = U_{\text{L HF}} + G \quad \text{Équation 2}$$

Mais si l'on suppose l'absence d'effet airlift, alors  $U_{\text{L HF}} \approx 0$  et ainsi

$$V_{\text{HF}} \approx G \quad \text{Équation 3}$$

Pour un même type de bulle injecté, et à débit d'aération fixé, la différence entre les profils de vitesses locales DF et HF provient de l'écoulement de liquide, entraîné par les bulles. D'après l'Équation 2 et l'Équation 3, il vient :

$$V_{\text{DF}} - V_{\text{HF}} = (U_{\text{L DF}} + G) - G = U_{\text{L DF}} \quad \text{Équation 4}$$

$U_{\text{L DF}}$  est donc la vitesse du liquide induite par la formation de l'airlift en configuration DF, elle se déduit par la différence entre les vitesses des bulles en DF et les vitesses des bulles en HF.

Il est donc possible d'estimer des valeurs moyennes de vitesse du liquide ascendante en DF, à partir des profils locaux de vitesses moyennes de gaz en configuration DF et HF.

De la même façon dans la configuration Tous Faisceaux (TF), la vitesse des bulles  $V_{TF}$  est reliée à la vitesse du liquide,  $U_{L TF}$ , et la vitesse de glissement  $G$  selon :

$$V_{TF} = U_{L TF} + G$$

Et puisqu'il s'établit également un phénomène d'airlift, alors la vitesse du liquide induite par ce phénomène d'airlift,  $U_{L TF}$ , peut être déduite par la différence entre les valeurs de vitesse de la configuration TF et celles du cas de référence soit l'aération HF, selon :

$$V_{TF} - V_{HF} = (U_{L TF} + G) - G = U_{L TF}$$

Il est donc possible d'estimer des valeurs moyennes de vitesse du liquide ascendante en TF, à partir des profils locaux de vitesses moyennes de gaz en configuration TF et HF.

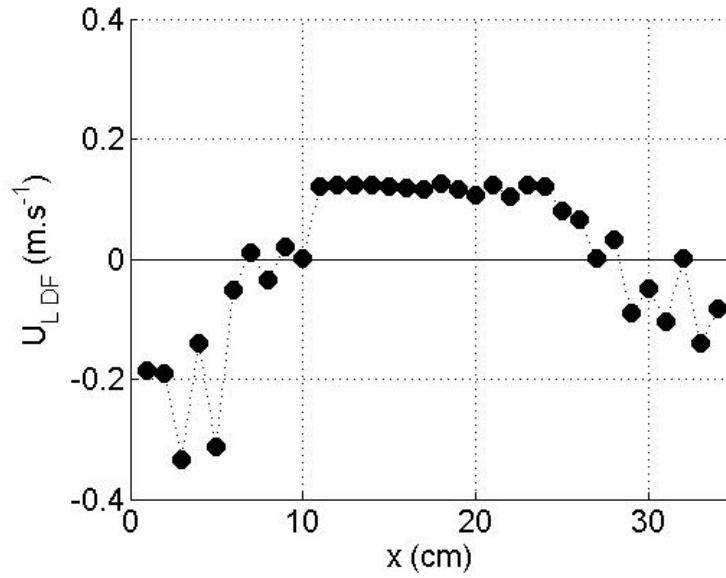
## 5.2.2 Vitesse du liquide induite par l'établissement d'un phénomène d'airlift

### 5.2.2.1 A très faible aération : $SAD_m = 0,1 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$

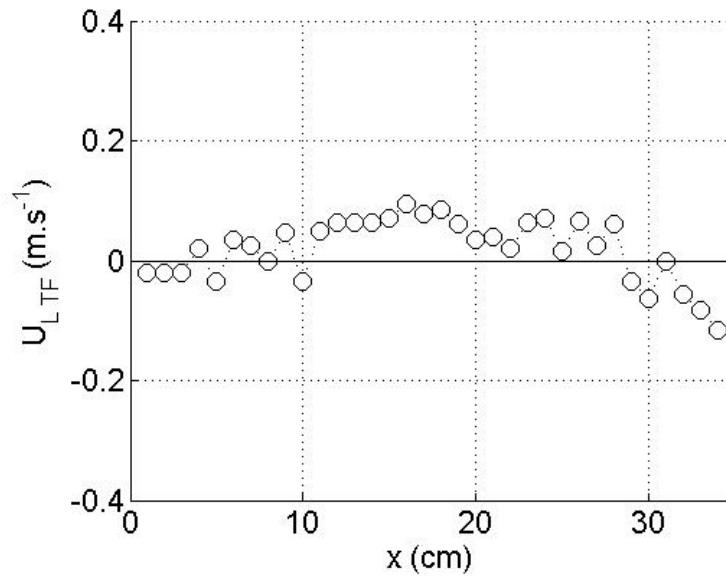
Les vitesses  $U_{L DF}$ , issues de la différence entre les vitesses de bulles en configuration DF et celles en configuration HF, sont représentées sur la Figure 112 pour  $SAD_m = 0,1 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ .

Les valeurs de  $U_{L DF}$  sont positives dans la zone centrale, pour  $11\text{cm} < x < 24\text{cm}$ , et atteignent une valeur moyenne constante de  $0,120 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1} \pm 0,006 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$  pour  $SAD_m = 0,1 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ . La variation de  $U_{L DF}$  suivant  $x$ , en région centrale, est très faible. Dans les zones où le courant de circulation liquide est descendant sur les côtés de la cuve, la Figure 112 montre bien des vitesses du liquide  $U_{L DF}$  négatives sur les zones  $0 < x < 6\text{cm}$  et  $29\text{cm} < x < 34\text{cm}$ .

Les vitesses  $U_{L TF}$  sont représentées sur la Figure 113 pour le même très faible débit d'aération  $SAD_m = 0,1 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ .



**Figure 112.** Profil de vitesses du liquide DF pour  $SAD_m=0,1 \text{ Nm}^3.h^{-1}.m^{-2}$ ,  $j_G=1,6.10^{-3}m.s^{-1}$



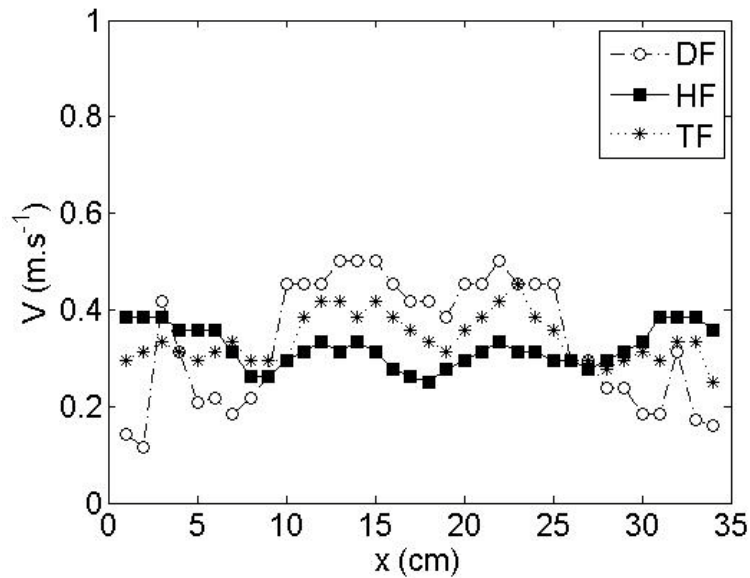
**Figure 113.** Profil de vitesses du liquide TF pour  $SAD_m=0,1 \text{ Nm}^3.h^{-1}.m^{-2}$ ,  $j_G=1,6.10^{-3}m.s^{-1}$

La zone où les valeurs de  $U_{LTF}$  sont positives est un peu plus large que pour la configuration DF ; elle concerne  $6cm < x < 28cm$  ; Les valeurs de  $U_{LTF}$  sont inférieures à celles de  $U_{LDF}$ , et elles varient plus selon  $x$ . Ainsi, pour  $11cm < x < 24cm$ ,  $U_{LTF}$  atteint une valeur moyenne constante de  $0,06 \text{ m.s}^{-1} \pm 0,02 \text{ m.s}^{-1}$  pour  $SAD_m=0,1 \text{ Nm}^3.h^{-1}.m^{-2}$ . A même débit d'air, les zones de riser de l'airlift en configuration TF sont donc plus

étalées selon  $x$ , et la vitesse de circulation du liquide est plus faible en configuration TF qu'en configuration DF.

### 5.2.2.2 A faible aération

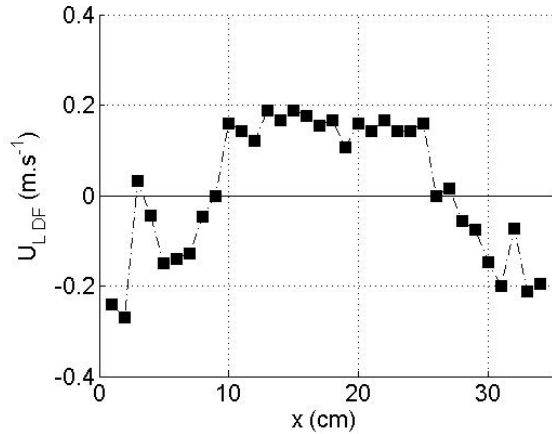
La multiplication du débit d'air par deux est traduite par la Figure 114 qui compare les vitesses de bulles des trois configurations pour  $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ .



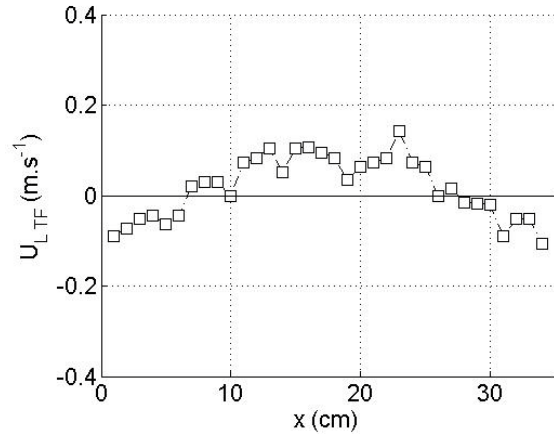
**Figure 114.** Vitesse de bulles pour  $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  et trois types d'injection

Les mêmes tendances sont observées à savoir qu'en zone centrale de la cuve, les vitesses des bulles en configurations DF sont supérieures à celles en configuration TF, elles même supérieures à celles en configuration HF. Pour un débit de  $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ , les vitesses de bulles en configuration HF sont inchangées par rapport à  $SAD_m=0,1 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ , et atteignent toujours  $V_{HF}=0,25 \text{ m.s}^{-1}$  en zone centrale.

De la même façon que les vitesses du liquide ont été estimées pour  $SAD_m=0,1 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ , la Figure 115 et Figure 116 présentent les estimations de vitesses du liquide  $U_{L\text{ DF}}$  et  $U_{L\text{ TF}}$  respectivement pour  $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ .



**Figure 115.** Profil de vitesses du liquide DF pour  $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ ,  $j_G=3,2.10^{-3} \text{ m.s}^{-1}$

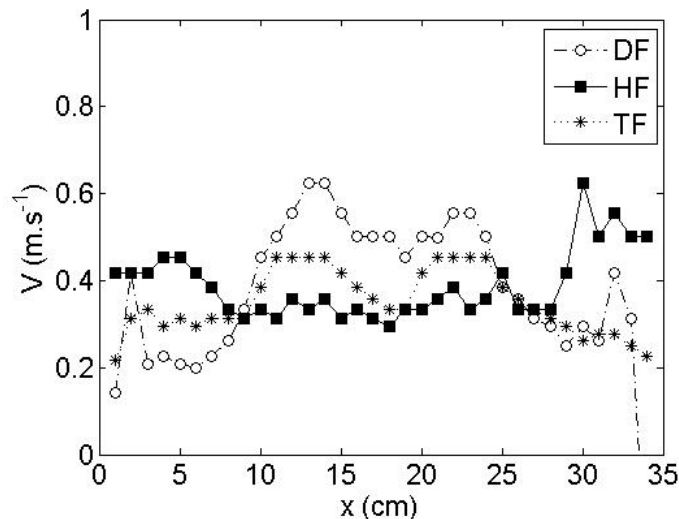


**Figure 116.** Profil de vitesses du liquide TF pour  $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ ,  $j_G=3,2.10^{-3} \text{ m.s}^{-1}$

Lorsque le débit augmente, les vitesses de liquides  $U_{LDF}$  augmentent ce qui traduit la plus grande intensité de l'airlift. Ainsi pour  $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ , il vient des valeurs moyennes constantes de  $U_{LDF}=0,15 \text{ m.s}^{-1} \pm 0,02 \text{ m.s}^{-1}$  et  $U_{LTF}=0,08 \text{ m.s}^{-1} \pm 0,03 \text{ m.s}^{-1}$ .

### 5.2.2.3 A forte aération

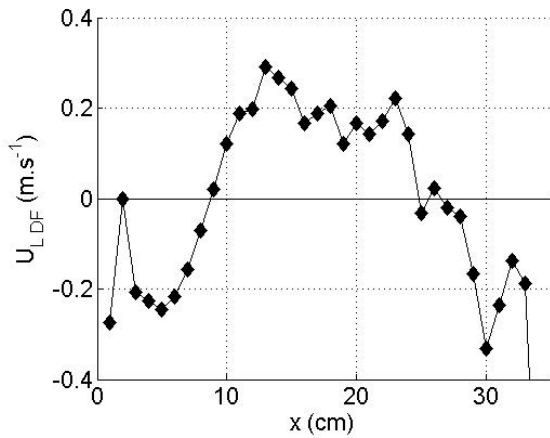
A fort débit d'aération, le chapitre 4 a montré que les phénomènes s'intensifient, notamment le phénomène d'airlift. La Figure 117 compare les vitesses de bulles des trois configurations pour  $SAD_m=0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ .



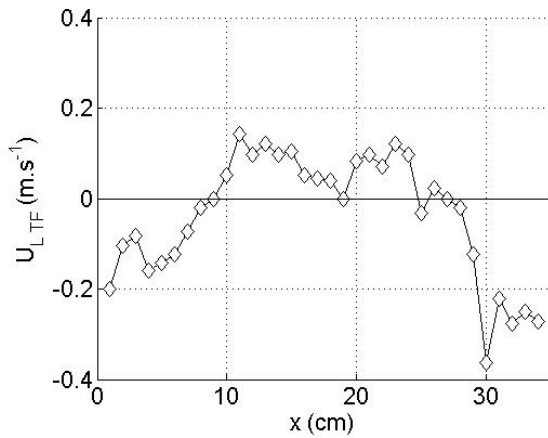
**Figure 117.** Vitesse de bulles pour  $SAD_m=0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  et trois types d'injection

Pour  $SAD_m=0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ , l'intensité de l'aération amène des perturbations des profils locaux de vitesses de bulles, surtout sur les côtes.

Pour ce fort débit d'aération, les vitesses de liquides  $U_{L\ DF}$  et  $U_{L\ TF}$  sont estimées Figure 118 et Figure 119.



**Figure 118.** Profil de vitesses du liquide DF pour  $SAD_m=0,45\text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ ,  $j_G=7,1.10^{-3}\text{ m.s}^{-1}$



**Figure 119.** Profil de vitesses du liquide TF pour  $SAD_m=0,45\text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ ,  $j_G=7,1.10^{-3}\text{ m.s}^{-1}$

Pour  $11\text{cm} < x < 24\text{cm}$ , la moyenne des vitesses du liquide est  $U_{L\ DF}=0,19\text{ m.s}^{-1} \pm 0,05\text{ m.s}^{-1}$  et  $U_{L\ TF}=0,08\text{ m.s}^{-1} \pm 0,04\text{ m.s}^{-1}$ . Plus le débit d'air est important, plus le phénomène d'airlift est intense, et les vitesses de liquides montrent une variabilité plus importante en zone centrale, que pour les faibles débits.

#### 5.2.2.4 Conclusion

Il est possible d'estimer les vitesses du liquide  $U_L$  dans la zone ascendante de l'airlift à partir des relevés de vitesses de bulles et le résultat est donné au Tableau 25 ci-dessous.

**Tableau 25.** Vitesses du liquide induites par l'écoulement airlift des bulles en positions DF et TF

|                                                                |           | <i><b>Demande spécifique d'aération (SAD<sub>m</sub>)</b></i> |                                                         |                                                         |                                                          |
|----------------------------------------------------------------|-----------|---------------------------------------------------------------|---------------------------------------------------------|---------------------------------------------------------|----------------------------------------------------------|
|                                                                |           | <b>Lieu d'injection</b>                                       | <i>0,1 Nm<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>.m<sup>-2</sup></i> | <i>0,2 Nm<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>.m<sup>-2</sup></i> | <i>0,45 Nm<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>.m<sup>-2</sup></i> |
| <b>Vitesse de liquide induite par l'airlift U<sub>L</sub>*</b> | <i>DF</i> |                                                               | 0,12 m.s <sup>-1</sup>                                  | 0,15 m.s <sup>-1</sup>                                  | 0,19 m.s <sup>-1</sup>                                   |
|                                                                | <i>HF</i> |                                                               | 0 m.s <sup>-1</sup><br><i>par définition</i>            | 0 m.s <sup>-1</sup><br><i>par définition</i>            | 0 m.s <sup>-1</sup><br><i>par définition</i>             |
|                                                                | <i>TF</i> |                                                               | 0,06 m.s <sup>-1</sup>                                  | 0,08 m.s <sup>-1</sup>                                  | 0,08 m.s <sup>-1</sup>                                   |

\* calculées en partie centrale = lieu de passage des bulles en DF (entre 11 et 24cm). La configuration HF ne permet pas l'établissement de l'airlift. Il n'y a donc, par définition, pas de vitesse de liquide  $U_L$  pour la configuration HF.

Le Tableau montre que pour la configuration DF, l'intensité de l'airlift, i.e la vitesse du liquide induite augmente avec le  $SAD_m$ . Lorsque le débit d'air est doublé de  $SAD_m=0,1 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  à  $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ ,  $U_{LDF}$  augmente de 25%. Lorsque  $SAD_m$  est multiplié par 2,25,  $U_{LDF}$  augmente encore de 25% et atteint  $0,19 \text{ m.s}^{-1}$ . Il convient de rajouter ici que ces valeurs de vitesses de liquide sont relativement faibles et que toute extrapolation nécessiterait une validation supplémentaire.

Pour la configuration HF, il n'y a pas d'effet d'airlift donc pas d'entraînement de liquide, la vitesse du liquide est logiquement égale à zéro.

Pour la configuration TF, le calcul des vitesses  $U_{LTF}$  fait apparaître une vitesse du liquide induite qui augmente de 30% lorsque le débit est doublé de  $SAD_m=0,1 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  à  $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ . Mais une augmentation de  $SAD_m$  à  $0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  ne montre pas d'augmentation supplémentaire de la vitesse moyenne du liquide  $U_{LTF}$  qui stagne autour de  $0,08 \text{ m.s}^{-1}$ . Les profils de vitesses du liquide sont plus étalés, et les gradients de vitesses sont moins prononcés dans cette aération qu'en DF.

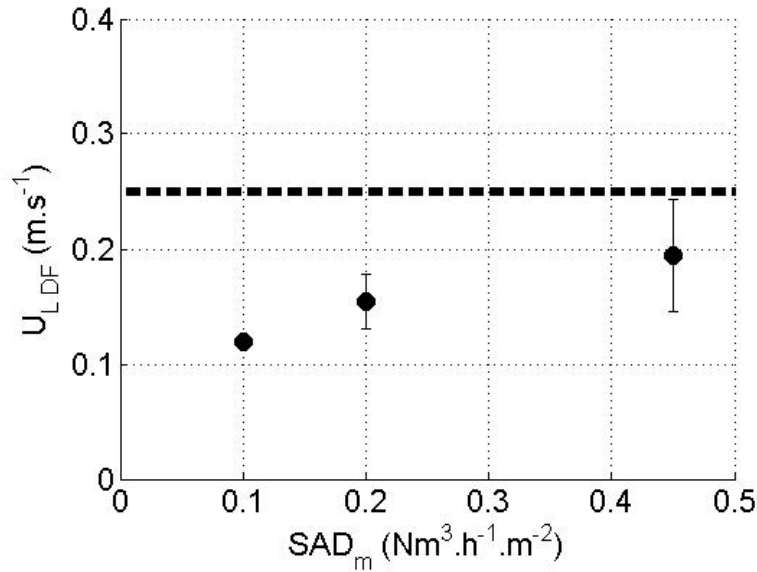
Les vitesses du liquide en aération TF sont deux fois moins élevées que les vitesses du liquide en DF, à même  $SAD_m$ .

L'airlift est plus intense en aération DF qu'en aération TF.

### 5.2.3 Exploitation et modélisation de l'airlift pour le cas DF

L'objectif est de modéliser le comportement de l'airlift, en proposant une relation entre  $U_{LDF}$  et  $SAD_m$ .

Si l'on considère la position DF, celle qui génère le colmatage le moins important, il est reporté ci-dessous ces vitesses du liquide induites en fonction de la demande spécifique d'aération.



**Figure 120.** Vitesses moyennes de liquide induites par l'airlift en configuration DF. Calcul de  $U_{LDF}$  en région centrale  $11cm < x < 24cm$ / La ligne pointillée représente la vitesse de glissement  $G=0,25 m.s^{-1}$

La Figure 120 traduit bien l'augmentation de la vitesse du liquide induite  $U_{LDF}$  avec la demande spécifique d'aération (cf. Tableau 25).

Dans un airlift, il existe deux fonctionnements par rapport au débit gazeux :

- tant que la vitesse de circulation du liquide,  $U_{LDF}$ , est plus petite que la vitesse de glissement des bulles, seul le riser est aéré, le downcomer n'est pas aéré.
- Dès que la vitesse de circulation est supérieure au glissement des bulles, (soit dès que  $U_{LDF} > G$ ) alors d'une part le downcomer est aéré, et d'autre part  $U_{LDF} = G$ .

Il existe donc une limite en terme hydrodynamique de la vitesse de circulation du liquide. Une des questions est de savoir s'il y a aussi une limite en terme de vitesse de colmatage.

Dans nos expériences, on observe que  $U_{LDF} < G$  comme le montre la Figure 120, donc le premier cas de fonctionnement d'airlift s'applique. Alors la vitesse de circulation résulte d'un équilibre entre la différence de poids de colonne entre riser et downcomer, et les pertes de charge.

L'Équation 5 traduit cet équilibre :

$$\alpha_{Gr} gH = KU_{LDF}^2 \quad \text{Équation 5}$$

avec  $\alpha_{Gr}$  la rétention gazeuse dans le riser et  $\alpha_{Gr} = \frac{j_{Gr}}{U_{Gr}} = \frac{j_{Gr}}{U_{LDF} + G}$ , où  $U_{Gr}$  est la

vitesse de gaz dans le riser notée  $V$  jusqu'à présent, i.e  $U_{LDF} + G$ .  $K$  est un coefficient de perte de charge à déterminer. Nous avons estimé la valeur de  $K=10$  qui est un ordre de grandeur acceptable pour l'estimation de ce paramètre en airlift (Rhamani (2010), Prieske *et al.* (2008)). Dans notre étude, la section de riser est égale à la section de downcomer de l'airlift.  $H$  est la hauteur du module de fibres,  $H=h_m$ .

L'Équation 5 devient donc :

$$\frac{j_{Gr}gh_m}{K} = U_{LDF}^2 (U_{LDF} + G) \quad \text{Équation 6}$$

Ou encore :

$$U_{LDF}^3 + U_{LDF}^2 G - \frac{j_{Gr}gh_m}{K} = 0 \quad \text{Équation 7}$$

L'Équation 7 a pour solution analytique :

$$U_{LDF} = (j - \gamma^3)^{1/3} \left[ \left[ 1 + \sqrt{1 - \omega^2} \right]^{1/3} + \left[ 1 - \sqrt{1 - \omega^2} \right]^{1/3} - \omega^{1/3} \right] \quad \text{Équation 8}$$

Avec les variables  $j$ ,  $\gamma$  et  $\omega$  sont reliées aux paramètres de l'airlift et définies par les Équation 9, Équation 10 et Équation 11:

$$j = \frac{j_G gh_m}{K} \quad \text{Équation 9}$$

$$\gamma = \frac{G}{3} \quad \text{avec } G \text{ la vitesse de glissement des bulles} \quad \text{Équation 10}$$

$$\omega = \frac{\gamma^3}{j - \gamma^3} \quad \text{Équation 11}$$

Les détails des calculs sont donnés en annexe.

La vitesse de circulation est donc reliée à la vitesse superficielle de gaz  $j_G$ .

Or, comme  $j_G$  ( $m.s^{-1}$ ) est relié à la demande spécifique d'aération  $SAD_m$ , alors la variable  $j$  est donnée par :

$$j = \frac{SAD_m S_m gh_m}{3600 \times S \times K} \quad \text{Équation 12}$$

avec  $h_m$  en m,  $S$  et  $S_m$  en  $m^2$ ,  $SAD_m$  en  $Nm^3.h^{-1}.m^{-2}$ ,  $g$  en  $m.s^{-2}$ .

$U_{LDF}$  est donc reliée à  $SAD_m$  par une solution analytique.

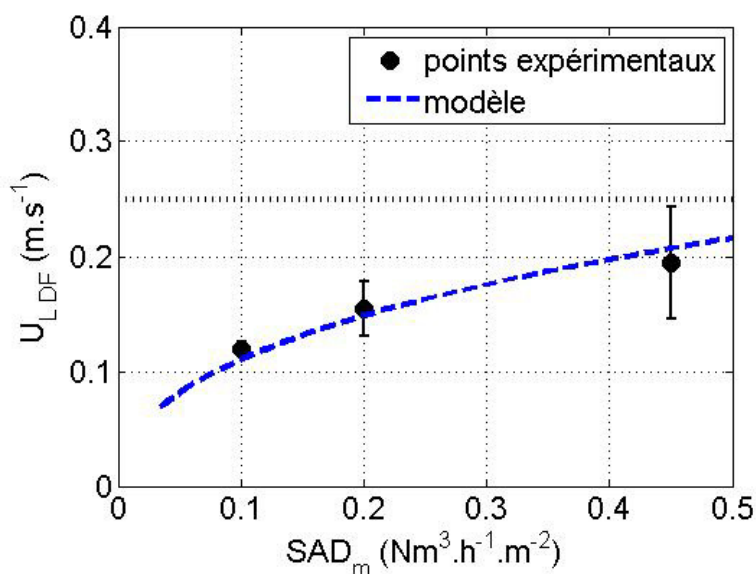
Le tableau ci-dessous permet de comparer les valeurs de vitesse du liquide induite par l'airlift, estimées expérimentalement, et calculées d'après le modèle ci-dessus :

**Tableau 26.** Comparaison des vitesses du liquide induites par l'airlift, expérimentales et selon le modèle, pour trois demandes d'aération

|                                                       | $U_{L\text{ DF}}$                                   |                         |        |
|-------------------------------------------------------|-----------------------------------------------------|-------------------------|--------|
|                                                       | Expérimental                                        | Modèle                  | %écart |
| $SAD_m=0,1 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  | $0,120 \text{ m.s}^{-1} \pm 0,006 \text{ m.s}^{-1}$ | $0,11 \text{ m.s}^{-1}$ | 9%     |
| $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  | $0,15 \text{ m.s}^{-1} \pm 0,02 \text{ m.s}^{-1}$   | $0,15 \text{ m.s}^{-1}$ | 5%     |
| $SAD_m=0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ | $0,19 \text{ m.s}^{-1} \pm 0,05 \text{ m.s}^{-1}$   | $0,21 \text{ m.s}^{-1}$ | 6%     |

Le Tableau 26 montre un écart maximal de 9% entre les valeurs de vitesses expérimentales et celles du modèle. Le modèle prédit de façon très satisfaisante les vitesses du liquide induite dans le cas de l'airlift en position DF.

La Figure 121 illustre que le modèle apporte une bonne cohérence avec les valeurs expérimentales.



**Figure 121.** Modélisation de la vitesse du liquide induite par l'airlift et comparaison avec les données expérimentales

Le modèle permet l'interpolation de la valeur de  $U_{L\text{ DF}}$  pour une aération moyenne de  $SAD_m=0,33 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ , pour laquelle les profils hydrodynamiques locaux de  $V$  n'ont pas été mesurés mais où des essais de filtration ont été réalisés.

Il vient alors :

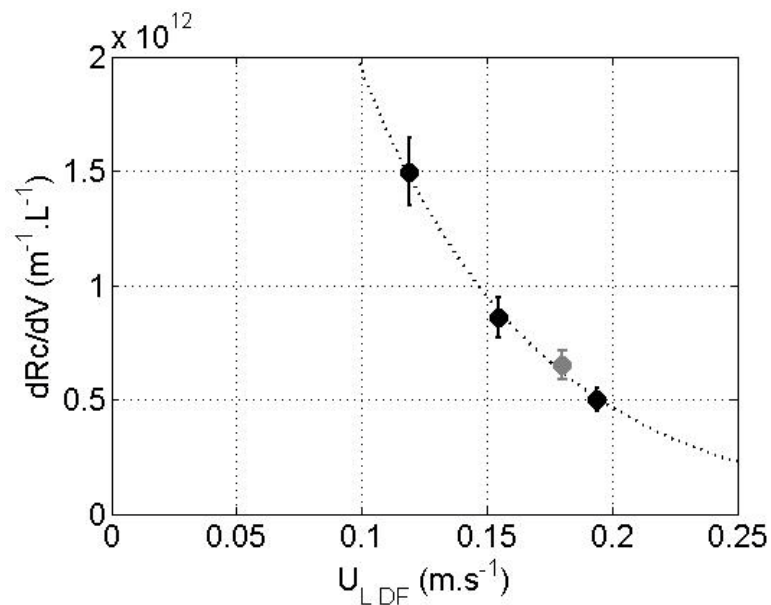
$$U_{L\,DF} (SAD_m=0,33)=0,18 \text{ m.s}^{-1} \quad \text{Équation 13}$$

Par l'exploitation des résultats hydrodynamiques locaux, il a été mis en évidence le rôle de la position d'aération sur la valeur de la vitesse induite de liquide. La position engendrant également un impact sur le colmatage, la démarche est maintenant de relier ce paramètre local  $U_{L\,DF}$  aux performances de filtration.

## 5.2.4 Lien entre vitesse du liquide induite et performances de filtration

### 5.2.4.1 Aération DF

Dans le cas où  $J=20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ , la Figure 122 expose le lien direct entre vitesse du liquide induite  $U_{L\,DF}$  et les performances de filtration (cf. tableau de valeurs en annexe).



**Figure 122.** Performances de filtration suivant la vitesse du liquide induite par l'airlift pour le flux  $J=20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  en aération DF

Il apparait clairement que pour une position DF donnée, plus le courant de liquide induit est fort, plus la vitesse de colmatage chute. **A ce stade, et dans cette position, il convient donc de favoriser l'établissement d'un airlift.**

Il est possible de proposer à partir de la Figure 122 une régression de la forme suivante:

$$\frac{dRc}{dV} = \left( \frac{dRc}{dV} \right)_{no \text{ airlift}} \exp\left(-\frac{U_{LDF}}{U_{L^*}}\right) \quad \text{Équation 14}$$

Avec  $U_{L^*}$  une valeur constante, analogue à une vitesse, et  $U_{L^*}=0,07 \text{ m.s}^{-1}$  pour ce flux de filtration.

Il est à noter que pour l'aération  $SAD_m=0,33 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  où l'essai de filtration donne une vitesse de colmatage  $dRc/dV=0,65.10^{12} \text{ m}^{-1}.\text{L}^{-1}$ , le point correspondant à cette vitesse de colmatage se trouve bien sur la régression proposée à l'Équation 14, en prenant pour  $U_{LDF}$  la valeur de  $0,18 \text{ m.s}^{-1}$  calculée par le modèle d'airlift à l'Équation 13. Ce point est indiqué en gris sur la Figure 122.

Physiquement, l'Équation 14 se comprend comme :

- pour  $U_{LDF} \rightarrow 0$ , alors  $\frac{dRc}{dV} \rightarrow \left( \frac{dRc}{dV} \right)_{no \text{ airlift}}$ , c'est-à-dire que sans vitesse du

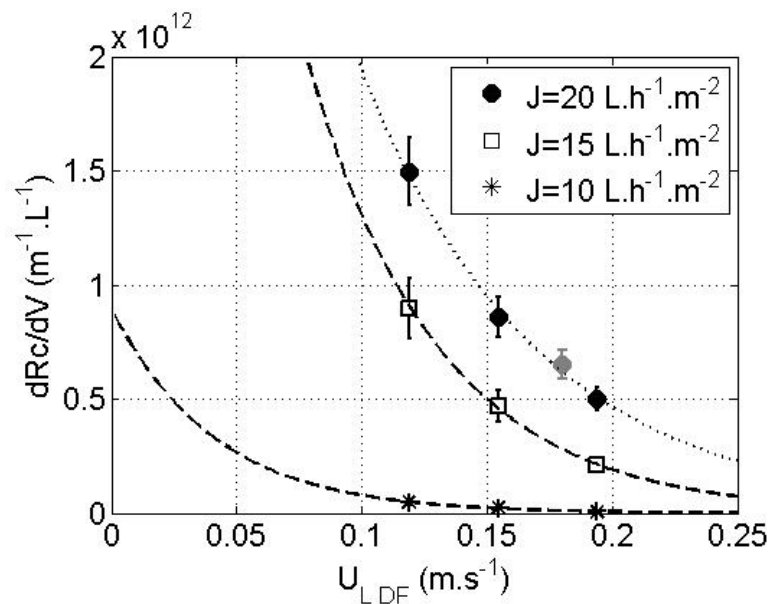
liquide induite, la vitesse de colmatage en fonction du volume filtré serait maximale et tendrait vers une valeur correspondant à un écoulement sans airlift. Une telle condition peut entre autre signifier un cas sans aération dans la configuration DF, ou aussi un cas d'écoulement HF.

$\left( \frac{dRc}{dV} \right)_{no \text{ airlift}}$  prend une valeur proche de  $8,34.10^{12} \text{ m}^{-1}.\text{L}^{-1}$  qui ne dépend que

du flux de filtration, qui est dans ce cas de  $J=20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$

- pour  $U_{L\ DF} \rightarrow +\infty$  alors le terme en exponentielle négative tend vers zéro<sup>1</sup> et  $\frac{dRc}{dV} \rightarrow 0$ . C'est-à-dire que pour une aération très importante, et un effet d'airlift très fort la vitesse de colmatage tend vers un colmatage très faible de cinétique quasi nulle. Il est possible de supposer que dans un tel écoulement de liquide, la structure des boues activées pourrait être modifiée ce qui affecterait les performances de filtration.
- Quand  $U_{L\ DF}=U_{L^*}$ , alors le terme sous l'exponentielle est égal à l'unité ( $\exp(-1) = 0,36$ ) ce qui permet de comprendre que pour une vitesse du liquide égale à  $U_{L^*}$ , les conditions hydrodynamiques seraient telles que les vitesses de colmatage sont diminuées de 36% par rapport à la valeur de vitesse de colmatage sans écoulement airlift.

La Figure 123 représente les vitesses de colmatage en fonction du courant de liquide induit pour tous les flux de filtration ; le Tableau 27 ci-dessous résume les coefficients de régression pour les trois flux de filtration.



**Figure 123.** Performances de filtration suivant la vitesse du liquide induite par l'airlift pour tous les flux et tous les débits d'air en aération DF.

<sup>1</sup> Par exemple, pour  $U_{L\ DF}=G=0,25 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ , et  $U_{L^*}=0,07 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ , l'exponentielle vaut  $\exp(-3,6)$  soit moins de 3%.

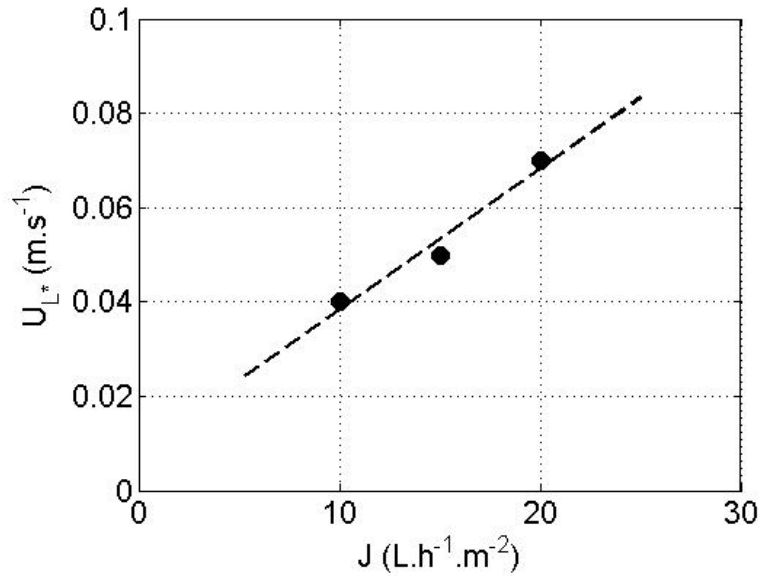
**Tableau 27.** Coefficients de régression suivant les flux de filtration

|                                                                                   | J=10 L.h <sup>-1</sup> .m <sup>-2</sup> | J=15 L.h <sup>-1</sup> .m <sup>-2</sup> | J=20 L.h <sup>-1</sup> .m <sup>-2</sup> |
|-----------------------------------------------------------------------------------|-----------------------------------------|-----------------------------------------|-----------------------------------------|
| $\left(\frac{dRc}{dV}\right)_{no\ airlift} \text{ (m}^{-1}\text{.L}^{-1}\text{)}$ | 8,94.10 <sup>11</sup>                   | 8,95.10 <sup>12</sup>                   | 8,34. 10 <sup>12</sup>                  |
| $U_{L^*} \text{ (m.s}^{-1}\text{)}$                                               | 0,04                                    | 0,05                                    | 0,07                                    |

Pour les flux moyens et forts, l'écart est faible entre une vitesse de colmatage sans effet d'airlift avec un flux de J=15 L.h<sup>-1</sup>.m<sup>-2</sup> et un flux fort de J=20 L.h<sup>-1</sup>.m<sup>-2</sup>. Les ordres de grandeur des coefficients de régression  $\left(\frac{dRc}{dV}\right)_{no\ airlift}$  sont similaires. Ce n'est pas le cas pour le faible flux de filtration J=10 L.h<sup>-1</sup>.m<sup>-2</sup>, où les résistances sans aération sont d'un ordre de grandeur inférieur à celui en filtration J=15 L.h<sup>-1</sup>.m<sup>-2</sup>.

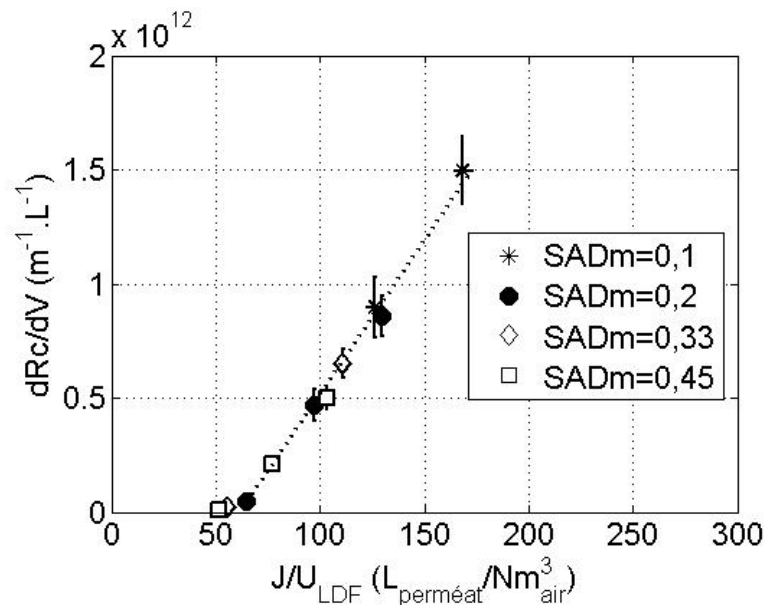
A titre d'exemple, on observe que les vitesses de colmatage sans effet d'airlift sont au moins cinq fois plus grandes que les vitesses de colmatage en aération HF (cf. valeurs en tableau annexe) pour des flux moyens et forts.

Concernant les valeurs de  $U_{L^*}$ , on observe que  $U_{L^*}$  augmente lorsque le flux de filtration J augmente. La variation de  $U_{L^*}$  est presque linéaire (cf. Figure 124) et il est trouvé que  $U_{L^*} \approx 0,0030 \times J$ .



**Figure 124.** Linéarité de la vitesse  $U_{L*}$  proposée dans la régression en fonction du flux de filtration

Dans la même approche développée au chapitre 3, il est intéressant d'essayer de corréler les valeurs de vitesse de colmatage avec les grandeurs locales. L'ensemble des vitesses de colmatage de la position DF sont rappelées Figure 125 en fonction de  $J/U_{LDF}$ . Ce rapport traduit le ratio entre le flux de perméat  $J$  qui est responsable de l'apport des composés au voisinage de la membrane, et  $U_{LDF}$  qui favorise la limitation du colmatage.



**Figure 125.** Normalisation des vitesses de colmatage en DF par le ratio  $J/U_{LDF}$

La Figure 125 montre que quelles que soient les conditions d'aération et de flux, les vitesses de colmatage sont toutes sur une même droite d'équation  $dRc/dV = a \times J / U_{L\ DF} + b$ . L'ordre de grandeur de la pente  $a$  est de 0,014.

**Dans le cas de l'airlift de la position DF où il a été montré que l'on peut prédire la vitesse du liquide induite, il est donc possible de prévoir les vitesses de colmatage connaissant le paramètre opératoire du flux.**

#### 5.2.4.2 Comparaison entre les cas DF et TF

La question s'est posée de développer la même démarche (que pour l'aération DF) pour prouver le lien entre  $dRc/dV$  et la vitesse du liquide induite par l'airlift dans cette aération TF :  $U_{L\ TF}$ .

Tout d'abord, il faut rappeler que l'effet d'airlift est moins marqué pour cette aération (cf. Tableau 25), et qu'établir un modèle comme il a été établi et vérifié pour l'aération DF est plus délicat. En effet, en aération TF, l'injection et la présence des bulles est uniforme, et les zones des bords de cuve sont aussi aérées. Les hypothèses de non aération pour établir un modèle basé sur l'équilibre entre les pertes de charge et le poids de colonne d'eau ne sont pas valides.

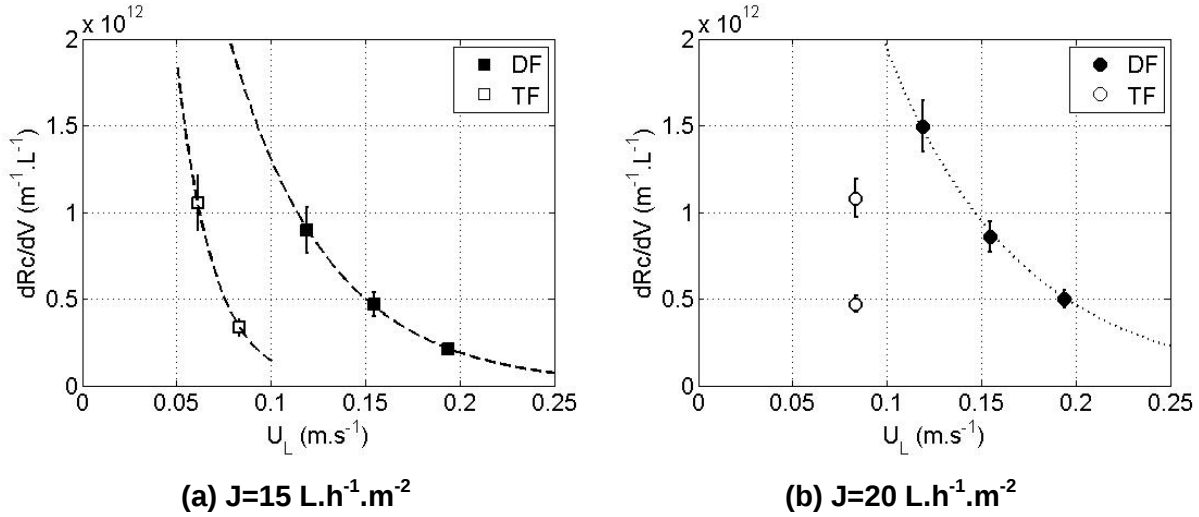
Cependant, il a été recherché un lien entre les vitesses de colmatage et vitesse du liquide  $U_{L\ TF}$ . La Figure 126 compare ce lien pour deux flux de filtration et dans l'aération TF par rapport à DF.

Pour une même aération  $SAD_m = 0,1 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$  pour  $J = 15 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$  (Figure 126a) d'une part et  $SAD_m = 0,2 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$  pour  $J = 20 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$  (Figure 126b) d'autre part, le faible avantage de la configuration DF sur la configuration TF pourrait être expliqué par une vitesse du liquide induite  $U_L$  deux fois supérieure en DF qu'en TF (cf. Tableau 25).

Ce qui est aussi notable sur la Figure 126 est le fait que des vitesses de colmatage quasi égales peuvent être obtenues par des vitesses du liquide induites très différentes, à moyenne et forte aération: par exemple, à  $J = 20 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$  (Figure 126b), une vitesse du liquide de  $U_{L\ TF} = 0,08 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$  deux fois inférieure à  $U_{L\ DF} = 0,19 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ ,

pour un même  $SAD_m=0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  donne le même comportement en terme de colmatage avec  $dRc/dV=0,5.10^{12} \text{ m}^{-1}.\text{L}^{-1}$ .

Ces résultats montrent que la vitesse du liquide ne peut pas permettre d'expliquer la différence entre aération DF et TF à moyenne et forte aération, et qu'il faut étudier la contribution des bulles, qui se trouvent sur toute la section de la cuve en TF.

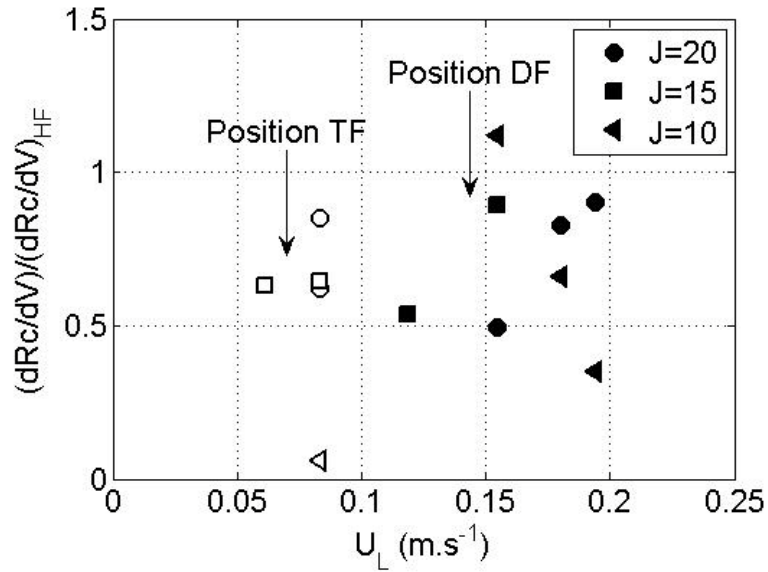


**Figure 126.** Différences de comportement par rapport à la vitesse du liquide entre les positions DF et TF – Flux  $J=15 \text{ L}.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  (a) et  $J=20 \text{ L}.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  (b).

La démarche de régression des vitesses de colmatage en fonction du rapport de  $J/U_{L\text{ TF}}$  n'est pas possible par manque de points expérimentaux.

#### 5.2.4.3 Comparaison entre vitesse de liquide induite et rapport des vitesses de colmatage

En aération HF, il a été décrit l'absence d'airlift. La Figure 127 montre le rapport des vitesses de colmatage entre DF et HF en fonction de la vitesse du liquide induite  $U_{L\text{ DF}}$ . Elle montre également ce rapport entre TF et HF en fonction de  $U_{L\text{ TF}}$ .



**Figure 127.** Rapport des vitesses de colmatage en fonction du volume filtré, calculé entre les positions DF et HF, et entre les positions TF et HF, et exprimé en fonction de la vitesse du liquide induite par l'airlift pour tous les flux de filtration

La Figure 127 montre d'abord que le rapport des vitesses de colmatage est toujours inférieur à un (l'essai en flux faible montrant un rapport supérieur à un n'est pas significatif au vue de l'erreur), lorsque  $U_L$  est positif, quelle que soit la configuration considérée.

La figure montre de façon générale que la vitesse du liquide induite est liée à l'amélioration des performances de filtration entre l'aération DF et HF et entre l'aération TF et HF. Elle montre également que  $U_L$  n'est pas le seul paramètre contrôlant les performances de filtration.

### **5.2.5 Conclusion sur le lien entre l'hydrodynamique locale et la filtration pour l'injection de type grosses bulles**

Pour la configuration DF, la vitesse de colmatage est liée avec la vitesse du liquide induite  $U_{LDF}$  (dont un modèle peut prédire la valeur avec une bonne précision) selon une régression de type exponentielle. D'autre part, l'ensemble des résultats permet de relier la vitesse de colmatage en fonction du rapport  $J/U_{LDF}$ .

Pour la configuration TF, bien que n'ayant que peu de points expérimentaux, on peut penser qu'on retrouve la même tendance que pour l'aération DF ce qui confirme que l'établissement d'un airlift est souhaitable à faible aération.

Pour la configuration HF, une augmentation de l'aération diminue les vitesses de colmatage. Il n'a pas été mesuré de grandeurs locales pouvant expliquer ce résultat. Cependant des exploitations complémentaires des vitesses RMS sont envisagées pour voir l'influence de l'aération sur  $V_{RMS}$  en position HF.

Par ailleurs, il manque des mesures sur la phase liquide pour essayer d'expliquer ce résultat. Ces mesures seront réalisées à la suite de la thèse et constituent une des principales perspectives d'étude.

$U_L$  apparait comme un paramètre pouvant expliquer l'avantage d'une aération DF sur une aération HF pour des conditions fortement colmatantes (moyen et fort flux) et pour des aérations faibles et très faibles. D'autre part, la supériorité de  $U_{LDF}$  sur  $U_{LTF}$  pourrait être une raison de l'avantage d'une aération DF sur une aération TF pour des aération très faibles et faibles associées à des flux moyens et forts respectivement.

A forte aération, il n'a pas été trouvé de moyen pour expliquer pourquoi la position d'injection d'air n'a pas d'impact significatif sur les performances de filtration.

Il est aussi montré que  $U_L$  n'est pas le seul paramètre contrôlant les performances de filtration.

### 5.3 L'action de l'air pour une aération fines bulles

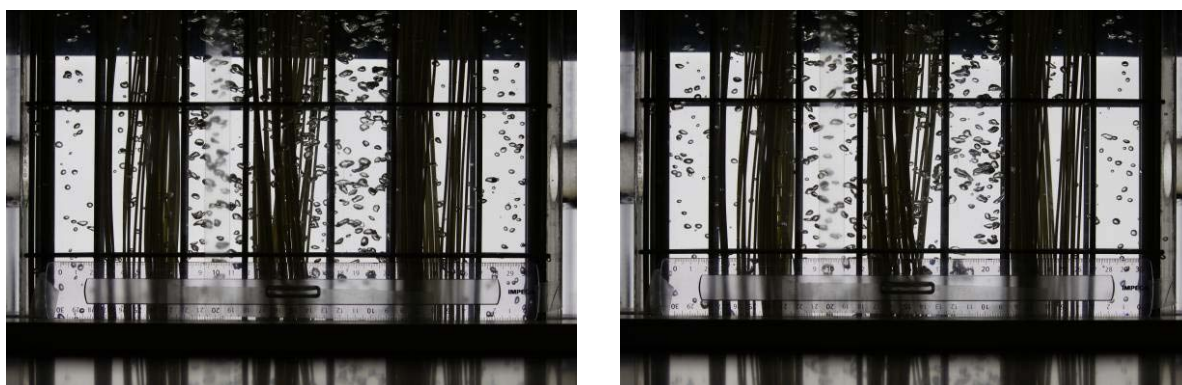
Le choix de tester l'injection de fines bulles permet à la fois de contrôler le colmatage des membranes et de transférer de l'oxygène à la solution biologique des bioréacteurs à membrane. En effet, le transfert d'oxygène est d'autant plus important que les bulles sont petites. D'autre part, au vue de la pénétration des bulles dans les faisceaux, il est très possible que les grosses bulles soient déstructurées et que des ruptures amènent une diminution dans la taille des bulles. Cela motive la caractérisation hydrodynamique d'une injection de fines bulles, en lien avec les performances de filtration.

#### 5.3.1 Profils locaux en injection fines bulles : comparaison avec les grosses bulles

Le chapitre 3 a pu démontrer que l'aération de fines bulles dans une configuration DF pour une aération faible comme forte engendrait un colmatage plus important qu'en injection grosses bulles. Les profils hydrodynamiques locaux, mesurés par bisonde optique dans les mêmes conditions d'aération sont présentés maintenant.

##### 5.3.1.1 Injection de fine bulles dans les faisceaux pour une aération faible: $SAD_m = 0,2 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$

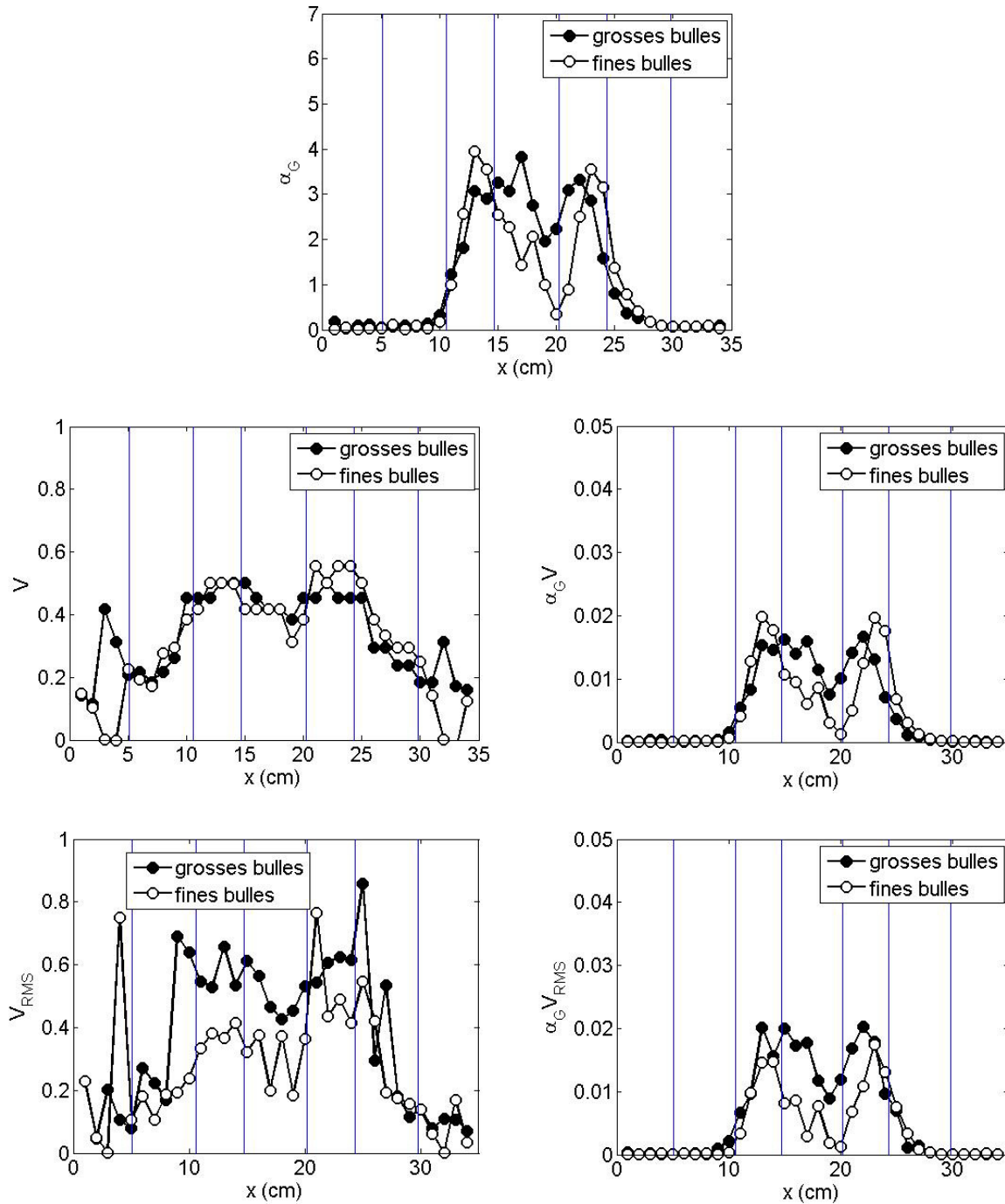
Les clichés de la Figure 128, lors d'une aération de fines bulles, en configuration Dans Faisceaux, pour une aération faible, illustrent le caractère beaucoup plus homogène de la population de bulles injectées.



**Figure 128.** Visualisation écoulement fines bulles Dans Faisceaux pour un débit d'air  $SAD_m = 0.2 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ . Vitesse d'obturation 1/4000s .

Les bulles sont ellipsoïdales de plus grand diamètre d'environ 4mm, et de plus petit diamètre d'environ 2mm, soit une excentricité de bulles de 2. Elles sont réparties sur la zone centrale de la cuve dans l'injection Dans Faisceaux, et le même phénomène d'airlift qu'en grosses bulles est observé macroscopiquement. La Figure 129 ci-dessous présente les profils de rétention, de vitesse, de flux de gaz, et de vitesse fluctuante pour une aération moyenne  $SAD_m = 0,2 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ , en aération « Dans Faisceaux » pour l'aération fines bulles et grosses bulles respectivement. Les rétentions gazeuses locales montrent une tendance similaire à l'écoulement de grosses bulles dans les profils locaux, avec le même déséquilibre entre des zones aérées au centre et des zones non aérées sur les côtés. Cela confirme que l'airlift est un mécanisme qui se développe aussi en aération de fines bulles comme en aération de grosses bulles. La dispersion des petites bulles semble plus faible que celle des calottes car le faisceau de fibres central n'est que très peu aéré.

Les vitesses moyennes de bulles  $V$  sont très peu différentes sur la Figure 129 entre les fines et les grosses bulles ; en partie centrale  $V$  atteint environ  $0,45 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ . On peut penser que les vitesses sont sensiblement égales car le passage des grosses bulles dans le faisceau central a déstructuré ces grosses bulles et leur diamètre équivalent est devenu proche du diamètre des fines bulles, moins sujettes à la rupture.



**Figure 129.** Résultats de profils pour  $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$  - Aération fines bulles - Aération Dans Faisceaux

En terme de fluctuation de vitesse  $V_{\text{RMS}}$ , le profil pour les fines bulles montre des valeurs en moyenne à  $V_{\text{RMS}}=0,4 \text{ m.s}^{-1}$  en région centrale, avec peu de fluctuation sur la valeur de  $V_{\text{RMS}}$ . Le profil pour les grosses bulles montrent des valeurs en moyenne à  $V_{\text{RMS}}=0,6 \text{ m.s}^{-1}$  en région centrale. Malgré les fortes fluctuations du signal pour les grosses bulles, le niveau d'agitation turbulente des grosses bulles est tout de même significativement plus important pour les grosses bulles que pour les fines bulles

(environ 30%). En ce qui concerne les performances de filtration dans ce cas, on a  $dRc/dV=8,6.10^{11} \text{ m}^{-1}.\text{L}^{-1}$  en aération de type grosses bulles et  $dRc/dV=23,6.10^{11} \text{ m}^{-1}.\text{L}^{-1}$  pour une aération de type fines bulles ce qui donne un facteur 2,7 (cf. tableau en annexe).

**L'agitation des bulles peut être l'explication des différences de filtration, tous les autres profils étant similaires.**

### **5.3.1.2 Injection de fines bulles hors des faisceaux pour une aération faible: $SAD_m=0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$**

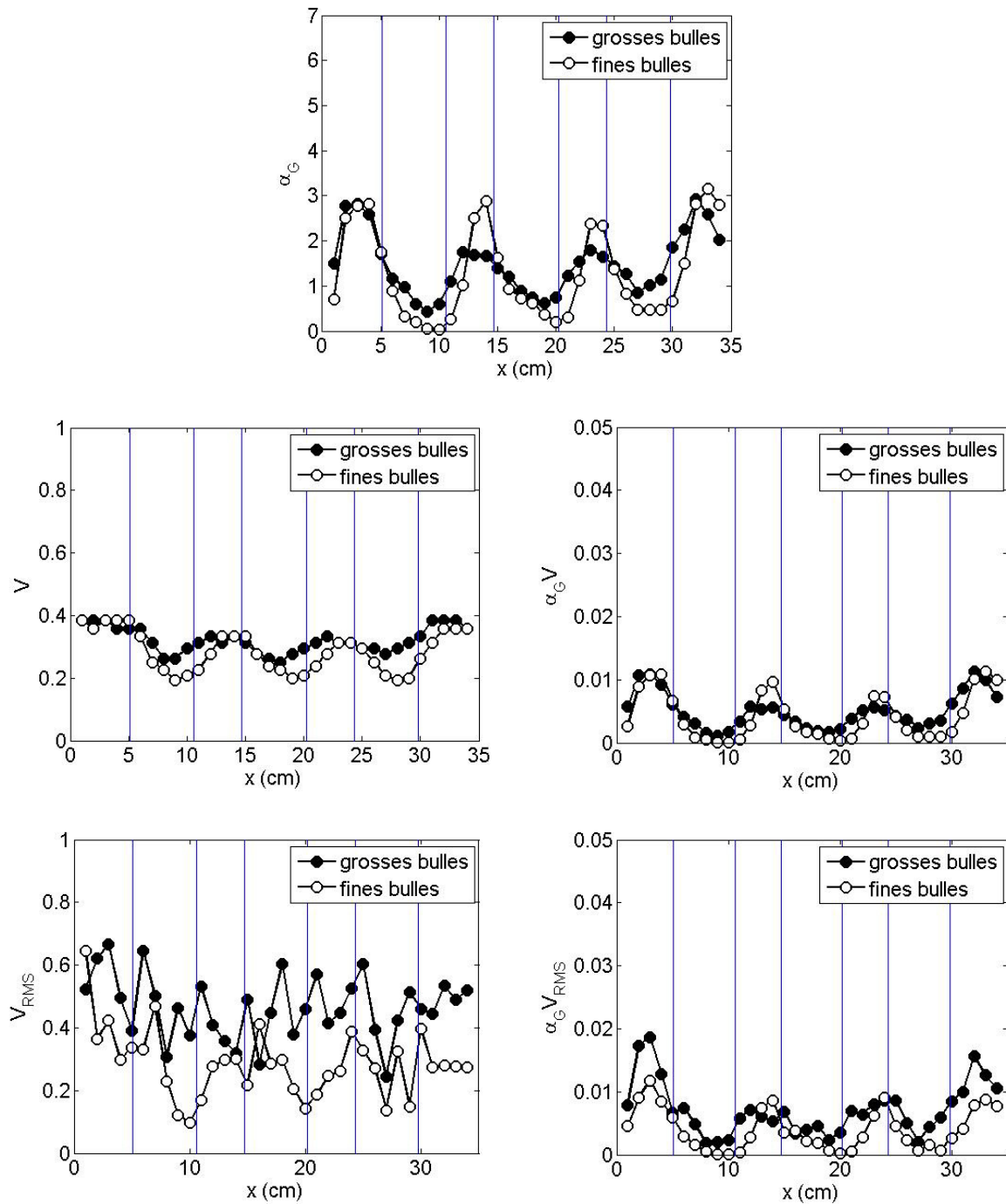
Il a été testé le type d'injection de fines bulles pour le même débit que précédemment avec une configuration HF (Figure 130).



**Figure 130.** Visualisation écoulement fines bulles Hors Faisceaux pour un débit d'air  $SAD_m = 0,2 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ . Vitesse d'obturation 1/4000s.

Sur la Figure 130, les fines bulles injectées hors des faisceaux de fibres semblent bien réparties entre les faisceaux et de façon homogène. Il semble y avoir une seule population de bulles.

La Figure 131 présente les résultats des profils locaux réalisés par bisonde optique dans les mêmes conditions d'aération.



**Figure 131.** Résultats de profils pour  $SAD_m = 0,2 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$  - Aération fines bulles - Aération Hors Faisceaux

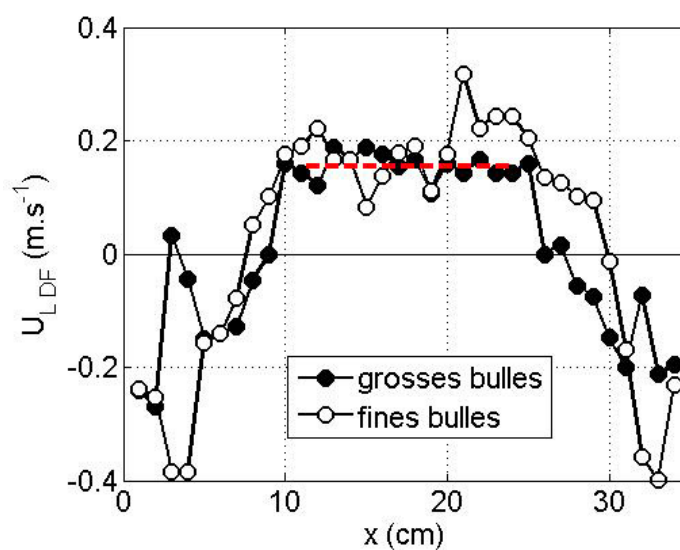
L'injection Hors faisceaux concernant les fines bulles présente les mêmes tendances que pour les calottes injectées hors des faisceaux en matière de rétention gazeuse ; les faisceaux de membranes en zones 2, 4 et 6 sont tout de même encore moins aérés que pour l'injection de grosses bulles, ce qui confirme que les fines bulles pénètrent encore moins les faisceaux de fibres adjacents que les grosses bulles,

phénomène que l'on peut associer à la dispersion turbulente du gaz. Les vitesses  $V$  en zone 2, 4 et 6 semblent différentes, mais elles se rapportent à des zones où très peu de bulles sont présentes. Il faut donc considérer le flux de gaz  $G V$ , qui nous permet de conclure que les vitesses moyennes de gaz sont les mêmes en aération fines bulles qu'en aération grosses bulles. En ce qui concerne les profils de  $V_{RMS}$ , le profil local des fines bulles semble moins sujet à fluctuation de la valeur de  $V_{RMS}$  suivant  $x$ , que le profil local des grosses bulles (cela traduit une meilleure convergence du signal en vitesse sur les fines bulles).

De plus, l'agitation turbulente fournie par les bulles est significativement supérieure pour les grosses bulles par rapport aux fines bulles, en position HF. Une fois encore, seuls les profils  $V_{RMS}$  montrent une différence entre l'hydrodynamique générée par les fines bulles et celle générée par les grosses bulles.

Les profils ont été réalisés pour une même aération à DF et à HF, il est ainsi possible d'utiliser la même démarche qu'en grosses bulles pour estimer les vitesses du liquide induite  $U_{L\ DF\ fines\ bulles}$ , sachant que la vitesse de glissement de grosses bulles est peu différente de la vitesse de glissement pour de fines bulles ellipsoïdales.

La Figure 132 présente les vitesses du liquide induites par les bulles, calculées d'après les profils de vitesses moyennes de bulles en condition Dans Faisceaux et Hors Faisceaux.



**Figure 132.** Vitesse du liquide induite par les bulles lors du mécanisme d'airlift présent en aération Dans Faisceaux. Aération de fines bulles et grosses bulles.  $SAD_m = 0,2 Nm^3.h^{-1}.m^{-2}$ . La ligne pointillée représente  $U_{L\ DF\ grosses\ bulles} = 0,15 m.s^{-1}$  à ce débit d'air

L'aération de fines bulles montre une plus grande variabilité dans les valeurs de  $U_{LDF}$ , cela est dû à la moins grande dispersion des bulles en région centrale. La moyenne des vitesses du liquide induites est cependant très proche de celle liée à l'aération de grosses bulles.

Ainsi, quel que soit le type de bulles injectées, les vitesses du liquide induites par le passage des bulles en écoulement airlift sont identiques. **Le mécanisme d'airlift est donc similaire en écoulement de type grosses bulles et de type fines bulles.**

### 5.3.2 Le lien avec la filtration

Le chapitre 3 a montré que les performances de filtration sont meilleures pour les grosses bulles que pour les fines bulles puisque les fines bulles amènent des vitesses de colmatage au moins deux fois plus élevées que les grosses bulles quel que soit le débit d'air testé, pour une aération DF et un flux de filtration fort.

Or l'effet d'airlift est similaire entre les fines bulles et les grosses bulles ; cela a été mesuré pour l'aération à  $SAD_m = 0,2 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ . Le mécanisme d'airlift étant constant, il y a donc un autre mécanisme qui explique ce colmatage plus fort lors de l'injection de type fines bulles.

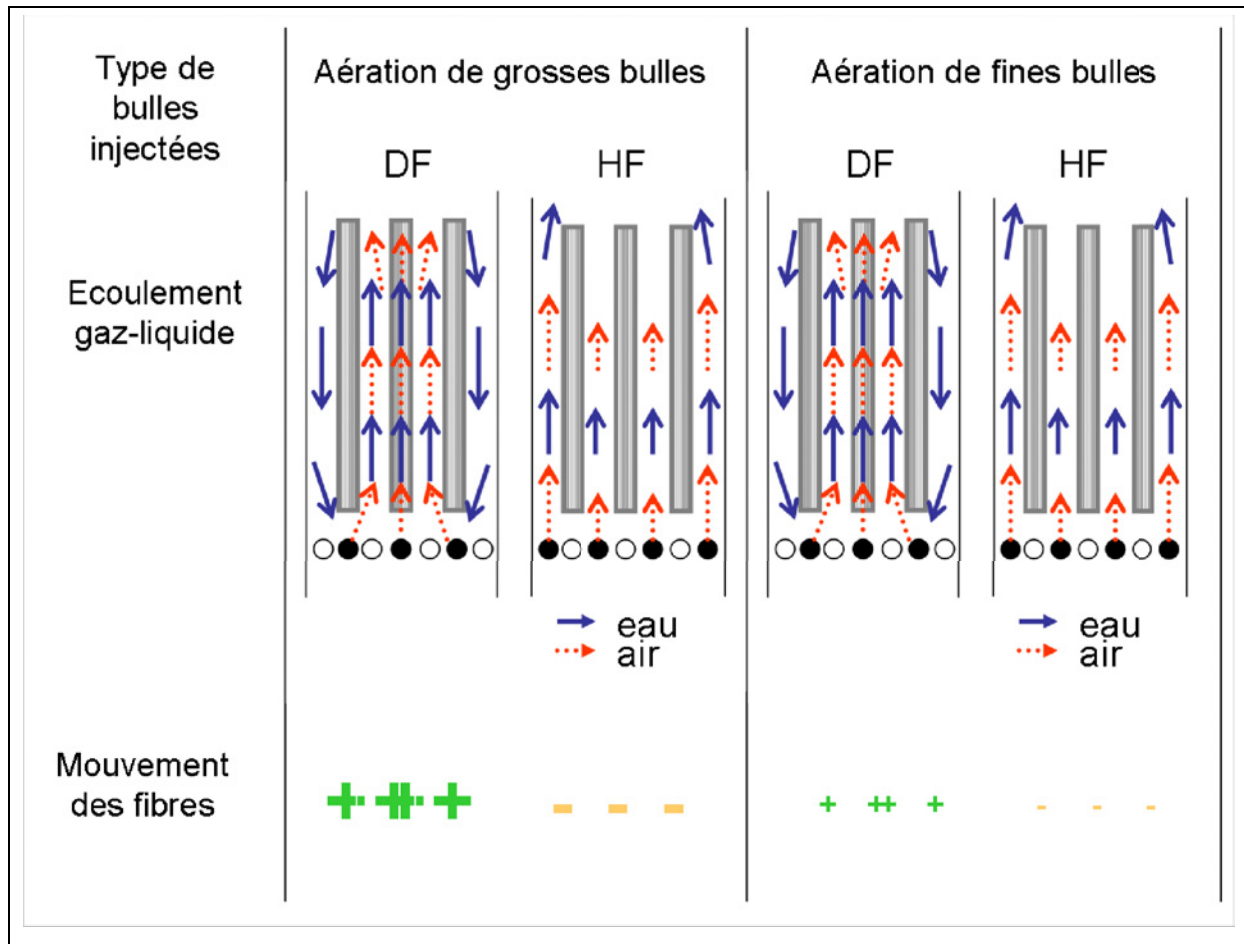
L'agitation turbulente des bulles est significativement plus importante en écoulement de type grosses bulles qu'en écoulement de type fines bulles (cf. Figure 129 et Figure 131).

Le rapport de l'agitation turbulente des bulles entre une injection de type grosses bulles et celle de type fines bulles est autour de 65%. Le rapport des vitesses de colmatage entre les deux types d'aération pour le même débit d'aération et la configuration DF, est de 38% (cf. Tableau en annexe).

**On attribue donc au terme d'agitation turbulente des bulles les différences de performances de colmatage entre grosses bulles et fines bulles, quel que soit le débit d'aération.**

Par ailleurs, les fluctuations de vitesses liquides  $\overline{v_L'^2}$  (non mesurées dans cette étude mais cela constitue une perspective de travail) pourraient être reliées aux fluctuations de vitesses de gaz mesurées  $\overline{v'^2}$ . Et le mouvement des fibres peut être relié à ces fluctuations de vitesses de liquide. Il est donc logique de penser que le mouvement des fibres pourrait être relié au mécanisme d'agitation des bulles.

Ce mouvement des fibres a pu être quantifié par observations macroscopiques. Ce mouvement est décrit et synthétisé par la Figure 133, qui rappelle d'une part les écoulements moyens de gaz et de liquide suivant la position d'aération, et d'autre part le mouvement des fibres, dont l'intensité est traduite par les signes + et -. Par mouvement on entend le déplacement latéral des fibres d'un faisceau. A cause de l'hétérogénéité d'aération, chaque faisceau est étudié individuellement.



**Figure 133.** Schéma d'observations macroscopiques de l'écoulement diphasique lié aux positions DF et HF. Mouvement des fibres décrits selon l'intensité du déplacement latéral (+ pour fort et - pour faible)

La Figure 133 traduit que pour une aération DF, il apparaît que les fibres ont un déplacement latéral important. Le faisceau central est mis en mouvement premièrement par les grosses bulles injectées sous le faisceau central (zone 4), et qui pénètrent dans le faisceau et agite les fibres du centre. D'autre part, le faisceau central est aussi agité par les grosses bulles injectées en zones 2 et 6, qui regagnent le centre lors de l'effet d'airflit, et qui sont en ascension en zones 3 et 5. Ces grosses bulles agitent les faisceaux, et encore plus le faisceau central que les faisceaux adjacents (mouvement ++). En aération HF, les profils de gaz du chapitre 4 ont montré une faible pénétration des grosses bulles dans les faisceaux de fibres si bien que le mouvement des fibres est faible. Il n'y a pas de différence de mouvement entre les faisceaux. Malgré la difficulté de mise en place de méthodes précises de caractérisation du mouvement des fibres en milieu complexe, l'étude approfondie à échelle locale du mouvement des fibres serait intéressante et peut constituer une perspective d'étude.

#### ***5.4 Discussion sur la mise en œuvre de l'aération dans un BAM***

Si l'airlift établit des vitesses du liquide qui aident à limiter le colmatage, du moins dans certaines conditions de flux et de faible aération, alors on peut se demander comment favoriser l'établissement de l'airlift, dans notre configuration, et dans des cas plus complexes.

Si l'injection de grosses bulles est préférable, car l'aération de fines bulles est moins efficace pour limiter le colmatage, alors on peut se demander dans un deuxième temps comment contrôler l'injection et conserver l'intégrité des grosses bulles dans la cuve.

##### **5.4.1 Engendrer un mécanisme d'airlift dans une complexité industrielle**

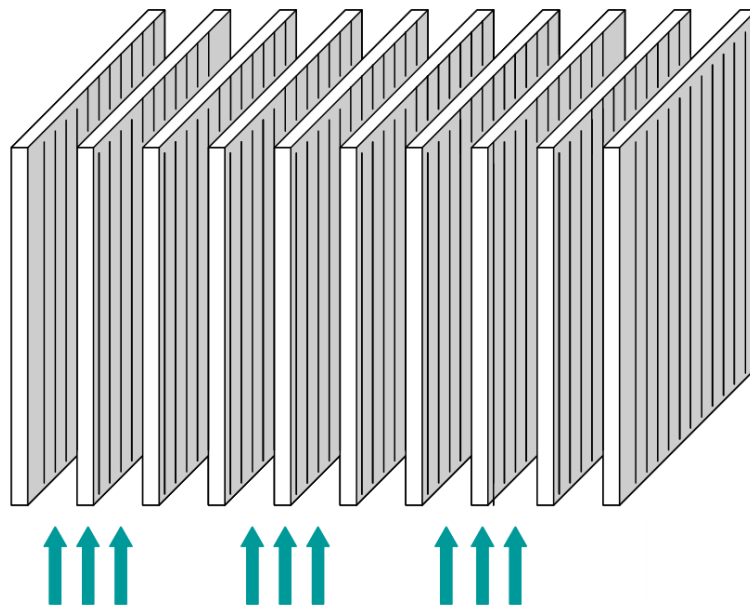
Un des mécanismes mis en avant pour expliquer l'effet positif de l'air à faible aération, est le mécanisme d'airlift, qu'il est intéressant de provoquer en réfléchissant sur le lieu des injecteurs d'air.

Dans notre géométrie, une aération DF provoque un effet d'airlift, tout comme une aération uniforme TF, mais on peut se demander quel est le rôle des parois de la cuve, et quelle serait la position à adopter dans le cas où plusieurs faisceaux de

fibres (plus que les trois de l'étude) seraient présents, pour provoquer un airlift, et l'entretenir. Il est vivement préconisé de ne pas injecter d'air uniquement entre les faisceaux de fibres, pour ainsi éviter un écoulement comme dans la configuration HF.

#### 5.4.1.1 Scénario 1 : l'aération Dans Faisceaux adaptée

Une aération à la verticale de tous les faisceaux de fibres, amènerait une contribution d'agitation des bulles puisque les bulles seraient susceptibles de passer dans leur faisceau respectif. Néanmoins, pour provoquer l'apparition d'un airlift, il est logique de supposer qu'il convient de déséquilibrer les poids de colonne d'eau en jouant sur le placement d'aérateurs par ensembles, les ensembles étant espacés les uns des autres tel que schématiquement représentés Figure 134.

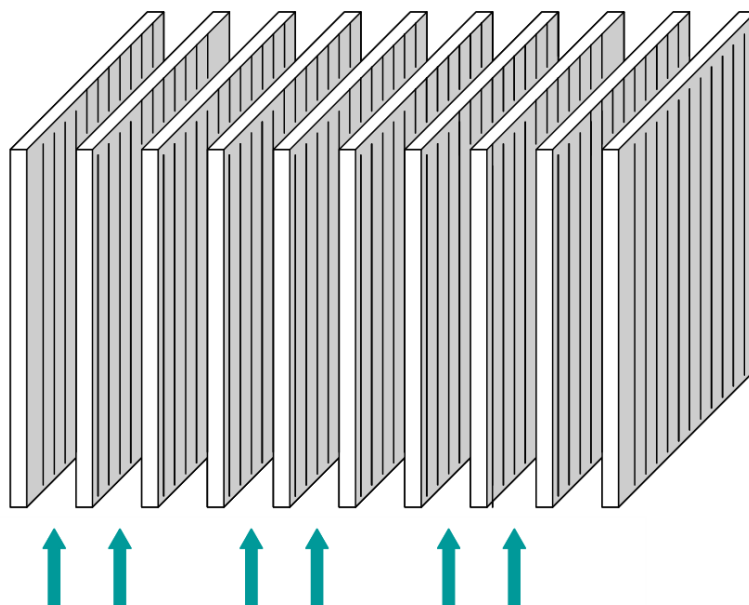


**Figure 134.** Scénario 1 d'aération

Ainsi, la contribution d'agitation est présente puisque des bulles sont injectées sous les faisceaux, et un airlift peut se mettre en place. Cette solution reste à approfondir par des essais de filtration dans notre installation expérimentale. De plus, la simplicité apparente de ce scénario est à nuancer avec les possibles limitations techniques rencontrées pour implémenter un tel système (vannes spécifiques, injection intermittente, etc...).

#### 5.4.1.2 Scénario 2 : une autre aération proposée

Une autre solution proposée est décrite Figure 135.



**Figure 135.** Scénario 2 d'aération

Le placement des aérateurs dans ce cas, entre les faisceaux de fibres, mais espacés de un ou plusieurs intervalles, devrait engendrer l'établissement d'un airlift. A faible aération, cela devrait suffire pour engendrer une vitesse liquide et réduire les vitesses de colmatage. Cette solution reste à approfondir par des essais de filtration dans notre installation expérimentale ; ceci est en cours d'étude.

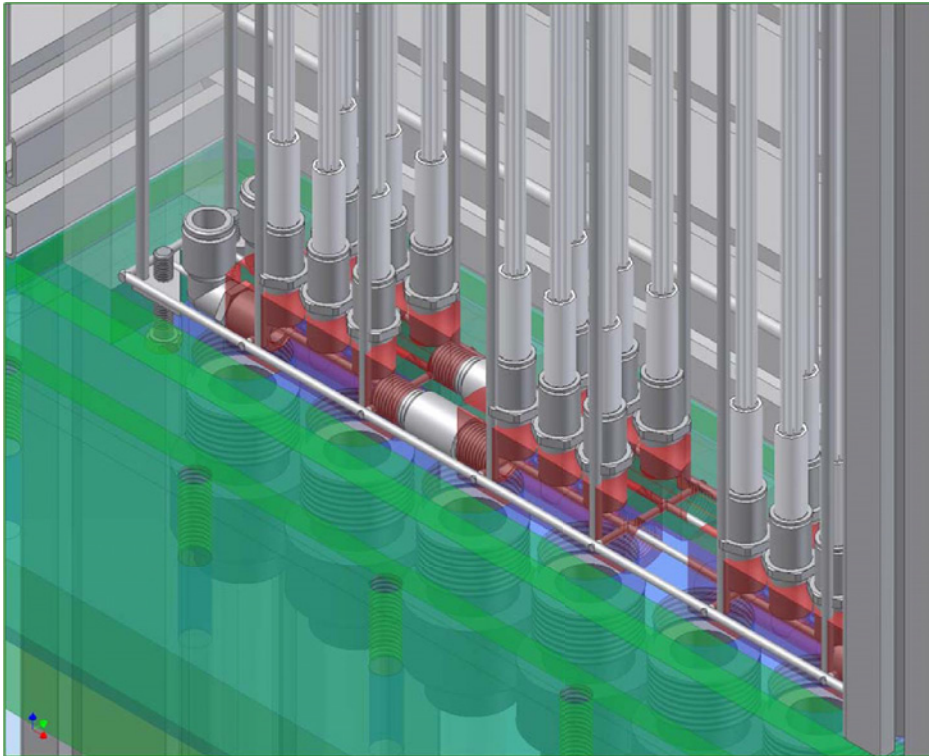
#### 5.4.2 Injection de grosses bulles et conservation de l'intégrité

L'intégrité des grosses bulles dans la cuve nécessite de contrôler l'injection en amont du réacteur qui doit fournir des grosses bulles de façon contrôlée ; il est ensuite important de regarder comment se comporte la grosse bulle au passage de la singularité entre la conduite d'injection et le réacteur. La Figure 136 illustre la complexité de la singularité de passage pour les grosses bulles dans notre installation expérimentale.

Au cours de la thèse, une réflexion a été menée sur ce sujet et plusieurs études ont été réalisées dans le cas d'injection d'une poche isolée, et d'un train de poches, pour caractériser la déformation subie au passage d'une singularité. La majorité des

résultats a été obtenue dans le premier cas simplifié. Ils montrent un comportement contrasté en terme de rupture et de déformation, conditionnée par la géométrie.

Enfin, si jamais il y a rupture à l'injection, il est intéressant de savoir si les grosses bulles se reforment rapidement après la rupture, en aval de la singularité. Les paragraphes suivants présentent des éléments de réflexion sur ce point.



**Figure 136.** Dessin de la singularité de passage dans notre installation expérimentale.

#### **5.4.2.1 La conduite en amont : génération de grosses bulles**

La technologie qui a été choisie dans notre réacteur pour injecter l'air, à savoir des tubes d'injection de grande longueur ( $L_t=700$  mm) et de diamètre  $D_t=16$  mm, permet la génération d'un écoulement intermittent à poches (Figure 137). Un tel écoulement permet de contrôler la vitesse et la fréquence des poches générées.

Il y a aussi une taille maximale de poches qui peut être générée. Les paramètres variables pour contrôler la fréquence, la taille et la vitesse d'ascension des bulles sont le débit de gaz à l'injection, et le diamètre de la conduite d'injection.



**Figure 137.** Ecoulement intermittent à poche –  $D_t=0,028$  m

En écoulement à poche isolée ou de train de bulles, le système d'injection utilisé ici est donc un excellent moyen de contrôler et de fixer des grosses bulles en amont de l'injection dans la cuve.

#### **5.4.2.2 Le passage de la restriction : résultats sur un pilote modèle**

Il est important de caractériser le comportement de la bulle à l'entrée dans le réacteur. En effet, lors du passage entre le tube d'injection situé à l'amont, présenté ci-dessus et le réacteur, la bulle rencontre les faisceaux de membranes qui représentent une restriction de passage pour la bulle (Figure 136). La bulle va être soumise à de fortes déformations et il est possible que cette restriction engendre une rupture de la bulle. Plusieurs études ont été menées au cours de la thèse pour :

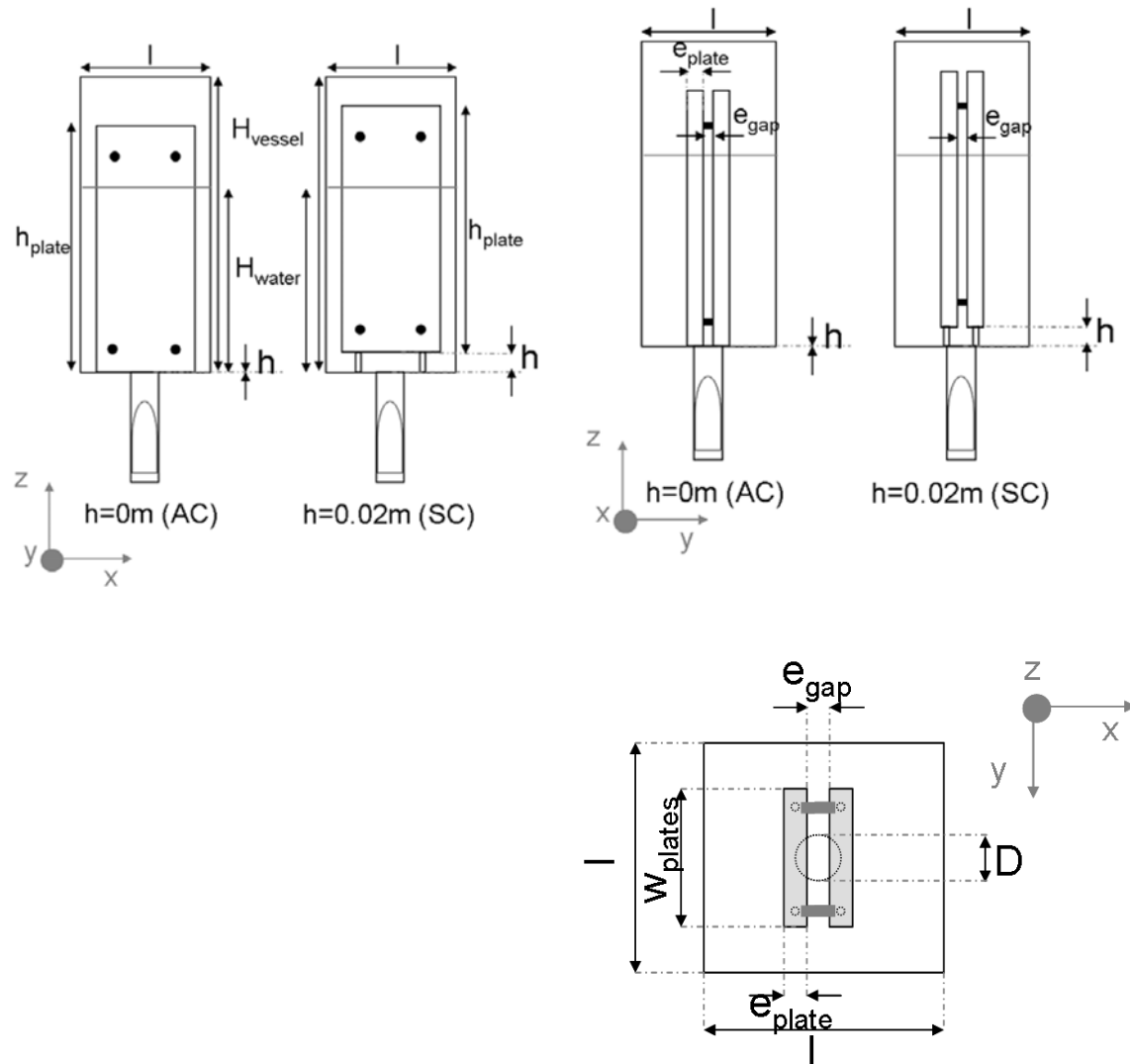
- observer le comportement de la bulle, appelée bulle de Taylor, au passage d'une restriction dans une géométrie modèle s'apparentant au pilote de thèse,
- réfléchir sur les paramètres responsables de comportements observés.

Ces études s'intéressent à plusieurs modes d'injection des grosses bulles : l'injection d'une bulle de Taylor isolée et l'injection d'un train de bulles de Taylor. La simplification de la géométrie est dictée par l'utilisation de la technique de visualisation et de traitement d'image par caméra rapide, qui ne permet pas de travailler dans la complexité du pilote de la thèse.

Une première étude a fait l'objet d'un article de Bessière Pacurar et al. 2010 et concerne l'injection d'une seule bulle, dans des conditions de restriction particulières. Une autre étude réalisée dans le cadre du stage de master d'Alexandre Besson (2010) s'est intéressée à chacun des deux modes d'injection (une bulle de Taylor isolée et un train de bulles de Taylor), pour une plus vaste gamme de restriction. La Figure 138 présente le pilote modèle utilisé dans cette étude. La cuve est représentée par un parallélépipède rectangle de dimensions (140 mm\*140 mm\*250 mm) et est remplie d'eau. Les deux plaques de dimensions (120 mm\*10 mm\*200 mm) miment la présence des membranes, espacées selon l'axe y d'une distance  $e_{\text{gap}}$  (en m) réglable sur une gamme entre 4,8 mm à 15 mm, et surélevées du fond de la cuve d'une distance  $h$  (en m) réglable également entre 0 mm et 20 mm. Si les plaques sont directement posées au fond de la cuve ( $h=0$ ) on parle de restriction sévère (« Abrupt Constriction » soit AC sur la Figure 138). En première approximation, les membranes sont donc assimilées à des parois. Le système d'injection de poche dans la cuve est identique à celui du pilote de thèse, à savoir une conduite, de diamètre  $D=D_t=16$  mm, et remplie d'eau, de longueur de  $L_t=1,40$  m, reliée à une injection de gaz qui est injecté de telle sorte qu'en premier lieu, une seule poche est générée.

La restriction a proprement parlé est définie selon deux paramètres géométriques :

- D'abord par un rétrécissement aussi appelé obstruction de la section de passage. Il se mesure en pourcentage d'obstruction de la section de passage de la conduite d'injection. Plus  $e_{\text{gap}}$  est petit, plus l'obstruction de section de passage de conduite est élevée. Suivant les valeurs de  $e_{\text{gap}}$ , les obstructions de section varient entre 60% et 2% de la section de conduite d'injection.
- Ensuite par l'espace, appelée élévation aussi notée  $h$ , entre le fond de la cuve, et le bas des plaques.



**Figure 138.** Vue de face, de profil et de dessus du pilote modèle.  $D=D_i=16$  mm.  $h = 0-20$  mm.  $e_{gap} = 4,8-15$  mm.  $e_{plate}=10$  mm.  $h_{plate}=200$  mm.  $w_{plates}=120$  mm  $l= 140$  mm

Cet espace et ce pourcentage de restriction, permettent à la bulle des comportements différents en terme de rupture et/ou de déformation suivie de rupture. Le Tableau 28 indique les résultats concernant le comportement d'une bulle de Taylor isolée au passage de la restriction. Si la bulle se rompt, le symbole - est utilisé, si la bulle se déforme sans se rompre, le symbole + est utilisé.

**Tableau 28.** Résultats des observations de rupture ou non rupture d'une bulle de Taylor isolée dans l'eau suivant l'obstruction et l'élévation. Le symbole o signifie la difficulté de déterminer la rupture ou la conservation d'intégrité.

| Rupture = -             |    | Obstruction de la section de passage de conduite (en %) |    |    |   |
|-------------------------|----|---------------------------------------------------------|----|----|---|
| Intégrité conservée = + |    | 60                                                      | 40 | 27 | 2 |
| Elévation<br>(en mm)    | 0  | -                                                       | -  | +  | + |
|                         | 5  | +                                                       | o  | -  | - |
|                         | 10 | +                                                       | +  | +  | - |
|                         | 15 | o                                                       | -  | -  | - |
|                         | 20 | -                                                       | -  | -  | - |

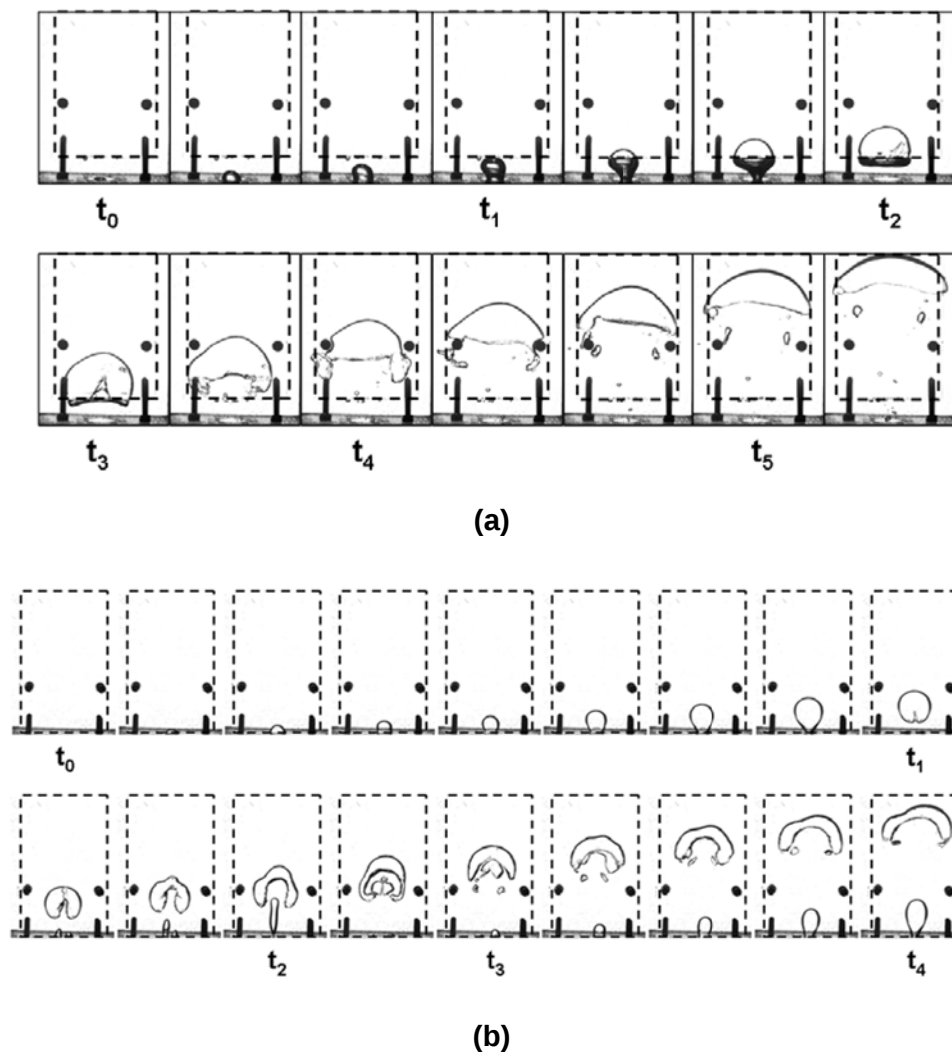
Les comportements de bulles sont très variés : ainsi, pour une obstruction importante de la section de passage de conduite de 60%, et une élévation nulle (configuration de restriction sévère AC de la Figure 138), la bulle va se rompre, mais pour une restriction deux fois moins grande (27% obstruction), la bulle se déforme seulement et conserve son intégrité. Pour une obstruction identique de 60%, lorsque les plaques sont surélevées de 5 ou 10 mm, alors la bulle conserve son intégrité au passage de la restriction. Quelle que soit l'obstruction, une élévation de 20 mm provoque la rupture des bulles. Les paramètres d'élévation ou d'obstruction ne peuvent, seuls, contrôler la rupture ou la déformation des bulles.

L'étude a également mis en avant deux mécanismes de déformation différents au franchissement de la restriction :

- La croissance progressive de la bulle avec une expulsion hors de la conduite ne provoquant pas de perturbation du nez de bulle : l'expulsion est alors qualifiée de « douce ». L'augmentation de la vitesse est progressive.
- La croissance progressive de bulle avec une expulsion violente de la conduite provoquant une importante déformation du nez de la bulle : l'expulsion est alors appelée à « langue de gaz ». Lors de cette expulsion, le nez de la bulle subit une forte accélération, les vitesses sont supérieures à  $1 \text{ m.s}^{-1}$  pendant cette phase transitoire.

Ces deux mécanismes sont illustrés à la Figure 139.

L'un ou l'autre des deux mécanismes peut apparaître, indépendamment du couple de paramètre élévation/obstruction. Il est montré que les deux mécanismes de déformation ne sont pas les seuls paramètres déterminants pour la rupture ou non de la bulle. Les mécanismes de rupture dans ce cas sont donc complexes, et dépendants de la géométrie de la restriction, mais il est montré que les seuls paramètres d'obstruction et d'élévation ne sont pas suffisants pour expliquer la rupture ou la simple déformation de la bulle.



**Figure 139.** Deux mécanismes différents au franchissement de la restriction : expulsion douce (a) et expulsion à langue de gaz avec rupture de la bulle de Taylor (b). Elévation 20 mm (a) et 0 mm (b). Bulle isolée.

L'étude montre enfin, en aval de l'injection, que dans le cas du pilote modèle, le confinement de la bulle (entre les deux plaques) est tel que les bulles, même rompues au passage de la restriction, finissent par coalescer après une certaine distance, quel que soit la distance  $e_{\text{gap}}$  (Figure 140).



**Figure 140.** Illustration de la reformation rapide de la poche isolée en aval de la restriction. Obstruction 60% - élévation  $h=5$  mm

En revanche, en ce qui concerne les temps de relaxation (temps au bout duquel la bulle ne subit plus d'accélération du au passage de la restriction, et tend vers sa vitesse ascensionnelle de calotte 2D), ces temps sont différents et dépendent de la géométrie de la singularité.

En aval de la singularité, les bulles retrouvent donc leur intégrité, même après rupture et décrivent un comportement connu de calotte 2D en terme de trajectoire et de vitesse (Figure 140).

L'étude s'intéresse également au franchissement de la même restriction, dans le cas d'une injection continue de gaz formant un train de bulles. Un débit de  $Q_G=12 \text{ L.h}^{-1}$  est injecté en continu. Cette configuration se rapproche en effet plus de notre configuration de pilote de thèse où un écoulement intermittent de grosses bulles est présent.

Dans ce cas, quels que soient les paramètres géométriques de la restriction, la rupture des poches intervient de manière systématique, sur un grand nombre de d'observations répétées. L'écoulement en train de bulles induit une vitesse moyenne

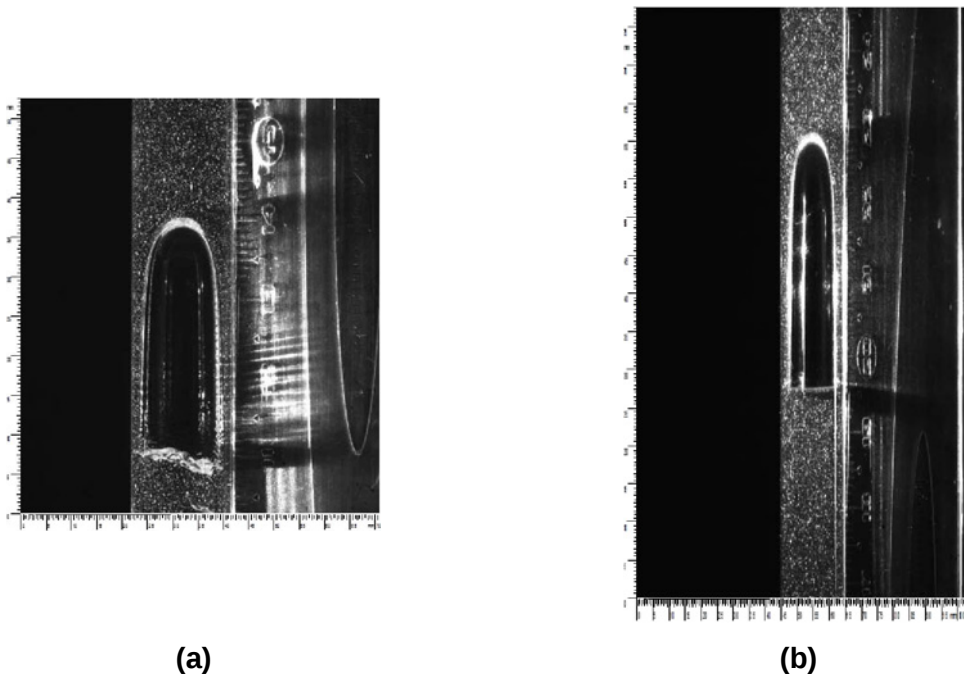
non nulle dans la conduite  $U_m$  qui impacte sur la vitesse de la bulle  $U_{rel}$  au moment où elle atteint le haut de la conduite puisque :

$$U_{rel} = U_{\infty} + C_1(U_m)$$

Avec  $U_{\infty} = C_0 \sqrt{gD}$  et  $U_m$  la vitesse moyenne

L'augmentation de la vitesse de la bulle en train de bulle contribue manifestement aux mécanismes de rupture des bulles.

De façon annexe, et en gardant en ligne de mire l'application aux solutions réelles visqueuses de BAM, l'impact de la viscosité a également été traité dans cette étude. Une solution aqueuse de xanthane à 0,1% massique est utilisée pour la phase continue, et une injection de grosse bulle isolée est réalisée comme pour le cas à l'eau. Une bulle de Taylor en conduite a un culot plus plat dans une solution de xanthane, que dans l'eau (Figure 141).



**Figure 141.** Exemple de l'influence de la viscosité sur la forme d'une bulle d'air injectée en conduite : système air dans l'eau (a) et système air dans une solution de xanthane à 0,1% massique (b)  $D_t=16$  mm

La rupture ou la simple déformation est illustrée selon les mêmes symboles – ou + respectivement, en fonction des deux paramètres géométriques de la restriction. Le Tableau 29 résume les résultats.

**Tableau 29.** Résultats des observations de rupture ou non rupture d'une bulle de Taylor isolée dans une solution à 0,1% massique de xanthane suivant l'obstruction et l'élévation.

| Dans une solution de xanthane à 0,1% massique et à 20°C |    |                                  |    |    |   |
|---------------------------------------------------------|----|----------------------------------|----|----|---|
| Rupture = -                                             |    | Intervalle entre plaques (en mm) |    |    |   |
| intégrité conservée = +                                 |    | 60                               | 40 | 27 | 2 |
| Elévation<br>(en mm)                                    | 0  | -                                | -  | +  | + |
|                                                         | 5  | -                                | -  | -  | - |
|                                                         | 10 | +                                | +  | +  | - |
|                                                         | 15 | -                                | -  | -  | - |

Il apparaît des comportements contrastés suivant les paramètres de restriction : une bulle se rompt dans la majorité des cas. Pour les élévations de 5 mm et de 20 mm, il y a toujours rupture. L'élévation de 10 mm est plus contrastée avec une rupture de la bulle uniquement lorsque la bulle est le moins confinée entre les plaques (2% d'obstruction). Pour une restriction sévère (élévation nulle), le comportement de rupture est identique à celui en condition avec l'eau. Il est plus aisé de décrire la rupture ou la déformation en solution visqueuse, que pour un système air-eau. En aval de la restriction, les bulles sous forme de calotte 2D ont une vitesse ascensionnelle en moyenne de  $0,3 \text{ m.s}^{-1}$ , similaires à l'ordre de grandeur mesuré dans l'eau.

De façon globale, les essais en solution plus visqueuse ne permettent pas d'identifier de réelles différences de comportement au passage de la singularité pour une bulle de Taylor isolée en comparaison avec les essais en eau. La rupture de la bulle intervient dans la plus grande majorité des cas. Les grosses bulles se reforment en aval de la restriction.

Cette étude sur un pilote modèle a pu mettre en évidence la complexité du lien entre la conservation d'intégrité de bulles, au passage de restriction, et les facteurs géométriques de la restriction. Le confinement des bulles en aval de la restriction est responsable de la coalescence ou la reformation de grosses bulles même après la rupture.

Partant du constat qu'un train de bulles implique systématiquement la rupture des bulles au passage de la restriction, il est logique de penser que dans notre cas

d'étude, il y a rupture des grosses poches injectées. Cependant, les observations des bulles montrent qu'il n'a pas de déstructuration complète de la bulle qui se rompt puisque de grosses bulles, et de grosses structures de gaz en général, sont rencontrées à l'aval de la restriction.

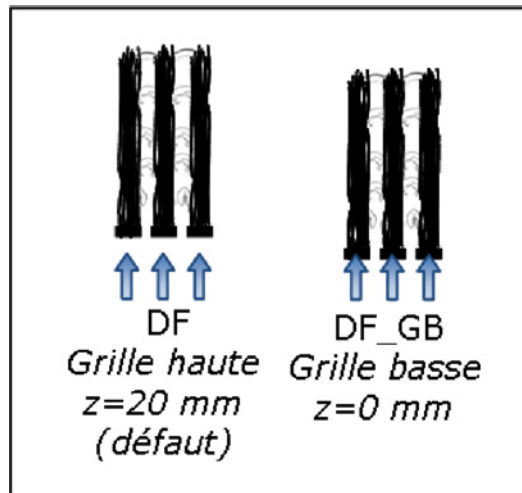
Il est intéressant de vérifier si l'hydrodynamique locale mesurée à l'aval de la restriction (à 50 cm après la restriction) varie avec une élévation des faisceaux de fibres choisie à 20 mm. Nous nous intéressons ensuite à voir l'impact de ce changement de géométrie sur les performances globales de filtration.

### 5.4.2.3 Impact de la géométrie de la restriction sur notre cas d'étude

#### 5.4.2.3.1 Impact sur l'hydrodynamique à $H=50$ cm de la restriction

Dans une position « Dans Faisceaux », pour la très faible aération  $SAD_m = 0,1 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ , des mesures par bisonde optique ont été réalisées et sont exposées à la Figure 143. Les valeurs de  $V_{RMS}$  n'ont pu être traitées dans ce cas.

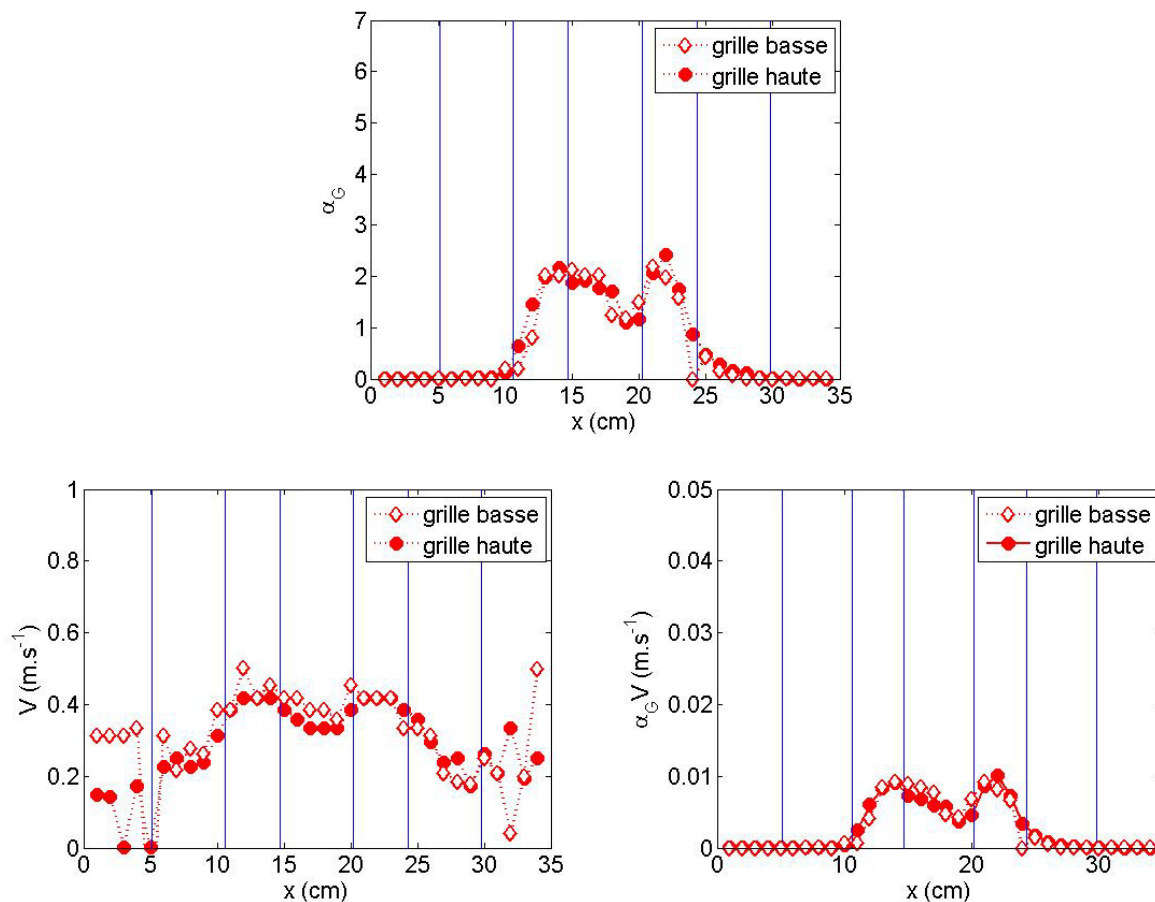
Lorsque l'élévation des faisceaux de fibres est de  $h=20$  mm (cf. Figure 142), on parle du cas « grille haute » (cas par défaut de toute l'étude) et pour une élévation quasi nulle  $h \rightarrow 0$ , le cas est appelé « grille basse ».



**Figure 142.** Géométrie différente due à l'élévation  $z$  ou  $h$  de la grille, support des faisceaux de fibres creuses. Aération Dans Faisceaux

La superposition des profils entre une grille haute et une grille basse est clairement montrée par la Figure 143. Si la rétention gazeuse et le profil de vitesses de bulles sont les mêmes malgré l'élévation de la grille, cela peut signifier :

- qu'il n'y a pas plus de rupture en grille basse qu'en grille haute,
- que la rupture est peut être plus importante en grille basse, mais que les effets de coalescence sont tels qu'à 50 cm de la restriction, la différence de comportement n'est plus significative. Cela impliquerait un effet local du changement de géométrie de la restriction.

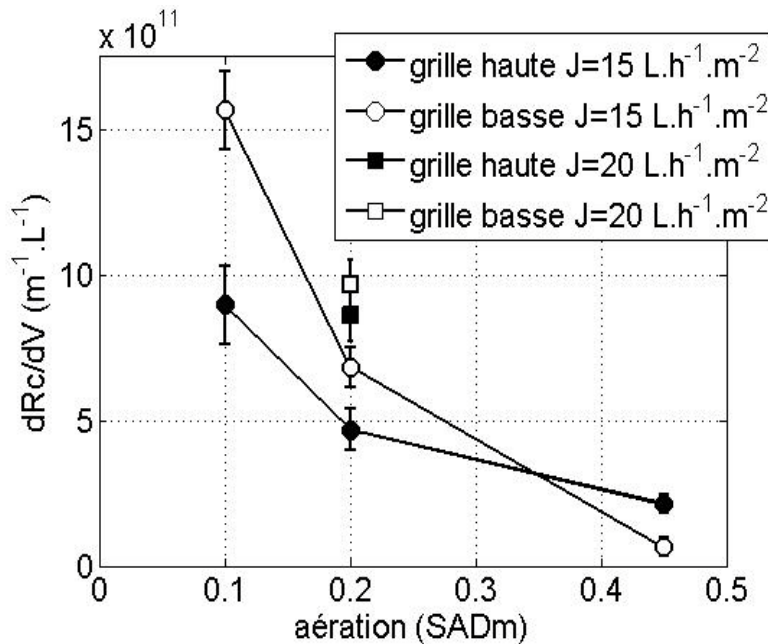


**Figure 143.** Résultats de profils pour  $\text{SAD}_m = 0.1 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  - Injection grosses bulles – Aération Dans Faisceaux - Elevation des fibres par rapport à l'injection (grille haute) ou non élévation (grille basse)

En parallèle de ces mesures hydrodynamiques, des expériences de filtration sont réalisées pour mesurer l'impact d'un tel changement de géométrie sur le colmatage et les vitesses de colmatage.

#### 5.4.2.3.2 Mise en évidence d'une influence sur la filtration

L'air est injecté selon la configuration Dans Faisceaux et trois débits d'air sont testés :  $SAD_m = 0,1 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ ,  $SAD_m = 0,2 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ , et  $SAD_m = 0,45 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ , pour le flux de  $J = 15 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$  et  $SAD_m = 0,2 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$  pour le flux de  $J = 20 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ . La Figure 144 présente les vitesses de colmatage en fonction du volume filtré, pour différentes aérations testées.



**Figure 144.** Influence de la position verticale de la grille sur les vitesses de colmatage fonction du volume filtré. Aération Dans Faisceaux –  $SAD_m = 0,1 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ ,  $SAD_m = 0,2 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ , et  $SAD_m = 0,45 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$  pour  $J = 15 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$  (ronds),  $SAD_m = 0,2 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$  pour  $J = 20 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$  (carrés)

Pour un flux de  $15 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ , la position basse de la grille engendre des vitesses de colmatage en fonction du volume filtré plus importantes pour une aération très faible et faible, avec respectivement 75% et 46% plus élevées que pour une grille haute (cf. les valeurs en tableau annexe).

Pour un flux de  $20 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ , la différence de vitesses de colmatage est dans la limite de l'incertitude de calcul. Il n'est pas possible de conclure de façon certaine sur l'effet de la position de grille sur cet exemple.

A l'inverse, pour une aération très forte, il semble que les vitesses de colmatage soient plus élevées pour une grille haute.

L'impact du changement de géométrie à proximité de l'embase des faisceaux est significatif sur les performances de filtration. Il n'est cependant pas possible de tirer une tendance claire sur la hauteur de grille la plus favorable à ce stade.

#### **5.4.2.4 Conclusion sur l'injection de grosses bulles et la conservation de l'intégrité**

L'injection de grosses bulles est préconisée dans notre étude pour limiter les vitesses de colmatage. La génération de ces grosses bulles par un système de conduite, siège d'un écoulement intermittent à bulles de Taylor est un moyen efficace de contrôler la génération et l'injection de grosses bulles. La faisabilité d'un système d'injection en condition industrielle devra être poursuivie.

Pour comprendre comment conserver l'intégrité de ces grosses bulles, au passage de la restriction que représentent les faisceaux de fibres, des études ont été menées avec un pilote modèle et ont démontré un impact de la géométrie de la restriction, selon des mécanismes complexes encore non parfaitement déterminés. Considérant que les résultats hydrodynamiques locaux dans notre étude n'ont pu relever de différence sur la phase gaz à l'aval de l'injection d'air, mais qu'une différence globale est notable sur les performances de filtration, il est clair que suivant la géométrie à l'embase des faisceaux, l'injection de grosses bulles va provoquer des effets locaux sur les fibres, susceptibles d'augmenter ou de diminuer le colmatage. Ces effets locaux sont caractérisés par des temps de relaxation différents, qui dépendent de la géométrie. L'étude de la compréhension des phénomènes de rupture et de déformation à l'échelle locale est à poursuivre.

## 5.5 Conclusion

L'analyse hydrodynamique a pu montrer que sans mesure sur la phase continue, il est possible d'estimer l'ordre de grandeur des vitesses du liquide  $U_L$  induites par le passage des bulles dans le cas d'un airlift.

Il a été montré que dans la configuration Dans Faisceaux, cette vitesse du liquide  $U_{L\ DF}$  augmente avec le  $SAD_m$ , et que  $U_{L\ DF}$  peut être estimée en fonction du débit d'aération avec moins de 10% d'écart avec les valeurs expérimentales. Une régression de type exponentielle a été proposée pour relier les vitesses de colmatage en fonction de cette vitesse du liquide dans la configuration DF qui entraîne le moins de colmatage. De plus, l'ensemble des résultats permet de relier la vitesse de colmatage en fonction du rapport entre le flux de perméat et la vitesse du liquide ( $J/ U_{L\ DF}$ ).

La mise en place d'un mécanisme d'airlift est souhaitable et l'établissement de vitesses du liquide induites par ce mécanisme pourrait expliquer l'avantage des configurations DF et TF sur la configuration HF, pour une très faible aération et faible aération et un flux moyen et fort, qui sont des conditions engendrant un colmatage important.

A forte aération, il n'a pu être mesuré de paramètres locaux qui expliquent que la position des aérateurs et la mise en place d'un airlift n'importent plus sur les performances de filtration.

L'injection de grosses bulles est préférable à une injection de fines bulles, dans les conditions testées de l'étude, car elles engendrent un niveau d'agitation des bulles 1,5 fois plus important auquel on peut relier le mouvement des fibres et expliquer le rapport de 2,7 entre la vitesse de colmatage liée à une injection de type fines bulles et celle liée à des grosses bulles.

La conservation de l'intégrité des grosses bulles passe d'abord par une génération contrôlée de grosses bulles et les efforts doivent se porter sur la technique utilisée pour la génération de grosses bulles (dans notre étude, des tubes verticaux ont permis cette génération contrôlée).

La conservation de l'intégrité des grosses bulles dans la cuve est démontrée, en aval d'une restriction géométrique dont le passage peut pourtant parfois engendrer la rupture des grosses bulles. C'est donc à l'échelle locale, à l'endroit où se situe le bas

des faisceaux de fibres, que la géométrie de la restriction aura un impact puisque des différences significatives en terme de performances de filtration sont relevées suivant cette géométrie de restriction. Des pistes de recherche sont proposées pour poursuivre cette étude.



# Conclusion Générale

---



## Conclusion Générale

Le travail présenté dans ce mémoire est consacré à l'aération au sein des bioréacteurs à membrane (BAM) en vue de réduire le colmatage, une préoccupation permanente chez les industriels et toujours d'actualité chez les chercheurs. La difficulté est de pouvoir concilier la filtration en conditions complexes et la caractérisation locale sur un même objet d'étude. Ainsi, la géométrie du réacteur a été réfléchie en accord avec l'industriel partenaire du projet (Véolia Environnement Recherche et Innovation) et le soutien de l'ADEME, afin de pouvoir contrôler le débit d'air utilisé mais aussi la position des injections d'air, le type de bulles injectées et la distance entre l'injection et les fibres creuses. De même il a été choisi de travailler dans une géométrie complexe avec plusieurs faisceaux de plusieurs fibres répartis en un motif géométrique dont le confinement se rapproche d'un module industriel, tout en trouvant un compromis avec un motif élémentaire qui se plie aux contraintes que requerrait la caractérisation hydrodynamique locale. Aussi le choix argumenté de la suspension synthétique organique et inorganique a permis de s'assurer d'un type de colmatage par dépôt réversible sur la durée des essais.

Sur cette même géométrie complexe et confinée, la technique de sonde optique a été utilisée pour mesurer les profils locaux de distribution de gaz (rétention, vitesse moyenne, vitesse d'agitation turbulente). Cette caractérisation de la phase gaz s'est faite après une étape de qualification rigoureuse de la mesure.

La démarche expérimentale adoptée a été dans un premier temps d'identifier des performances de filtration contrastées en fonction de conditions opératoires d'aération, puis d'apporter une description et une quantification précise des phénomènes hydrodynamiques locaux pour ces conditions d'aération retenues, pour faire le lien avec les performances de filtration et proposer des mécanismes d'action de l'air et des perspectives encourageantes pour la mise en œuvre de l'aération dans les BAM.

Les analyses des résistances de colmatage et des vitesses de colmatage en fonction du temps ou du volume filtré ont permis de quantifier les performances de filtration

en fonction de l'aération et de tirer les principales conclusions suivantes concernant une aération dite de grosses bulles :

- Comme on pouvait s'y attendre, pour les mêmes conditions d'aération, une augmentation du flux de filtration engendre des vitesses de colmatage plus fortes, qui peuvent atteindre un facteur 10 entre un flux à  $J=20 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  et un flux de filtration faible de  $J=10 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ .
- De façon générale, pour un même flux de filtration, et un lieu d'injection fixé, l'injection d'air augmente les performances de filtration de façon d'autant plus marquée que le flux de filtration est fort (conditions fortement colmatantes).
- En conditions faiblement colmatantes, i.e pour un flux faible, l'étude de l'influence du lieu d'injection de l'air a démontré qu'il n'y a pas de différences significatives sur les vitesses de colmatage, que l'air soit injecté sous les faisceaux de fibres (Dans Faisceaux DF), entre les faisceaux de fibres (Hors Faisceaux HF) ou que l'injection soit répartie de façon uniforme (Tous Faisceaux TF),
- En revanche, en conditions fortement colmatantes, c'est-à-dire pour des flux moyens et forts et des débits d'air très faibles et faibles, le lieu d'injection de l'air impacte de manière importante les performances de filtration. Dans ces cas, une aération dans les faisceaux de fibres DF est clairement identifiée comme préférable à une aération entre les faisceaux de fibres HF car une aération DF engendre une diminution de moitié des vitesses de colmatage dans le cas le plus fortement colmatant. Par ailleurs, dans ces cas de très fort colmatage, l'aération DF est aussi sensiblement meilleure qu'une aération TF.

La comparaison entre deux type de bulles a montré qu'une injection de fines bulles engendre toujours des vitesses de colmatage au moins deux fois supérieures à celles des essais avec injection de grosses bulles, quel que soit le débit d'air testé dans la configuration DF.

Une élévation de 20 mm des faisceaux par rapport à la hauteur d'injection de l'air a un impact significatif sur les performances de filtration mais il n'est pas possible de tirer une tendance claire sur la hauteur de grille la plus favorable à ce stade.

Le travail de caractérisation de la phase gaz a ensuite permis de mettre en lumière un phénomène d'airlift en présence pour la configuration DF, dès les plus faibles aérations de grosses bulles ( $SAD_m=0,1 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ ), avec une zone centrale autour du faisceau de fibres du milieu, où les vitesses de bulle de gaz vont jusqu'à  $0,6 \text{ m.s}^{-1}$  en valeur moyenne, lorsque l'aération est maximale ( $SAD_m=0,45 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ ). Cette zone centrale équivalente à la moitié de la section du réacteur concentre plus de 95% du flux de gaz total injecté. Une vitesse de liquide induite par l'effet d'airlift, et moyennée sur la partie centrale du réacteur,  $U_{LDF}$ , a été quantifiée entre  $0,12 \text{ m.s}^{-1}$  et  $0,19 \text{ m.s}^{-1}$  d'après les profils de vitesse de bulles, suivant l'augmentation du débit d'air en aération DF. Un modèle est proposé pour décrire  $U_{LDF}$  en fonction du débit d'air, et l'écart entre le modèle et les points expérimentaux est de moins de 10%.

Pour une configuration TF, les résultats ont montré qu'un airlift existe de façon modérée puisque 70% du flux de gaz total injecté passe alors par la moitié de la section du réacteur, et que les vitesses de bulles sont deux fois plus faibles qu'en DF.

Par contre, il a été montré que le phénomène d'airlift n'existe pas en aération HF, et que les bulles montent à une valeur limite de  $0,25 \text{ m.s}^{-1}$ , sans pénétrer les faisceaux de fibres.

Il n'y a pas de différences sur les profils locaux lors d'une élévation des faisceaux de 20 mm par rapport à la hauteur d'injection de l'air, en configuration DF.

Pour chacune des configurations d'injection, les profils de vitesses RMS traduisant l'agitation turbulente des bulles ont été mesurés. L'analyse de ces profils nécessite un traitement long et rigoureux et l'exploitation complète de ces grandeurs nécessite encore des développements. Toutefois, les ordres de grandeur de niveau d'agitation sont estimés mais on n'observe pas de différence significative en fonction des conditions d'aération (débit d'air et lieu d'injection).

Un travail complémentaire sur l'analyse des cordes des bulles mesurées par la bisonde serait à considérer avec l'objectif de décrire la spécificité de l'écoulement complexe en présence, à savoir une population de grosses bulles et de grosses structures gazeuses en général. Il serait en effet intéressant de quantifier le ratio entre grosses bulles et moyennes bulles issues de la rupture des premières selon le débit d'air injecté et le lieu d'injection d'air. C'est une perspective d'étude sur la phase gaz avec la technique de bisonde.

La caractérisation de la phase gaz, en lien avec les résultats de filtration a permis d'apporter des réponses sur les mécanismes d'action de l'air :

- Pour une injection DF, la vitesse de colmatage peut être reliée à la vitesse du liquide induite par l'airlift  $U_{L\text{ DF}}$ , qui est d'autant plus grande que  $SAD_m$  augmente. On peut lier la vitesse de colmatage en fonction de  $U_{L\text{ DF}}$  pour chaque flux. On peut noter aussi que l'ensemble des résultats permet de relier la vitesse de colmatage en fonction du rapport  $J/ U_{L\text{ DF}}$ .
- Pour une injection TF, les résultats montrent aussi que les vitesses de colmatage sont liées à la vitesse du liquide induite par l'airlift  $U_{L\text{ TF}}$  pour les faibles aérations.
- Pour une injection HF les paramètres locaux de rétention et de vitesses de bulle seuls ne permettent pas d'expliquer l'impact de l'air sur les vitesses de colmatage.

L'étude a donc mis l'accent sur l'importance du paramètre local de la vitesse du liquide, et il est prévu d'entreprendre la caractérisation de la phase liquide, à travers des techniques comme l'anémométrie à film chaud, qui fournira des mesures locales moyennes et turbulentes, loin et à proximité des membranes, et qui complètera la base de données existante sur le gaz.

Concernant l'écart de performances de filtration observé entre les configurations d'injection, nous pensons que la supériorité de l'aération DF sur l'aération TF à très faible et faible aération et pour des flux moyens et fort est due au mécanisme d'airlift et à la vitesse de liquide plus élevée en DF qu'en TF.

La mise en place de l'airlift, à très faible et faible aération, est à l'origine des meilleures performances de filtration.

Comprendre pourquoi la position de l'air n'a pas d'impact sur les performances de filtration à moyenne et forte aération, nécessite des traitements supplémentaires et notamment sur les données de  $V_{RMS}$ .

Par ailleurs, l'étude de l'hydrodynamique induite par l'injection de fines bulles a montré que les profils de vitesses RMS traduisant l'agitation turbulente des bulles sont les seules grandeurs locales à être modifiées entre une injection de fines bulles et de grosses bulles. Les fines bulles ont un niveau d'agitation turbulente 30% moins grand que les grosses bulles. La deuxième conclusion principale que les mesures hydrodynamiques en lien avec la filtration ont donc pu mettre en avant est que le

mouvement des fibres, lié au niveau d'agitation des bulles est un mécanisme qui explique les performances de colmatage 2,7 fois moins élevées lors des essais avec une injection de fines bulles en comparaison avec les grosses bulles.

Dans le cas où les fines bulles sont injectées, nous expliquons le rapport de 2,7 entre la vitesse de colmatage liée à une injection de type fines bulles et celle liée à des grosses bulles par le niveau d'agitation des bulles (1,5 fois plus important pour les grosses bulles) auquel on peut relier le mouvement des fibres.

Ces deux mécanismes mis en lumière montrent qu'il est raisonnable d'écarter l'aération de type fines bulles et plusieurs scénarii d'injection d'air sont proposés pour la mise en œuvre de l'aération de type grosses bulles dans les BAM visant notamment l'établissement d'un airlift à faible aération.

Des positionnements d'aération alternatifs ont été proposés dans l'objectif d'adapter des aérateurs pour une meilleure réduction des vitesses de colmatage en BAM. Il reste toutefois à valider l'impact de ces positionnements sur les performances de filtration.

L'impact de la géométrie à l'échelle locale de l'injecteur, à proximité du bas des faisceaux de fibres est le deuxième axe de recherche, qui est nécessaire à la compréhension des mécanismes de rupture des bulles au passage de restriction. Ces différentes singularités géométriques ont été identifiées comme facteur impactant les performances de filtration.

D'autres questions restent en suspend comme le lien entre l'air et l'hétérogénéité de colmatage sur la longueur des fibres ou encore le lien entre une aération intermittente et le colmatage.



## Annexe 1 : Synthèse de tous les résultats de filtration

---



Synthèse de tous les résultats de filtration :

Vitesses de colmatage par rapport au temps et au volume filtré

| Configuration         |                                                                           | <b>J=20 L.h<sup>-1</sup>.m<sup>-2</sup></b> |             |             |             | <b>J=15 L.h<sup>-1</sup>.m<sup>-2</sup></b> |             |             |             | <b>J=10 L.h<sup>-1</sup>.m<sup>-2</sup></b> |             |             |             |
|-----------------------|---------------------------------------------------------------------------|---------------------------------------------|-------------|-------------|-------------|---------------------------------------------|-------------|-------------|-------------|---------------------------------------------|-------------|-------------|-------------|
|                       | <b>SAD<sub>m</sub><br/>(Nm<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>.m<sup>-2</sup>)</b> | <b>0,10</b>                                 | <b>0,20</b> | <b>0,33</b> | <b>0,45</b> | <b>0,10</b>                                 | <b>0,20</b> | <b>0,33</b> | <b>0,45</b> | <b>0,10</b>                                 | <b>0,20</b> | <b>0,33</b> | <b>0,45</b> |
| <b>Grosses bulles</b> |                                                                           |                                             |             |             |             |                                             |             |             |             |                                             |             |             |             |
| <b>DF</b>             | <b>dRc/dt<br/>(×10<sup>9</sup> m<sup>-1</sup>.s<sup>-1</sup>)</b>         | 10,3                                        | 5,57        | 4,10        | 3,30        | 4,47                                        | 2,31        | -           | 1,07        | -                                           | 0,16        | 0,07        | 0,02        |
|                       | <b>dRc/dV<br/>(×10<sup>11</sup> m<sup>-1</sup>.L<sup>-1</sup>)</b>        | 15,0                                        | 8,60        | 6,52        | 5,01        | 8,97                                        | 4,68        | -           | 2,12        | -                                           | 0,47        | 0,23        | 0,08        |
| <b>HF</b>             | <b>dRc/dt<br/>(× 10<sup>9</sup> m<sup>-1</sup>.s<sup>-1</sup>)</b>        | -                                           | 10,41       | 5,22        | 3,66        | 7,91                                        | 2,54        | -           | -           | -                                           | 0,14        | 0,11        | 0,08        |
|                       | <b>dRc/dV<br/>(×10<sup>11</sup> m<sup>-1</sup>.L<sup>-1</sup>)</b>        | -                                           | 17,37       | 7,90        | 5,54        | 16,70                                       | 5,23        | -           | -           | -                                           | 0,42        | 0,35        | 0,23        |
| <b>TF</b>             | <b>dRc/dt<br/>(× 10<sup>9</sup> m<sup>-1</sup>.s<sup>-1</sup>)</b>        | -                                           | 7,32        | -           | 3,10        | 5,12                                        | 1,68        | -           | -           | -                                           | -           | -           | 0,002       |
|                       | <b>dRc/dV<br/>(×10<sup>11</sup> m<sup>-1</sup>.L<sup>-1</sup>)</b>        | -                                           | 10,81       | -           | 4,71        | 10,5                                        | 3,36        | -           | -           | -                                           | -           | -           | 0,014       |
| <b>Grille Basse</b>   |                                                                           |                                             |             |             |             |                                             |             |             |             |                                             |             |             |             |
| <b>DF</b>             | <b>dRc/dt<br/>(× 10<sup>9</sup> m<sup>-1</sup>.s<sup>-1</sup>)</b>        | -                                           | 6,32        | -           | -           | 7,12                                        | 3,39        | -           | 0,32        | -                                           | -           | -           | -           |
|                       | <b>dRc/dV<br/>(×10<sup>11</sup> m<sup>-1</sup>.L<sup>-1</sup>)</b>        | -                                           | 9,65        | -           | -           | 15,67                                       | 6,83        | -           | 0,66        | -                                           | -           | -           | -           |
| <b>Fines bulles</b>   |                                                                           |                                             |             |             |             |                                             |             |             |             |                                             |             |             |             |
| <b>DF</b>             | <b>dRc/dt<br/>(× 10<sup>9</sup> m<sup>-1</sup>.s<sup>-1</sup>)</b>        | -                                           | 14,46       | -           | 7,30        | -                                           | -           | -           | -           | -                                           | -           | -           | -           |
|                       | <b>dRc/dV<br/>(×10<sup>11</sup> m<sup>-1</sup>.L<sup>-1</sup>)</b>        | -                                           | 23,65       | -           | 10,93       | -                                           | -           | -           | -           | -                                           | -           | -           | -           |



## Annexe 2 : Détails des calculs de la modélisation de l'airlift

---



## Détails des calculs pour la résolution de l'équation 47 sur la modélisation de l'airlift

L'équation à résoudre est donnée ci-dessous:

$$\frac{j_{Gr}gh_m}{K} = U_{LDF}^2 (U_{LDF} + G) \quad \text{Équation 1}$$

Ou encore :

$$U_{LDF}^3 + U_{LDF}^2 G - \frac{j_{Gr}gh_m}{K} = 0 \quad \text{Équation 2}$$

Cela revient donc à résoudre l'équation suivante :

$$U_{LDF}^3 + a_1 U_{LDF}^2 + a_2 U_{LDF} + a_3 = 0 \quad \text{Équation 3}$$

Où  $a_1=G$ ,  $a_2=0$ ,  $a_3=-\frac{j_Ggh_m}{K}$ . On pose  $\frac{j_Ggh_m}{K}=J$  pour simplifier l'écriture, alors

$a_3=-J$ .

D'autre part on sait que la solution d'une équation de la forme de l'Equation3 est égale à :

$$U_{LDF} = S + T - \frac{a_1}{3}$$

où  $S = \sqrt[3]{R + \sqrt{Q^3 + R^2}}$  et  $T = \sqrt[3]{R - \sqrt{Q^3 + R^2}}$

avec  $Q = \frac{3a_2 - a_1^2}{9}$  et  $R = \frac{3a_1a_2 - 27a_3 - 2a_1^3}{54}$ .

Dans notre cas,  $Q = \frac{3a_2 - a_1^2}{9} = \frac{-G^2}{3^2}$  et

$$R = \frac{3a_1a_2 - 27a_3 - 2a_1^3}{54} = \frac{-27a_3}{54} - \frac{2a_1^3}{54} = \frac{J}{2} - \frac{G^3}{3^3} ;$$

Ainsi les termes S et T utilisés après pour exprimer la solution à l'Equation 2 sont développés:

$$S = \left[ \left( \frac{J}{2} - \frac{G^3}{3^3} \right) + \sqrt{\left( \frac{J}{2} - \frac{G^3}{3^3} \right)^2 - \left( \frac{G^3}{3^3} \right)^2} \right]^{1/3}$$

$$\text{Et } T = \left[ \left( \frac{J}{2} - \frac{G^3}{3^3} \right) - \sqrt{\left( \frac{J}{2} - \frac{G^3}{3^3} \right)^2 - \left( \frac{G^3}{3^3} \right)^2} \right]^{1/3}$$

Pour simplifier l'écriture, on pose :

$$j = \frac{J}{2} \text{ et } \gamma = \frac{G}{3}. \text{ L'équation 4 devient alors :}$$

$$U_{LDF} = \left[ (j - \gamma^3) + \sqrt{(j - \gamma^3)^2 - (\gamma^3)^2} \right]^{1/3} + \left[ (j - \gamma^3) - \sqrt{(j - \gamma^3)^2 - (\gamma^3)^2} \right]^{1/3} - \gamma$$

qui est l'expression analytique pour la vitesse de liquide induite par un écoulement

DF. Pour encore simplifier l'écriture, on peut encore poser  $\omega = \frac{\gamma^3}{j - \gamma^3}$  de sorte

qu'au final, la solution de l'Equation 2 est donnée par :

$$U_{LDF} = (j - \gamma^3)^{1/3} \left[ \left[ 1 + \sqrt{1 - \omega^2} \right]^{1/3} + \left[ 1 - \sqrt{1 - \omega^2} \right]^{1/3} - \omega^{1/3} \right]$$

## Références Bibliographiques

---



## Références Bibliographiques

Belfort G. and Nagata N. (1985). "Fluid mechanics and cross-flow filtration - some thoughts." *Desalination* 53(1-3): 57-79.

Berube P. R., Afonso G., Taghipour F. and Chan C. C. V. (2006). "Quantifying the shear at the surface of submerged hollow fiber membranes." *Journal of Membrane Science* 279(1-2): 495-505.

Berube P. R. and Lei E. (2006). "The effect of hydrodynamic conditions and system configurations on the permeate flux in a submerged hollow fiber membrane system." *Journal of Membrane Science* 271(1-2): 29-37.

Berube P. R., Lin H. and Watai Y. (2008). "Fouling in air sparged submerged hollow fiber membranes at sub- and super-critical flux conditions." *Journal of Membrane Science* 307(2): 169-180.

Bessiere Pacurar C. C. J., Guigui C., Line A. and Tazi-Pain A. (2011). "Behaviour of a large bubble flowing through a sudden constriction between a cylindrical pipe and a rectangular cross section channel." *Chemical Engineering Research and Design* 89(7):921-929.

Besson A. (2010). *Caractérisation de l'hydrodynamique induite par une bulle de Taylor et analyse du franchissement d'une restriction post-conduite: application aux bioréacteurs à membranes immergées*. Toulouse, Institut National des Sciences Appliquées.

Brepols C. (2011) *Operating Large Scale Membrane Bioreactors for Municipal Wastewater Treatment*. ISBN 9781843393054. Published by IWA Publishing, London, UK :99-107.

Brannock M., Wang Y. and Leslie G. (2010). "Mixing characterisation of full-scale membrane bioreactors: CFD modelling with experimental validation." *Water Research* 44(10): 3181-3191.

Buetehorn S., Koh C. N., Wintgens T., Melin T., Volmering D. and Vossenkaul K. (2007). *Investigating Hydrodynamics in Submerged Hollow-Fibre Membrane Filtration Units in Municipal Wastewater Treatment using Computational Fluid Dynamics (CFD)*. Membrane Technologies for Wastewater Treatment and Reuse 2nd IWA National Young Water Professionals Conference, Berlin, Germany.

Chan C. C. V., Berube P. R. and Hall E. R. (2007). "Shear profiles inside gas sparged submerged hollow fiber membrane modules." *Journal of Membrane Science* 297(1-2): 104-120.

Chang S. and Fane A. G. (2000). "Characteristics of microfiltration of suspensions with inter-fiber two-phase flow." *Journal of Chemical Technology and Biotechnology* 75(7): 533-540.

Chang S. and Fane A. G. (2001). "The effect of fibre diameter on filtration and flux distribution - relevance to submerged hollow fibre modules." *Journal of Membrane Science* 184(2): 221-231.

Chang S. and Fane A. G. (2002). "Filtration of biomass with laboratory-scale submerged hollow fibre modules - effect of operating conditions and module configuration." *Journal of Chemical Technology and Biotechnology* 77(9): 1030-1038.

Chaumat H., Billet-Duquenue A. M., Augier F., Mathieu C. and Delmas H. (2007). "On the reliability of an optical fibre probe in bubble column under industrial relevant operating conditions." *Experimental Thermal and Fluid Science* 31: 495-504.

Chisti M. Y., Halard B. and Mooyoung M. (1988). "Liquid circulation in airlift reactors." *Chemical Engineering Science* 43(3): 451-457.

Chisti Y. and Mooyoung M. (1988). "Prediction of liquid circulation velocity in airlift reactors with biological media." *Journal of Chemical Technology and Biotechnology* 42(3): 211-219.

Clift R., Grace J.R. and Weber M.E. (1978). *Bubbles, Drops, and Particles*.

Cognet G. (1968). Contribution à l'étude de l'écoulement de Couette pour la méthode polarographique. thèse d'Etat. Nancy.

Cui Z. F., Chang S. and Fane A. G. (2003). "The use of gas bubbling to enhance membrane processes." *Journal of Membrane Science* 221(1-2): 1-35.

Davies R. M. and Taylor G. R. R. S. (1950). The mechanics of large bubbles rising through extended liquids and through liquids in tubes, *Proc. R. Soc. Ser. A*. 200: 375-390.

De Wilde W., Richard A., Lesjean B. and Tazi-Pain A. (2008). "Towards standardisation of the MBR technology?" *Desalination* 231(1-3): 156-165.

Delgado S., Villarroel R. and Gonzalez E. (2008). "Effect of the shear intensity on fouling in submerged membrane bioreactor for wastewater treatment." *Journal of Membrane Science* 311(1-2): 173-181.

Drews A. (2010). "Membrane fouling in membrane bioreactors-Characterisation, contradictions, cause and cures." *Journal of Membrane Science* 363(1-2): 1-28.

Ducom G. (2001). Etude de procedes hybrides pour la nanofiltration de macroemulsions: couplage avec une destabilisation chimique et avec un ecoulement gaz / liquide. Toulouse, INSA.

Dumitrescu D. T. (1943). "Stromung und einer Luftbuse in Senkrechten rohr." *Z. Angew. Math. Mech.* 23(3): 139-149.

Espinosa-Bouchot M. C. (2005). Contribution à l'étude d'un Bioréacteur à Membranes Immergées: Impact de la configuration du module et des conditions

d'aération sur le colmatage particulaire et modélisation de l'activité biologique. Genie des Procédés et de l'Environnement. Toulouse, Institut National des Sciences Appliquées.

Essemiani K., Ducom G., Cabassud C. and Line A. (2001). "Spherical cap bubbles in a flat sheet nanofiltration module: experiments and numerical simulation." *Chemical Engineering Science* 56(21-22): 6321-6327.

Fabre J. and Line A. (1992). "Modeling of 2-phase slug flow." *Annual Review of Fluid Mechanics* 24: 21-46.

Germain E., Stephenson T. and Pearce P. (2005). "Biomass characteristics and membrane aeration: Toward a better understanding of membrane fouling in submerged membrane bioreactors (MBRs)." *Biotechnology and Bioengineering* 90(3): 316-322.

Guibert D., Ben Aim R., Rabie H. and Cote P. (2002). "Aeration performance of immersed hollow-fiber membranes in a bentonite suspension." *Desalination* 148(1-3): 395-400.

Judd S. (2002). "Submerged membrane bioreactors: Flat plate or hollow fibre?" *Filtration & Separation* 39(5): 30-31.

Judd S. and Judd C. (2006). *The MBR Book*.

Koeck C. (1980). *Etude de la contrainte pariétale dans un écoulement diphasique vertical ascendant*, Université Paris VI.

Laborie S., Cabassud C., Durand-Bourlier L. and Laine J. M. (1999). "Characterisation of gas-liquid two-phase flow inside capillaries." *Chemical Engineering Science* 54(23): 5723-5735.

Le-Clech P., Chen V. and Fane T. A. G. (2006). "Fouling in membrane bioreactors used in wastewater treatment." *Journal of Membrane Science* 284(1-2): 17-53.

Le Clech P., Jefferson B., Chang I. S. and Judd S. J. (2003). "Critical flux determination by the flux-step method in a submerged membrane bioreactor." *Journal of Membrane Science* 227(1-2): 81-93.

Lebegue J., Heran M. and Grasmick A. (2009). "Membrane air flow rates and HF sludging phenomenon in SMBR." *Desalination* 236(1-3): 135-142.

Lesjean B. and Huisjes E. H. (2008). "Survey of the European MBR market: trends and perspectives." *Desalination* 231(1-3): 71-81.

Liu R., Huang X., Chen L. J., Wang C. W. and Qian Y. (2000). "A pilot study on a submerged membrane bioreactor for domestic wastewater treatment." *Journal of Environmental Science and Health Part a-Toxic/Hazardous Substances & Environmental Engineering* 35(10): 1761-1772.

Liu R., Huang X., Sun Y. F. and Qian Y. (2003). "Hydrodynamic effect on sludge accumulation over membrane surfaces in a submerged membrane bioreactor." *Process Biochemistry* 39(2): 157-163.

Lu Y., Ding Z. W., Liu L. Y., Wang Z. J. and Ma R. Y. (2008). "The influence of bubble characteristics on the performance of submerged hollow fiber membrane module used in microfiltration." *Separation and Purification Technology* 61(1): 89-95.

Martinelli L. (2006). Influence de l'aération sur le colmatage des membranes immergées. Génie des Procédés et de l'Environnement. Toulouse, Institut National des Sciences Appliquées de Toulouse.

Martinelli L., Guigui C. and Line A. (2010). "Characterisation of hydrodynamics induced by air injection related to membrane fouling behaviour." *Desalination* 250(2): 587-591.

Mayer M., Braun R. and Fuchs W. (2006). "Comparison of various aeration devices for air sparging in crossflow membrane filtration." *Journal of Membrane Science* 277(1-2): 258-269.

Nguyen Cong Duc E., Fournier L., Levecq C., Lesjean B., Grelier P. and Tazi-Pain A. (2008). "Local hydrodynamic investigation of the aeration in a submerged hollow fibre membranes cassette." *Journal of Membrane Science* 321(2): 264-271.

Nicklin D. J. (1962). "Two-phase bubble flow." *Chemical Engineering Science* 17(9): 693-702.

Pearce G. (2008). "Introduction to membranes: An introduction to membrane bioreactors." *Filtration & Separation* 45(1): 32-35.

Phattaranawik J., Fane A. G., Pasquier A. C. S. and Bing W. (2007). "Membrane bioreactor with bubble-size transformer: Design and fouling control." *Aiche Journal* 53(1): 243-248.

Pollet S. (2009). Caractérisation du colmatage et de l'hydrodynamique dans les bioréacteurs a membranes: influence de la configuration du module et de l'aération. Génie des Procédés et de l'Environnement. Toulouse, Institut National des Sciences Appliquées de Toulouse - Université de Toulouse.

Pollet S., Guigui C. and Cabassud C. (2008). "Fouling and its reversibility in relation to flow properties and module design in aerated hollow fibre modules for membrane bioreactors." *Water Science and Technology* 57(4): 629-636.

Pollet S., Guigui C. and Cabassud C. (2009). "Influence of intermittent aeration and relaxation on a side-stream membrane bioreactor for municipal wastewater treatment." *Desalination and Water Treatment* 6: 108-118.

Poyry (2009). Abschlussbericht zum Forschungsvorhaben Ermittlung energetischer Beurteilungskriterien für Membranklaranlagen mit Hohlfasermodule und deren Verifizierung an einer GroBanlage (Final report on the research project development

of energetical assessment criteria for membrane bioreactor plants with hollow fibre modules and its verification on a large scale plant, awarding authority: Erftverband, Editor, Poyry GKW GmbH). Auftraggeber: Erftverband Bergheim, Verfasser: Poyry GKW GmbH, Essen, den 27.02.2009

Prieske H., Drews A. and Kraume M. (2008). "Prediction of the circulation velocity in a membrane bioreactor." *Desalination* 231(1-3): 219-226.

Reiss L. P. and Hanratty T. J. (1962). Measurement of instantaneous rates of mass transfer to a small sink on a wall. 8: 245-247.

Reiss L. P. and Hanratty T. J. (1963). An experimental study of the unsteady nature of the viscous sublayer. 9: 154-160.

Rhamani M.-A. (2010 (en impression)). Caractérisation expérimentale et numérique d'un réacteur gaz-liquide de type airlift: Effet de la contribution turbulente de la masse ajoutée dans l'échange interfacial de quantité de mouvement. Toulouse, Institut National des Sciences Appliquées.

Santos A., Ma W. and Judd S. (2010). "Membrane bioreactors: Two decades of research and implementation." *Desalination*(doi:10.1016/j.desal.2010.07.063).

Seyssiecq I., Marrota B., Djerrouda D. and Roche N. (2008) In situ triphasic rheological characterisation of activated sludge, in an aerated bioreactor. *Chemical Engineering Journal* Volume, 40-47 DOI:

Sofia A., Ng W. J. and Ong S. L. (2004). "Engineering design approaches for minimum fouling in submerged MBR." *Desalination* 160(1): 67-74.

Sperandio M., Masse A., Espinosa-Bouchot M. C. and Cabassud C. (2005). "Characterization of sludge structure and activity in submerged membrane bioreactor." *Water Science and Technology* 52(10-11): 401-408.

Tacke D., Pinnekamp J., Prieske H. and Kraume M. (2008). "Membrane bioreactor aeration: investigation of the velocity flow pattern." *Water and Science Technology* 57(4): 559-565.

Thanh B. X., Sperandio M., Guigui C., Ben Aim R., Wan J. and Visvanathan C. (2010). "Coupling sequencing batch airlift reactor (SBAR) and membrane filtration: influence of nitrate removal on sludge characteristics, effluent quality and filterability." *Desalination* 250: 850-854.

Ueda T., Hata K., Kikuoka Y. and Seino O. (1997). "Effects of aeration on suction pressure in a submerged membrane bioreactor." *Water Research* 31(3): 489-494.

Van Kaam R. (2005). Bioréacteur à membranes immergées pour le traitement d'eaux usées domestiques. Influence des conditions de filtration et de l'hydrodynamique sur les performances du procédé. Toulouse, INP Toulouse.

Van Kaam R., Anne-Archard D., Alliet Gaubert M. and Albasi C. (2008). "Rheological characterization of mixed liquor in a submerged membrane bioreactor: Interest for process management." *Journal of Membrane Science* 317: 26-33.

Wang Y. A., Brannock M., Cox S. and Leslie G. (2010). "CFD simulations of membrane filtration zone in a submerged hollow fibre membrane bioreactor using a porous media approach." *Journal of Membrane Science* 363(1-2): 57-66.

Wicaksana F., Fane A. G. and Chen V. (2006). "Fibre movement induced by bubbling using submerged hollow fibre membranes." *Journal of Membrane Science* 271(1-2): 186-195.

Wicaksana F., Fane A. G. and Law A. W. K. (2009). "The use of Constant Temperature Anemometry for permeate flow distribution measurement in a submerged hollow fibre system." *Journal of Membrane Science* 339(1-2): 195-203.

Yamamoto K., Hiasa M. and Mahmood T. (1989). "Direct solid-liquid separation using hollowfiber membrane in an activated-sludge aeration tank." *Water and Science Technology Volume*(4-5): 43-54.

Yamanoi I. and Kageyama K. (2010). "Evaluation of bubble flow properties between flat sheet membranes in membrane bioreactor." *Journal of Membrane Science* 360(1-2): 102-108.

Yang W. B., Cicek N. and Ilg J. (2006). "State-of-the-art of membrane bioreactors: Worldwide research and commercial applications in North America." *Journal of Membrane Science* 270(1-2): 201-211.

Yeo A. P. S., Law A. W. K. and Fane A. G. (2006). "Factors affecting the performance of a submerged hollow fiber bundle." *Journal of Membrane Science* 280(1-2): 969-982.

Yeo A. P. S., Law A. W. K. and Fane A. G. (2007). "The relationship between performance of submerged hollow fibers and bubble-induced phenomena examined by particle image velocimetry." *Journal of Membrane Science* 304(1-2): 125-137.

Yoon S. H., Lee S. and Yeom I. T. (2008). "Experimental verification of pressure drop models in hollow fiber membrane." *Journal of Membrane Science* 310(1-2): 7-12.

Zhang K. S., Cui Z. F. and Field R. W. (2009). "Effect of bubble size and frequency on mass transfer in flat sheet MBR." *Journal of Membrane Science* 332(1-2): 30-37.

Zheng X., Zhou Y. F., Chen S. H., Zheng H. and Zhou C. X. (2010). "Survey of MBR market: Trends and perspectives in China." *Desalination* 250(2): 609-612.

(2006). EUROMBRA Deliverable Report D5 - Literature Review on Aeration and main Operating Conditions in Membrane Bioreactors. Toulouse, Institut National des Sciences Appliquées.

(2006). EUROMBRA Deliverable Report D1 - Data acquisition and compilation, Cranfield University: 1-18.

(2007). EUROMBRA Deliverable Report D16 - Cost analysis, literature data (incl. pilot plant trials conducted by partners) Supplement: aeration analysis (incl. pilot plant trials conducted by partners), Cranfield University.

(June 2008). Business Communications Company  
Report MST047B  
Membrane Bioreactor: Global markets.



Doctorat de l'Université de Toulouse

Délivré par l'Institut National des Sciences Appliquées de Toulouse (INSA Toulouse)

Ecole doctorale MEGeP

Spécialité Génie des Procédés de l'Environnement

Soutenue le Lundi 20 décembre 2010

Charlotte BESSIERE PACURAR

**Compréhension et quantification des mécanismes hydrodynamiques locaux liés à l'aération au sein de faisceaux de fibres creuses immergées**

La thèse est consacrée à l'étude de l'influence de l'aération sur le colmatage de membranes fibres creuses, en application aux bioréacteurs à membranes (BAMs) traitant les eaux usées. Un pilote expérimental permet des expériences de filtration par plusieurs faisceaux de fibres creuses immergées, en filtration externe-interne, la compacité des fibres est proche de la configuration de modules membranaires industriels. Les fibres ont une surface totale de  $1,2 \text{ m}^2$ . Les filtrations sont menées sur une suspension synthétique complexe dont les caractéristiques rhéologiques sont comparables à celles des boues actives de BAM. Les différents paramètres de l'aération testés sont le débit d'air, le lieu d'injection des bulles, et le type de bulles injectées (grosses ou fines), pour un flux de filtration constant également paramètre d'étude. Pour des conditions d'aération montrant des performances de filtration contrastées, il est effectué la caractérisation locale de la phase gaz par bisonde optique, à l'intérieur des faisceaux de fibres. La rétention gazeuse et les profils de vitesse (tant la vitesse moyenne des bulles, que les fluctuations de vitesse) sont mesurés et analysés en fonction des paramètres d'aération. La synthèse des résultats met en évidence deux mécanismes hydrodynamiques locaux liés à l'aération, et permettant d'expliquer les performances de filtration considérées. Les perspectives de l'étude proposent des emplacements pour les aérateurs ce qui pourrait mener à une meilleure utilisation de l'air pour la réduction du colmatage dans les bioréacteurs à membranes.

**MOTS CLES :** Bioréacteurs à membranes - performances de filtration – fibres creuses immergées - caractérisation hydrodynamique locale

Laboratoire d'Ingénierie des Systèmes Biologiques et des Procédés (LISBP)

INSAT, 135 avenue de Rangueil, 31077 Toulouse, Cedex 4