



**HAL**  
open science

# Étude de la filtration des aérosols liquides et de mélanges d'aérosols liquides et solides

Tom Frising

► **To cite this version:**

Tom Frising. Étude de la filtration des aérosols liquides et de mélanges d'aérosols liquides et solides. Alimentation et Nutrition. Institut National Polytechnique de Lorraine, 2004. Français. NNT : 2004INPL077N . tel-01749688

**HAL Id: tel-01749688**

**<https://hal.univ-lorraine.fr/tel-01749688>**

Submitted on 29 Mar 2018

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

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



## AVERTISSEMENT

Ce document est le fruit d'un long travail approuvé par le jury de soutenance et mis à disposition de l'ensemble de la communauté universitaire élargie.

Il est soumis à la propriété intellectuelle de l'auteur. Ceci implique une obligation de citation et de référencement lors de l'utilisation de ce document.

D'autre part, toute contrefaçon, plagiat, reproduction illicite encourt une poursuite pénale.

Contact : [ddoc-theses-contact@univ-lorraine.fr](mailto:ddoc-theses-contact@univ-lorraine.fr)

## LIENS

Code de la Propriété Intellectuelle. articles L 122. 4

Code de la Propriété Intellectuelle. articles L 335.2- L 335.10

[http://www.cfcopies.com/V2/leg/leg\\_droi.php](http://www.cfcopies.com/V2/leg/leg_droi.php)

<http://www.culture.gouv.fr/culture/infos-pratiques/droits/protection.htm>



Laboratoire des Sciences du Génie Chimique  
CNRS  
1 rue Grandville BP 451  
54001 Nancy Cédex

Institut National de Recherche et de Sécurité  
avenue de Bourgogne BP 27  
54501 Vandoeuvre-lès-Nancy Cédex

Ecole Doctorale  
Ressources Procédés Produits Environnement (RP2E)



Institut National Polytechnique de Lorraine  
2 avenue de la Forêt de Haye BP 3  
54501 Vandoeuvre-lès-Nancy Cédex



Ecole Nationale Supérieure des Industries Chimiques  
1 rue Grandville BP 451  
54001 Nancy Cédex

## THESE

présentée en vue de l'obtention du grade de  
**Docteur de l'INPL**

Spécialité  
**Génie des Procédés**

# Etude de la filtration des aérosols liquides et de mélanges d'aérosols liquides et solides

par  
Tom FRISING

Service Commun de la Documentation  
INPL  
Nancy-Brabois

Soutenue publiquement le 22 octobre 2004 devant le jury composé de :

Président	<b>Michel SARDIN</b>	Professeur à l'Ecole Nationale Supérieure des Industries Chimiques, Directeur du LSGC
Rapporteurs	<b>Alain BERNIS</b> <b>Denis BOULAUD</b>	Professeur à l'Université de Savoie Directeur d'évaluations et d'animation scientifique à l'Institut de Radioprotection et de Sûreté Nucléaire, Professeur à l'Institut National des Sciences et des Techniques Nucléaires
Examineurs	<b>Denis BEMER</b> <b>Dominique LECLERC</b> <b>Dominique THOMAS</b>	Chargé de Recherches Institut National de Recherche et de Sécurité Professeur à l'Université Henri Poincaré, Nancy 1 Professeur à l'Université Henri Poincaré, Nancy 1





## Avant-propos

Ce travail a été réalisé au sein du Laboratoire des Sciences du Génie Chimique (CNRS UPR 6811) dans le groupe du Génie des Séparations sur Milieux Poreux (2001-2003) puis du groupe Sécurité Industrielle et Systèmes Particulaires Hétérogènes (depuis janvier 2004) et s'inscrit dans une collaboration avec le Département Ingénierie des Procédés de l'Institut National de Recherche et de Sécurité sous la forme du Laboratoire de Filtration des Aérosols.

Je tiens à remercier mon directeur de thèse, M. Dominique Leclerc, de m'avoir accueilli au sein de son équipe ainsi que MM. Michel Pourquet et Jean-Marie Dessagne pour m'avoir fait profiter du savoir-faire de l'INRS dans le domaine de la filtration de l'air.

Je veux tout particulièrement remercier M. Dominique Thomas, mon co-directeur de thèse, sans l'aide et les conseils duquel, tout au long de ces trois années, ce travail n'aurait pas pu voir le jour sous sa forme actuelle.

Ma reconnaissance va également à MM. Denis Bémer et Patrick Contal qui par leurs conseils ont substantiellement contribué à la qualité de cette thèse ainsi qu'à Mme Sandrine Callé-Chazelet et M Jean-Christophe Appert-Collin pour leurs conseils pratiques précieux.

Je suis également très reconnaissant envers MM. Alain Bernis et Denis Boulaud qui ont accepté d'être rapporteurs de cette thèse ainsi qu'envers M. Michel Sardin qui me fait l'honneur d'assurer la présidence de la soutenance malgré son emploi du temps chargé.

Je tiens également à remercier Mlle Valérie Gujisaite pour sa collaboration lors de l'étude de la filtration des mélanges d'aérosols liquides et solides, M. Jean-François Remy pour les nombreuses photos prises au microscope électronique, M. Xavier Framboisier pour les mesures de viscosité des liquides utilisés ainsi que Mme Véronique Sadtler pour ses conseils précieux sur l'utilisation de tensioactifs pour l'étude de l'influence de la tension superficielle.

Mes remerciements vont également à la Région Lorraine qui a contribué au financement de cette thèse ainsi qu'aux entreprises BBA Filtration, Bernard Dumas et Lydall qui ont fourni une partie des filtres testés dans le cadre des expériences.

Finalement j'ai une pensée pour ma famille et mes amis, en France et ailleurs, qui par leurs critiques et leur support ont contribué à leur façon à l'aboutissement de cette thèse.



Thinking is the greatest transgression of all.  
Critical thinking [...], there is the ultimate subversion.

Philip Roth, *I married a communist*



A Marianne.  
A la mémoire de Pierre.



## Table des matières

<b>INTRODUCTION</b>	1
<b>1. MATERIEL ET METHODES</b>	6
<b>1.1. Description des bancs de filtration</b>	7
<b>1.2. Choix et influence du liquide</b>	9
1.2.1. Liquides utilisés	9
1.2.2. Distributions granulométriques	11
1.2.3. Choix du liquide utilisé	12
<b>1.3. Solide utilisé</b>	14
<b>1.4. Media filtrants et leurs caractéristiques</b>	15
1.4.1. Détermination de l'épaisseur	15
1.4.2. Détermination de la compacité	16
1.4.3. Détermination de la distribution des tailles de fibres	16
1.4.3.1. Détermination du diamètre de fibre moyen	16
1.4.3.2. Détermination du diamètre de Davies	19
1.4.4. Détermination du diamètre de pore	19
1.4.5. Détermination de l'efficacité	19
<b>2. ETUDES DES FILTRES VIERGES</b>	21
<b>2.1. Perte de charge</b>	22
2.1.1. Perte de charge d'un medium filtrant vierge - Bibliographie	22
2.1.2. Comparaison expériences - modélisations	26
<b>2.2. Efficacité de filtration</b>	27
2.2.1. Définitions	27
2.2.2. Mécanismes de capture	28
2.2.2.1. Diffusion brownienne	29
2.2.2.2. Interception directe	30
2.2.2.3. Impaction inertielle	31
2.2.3. Efficacité unitaire de collection	31
2.2.3.1. Ecoulement autour d'une fibre ou d'un ensemble de fibres	32
2.2.3.2. Efficacité unitaire de collection par diffusion $\eta_d$	32
2.2.3.3. Efficacité unitaire de collection par interception $\eta_r$	34
2.2.3.4. Efficacité unitaire de collection par impaction inertielle $\eta_i$	34
2.2.3.5. Efficacité unitaire d'interaction entre les mécanismes de diffusion et d'interception $\eta_{dr}$	35
2.2.4. Expression de l'efficacité globale d'une fibre	35
<b>2.3. Développement mathématique visant à prendre en compte la distribution   des tailles de fibres lors de calculs de la perméance initiale</b>	39
2.3.1. Perméance des particules de diamètre $d_j$ vis-à-vis des fibres de diamètre $d_f$	39
2.3.2. Perméances fractionnelle et globale	41
2.3.2.1. Approche parallèle	42
2.3.2.2. Approche série	44
2.3.3. Comparaison modèle - expérience	47
<b>3. FILTRATION DES AEROSOLS LIQUIDES</b>	50
<b>3.1. Etude bibliographique spécifique à la filtration des aérosols liquides</b>	51
3.1.1. Interaction fibre-goutte	52
3.1.2. Interaction filtre – aérosol liquide	57

3.1.2.1. Evolution du dépôt de liquide sur le filtre lors du colmatage	58
3.1.2.2. Evolution de l'efficacité d'un filtre	61
3.1.2.3. Modélisation	62
3.1.2.3.1. Evolution de la perte de charge du filtre	62
3.1.2.3.2. Evolution de la perméance du filtre	63
<b>3.2. Evolution de la perte de charge et de l'efficacité</b>	<b>65</b>
3.2.1. Conditions et procédure expérimentales	65
3.2.2. Evolution de la perte de charge et de l'efficacité	66
3.2.3. Influence des caractéristiques du filtre et des conditions opératoires sur la perte de charge et l'efficacité pendant la phase transitoire	69
3.2.3.1. Phase transitoire - Influence du filtre	69
3.2.3.2. Phase transitoire - Perméance en fonction de la vitesse de filtration	71
3.2.3.3. Phase transitoire - Perméance en fonction de la taille des particules.	72
3.2.4. Phase stationnaire	74
3.2.4.1. Phase stationnaire - Drainage	74
3.2.4.2. Phase stationnaire - Perte de charge en fin de filtration en fonction de la vitesse de filtration	76
3.2.4.3. Phase stationnaire - Perte de charge finale en fonction de la masse de liquide collecté	78
3.2.4.4. Phase stationnaire - Masse de liquide collecté en fonction de la vitesse de filtration	79
3.2.5. Influence de la tension superficielle du liquide	80
3.2.5.1. Cas du DEHS	80
3.2.5.2. Cas du glycérol	82
3.2.6. Conclusion	84
<b>3.3. Influence de l'interruption de la génération de particules sur l'évolution de la perte de charge</b>	<b>86</b>
3.3.1. Cas industriel des Forges de Froncles	86
3.3.2. Dispositif expérimental, filtre et liquide utilisés et procédure expérimentale	90
3.3.3. Résultats et discussion	91
3.3.3.1. Influence de l'interruption de génération	91
3.3.3.2. Influence de la vitesse de perméation pendant le repos	92
3.3.3.3. Influence de la position du filtre	94
3.3.3.4. Evolution de la perte de charge et de la masse de liquide retenue pendant la phase de repos	96
3.3.3.5. Trois cycles avec deux repos - Théorie des « zones mortes »	98
3.3.3.6. Efficacité en fonction de la vitesse de repos	100
3.3.3.7. Profil de pénétration sur AX 1923	101
3.3.4. Conclusions	103
<b>3.4. Modèle phénoménologique de la perte de charge et de la perméance</b>	<b>105</b>
3.4.1. Etude préliminaire de la perte de charge	105
3.4.2. Fondements du modèle phénoménologique	108
3.4.2.1. Scénario du colmatage dans une tranche de filtre	108
3.4.3. Résultats et discussion	115
3.4.3.1. Choix des paramètres du modèle	115
3.4.3.2. Influence du modèle d'efficacité	118
3.4.3.3. Influence de la compacité liquide finale $\alpha_{\text{film}}$	119
3.4.3.4. Influence conjuguée de la vitesse et de la compacité liquide finale $\alpha_{\text{film}}$	121
3.4.4. Conclusions	123



<b>4. FILTRATION DE MELANGES D'AEROSOLS SOLIDES ET LIQUIDES</b>	124
<b>4.1. Etude bibliographique</b>	125
<b>4.2. Etude expérimentale</b>	126
4.2.1. Description de l'installation	126
4.2.2. Expériences réalisées	127
<b>4.3 Résultats expérimentaux</b>	129
4.3.1. Evolution de la perte de charge	129
4.3.2. Comparaison des résultats obtenus pour les différents mélanges	132
4.3.2.1. Comparaison en fonction du temps	133
4.3.2.2. Comparaison en fonction de la masse totale générée	134
4.3.2.3. Comparaison en fonction de la masse de solide ou de liquide générée	134
4.3.3. Synthèse des observations	136
4.3.4. Essais avec d'autres filtres et mesures de perméance	137
4.3.4.1. Expériences réalisées	137
4.3.4.2. Reemay 2033	138
4.3.4.3. AX 1923	138
4.3.4.4. Comparaison des essais à 13,5% de solide pour les trois filtres utilisés	139
4.3.5. Observation du dépôt	140
4.3.5.1. Observations de la surface du filtre colmaté	140
4.3.5.2. Observations au microscope électronique à balayage (MEB)	146
<b>4.4. Synthèse des résultats et explications proposées</b>	149
<b>CONCLUSION GENERALE ET PERSPECTIVES</b>	151
<b>NOMENCLATURE</b>	155
<b>REFERENCES</b>	160
<b>ANNEXES</b>	170
<b>Annexe 1. Les filtres à fibres</b>	171
A1.1. Caractéristiques des filtres	173
A1.1.1. Grammage	173
A1.1.2. Epaisseur	173
A1.1.3. Mouillabilité	174
A1.1.4. Compacité	176
A1.1.5. Diamètre des pores	176
A1.1.6. Diamètre des fibres	176
A1.1.7. Détermination de l'efficacité	176
A1.2. Qualification des filtres.	177
A1.2.1. Filtres de ventilation générale	178
A1.2.1.1. Les filtres à moyenne efficacité	178
A1.2.1.2. Les filtres à haute efficacité	178
A1.2.1.3. Filtres à très haute efficacité	178
A1.2.2. Filtres d'entrée d'air pour les moteurs à combustion interne et les compresseurs	179
A1.2.3. Filtres et systèmes d'épuration pour utilisation spécifique, notamment pour le traitement des polluants particuliers industriels type poussières de bois, fumées de soudure, etc.	179
A1.2.3.1. Brouillards d'huile	179

A1.2.3.2. Fumées de soudage	179
A1.2.3.3. Dépoussiéreurs industriels	179
A1.2.3.4. Filtres à air des habitacles de machines de terrassement et agricoles	180
A1.2.3.5. Aérosols biologiques	180
A1.2.3.6. Epurateurs d’amiante	180
<b>Annexe 2. Générateurs de particules</b>	181
A2.1. Générateur d’aérosols liquides PLG - 2000 HC	181
A2.2. Générateur de particules liquides monodisperses Palas MAG-2010	182
A2.3. Générateur de particules solides RBG 1000	183
<b>Annexe 3. Impacteur en cascade Dekati</b>	185
<b>Annexe 4. Tension superficielle</b>	188
A4.1. Hydrophile Lipophile Balance (HLB)	188

## Table des figures

Figure 0.1 :	Nature et taille d'aérosols communément rencontrés	2
Figure 0.2 :	Procédés d'épuration des aérosols et leur applicabilité selon la taille des particules (d'après Rault (1991))	3
Figure 0.3 :	Nombre de publications concernant la filtration d'aérosols liquides par décennie	4
Figure 1.1 :	Schéma du banc de filtration du LSGC	7
Figure 1.2 :	Schéma du banc de filtration de l'INRS	7
Figure 1.3 :	Distributions granulométriques des liquides utilisés	12
Figure 1.4 :	Comparaison de la perte de charge occasionnée par les trois liquides à des conditions expérimentales identiques	13
Figure 1.5 :	Degré de saturation moyen pour filtres en fibres de verre ou fibres de polyaramide testés avec du DEHS ou une huile entière (d'après Letts et al. (2003))	14
Figure 1.6 :	Photos MEB et distributions cumulées des tailles de fibres des filtres utilisés	18
Figure 2.1 :	Comparaison des différentes expressions de $f(\alpha)$ en fonction de $\alpha$	25
Figure 2.2 :	Figure 2.2 : Comparaison de $\Delta P/U_f$ expérimental aux modèles de Sakano ( $\blacktriangledown$ ), Bergman ( $\blacksquare$ ) et de Davies ( $\bullet$ ) de nos filtres	26
Figure 2.3 :	Vue schématique de la capture d'une particule par le mécanisme de diffusion	29
Figure 2.4 :	Vue schématique de la capture d'une particule par le mécanisme d'interception directe	30
Figure 2.5 :	Vue schématique de la capture d'une particule par le mécanisme d'impaction inertielle	31
Figure 2.6 :	Exemple de l'efficacité unitaire en fonction de la granulométrie des particules filtrées	36
Figure 2.7 :	Comparaison des différents modèles de la littérature	37
Figure 2.8 :	Comparaison des efficacités expérimentale et calculée en prenant en compte le seul diamètre moyen des fibres	38
Figure 2.9 :	Représentations schématiques des approches parallèle et série	42
Figure 2.10 :	Influence de l'écart type géométrique sur la perméance fractionnelle d'un filtre pour l'approche parallèle	46
Figure 2.11 :	Influence de l'écart type géométrique sur la perméance fractionnelle d'un filtre pour l'approche série	46
Figure 2.12 :	Comparaison entre les résultats expérimentaux et le modèle LRG utilisant l'approche monodisperse, parallèle ou série pour trois media filtrants différents	48
Figure 2.13 :	Comparaison entre résultats expérimentaux et approche parallèle et série du modèle LRG pour le filtre CAT 1 (gauche) et EU7 (droite)	49
Figure 3.1 :	Zones de présence théoriques des différentes configurations de gouttes sur une fibre en fonction de l'angle de contact et du rapport des diamètres de goutte et de fibre	53
Figure 3.2 :	Schéma des types de gouttes ondoloïdes avec ou sans point d'inflexion	54
Figure 3.3 :	Ecoulement de gouttelettes vers le haut (gauche) et de film vers le bas (droite) (Mullins (2004))	55

Figure 3.4 :	Comportement schématique d'un aérosol liquide filtré (d'après Raynor (2000))	58
Figure 3.5 :	Evolution de la perte de charge et de la perméance pendant le colmatage par un aérosol liquide	59
Figure 3.6 :	Evolution du dépôt de liquide sur le filtre pendant les quatre étapes de colmatage	61
Figure 3.7 :	Suivi de la perte de charge (▼) et de la perméance (■) de quatre filtres lors de leur colmatage par un aérosol de DEHS ( $3,1 \text{ g.m}^{-3}$ ; $d_{50}=0,18\mu\text{m}$ )	68
Figure 3.8 :	Perméance totale en fonction du temps pour un filtre de moyenne efficacité A320 (haut) et un filtre de haute efficacité D309 (bas) ; vitesse de filtration $15,4 \text{ cm s}^{-1}$ ; aérosol de DEHS ( $d_{50}=0,18\mu\text{m}$ ; $\sigma_g=1,61$ )	69
Figure 3.9 :	Suivi de la perméance d'un filtre A 320 à $15,4 \text{ cm.s}^{-1}$ à une concentration environ $1 \text{ g.m}^{-3}$ (trois fois plus faible que la concentration initiale)	70
Figure 3.10 :	Perméance (haut) et perte de charge (bas) en fonction de la vitesse de filtration pour un filtre moyenne efficacité A320 (gauche) et un filtre haute efficacité D309 (droite) ; aérosol de DEHS ( $d_{50}=0,18\mu\text{m}$ ; $\sigma_g=1,61$ )	71
Figure 3.11 :	Evolution de perméances spectrales pour un filtre moyenne efficacité A320 et un filtre haute efficacité D309 pour trois classes de distribution de taille de particules: $0,215 - 0,33\mu\text{m}$ ; $0,52 - 0,82\mu\text{m}$ ; $1,3 - 2,04\mu\text{m}$	73
Figure 3.12 :	Schéma de principe des expériences de détermination du débit de drainage	75
Figure 3.13 :	Corrélation de la résistance finale du filtre en fonction de la vitesse de filtration	76
Figure 3.14 :	Corrélation de la résistance finale des filtres en fonction du nombre de Reynolds	77
Figure 3.15 :	Résistance $\Delta P/U_f$ en fonction de la masse surfacique de liquide collecté (▼■● : valeurs déterminées précédemment (Mailfert (2001)) vitesses entre $0,9$ et $39,7 \text{ cm.s}^{-1}$ ; ◊▽△+× : valeurs déterminées pendant ce travail ; vitesses entre $5,8$ et $25 \text{ cm.s}^{-1}$ )	78
Figure 3.16 :	Evolution de la masse surfacique de liquide collecté en fonction de la vitesse (▼■◆ : valeurs déterminées précédemment (Mailfert (2001)) vitesses entre $0,9$ et $39,7 \text{ cm.s}^{-1}$ ; ▽△+×□ : valeurs déterminées pendant ce travail ; vitesses entre $5,8$ et $25 \text{ cm.s}^{-1}$ )	79
Figure 3.17 :	Influence d'ajout de tensioactifs sur la perte de charge et la perméance d'un filtre D309 subissant un aérosol de DEHS (vitesse de filtration $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$ ; $d_{50}=0,18\mu\text{m}$ , $\sigma_g=1,61$ )	81
Figure 3.18 :	Influence d'ajout de tensioactifs sur la perte de charge et la perméance d'un filtre D309 subissant un aérosol de glycérol (vitesse de filtration : $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$ ; $d_{50}=0,24\mu\text{m}$ ; $\sigma_g=1,96$ )	83
Figure 3.19 :	Schéma de fonctionnement (gauche), vue intérieure (milieu) et photo (droite) d'un épurateur d'air semblable à ceux utilisés par la société des Forges de Froncles	87
Figure 3.20 :	Suivi de la température du hall d'usine des Forges de Froncles du 4 juin au 11 juin 2003	87
Figure 3.21 :	Suivi de la vitesse de sortie de l'air de l'épurateur du 4 juin au 11 juin 2003	88
Figure 3.22 :	Suivi de la perte de charge du dispositif filtrant du 4 juin au 11 juin	88

2003

Figure 3.23 :	Suivi de la concentration en aval du dispositif filtrant du 4 juin au 11 juin 2003	89
Figure 3.24 :	Figure de principe d'évolution de la perte de charge pendant les phases de filtration et de perméation	90
Figure 3.25 :	Comparaison avec et sans interruption (filtre AX4450, aérosol de DEHS ( $3,1 \text{ g.m}^{-3}$ ; $d_{50}=0,18\mu\text{m}$ ), vitesse de filtration $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$ )	91
Figure 3.26 :	Influence du point d'interruption (filtre AX4450, aérosol de DEHS ( $3,1 \text{ g.m}^{-3}$ ; $d_{50}=0,18\mu\text{m}$ ), vitesse de filtration $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$ )	92
Figure 3.27 :	Influence de la vitesse de perméation pendant la phase de repos sur la perte de charge (filtre AX4450, aérosol de DEHS ( $3,1 \text{ g.m}^{-3}$ ; $d_{50}=0,18\mu\text{m}$ ), vitesse de filtration $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$ )	92
Figure 3.28 :	Perte de charge finale $\Delta P_{\text{max}}$ (gauche) et augmentation de la perte de charge adimensionnelle entre le 1 <sup>er</sup> et le 2 <sup>ème</sup> cycle (droite) en fonction de la vitesse de perméation pendant le repos (filtre AX4450, aérosol de DEHS ( $3,1 \text{ g.m}^{-3}$ ; $d_{50}=0,18\mu\text{m}$ ), vitesse de filtration $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$ )	93
Figure 3.29 :	Comparaison flux horizontal – flux vertical sans interruption (filtre AX4450, aérosol de DEHS ( $3,1 \text{ g.m}^{-3}$ ; $d_{50}=0,18\mu\text{m}$ ), vitesse de filtration $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$ )	95
Figure 3.30 :	Comparaison flux horizontal – flux vertical pour une phase de repos à une vitesse de perméation de $0 \text{ cm s}^{-1}$ (filtre AX4450, aérosol de DEHS ( $3,1 \text{ g.m}^{-3}$ ; $d_{50}=0,18\mu\text{m}$ ), vitesse de filtration $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$ )	95
Figure 3.31 :	Comparaison flux horizontal – flux vertical pour une phase de repos à une vitesse de perméation de $5,8 \text{ cm s}^{-1}$ (filtre AX4450, aérosol de DEHS ( $3,1 \text{ g.m}^{-3}$ ; $d_{50}=0,18\mu\text{m}$ ), vitesse de filtration $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$ )	96
Figure 3.32 :	Perte de charge pendant le repos pour différentes vitesses de perméation (filtre AX4450, aérosol de DEHS ( $3,1 \text{ g.m}^{-3}$ ; $d_{50}=0,18\mu\text{m}$ ), vitesse de filtration $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$ )	97
Figure 3.33 :	Masse collectée après le repos (gauche) et après le 2 <sup>ème</sup> cycle (droite) en fonction de la vitesse de repos (filtre AX4450, aérosol de DEHS ( $3,1 \text{ g.m}^{-3}$ ; $d_{50}=0,18\mu\text{m}$ ), vitesse de filtration $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$ )	98
Figure 3.34 :	Schéma du medium filtrant avant le repos	99
Figure 3.35 :	Schéma du medium filtrant après le repos	100
Figure 3.36 :	Evolution de la perte de charge de 6 filtres AX1923 accolés pendant la filtration initiale (aérosol de DEHS ( $3,1 \text{ g.m}^{-3}$ ; $d_{50}=0,18\mu\text{m}$ ), vitesse de filtration $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$ )	100
Figure 3.37 :	Profil de pénétration après 2 cycles de colmatage sans interruption en phase stationnaire (filtre AX1923, aérosol de DEHS ( $3,1 \text{ g.m}^{-3}$ ; $d_{50}=0,18\mu\text{m}$ ), vitesse de filtration $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$ )	101
Figure 3.38 :	Profil de pénétration après 2 cycles de colmatage (repos à $0 \text{ cm.s}^{-1}$ ) (filtre AX1923, aérosol de DEHS ( $3,1 \text{ g.m}^{-3}$ ; $d_{50}=0,18\mu\text{m}$ ), vitesse de filtration $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$ )	102
Figure 3.39 :	Profil de pénétration après 2 cycles de colmatage (repos à $22,7 \text{ cm.s}^{-1}$ ) (filtre AX1923, aérosol de DEHS ( $3,1 \text{ g.m}^{-3}$ ; $d_{50}=0,18\mu\text{m}$ ), vitesse de filtration $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$ )	103
Figure 3.40 :	Filtre D309 masqué (en partie) par un écran en plastique imperméable	105
Figure 3.41 :	Perte de charge en fonction de la vitesse en fût vide $U_0$ pour les différents taux de surface masquée testés	106
Figure 3.42 :	Comparaison des pertes de charge expérimentales et modélisées d'un	107

	filtre D309 partiellement masqué	
Figure 3.43 :	Comparaison expérience – modèle des pertes de charge d'un filtre D309 partiellement masqué	107
Figure 3.44 :	Comparaison expérience – modèle pour les filtres imbibés de DEHS	108
Figure 3.45 :	Division schématique du filtre en $n_p$ pelures	109
Figure 3.46 :	Schématisme de la restriction de surface de collecte au niveau des points de contacts entre fibres (losange hachuré)(gauche) et rapport de surface du losange ( $< 90^\circ$ ) et de celle de deux fibres à croisement perpendiculaire (droite)	110
Figure 3.47 :	Evolution de la compacité liquide finale $\alpha_{film}$ (établie par la relation 3.30) en fonction de la vitesse de filtration pour différents filtres	115
Figure 3.48 :	Comparaison entre les valeurs modélisées optimisées et les valeurs expérimentales de la perte de charge (haut) et de la perméance (bas) pour un filtre D309 à $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$ avec un aérosol de DEHS	117
Figure 3.49 :	Influence du nombre de pelures sur l'évolution de la perte de charge (haut) et de la perméance (bas) du modèle phénoménologique pour un filtre D309 à $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$	118
Figure 3.50 :	Influence de la compacité liquide finale $\alpha_{film}$ sur l'évolution de la perte de charge (haut) et de la perméance (bas) du modèle phénoménologique pour un filtre D309 à $5,8 \text{ cm s}^{-1}$ ( $pdm=0,3 \text{ g.m}^{-2}$ , $d_{gaine}=2,6\mu\text{m}$ , aérosol de DEHS)	120
Figure 3.51 :	Influence conjuguée de la vitesse de filtration et de la compacité liquide finale $\alpha_{film}$ sur l'évolution de la perte de charge (haut) et de la perméance (bas) du modèle phénoménologique pour un filtre D309 à $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$	122
Figure 4.1 :	Schéma de répartition des débits dans l'installation	128
Figure 4.2 :	Comparaison des courbes d'évolution de la perte de charge en fonction du temps pour les essais à 13,5% de solide et 86,5% de liquide	129
Figure 4.3 :	Comparaison des essais réalisés avec 25% de solide et 75% de liquide	130
Figure 4.4 :	Comparaison des essais réalisés avec 50% de solide et 50% de liquide	130
Figure 4.5 :	Comparaison des essais pour des mélanges à 75% de solide et 25% de liquide	131
Figure 4.6 :	Perte de charge corrigée par le débit en fonction du temps pour les expériences réalisées avec du solide seul à 30 NI/min	131
Figure 4.7 :	Comparaison des courbes de perte de charge obtenues avec le liquide seul	132
Figure 4.8 :	Comparaison des différents pourcentages étudiés en fonction du temps pour les essais réalisés avec le D309 à 30 NI/min	133
Figure 4.9 :	Comparaison de la perte de charge en fonction de la masse totale surfacique générée pour les essais réalisés avec le filtre D309 à $30\text{NI.min}^{-1}$	134
Figure 4.10 :	Comparaison de la perte de charge en fonction de la masse de solide surfacique générée pour les essais réalisés avec le filtre D309 à $30 \text{ NI.min}^{-1}$	135
Figure 4.11 :	Comparaison de la perte de charge en fonction de la masse de liquide surfacique générée pour les essais réalisés avec le filtre D309 à $30 \text{ NI.min}^{-1}$	136

Figure 4.12 :	Comparaison des courbes de perte de charge pour les essais effectués avec le Reemay 2033 avec un mélange à 13,5% de solide et 86,5% de liquide	138
Figure 4.13 :	Evolution de la perméance et de la perte de charge pour un filtre AX 1923 lors de la filtration d'un mélange de 13,5% de solide et 86,5% de liquide	139
Figure 4.14 :	Comparaison des expériences réalisées pour un mélange contenant un même pourcentage de solide (13,5%) avec différents types de filtres (vitesse de filtration $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$ )	140
Figure 4.15 :	Perte de charge pour les essais réalisés à différents temps pour des mélanges contenant 13,5% de solide et 86,5% de liquide, avec le D 309	141
Figure 4.16 :	Photos conventionnelle (gauche) et sur table lumineuse (droite) après 400 s de filtration pour un filtre THE D309	141
Figure 4.17 :	Photos conventionnelle (gauche) et sur table lumineuse (droite) après 710 s de filtration pour un filtre THE D309	142
Figure 4.18 :	Photos conventionnelle (gauche) et sur table lumineuse (droite) après 2700 s de filtration pour un filtre THE D309	142
Figure 4.19 :	Photos conventionnelle (gauche) et sur table lumineuse (droite) après 3915 s de filtration pour un filtre THE D309	143
Figure 4.20 :	Photos conventionnelle (gauche) et sur table lumineuse (droite) après 7700 s de filtration pour un filtre THE D309	143
Figure 4.21 :	Photos conventionnelle (gauche) et sur table lumineuse (droite) après 2050 s de filtration pour un filtre THE D309 avec un mélange à 25% de solide	144
Figure 4.22 :	Photos conventionnelle (gauche) et sur table lumineuse (droite) après 3000 s de filtration pour un filtre THE D309 pour un mélange à 50% de solide	144
Figure 4.23 :	Photos conventionnelle (gauche) et sur table lumineuse (droite) après 1550 s de filtration pour un filtre THE D309 pour un mélange à 75% de solide	145
Figure 4.24 :	Photos au microscope électronique à balayage pour différentes durées de filtration (13,5% de solide et 86,5% de liquide, grossissement 100x) pour un filtre THE D309	147
Figure 4.25 :	Photos au microscope électronique à balayage pour différentes durées de filtration (13,5% de solide et 86,5% de liquide, grossissement 1000x) pour un filtre THE D309	148
Figure A1.1 :	Représentation schématique du dispositif expérimental du test de Washburn	173
Figure A1.2 :	Représentation schématique du dispositif expérimental de détermination de mouillabilité	174
Figure A1.3 :	Evolution de la masse de 30 couches de filtres AX4450 et D309 pendant une expérience d'imbibition par la surface	175
Figure A1.4 :	Masse de liquide contenu dans chaque couche de filtre D309 et AX4450 après une expérience d'imbibition par la surface	175
Figure A2.1 :	Photo du générateur d'aérosols liquides	181
Figure A2.2 :	Schéma de principe	181
Figure A2.3 :	Principe de fonctionnement du générateur de particules liquides monodisperses	182
Figure A2.4 :	Vue du générateur de particules liquides monodisperses MAG 2010	183

Figure A2.5 :	Photo du générateur de particules solides	184
Figure A2.6 :	Schéma de principe	185
Figure A3.1 :	Vue extérieure de l'impacteur Dekati	186
Figure A3.2 :	Schéma explicatif du fonctionnement de l'impacteur Dekati	187



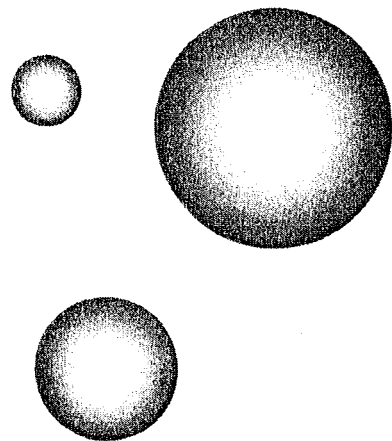
## Table des tableaux

Tableau 1.1 :	Caractéristiques physico-chimiques des liquides utilisés	10
Tableau 1.2 :	Caractéristiques des particules liquides utilisées	12
Tableau 1.3 :	Quelques propriétés de l'alumine	14
Tableau 1.4 :	Moyenne des différents essais réalisés à l'aide du Coulter Counter	15
Tableau 1.5 :	Distribution granulométrique de l'alumine, obtenue à l'aide du Coulter Counter	15
Tableau 1.6 :	Caractéristiques des filtres testés	20
Tableau 2.1 :	Expressions de $f(\alpha)$ proposées dans la littérature pour un écoulement parallèle aux fibres	23
Tableau 2.2 :	Expressions de $f(\alpha)$ proposées dans la littérature pour un écoulement perpendiculaire aux fibres	24
Tableau 2.3 :	Expressions de $f(\alpha)$ proposées dans la littérature pour un écoulement à travers un arrangement aléatoire	24
Tableau 2.4 :	Valeurs des coefficients A, B et C du facteur de Cunningham issus de la littérature	30
Tableau 2.5 :	Expressions du facteur hydrodynamique H issues de la littérature	32
Tableau 2.6 :	Limites de validité du nombre de Knudsen des différents régimes d'écoulement	32
Tableau 2.7 :	Expressions de l'efficacité unitaire de collection par diffusion	33
Tableau 2.8 :	Expressions de l'efficacité unitaire de collection par interception	34
Tableau 2.9 :	Expressions de l'efficacité unitaire de collection par impaction	35
Tableau 2.10 :	Expressions de l'efficacité unitaire d'interaction entre les mécanismes de diffusion et d'interception	35
Tableau 2.11 :	Expression de l'efficacité totale et ses composantes mécanistiques	36
Tableau 2.12 :	Expressions mathématiques des modèles de Liu et Rubow et Gougeon	38
Tableau 2.13 :	Tableau récapitulatif des expressions de la perméance selon les approches monodisperse, série ou parallèle	45
Tableau 3.1 :	Les trois configurations de gouttes et l'influence des caractéristiques physiques sur leur transformation (d'après Briscoe (2000))	53
Tableau 3.2 :	Synthèse des différentes approches de la perméance d'un filtre mouillé	64
Tableau 3.3 :	Variation de la perméance avec le diamètre de particule $d_p$	74
Tableau 3.4 :	Débits de drainage de filtres colmatés ; aérosol de DEHS, vitesse de filtration $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$	75
Tableau 3.5 :	Mélanges réalisés et tensions superficielles obtenues avec le DEHS	80
Tableau 3.6 :	Mélanges réalisés et tensions superficielles avec le glycérol	82
Tableau 3.7 :	Ordre des perméances pour les différents diamètres de particules	85
Tableau 3.8 :	Résumé des expériences à 3 cycles et 2 repos	98
Tableau 3.9 :	Perméance en fonction de la vitesse de repos (filtre AX4450, aérosol de DEHS ( $3,1 \text{ g.m}^{-3}$ ; $d_{50}=0,18\mu\text{m}$ ), vitesse de filtration $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$ )	100
Tableau 3.10 :	Récapitulatif des étapes et expressions de modélisation de perte de charge et de perméance	114
Tableau 3.11 :	Rappel des caractéristiques du filtre D309 et des particules de DEHS utilisés comme référence expérimentale pour la modélisation	116
Tableau 3.12 :	Valeurs optimisées retenues pour la modélisation de la perte de charge et de la perméance d'un filtre D309 à $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$	116
Tableau 3.13 :	Paramètres de vitesse et de compacité liquide finale $\alpha_{\text{film}}$ pour l'étude	121

de l'influence conjuguée des deux paramètres

Tableau 4.1 : Concentration, vitesse de montée du piston et débits massiques pour les différents pourcentages de solide étudiés dans les mélanges 128

# Introduction





La qualité de l'air tant extérieur qu'intérieur est devenue un enjeu de santé publique, de santé au travail, politique et scientifique au cours de ces deux dernières décennies. Les aérosols constituent une part non négligeable de la pollution de l'air. Ce terme, aérosol, définit selon la norme NF X 44-001 (1981) toute suspension dans un milieu gazeux de particules solides ou liquides. Ces particules sont conventionnellement considérées comme en suspension si leur vitesse de chute n'excède pas  $0,25 \text{ m s}^{-1}$  ce qui entraîne généralement un diamètre de particule inférieur à une centaine de micromètres pour des particules de masse volumique égale à  $1000 \text{ kg m}^{-3}$ .

Les aérosols peuvent être d'origines, de tailles et d'aspects très divers comme le montre la figure 0.1.

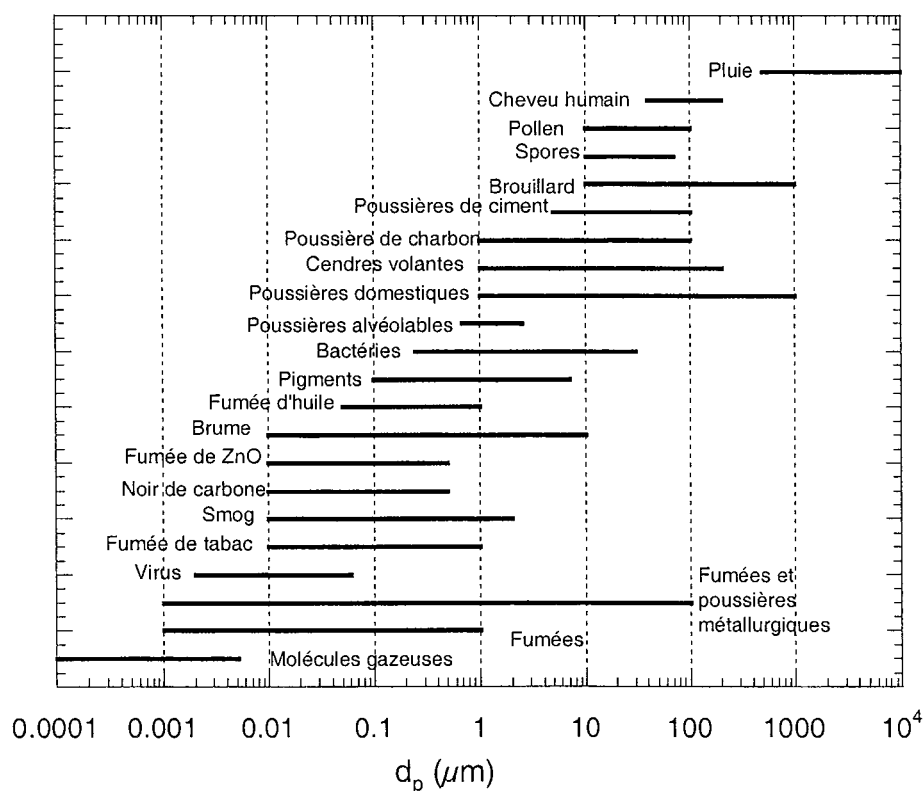


Figure 0.1 : Nature et taille d'aérosols communément rencontrés (d'après Rault (1991))

Les origines de ces aérosols sont des plus diverses comme les phénomènes et procédés naturels et climatiques :

- brumes,
- brouillards,
- pigments,
- spores,
- pollen,
- bactéries et autres micro-organismes

ou les phénomènes et procédés anthropiques :

- fumées de toutes sortes,

- poussières de bois (scieries),
- poussières diesel (trafic routier et centrales thermiques),
- cendres volantes (incinérateurs de déchets),
- poussières de ciments et de pierres (cimenteries et découpe de pierre),
- contact gaz-liquides (procédés industriels tels que la production d'acide sulfurique)

pour ne donner que quelques exemples.

Certains de ces aérosols sont naturellement présents dans l'environnement (brouillards, pigments,...) et constituent peu de dangers pour l'homme ou l'environnement. La plupart des aérosols anthropiques par contre, en concentration suffisante, peuvent être nuisibles aussi bien à la santé de l'homme qu'à l'environnement. Il est donc très souvent nécessaire de nettoyer ou de ne pas contaminer l'atmosphère (extérieure ou intérieure) afin de maintenir une qualité de l'air sans danger pour tous.

Il existe de nombreux procédés permettant de séparer des particules de l'air ou d'un flux de process (comme le montre la figure 0.2) chacun présentant une gamme de diamètre d'aérosol pour laquelle ils sont les plus efficaces.

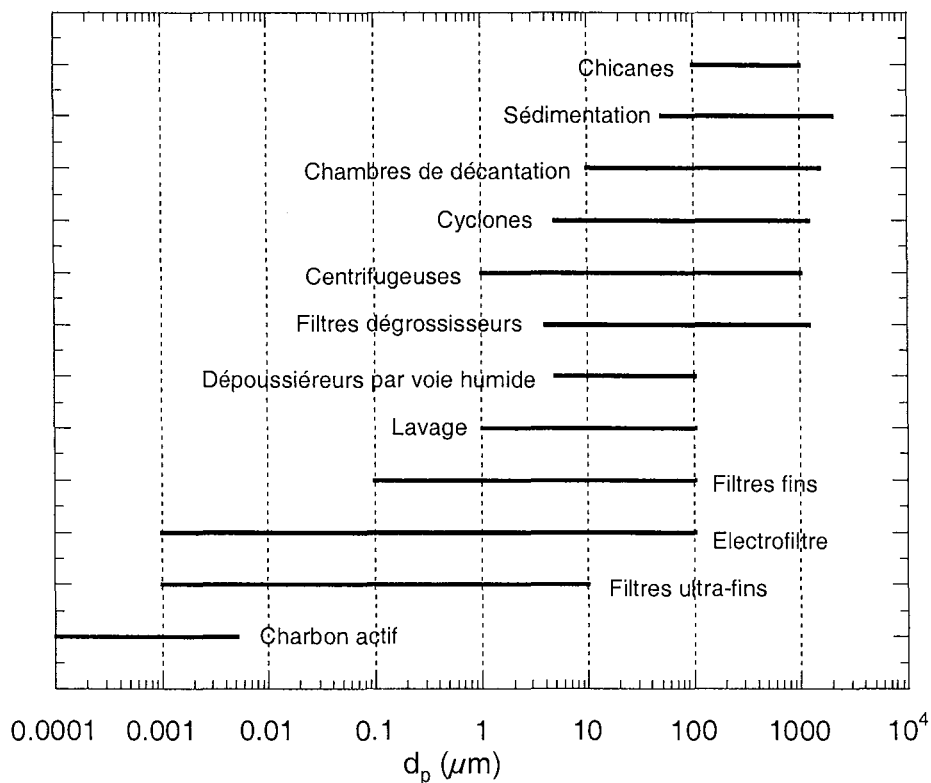


Figure 0.2 : Procédés d'épuration des aérosols et leur applicabilité selon la taille des particules (d'après Rault (1991))

Il est conseillé d'adapter le moyen d'épuration à la taille moyenne des particules à séparer. Les filtres à fibres constituent non seulement la technique de mesure des aérosols la plus répandue (Renoux & Boulaud (1998)), mais ils sont également et surtout un des principaux moyens utilisés pour l'épuration des gaz et de l'air.

Mention est faite pour la première fois par Davies (1983) et Spurny (1997) de filtres à air utilisés aux temps des Romains sous forme de tissus fixés autour de la bouche et du nez. Agricola (40 – 93) décrit également des respirateurs primitifs pour mineurs. Leonard de Vinci (1452 – 1519) aussi parle de tissus humides portés devant le visage pour protéger des fumées sur les champs de bataille. Paracelse (1493 – 1541), Ramazzini (1633 – 1714) et Pasteur (1822 – 1895) mentionnent la protection vis-à-vis des poussières à l'aide de filtres. Le premier respirateur plus sophistiqué a été inventé en Grande-Bretagne par Shaw et Tyndall en 1868. Le développement scientifique de la filtration des aérosols a réellement commencé dans les années 1930 en Allemagne (Albrecht, Kauffmann) et au Danemark (Hansen). Le développement des théories de filtration des aérosols a connu une accélération rapide pendant et après la deuxième guerre mondiale (Langmuir, Davies, Friedlander, Whitby, Fuchs, etc.). Depuis, de plus en plus de chercheurs se sont intéressés à la filtration des aérosols solides, puis liquides et depuis peu des mélanges.

Il existe sur le marché une grande variété de media filtrants et de systèmes filtrants. Généralement, selon notre expérience, les fabricants ne font que peu de différence entre media filtrants destinés aux aérosols solides ou liquides. Les mêmes media sont utilisés indifféremment, à quelques exceptions près. Un aperçu concernant les caractéristiques et la classification des filtres à fibres est donné en annexe 1.

La littérature concernant la filtration des aérosols liquides par des filtres à fibres est beaucoup moins fournie que celle s'intéressant à la filtration des aérosols solides. Le nombre de publications est cependant en constante augmentation (figure 0.3). La plupart des études publiées à ce jour décrivent surtout des phénomènes qualitatifs. La filtration des aérosols liquides est effectivement difficile à appréhender puisqu'elle fait appel à un grand nombre de domaines scientifiques : génie des procédés, mécanique des fluides, physico-chimie, ... De plus étant donnée la complexité des media filtrants, l'étude expérimentale semble indispensable avant de pouvoir modéliser les comportements des filtres. Nous avons donc essayé de mettre en œuvre, grâce aux moyens de l'INRS et du LSGC, des expériences permettant de suivre l'évolution de la perte de charge et de l'efficacité de filtres à fibres au cours du colmatage.

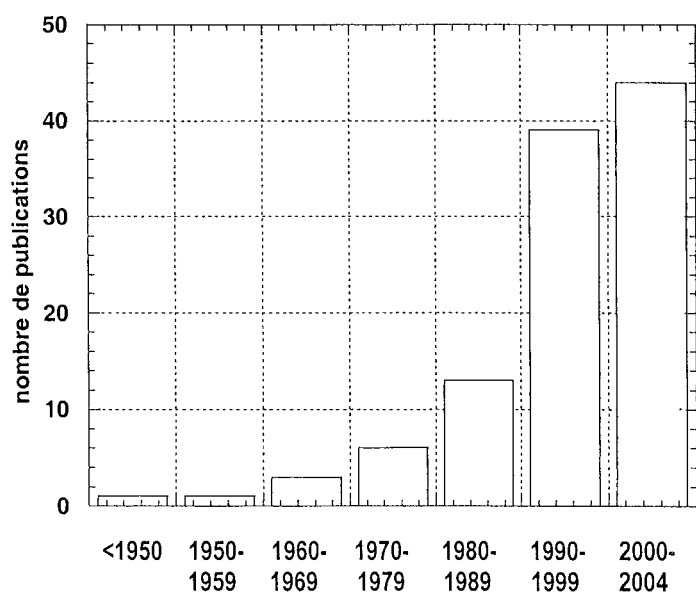


Figure 0.3 : Nombre de publications concernant la filtration d'aérosols liquides par décennie

Ce travail s'inscrit dans une volonté de l'INRS d'aider les responsables des entreprises de l'industrie mécanique entre autres à améliorer la qualité de l'air intérieur dans leurs ateliers de production ainsi qu'à prévenir d'éventuels problèmes de santé au travail. En effet ce secteur est le premier concerné de brouillards d'huile néfastes à la santé des opérateurs qu'il s'agit donc d'éliminer de l'atmosphère des ateliers de travail. Ces brouillards d'huile peuvent en plus être mélangés à des particules solides telles que des particules de suie ou des copeaux métalliques. Complémentaire aux études de l'INRS, ce travail étudie plus particulièrement les mécanismes de filtration ainsi que les évolutions de perte de charge et d'efficacité dans leur totalité, quitte à s'écarter volontairement des conditions opératoires industrielles (étude du palier de drainage, concentrations élevées, etc.), afin de mettre au point des modèles de filtration décrivant le plus fidèlement possible les évolutions réelles des media filtrants industriels.

Ce mémoire comporte 4 chapitres.

Le **premier chapitre** présente le matériel et les méthodes utilisées au cours de cette étude.

L'étude bibliographique ainsi que les résultats concernant les filtres vierges sont présentés dans le **deuxième chapitre**. Il traite également de l'efficacité initiale accompagnée de ses modélisations.

L'étude bibliographique et les résultats concernant la filtration dynamique sont présentés dans le **troisième chapitre** : l'évolution de la perte de charge, de l'efficacité ainsi que le cas des cycles de colmatage. Cette partie expérimentale est complétée par une partie qui aborde les aspects de modélisation.

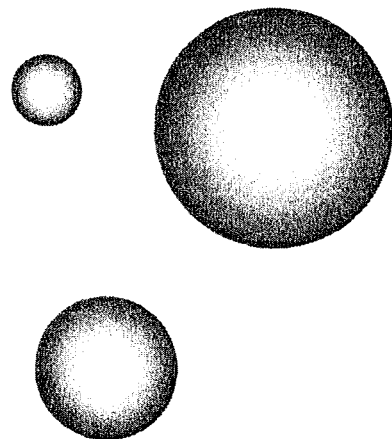
Le **quatrième** et dernier **chapitre** est consacré à la filtration des mélanges de particules solides et liquides.

Une **conclusion** est enfin présentée. Elle débouche sur de nombreuses perspectives de cette étude.



# Chapitre 1

## Matériel et méthodes





Avant de s'intéresser aux problèmes de filtration d'aérosols, ce chapitre présente le matériel et les méthodes utilisés pendant ce travail. En effet la grande majorité des dispositifs sont communs à l'étude des filtres vierges, à celle de la filtration des aérosols liquides et à celle des mélanges d'aérosols solides et liquides. C'est la raison pour laquelle leurs présentations sont regroupées dans ce chapitre.

### 1.1. DESCRIPTION DES BANCS DE FILTRATION

Deux bancs de filtration de taille 'laboratoire' ont été utilisés pendant cette étude. Leur description est faite sur les figures 1.1 et 1.2.

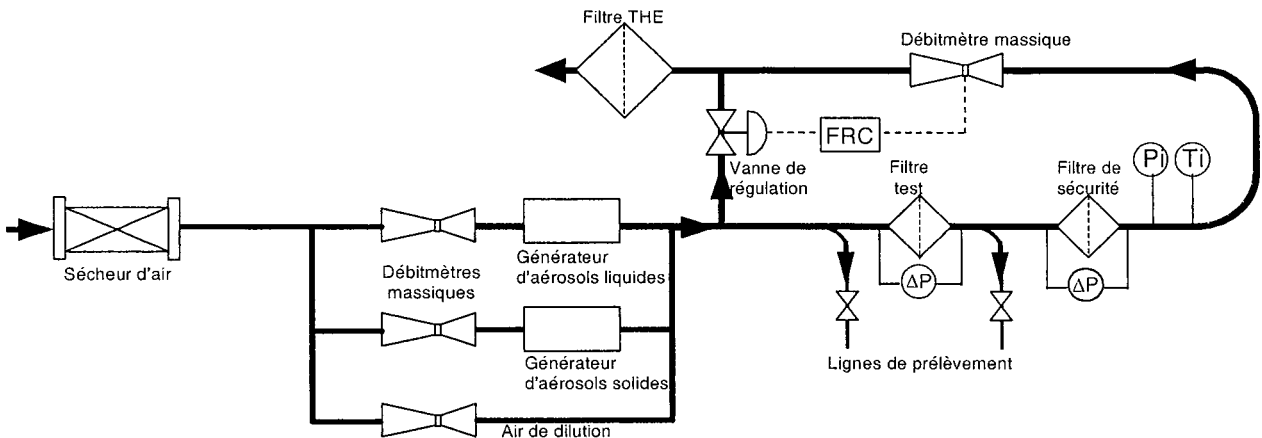


Figure 1.1 Schéma du banc de filtration du LSGC

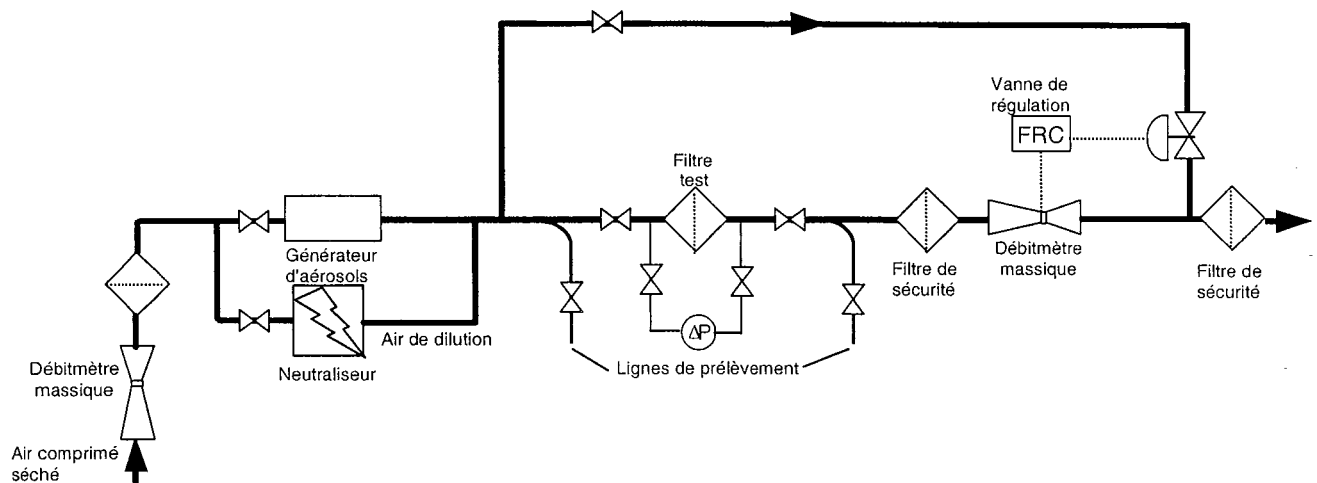


Figure 1.2 : Schéma du banc de filtration de l'INRS

Les deux bancs sont composés des éléments suivants :

- Les débitmètres massiques : commercialisés par la société Brooks, les modèles 5851S et 5853S permettent de fixer les débits d'entrée alors que le modèle 5863S mesure le débit en sortie de l'installation. La comparaison entre les consignes des premiers et la valeur mesurée du dernier permet ainsi de vérifier l'étanchéité de l'installation. Ils fonctionnent selon le principe d'un capteur de flux massique thermique qui produit un signal électrique en fonction du débit. Ils ont une précision de  $\pm 0,75 \%$  du débit

instantané et  $\pm 0,25\%$  du débit pleine échelle ainsi qu'une reproductibilité de  $\pm 0,25\%$  du débit instantané.

- Le générateur d'aérosols solides : il s'agit d'un générateur à brosse tournante RBG 1000 de la société Palas. Il n'est installé sur le banc de filtration que pendant les expériences de filtration de mélanges d'aérosols liquides et solides. Il est décrit plus en détail en annexe 2.
- La vanne de régulation : fournie par la société Kämmer et asservie au débitmètre total, elle permet de maintenir constant le débit de filtration quel que soit l'état de colmatage du filtre et sa perte de charge. La valeur du débit mesurée en continu est comparée à la valeur de la consigne fixée à l'aide du régulateur Brooks et chaque écart positif ou négatif à cette consigne entraîne l'ouverture ou la fermeture de la vanne installée sur le by-pass en amont du filtre test.
- Les lignes de prélèvement en amont et en aval du filtre test peuvent être reliées à différents granulomètres afin de déterminer la distribution granulométrique des aérosols. Cet échantillonnage peut être réalisé sur toute la durée de l'expérience en aval du filtre et plusieurs fois par expérience en amont du filtre. Les compteurs optiques Lasair 320 et Lasair 1001 de la société Particle Measuring Systems ainsi que l'impacteur électrique basse pression de Dekati ont été utilisés pour déterminer ces distributions granulométriques.
- Les filtres de sécurité : installés dans un porte-filtre identique à celui ci-dessus, il s'agit de filtres plans de très haute efficacité destinés à capter les particules non collectées par le filtre test.
- Les capteurs de pression différentielle : commercialisés par la société Keller, ils sont composés de cellules capacitives en céramique et ont une gamme de 0-5, 0-10, 0-100, 0-200 et 0-500 mbar selon les expériences. Les pertes de charge ainsi mesurées sont enregistrées en continu pendant toute la durée de l'expérience. Un capteur de pression absolue complète également l'installation.
- Le caisson de filtration terminal : fourni par la société Camfil farr, il peut supporter un débit maximal de  $1500 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ , possède une perte de charge initiale de  $250 \text{ Pa} \pm 50 \text{ Pa}$  et une perméance au DEHS de  $0,05\%$  (au débit nominal de  $1500 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ ). Il s'agit d'un filtre de sécurité terminal utilisé également en industrie.

Le banc du LSGC comporte également les éléments supplémentaires.

- Le sécheur d'air : il s'agit du modèle CW3 commercialisé par la société Trumel. Il est capable de traiter  $25 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$  à une température d'entrée de  $35^\circ\text{C}$  à 7 bars. Il fonctionne selon le principe de la réfrigération de l'air entrant et donc de la condensation de la vapeur contenue dans cet air.
- Les générateurs d'aérosols liquides : lors de cette étude nous avons utilisé deux générateurs d'aérosols liquides : un générateur de particules liquides polydisperses PLG 2000 (Palas). Le second générateur, de particules liquides monodisperses MAG 2010 est également fourni par la société Palas. Leurs principes de fonctionnement ainsi que leurs fonctionnements sont décrits en annexe 2.
- Le porte-filtre : en acier inoxydable, de diamètre 110 mm sur le banc du LSGC, il permet la mise en place du filtre à tester. La surface de filtration utile est de  $8,6 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$ . Le porte-filtre est muni de deux orifices dans sa partie inférieure afin de permettre le drainage du liquide. Ces orifices sont reliés à deux récipients de drainage qui recueillent le liquide drainé et qui se trouvent à la même pression que le filtre test

- Le capteur de température : composé d'une thermosonde à résistance de platine (Pt100), elle est utilisable entre -50 et +300°C. Elle permet le suivi en continu de la température expérimentale ambiante.
- Le capteur hygrométrique : modèle HD8908TV de la société Delta Ohm, il est composé d'un condensateur formé par un polymère hygroscopique. Etant donné que la constante diélectrique relative de l'eau est d'environ 80, on obtient une forte variation de capacité suivant la variation du contenu de l'humidité dans le polymère. Il permet de mesurer l'humidité relative du flux de process entre 5 et 95% d'humidité relative avec une précision de  $\pm 2\%$  d'humidité relative.

Quant au banc de l'INRS, il se distingue par les caractéristiques suivantes :

- Le neutraliseur à effet couronne. Il n'est installé que sur le banc de filtration de l'INRS qui a été utilisé pour les expériences d'efficacité des filtres vierges.
- Le porte filtre sur le banc de l'INRS a un diamètre de 130 et donc une surface de filtration de  $9,16 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$ . Il ne comporte pas de dispositif de drainage.

## 1.2. CHOIX ET INFLUENCE DU LIQUIDE

### 1.2.1. LIQUIDES UTILISES

Après avoir présenté les bancs d'essais, le choix du liquide utilisé pour colmater les filtres est crucial. Or sur le marché et dans l'industrie mécanique il existe une variété innombrable de fluides de coupe (principaux aérosols liquides toxiques) selon leur utilisation, leur matière première, leur pureté. Il est néanmoins usuel de les classer en quatre familles selon leur teneur en eau comme l'indiquent le Centre Technique des Industries Mécaniques (1989), l'INRS (1995) et l'U.S. Department of Health and Human Services (1998).

- Les huiles entières (straight oils) : généralement d'origine minérale, plus rarement animale ou végétale, les huiles entières sont des coupes de pétrole raffinées au solvant et sous vide. Elles contiennent des molécules de type paraffiniques, naphthéniques et aromatiques et ne sont pas destinées à être diluées avec de l'eau. Elles contiennent généralement des esters d'acides gras en tant que lubrifiants primaires. Elles sont utilisées avec ou sans additifs extrême pression (composés soufrés), anti-corrosion, onctuosité, antiusure, détergents, basicité, dispersants, anticongélants, antimousse, .... Elles lubrifient mieux que les émulsions, mais produisent aussi plus de brouillards et refroidissent moins bien comme l'indique l'U.S. Department of Health and Human Services (1998).
- Les huiles solubles ou émulsions (soluble oils) : elles contiennent 30 à 85% d'huiles entières, moins de 10% d'eau, le reste étant composé d'émulsifiants et d'additifs spéciaux.
- Les huiles semi-synthétiques ou micro-émulsions : elles contiennent entre 5 et 30% d'huile entière, plus d'émulsifiants que les précédentes et entre 30 et 50% d'eau.
- Les solutions synthétiques : elles ne contiennent pas d'huile entière. Ce sont des solutions aqueuses composées d'environ 50% d'eau, 25% d'additifs anticorrosion, 15% de glycol et 10% d'autres additifs.

Ces huiles de coupe sont utilisées pour plusieurs raisons : transfert de chaleur de la zone de coupe (refroidissement), lubrification de l'interface copeaux-outil de coupe, entraînement des copeaux, inhibition de la corrosion (Gunter (1999)). Elles sont généralement appliquées sur la zone de coupe par un jet ou par inondation de la zone de coupe.

Notre choix s'est porté sur l'utilisation d'huiles entières. En effet ces huiles ne contenant pas d'eau, l'interprétation des résultats pourrait se retrouver facilitée, d'autant plus que les émulsions sont des solutions colloïdales, autre facteur de complication. D'autre part des évaporations de fines gouttelettes d'aérosol entre le générateur de particules et le filtre ont été rapportées pour les émulsions par Wahlmüller (1999). Ceci pourrait créer des différences entre les propriétés mesurées en un point donné de l'installation et celles, réelles, de l'aérosol filtré. Le même auteur mentionne également l'évaporation du liquide filtré en aval du filtre qui engendrerait des sous-estimations de la phase liquide et fausserait le calcul d'efficacité du filtre. Cette évaporation en aval du filtre serait également plus importante pour les huiles solubles que pour les huiles entières. Ainsi Lee (1999) conseille de maintenir la température d'expérimentation la plus basse possible pour éviter l'évaporation d'une partie des gouttelettes.

Cinq liquides ont ainsi été pris en considération (3 liquides purs et deux huiles entières) pour des études préliminaires afin de déterminer si dans une certaine gamme de viscosité et de tension superficielle la nature du liquide a une influence sur le comportement du filtre. Les caractéristiques principales de ces liquides sont données dans le tableau 1.1 ci-dessous.

	<b>Di-octyl phtalate (DOP)</b>	<b>Di(2-éthyl hexyl) sébaçate (DEHS)</b>	<b>Motul Supraco 2015</b>	<b>Esso Dortan NX37</b>	<b>Glycérol</b>
Masse molaire (g.mol <sup>-1</sup> )	390,5	426,7	-	-	92,09
Masse volumique (kg.m <sup>-3</sup> )	986	910	870	896	1230
Viscosité dynamique (Pa.s)	0,075 (25°C)	0,0163 (25°C)	0,0216 (25°C)	0,074 (25°C)	0,089 (25°C)
Tension superficielle calculée (N.m <sup>-1</sup> )	0,02455	0,0306	-	-	0,068
Tension superficielle mesurée (annexe 4) (N.m <sup>-1</sup> )	0,0297	0,031	0,0294	0,0306	0,0607
Point de flash (°C)	215	210	190	199	160
Température de fusion (°C)	-50	-48	X	-9	18-20 (pur)
Température d'ébullition (°C)	385	256	X	X	290
Tension de vapeur (Pa)	1 (20°C)	2,4.10 <sup>-3</sup> (37°C)	X	X	< 0,1
Densité de vapeur (-)	13,45	14,7	X	X	3,17

X : inconnu

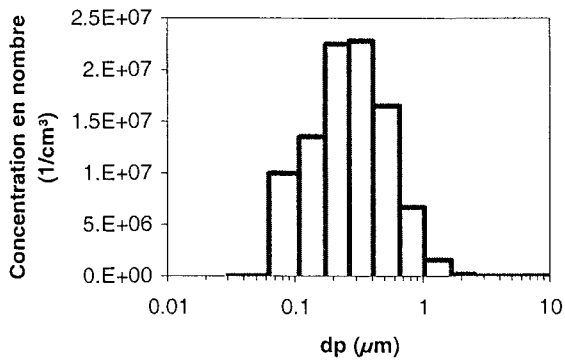
- : non applicable

Tableau 1.1 : Caractéristiques physico-chimiques des liquides utilisés

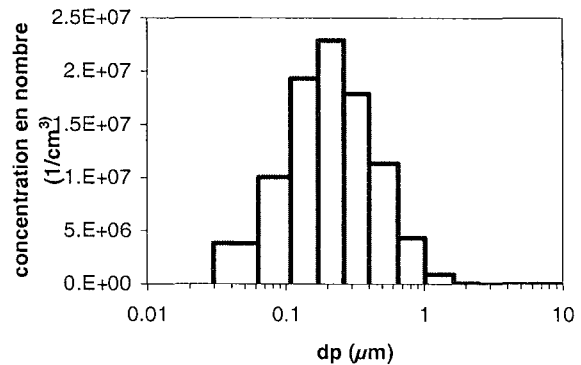
Le DOP est le liquide traditionnellement utilisé pour tester des filtres en filtration des aérosols liquides. Cependant son caractère cancérigène a été démontré récemment de sorte qu'il est de plus en plus remplacé par le DEHS. Motul Supraco 2015 et Esso Dortan NX37 sont des huiles de coupe entières utilisées comme lubrifiants dans l'industrie mécanique. Ces liquides et nos conditions expérimentales ont été choisis de façon à minimiser le plus possible le pourcentage d'évaporation selon les conseils de Simpson et al. (2000). L'huile Esso Dortan NX a dû être éliminée des expériences après des tests préliminaires parce que notre dispositif expérimental était incapable de générer des gouttelettes en concentration assez importante. Le glycérol a été utilisé exclusivement pour l'étude de l'influence de la tension superficielle au chapitre 3.

### 1.2.2. DISTRIBUTIONS GRANULOMETRIQUES

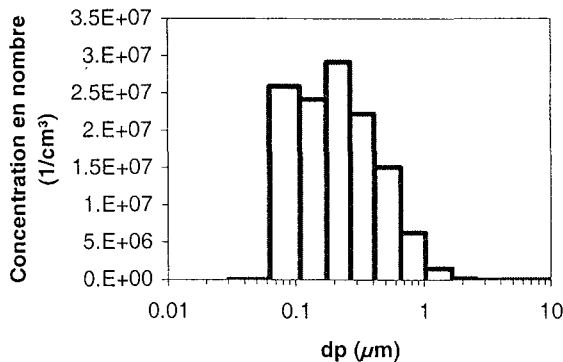
Générer des aérosols monodisperses est le moyen idéal pour interpréter sans ambiguïté des résultats expérimentaux. Le générateur MAG 2010 (cf annexe 1) est actuellement un des seuls sur le marché à permettre cette génération. Or après un grand nombre de tests préliminaires, ce générateur a cependant dû être éliminé des manipulations parce qu'il était incapable de générer les granulométries voulues en concentration nécessaire sur de longues durées. Seule le générateur PLG 2000-HC a démontré ses performances, mais il permet d'obtenir que des aérosols polydisperses. La figure 1.3 montre alors les distributions granulométriques déterminées à l'impacteur Dekati des liquides utilisés aux conditions opératoires normalement rencontrées (débit  $30 \text{ Nl} \cdot \text{min}^{-1}$ ).



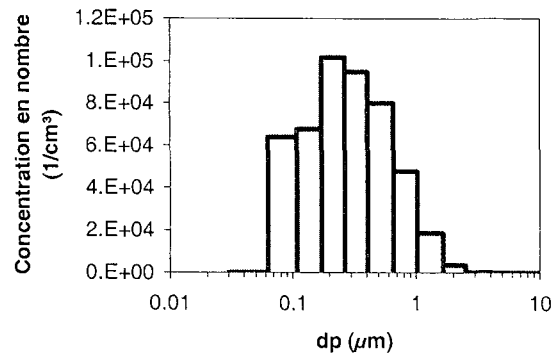
DOP



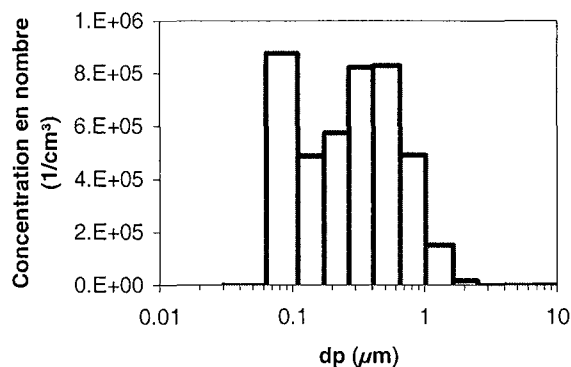
DEHS



Motul Supraco 2015



Esso Dortan NX37



Glycérol

Figure 1.3 : Distributions granulométriques des liquides utilisés

On se trouve ainsi dans des conditions de concentrations et de distributions granulométriques tout à fait proches de celles rencontrées dans le milieu industriel.

On obtient alors les caractéristiques suivantes :

	<b>Diamètre moyen arithmétique (μm)</b>	<b>Ecart-type arithmétique (μm)</b>	<b>Diamètre moyen géométrique d<sub>50</sub> (μm)</b>	<b>Ecart-type géométrique</b>
DOP	0,357	0,34	0,22	1,8
DEHS	0,290	0,28	0,18	1,6
Motul Supraco 2015	0,297	0,32	0,15	2,2
Esso Dortan NX37	0,403	0,39	0,21	2,0
Glycérol	0,405	0,37	0,24	2,0

Tableau 1.2 : Caractéristiques des particules liquides utilisées

### 1.2.3. CHOIX DU LIQUIDE UTILISE

La figure 1.4 ci-dessous montre l'évolution de la perte de charge pour le même filtre THE AX4450 à des conditions opératoires identiques (vitesse de filtration environ 5,8 cm.s<sup>-1</sup>).



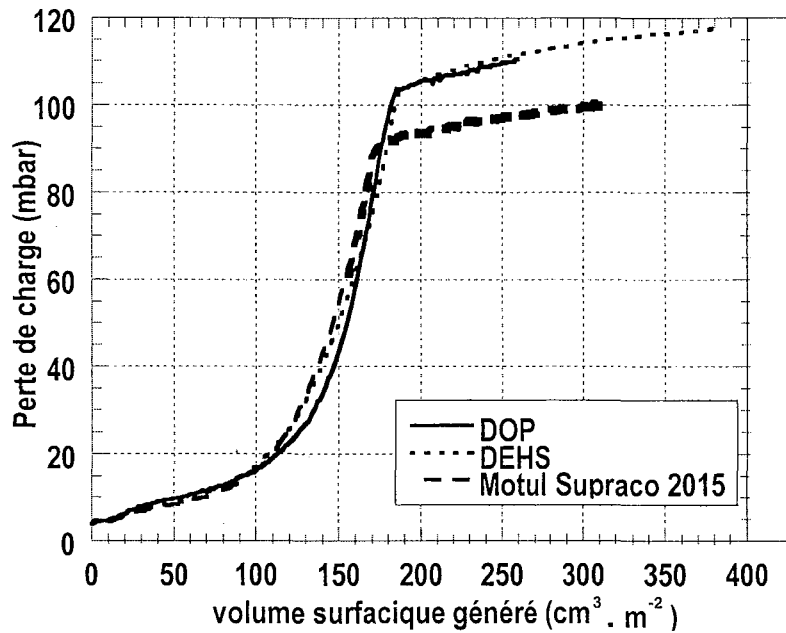


Figure 1.4: Comparaison de la perte de charge occasionnée par les trois liquides à des conditions expérimentales identiques

La représentation en fonction du volume de liquide généré a été choisie pour s'affranchir des différences de densité entre les trois liquides. Dans la gamme de viscosité et de tension superficielle étudiée ici, la nature du liquide ne semble pas avoir une influence déterminante sur l'évolution de la perte de charge. Des résultats allant dans le même sens ont été trouvés par Letts et al. (2003). Ces auteurs ont trouvé que le nombre de gouttes par fibre et la perte de charge ne sont pas significativement différents pour une huile de coupe entière et le DEHS (figure 1.5). Cette conclusion ne peut pas être généralisée à des liquides ayant une viscosité ou une tension superficielle très différentes des liquides testés ici comme le signalent également Letts et al. (2003) qui ont trouvé des résultats très différents pour une huile synthétique comparés au DEHS et à l'huile entière. D'autre part l'huile entière présente une perte de charge finale au niveau du palier de drainage plus faible que les liquides purs DOP ou DEHS. Cette différence peut vraisemblablement être imputée à un additif qui améliore le drainage de l'huile.

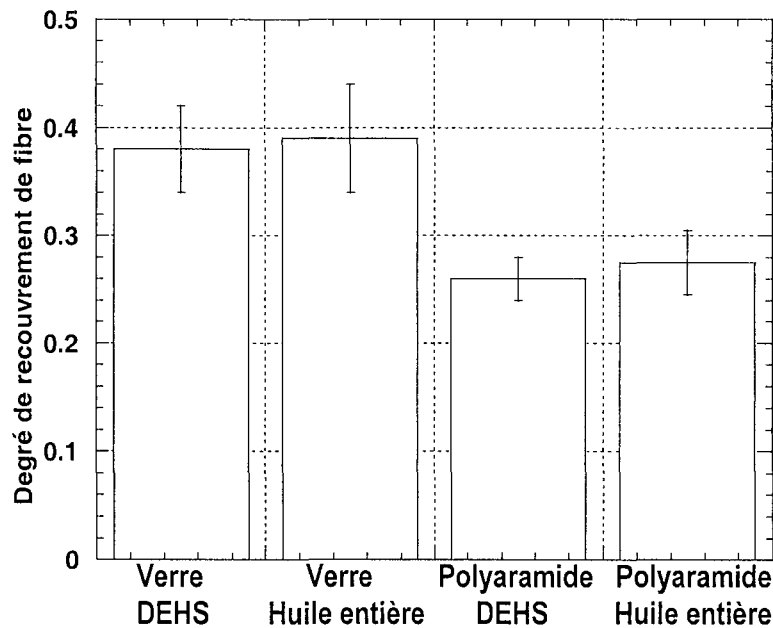


Figure 1.5: Degré de saturation moyen pour filtres en fibres de verre ou fibres de polyamide testés avec du DEHS ou une huile entière (d'après Letts et al. (2003))

Remarque : le degré de recouvrement de fibre est le rapport entre la longueur de la fibre occupée par les gouttes et la longueur totale de la fibre

Au vu des comportements similaires des trois liquides testés, il a été décidé de conduire toutes les expériences restantes avec le DEHS. Le DEHS est en effet représentatif des huiles rencontrées dans l'industrie et attestera de la transposition de nos résultats obtenus à l'échelle du labo vers des recommandations industrielles. Ce liquide a été préféré au DOP en raison de sa non-cancérogénicité et à l'huile entière dont les caractéristiques physico-chimiques sont plus difficiles à connaître avec précision.

### 1.3. SOLIDE UTILISE

Des particules d'alumine 1000 de la société PEM Usine de la Bathie ont été utilisées lors de l'étude de la filtration de mélanges d'aérosols solides et liquides (chapitre 4). L'alumine a été choisie parce qu'elle est relativement bien connue au laboratoire (Callé, 2000) et parce qu'elle ne présente aucune interaction avec le DEHS. En effet un couple solide-liquide qui interagirait (i.e. sel soluble dans le liquide) causerait probablement des évolutions de perte de charge très différentes. Les caractéristiques de ces particules solides sont résumées dans le tableau 1.3.

Formule chimique	$\text{Al}_2\text{O}_3$
Masse molaire (g/mol)	102
Masse volumique ( $\text{kg/m}^3$ )	3850
Apparence	fine poudre blanche, structure cristalline
Température de fusion ( $^{\circ}\text{C}$ )	2054
Température d'ébullition ( $^{\circ}\text{C}$ )	3000

Tableau 1.3 : Quelques propriétés de l'alumine

Le diamètre moyen en nombre et en volume des particules d'alumine a été déterminé expérimentalement à l'aide du Coulter Counter (tableau 1.4).

	Moyenne des essais	Ecart-type
Diamètre médian en nombre ( $\mu\text{m}$ )	3,604	0,058
Diamètre médian en volume ( $\mu\text{m}$ )	4,754	0,076

Tableau 1.4 : Moyenne des différents essais réalisés à l'aide du Coulter Counter

Le tableau 1.5 donne les diamètres au-delà desquels un certain pourcentage de particules a été mesuré.

		% de particules de diamètre supérieur à	10	25	50	75	90
En nombre	Diamètre ( $\mu\text{m}$ )		5,200	4,376	3,604	2,863	2,282
	Ecart-type		0,082	0,056	0,058	0,086	0,117
En volume	Diamètre ( $\mu\text{m}$ )		7,450	5,879	4,754	3,9115	3,2705
	Ecart-type		0,236	0,147	0,076	0,022	0,022

Tableau 1.5: Distribution granulométrique de l'alumine, obtenue à l'aide du Coulter Counter

Remarquons que la taille des particules solides est très supérieure à celle des gouttelettes liquides. Des études avec des aérosols de tailles de même ordre de grandeur pourront éventuellement être envisagées dans le futur.

## 1.4. MEDIA FILTRANTS ET LEURS CARACTERISTIQUES

Nous avons testé un certain nombre de media filtrants pendant cette étude. Il s'agit exclusivement de media non tissés en fibres de verre ou en fibres synthétiques. Certains de ces media ont été choisis parce qu'ils sont préconisés par leur fabricant pour la filtration des aérosols liquides (media Lydall par exemple). D'autres media (A320 et D309 par exemple) ont été utilisés parce qu'ils sont bien connus au laboratoire et ont été testés auparavant. Les media en fibres synthétiques ont été choisis pour étudier l'influence des matériaux sur leur comportement en filtration des aérosols liquides. Le tableau 1.6 résumera leurs caractéristiques.

### 1.4.1 DETERMINATION DE L'ÉPAISSEUR

Les méthodes les plus courantes pour déterminer l'épaisseur d'un medium filtrant sont :

- La micrométrie
- L'observation de la tranche du filtre par microscopie optique ou électronique à balayage
- Le test d'imbibition de Washburn (Amaro-González (2002), Krzywda-Pogorzelska (2001))

C'est cette dernière méthode que nous avons choisie. Elle est décrite un peu plus en détail dans l'annexe 1. Les résultats obtenus par cette méthode pour nos filtres sont donnés dans le tableau 1.6.

### 1.4.2. DETERMINATION DE LA COMPACTITE

Calculée par

$$\alpha = \frac{G}{\rho_f Z} \quad (1.1)$$

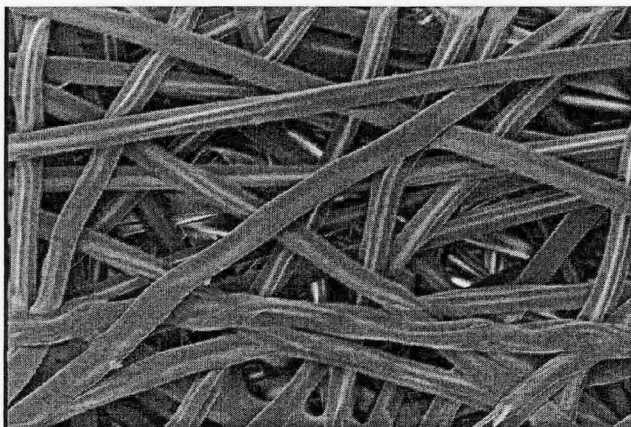
elle exprime le rapport du volume des fibres par le volume du filtre total. Les filtres utilisés en filtration de l'air ont généralement des compacités inférieures à 0,1. Les valeurs de compacité obtenues pour nos filtres par cette méthode sont résumées dans le tableau 1.6.

### 1.4.3. DETERMINATION DE LA DISTRIBUTION DE TAILLES DE FIBRE

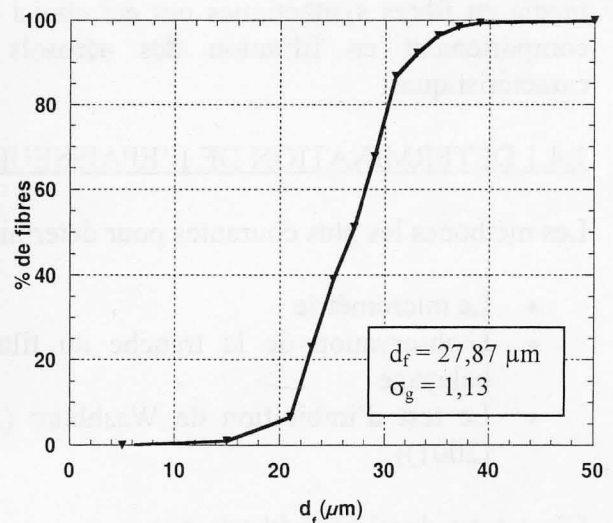
#### 1.4.3.1. Détermination du diamètre de fibre moyen

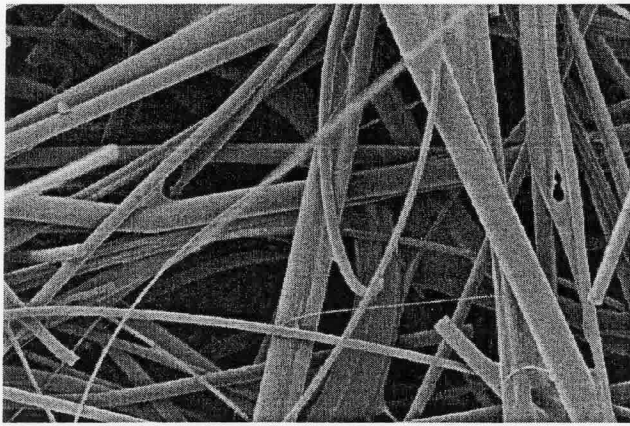
Les diamètres de fibres et leurs distributions ont été déterminés par une méthode optique. Un nombre d'images suffisamment grand pour être représentatif a été pris de la surface des filtres au microscope électronique à balayage (MEB) de façon à disposer d'images d'au moins une centaine de fibres. Le diamètre de chacune des fibres photographiées est ensuite mesuré numériquement une par une à l'aide du logiciel VISILOG. Un trait est tracé perpendiculairement à chaque fibre visible sur une image afin d'en connaître le diamètre en pixels. Moyennant une conversion des pixels en  $\mu\text{m}$ , on peut ainsi établir la distribution granulométrique en nombre des fibres d'un filtre. Cette technique présuppose toutefois que le filtre n'ait pas subi de traitement de surface et que la distribution granulométrique en surface soit représentative de la totalité de l'épaisseur.

La figure 1.6 montre un exemple d'image prise au MEB ainsi que la distribution de tailles des fibres en nombre obtenue par cette méthode.

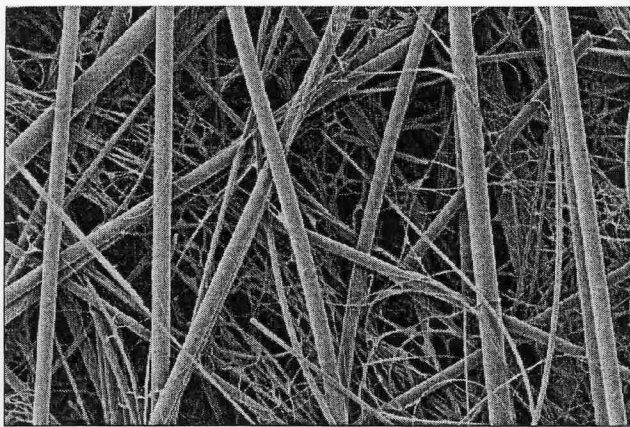
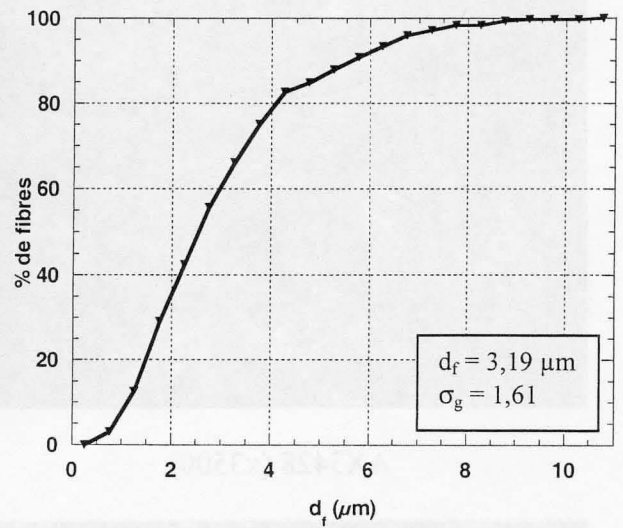


Reemay 2033 (x200)

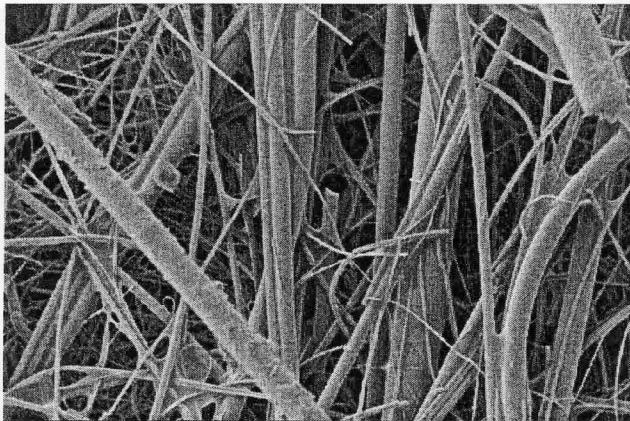
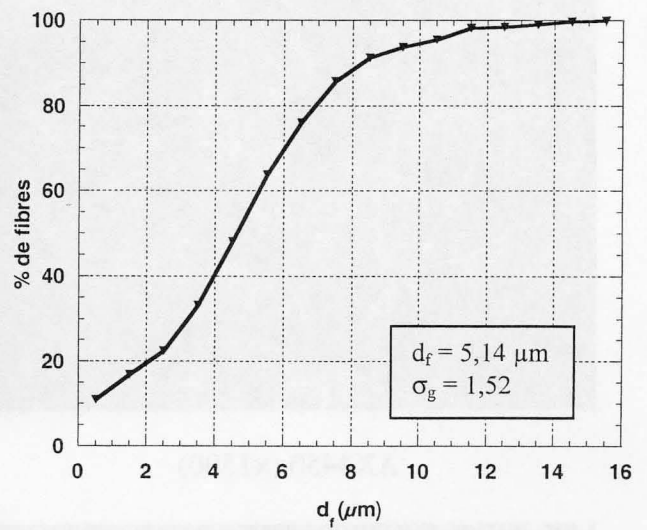




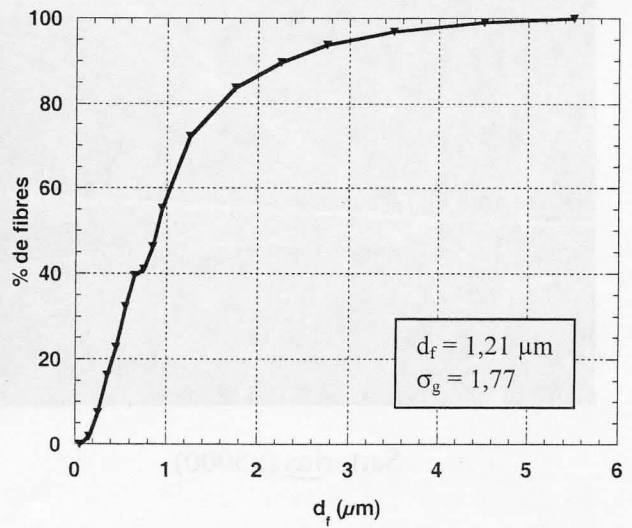
N-A320 (x1000)



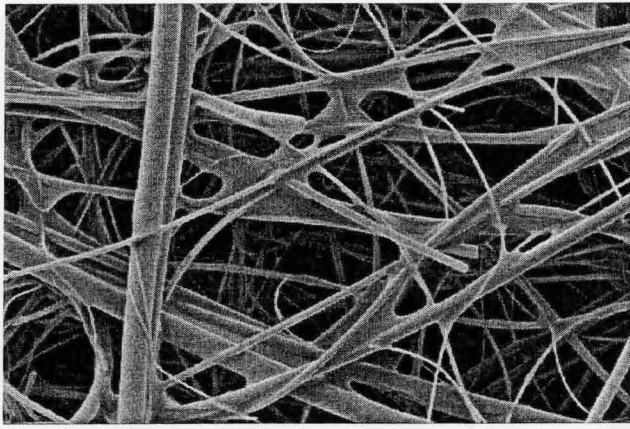
AX1923 (x500)



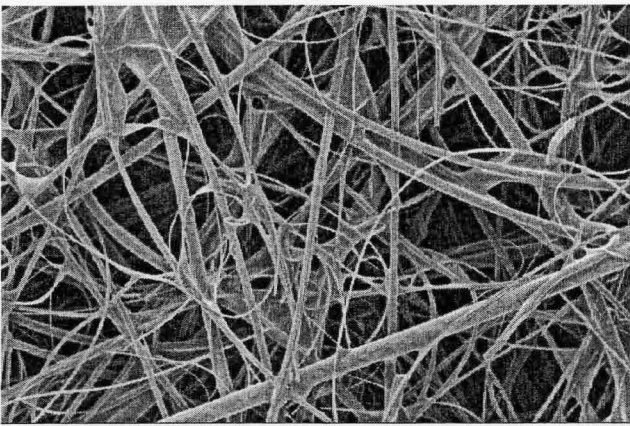
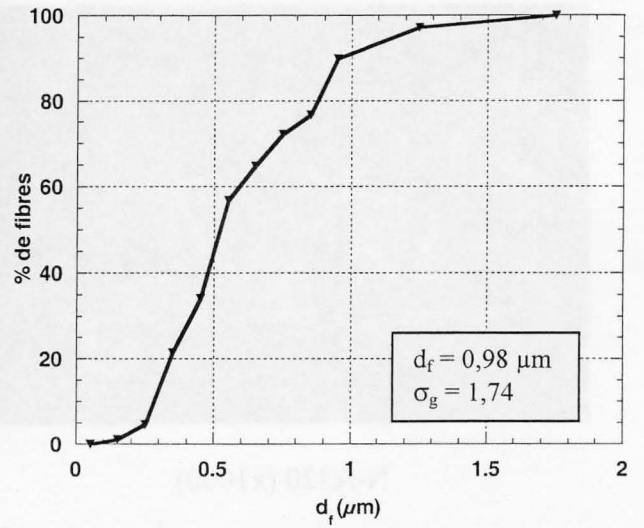
N-D309 (x2000)



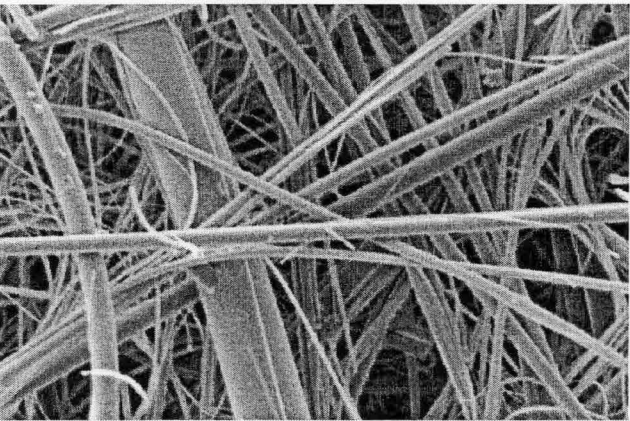
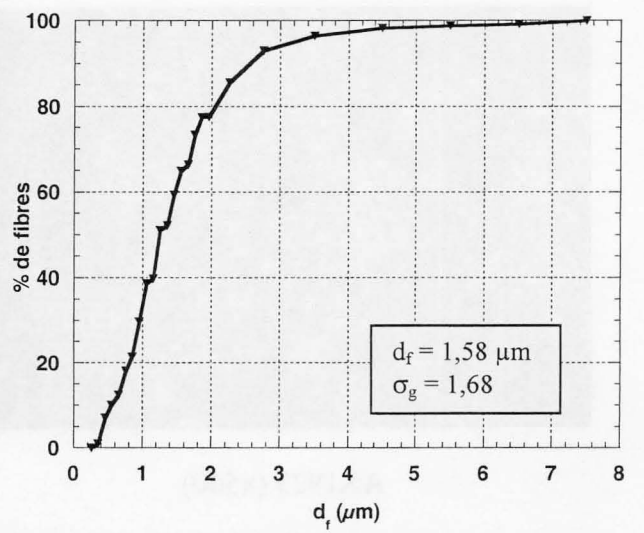




AX3428 (x3500)



AX4450 (x1500)



Sartorius (x5000)

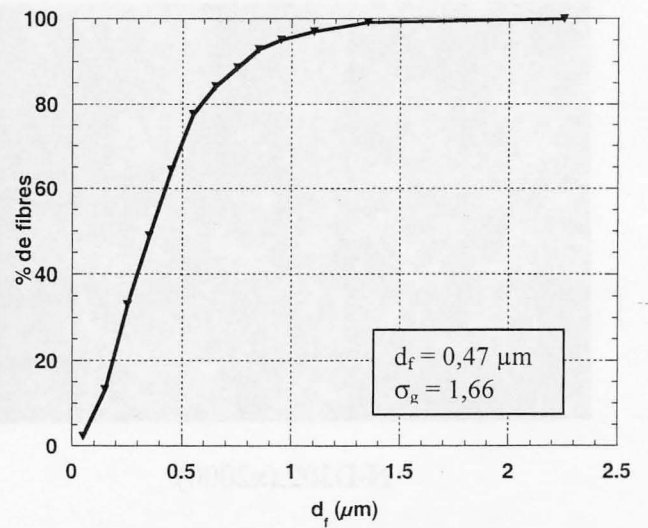


Figure 1.6 : Photos MEB et distributions cumulées des tailles de fibres des filtres utilisés

### 1.4.3.2. Détermination du diamètre de Davies

Le diamètre de Davies a été calculé par la relation de Davies (1973) :

$$d_{f\text{ Davies}} = 2\sqrt{\frac{16\mu \cdot U_f \cdot Z \cdot \alpha^{3/2} (1 + 56\alpha^3)}{\Delta P}} \quad (1.2)$$

On mesure la perte de charge d'un filtre vierge à plusieurs vitesses d'écoulement, la pente de cette droite permettant de déterminer R. Il est alors aisé de déterminer le diamètre de Davies.

### 1.4.4. DETERMINATION DU DIAMETRE DE PORE

Le diamètre moyen de pores a été calculé par la relation de Japuntich (1997) :

$$d_p = d_f \left( \sqrt{\frac{\pi}{2\alpha}} - 1 \right) \quad (1.3)$$

### 1.4.5. DETERMINATION DE L'EFFICACITE

La méthode utilisée pour déterminer l'efficacité des media filtrants consiste à mesurer la concentration de particules en amont et en aval du filtre. Le rapport de ces mesures permet de déterminer la perméance  $P = 1 - E$ . Sa détermination ainsi que les normes afférentes sont décrites un peu plus en détail dans l'annexe 1.

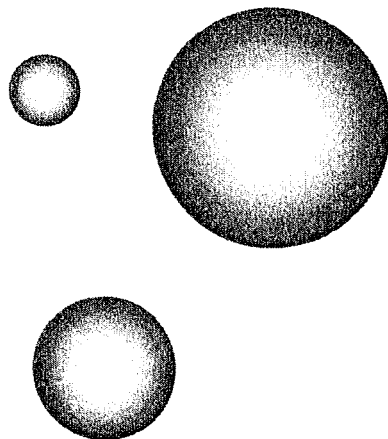
	<b>Reemay 2033</b>	<b>N-A320</b>	<b>AX1923</b>	<b>EU7</b>	<b>CAT1</b>	<b>N-D309</b>	<b>AX3428</b>	<b>AX4450</b>	<b>Sartorius</b>	<b>Whatman</b>
<b>Fournisseur</b>	BBA Filtration	Bernard Dumas SA	Lydall	Camfil Farr	Cattinair	Bernard Dumas SA	Lydall	Lydall	Sartorius	Whatman
<b>Matériau</b>	polyester	verre	verre	verre	polyester	verre	verre	verre	verre	verre
<b>Classe d'efficacité</b>	basse	moyenne	moyenne	moyenne	moyenne	haute / très haute	haute / très haute	haute / très haute	très haute	très haute
<b>Epaisseur (µm)</b>	430	440	420	590	1320	409	478	403	400	413
<b>Grammage (g.m<sup>-2</sup>)</b>	100	66,3	68	77	428	78	75	78	82,4	74,7
<b>Compacité (-)</b>	0,214	0,0603	0,065	0,0504	0,235	0,078	0,067	0,079	0,0721	0,073
<b>Diamètre de fibre moyen arithmétique (µm)</b>	27,9	3,19	5,14	3,15	12,1	1,21	0,98	1,58	0,469	0,36
<b>Ecart-type (-)</b>	4,58	1,76	2,84	2,47	1,19	0,98	0,93	1,10	0,307	0,19
<b>Diamètre de Davies (µm)</b>		4,45	2,92			1,27	1,18	1,33	0,63	0,16
<b>Diamètre moyen de pores (µm)</b>	47,6	13,1	20,1	14,4	19,2	4,2	3,8	5,5	1,7	1,3
<b>Efficacité fournie par le fournisseur (0,3µm à 5,3 cm.s<sup>-1</sup>)</b>		0,1	0,62			0,998	0,9985	0,9985		

Tableau 1.6 : Caractéristiques des filtres testés



# Chapitre 2

Etudes des filtres vierges





La perte de charge et l'efficacité initiales restent deux critères indispensables pour déterminer la qualité et la performance d'un medium filtrant. Ces deux caractéristiques sont déterminées expérimentalement, même si on trouve dans la littérature de nombreux modèles ou expressions pour les estimer.

Cette partie concerne donc les aspects qui ne différencient pas les particules solides et liquides, i.e. la perte de charge et l'efficacité des filtres dans les premiers instants de la filtration.

## 2.1. PERTE DE CHARGE

La perte de charge  $\Delta P$  est définie comme la différence entre les pressions statiques en amont et en aval du medium filtrant, appelées respectivement  $P_{\text{amont}}$  et  $P_{\text{aval}}$ .

$$\Delta P = P_{\text{amont}} - P_{\text{aval}} \quad (2.1)$$

Elle caractérise la résistance de l'élément filtrant à l'écoulement de l'air et donc par extension la quantité d'énergie nécessaire au passage du flux à travers le filtre.

### 2.1.1. PERTE DE CHARGE D'UN MEDIUM FILTRANT VIERGE - BIBLIOGRAPHIE

Un filtre vierge pouvant être considéré comme un milieu poreux, le régime de l'écoulement de l'air peut être défini par le nombre de Reynolds de pores :

$$\text{Re}_{\text{po}} = \frac{\rho U_f}{\mu A_f \alpha_f} \quad (2.2)$$

avec  $\rho$  la masse volumique du fluide,  $U_f$  la vitesse frontale en fût vide,  $\mu$  la viscosité dynamique du fluide,  $A_f$  la surface spécifique des fibres et  $\alpha_f$  la compacité du medium filtrant.

Darcy (1856) propose la relation suivante, valable pour l'écoulement à travers un milieu poreux en régime laminaire :

$$\Delta P = \mu R U_f \quad (2.3)$$

avec  $R$  la résistance du filtre à l'écoulement ( $\text{m}^{-1}$ ), défini par :

$$R = Z \frac{f(\alpha)}{r_f^2} \quad (2.4)$$

avec  $r_f$  le rayon des fibres et  $Z$  l'épaisseur du filtre.

De nombreuses expressions de la fonction  $f(\alpha)$  ont été proposées dans la littérature depuis plusieurs décennies. Jackson et James (1986) en ont fait une revue bibliographique. Ils les classent en trois catégories :

- les modèles théoriques considérant l'écoulement parallèle aux fibres
- les modèles théoriques considérant l'écoulement perpendiculaire aux fibres
- les modèles empiriques considérant un écoulement à travers un arrangement aléatoire

Les expressions correspondant à l'écoulement parallèle aux fibres sont résumées dans le tableau 2.1.

Auteur(s)	f(α)	Arrangement
Langmuir (1942) Happel (1959)	$\frac{4\alpha}{-\ln \alpha - \frac{3}{2} + 2\alpha - \frac{\alpha^2}{2}}$	Écoulement parallèle aux fibres
Drummond et Trahir (1984)	$\frac{4\alpha}{-\ln \alpha - 1,476 + 2\alpha - \frac{\alpha^2}{2} + O(\alpha^4)}$	Carré
	$\frac{4\alpha}{-\ln \alpha - 1,498 + 2\alpha - \frac{\alpha^2}{2} + O(\alpha^6)}$	Triangulaire
	$\frac{4\alpha}{-\ln \alpha - 1,354 + 2\alpha - \frac{\alpha^2}{2} + O(\alpha^3)}$	Hexagonal
	$\frac{4\alpha}{-\ln \alpha - 1,13 + 2\alpha - \frac{3,394\alpha^2}{2} + O(\alpha^4)}$	Rectangulaire

Tableau 2.1 : Expressions de f(α) proposées dans la littérature pour un écoulement parallèle aux fibres

Les expressions correspondant à l'écoulement perpendiculaire aux fibres sont résumées dans le tableau 2.2.

Auteur(s)	$f(\alpha)$	Arrangement
Happel (1959)	$\frac{8\alpha}{-\ln \alpha + \frac{\alpha^2 - 1}{\alpha^2 + 1}}$	
Kuwabara (1959)	$\frac{8\alpha}{-\ln \alpha - \frac{3}{2} + 2\alpha}$	
Fuchs et Stechkina (1966)	$\frac{8\alpha}{-\ln \alpha - \frac{3}{2}}$	Approximation de l'expression de Kuwabara
Hasimoto (1959)	$\frac{8\alpha}{-\ln \alpha - 1,476 + 2\alpha + O(\alpha^2)}$	Carré
Sangani et Acrivos (1985)	$\frac{8\alpha}{-\ln \alpha - 1,476 + 2\alpha - 1,774\alpha^2 + 4,076\alpha^3 + O(\alpha^4)}$	Hexagonal
Drummond et Trahir (1984)	$\frac{8\alpha}{-\ln \alpha - 1,476 + 2\alpha - 1,774\alpha^2 + O(\alpha^3)}$	Carré

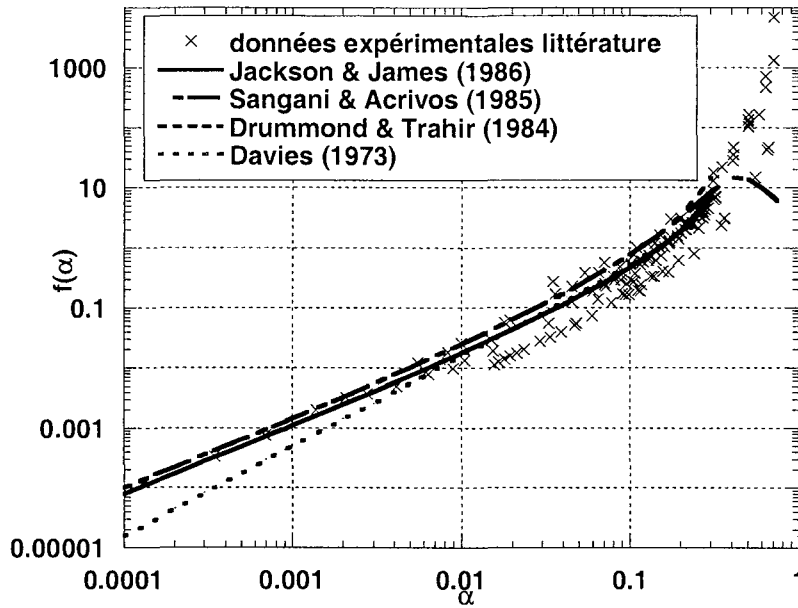
Tableau 2.2 : Expressions de  $f(\alpha)$  proposées dans la littérature pour un écoulement perpendiculaire aux fibres

Les expressions correspondant à un écoulement à travers un arrangement aléatoire sont résumées dans le tableau 2.3.

Auteur(s)	$f(\alpha)$	Arrangement
Chen (1955)	$\frac{16\alpha C_2}{\pi \ln \frac{C_1}{\sqrt{\alpha}} (1 - \alpha)}$	$C_1$ et $C_2$ constantes qui dépendent de l'orientation des fibres. Expérimentalement $C_1=0,64$ et $C_2=6,1$
Spielman et Goren (1968)	$\frac{1}{4\alpha} = \frac{1}{3} + \frac{5\sqrt{B}}{6 r_f} \frac{K_1\left(\frac{r_f}{\sqrt{B}}\right)}{K_0\left(\frac{r_f}{\sqrt{B}}\right)}$ $B = \frac{r_f^2}{f(\alpha)}$	Pour $\alpha < 0,75$ $K_1$ et $K_0$ fonctions de Bessel modifiées de deuxième espèce d'ordre 1 et 0 respectivement
Davies (1973)	$16\alpha^{3/2}(1 + 56\alpha^3)$	$0,006 < \alpha < 0,3$
Jackson et James (1986)	$\frac{20\alpha}{3(-\ln \alpha - 0,931 + O(\ln \alpha)^{-1})}$	
Henry et Ariman (1983)	$2,446\alpha + 38,16\alpha^2 + 138,9\alpha^3$	

Tableau 2.3 : Expressions de  $f(\alpha)$  proposées dans la littérature pour un écoulement à travers un arrangement aléatoire

Ces expressions, établies pour un écoulement à travers un arrangement aléatoire, sont comparées sur la figure 2.1.



Remarque : les points expérimentaux sont issus de Carman (1938), Wiggins (1939), Sullivan (1942), Brown (1950), Bergelin et al. (1950), Chen (1955), Ingmanson et al. (1959), White (1960), Wheat (1963), Labrecque (1968), Kirsch et Fuchs (1967), Stenzel et al. (1971), Kostornov et Shevchuck (1977), Viswanadham et al. (1978), Jackson et James (1982) recensés par Jackson et James (1986)

Figure 2.1 : Comparaison des différentes expressions de  $f(\alpha)$  en fonction de  $\alpha$

Toutes ces expressions donnent des valeurs proches pour des compacités comprises entre 0,01 et 0,5 ce qui est pratiquement toujours le cas en filtration de l'air. C'est la raison pour laquelle le modèle le plus utilisé en filtration des gaz reste le modèle de Davies malgré le fait qu'il s'agisse d'un modèle empirique qui fait intervenir une longueur caractéristique des fibres qui n'est pas toujours simple à déterminer.

Tous les modèles cités ci-dessus ne prennent en compte qu'un seul diamètre moyen de fibre et font abstraction de la distribution granulométrique des fibres qui constituent le filtre. Or on peut penser qu'en prenant en compte la distribution des diamètres de fibres des filtres, on obtiendra de meilleurs résultats. C'est la raison pour laquelle Sakano (2000) a développé un modèle qui considère que la perte de charge initiale d'un filtre est la somme des pertes de charges correspondant à chaque fibre :

$$\Delta P_0 = 16\pi\mu U_f \frac{l_v Z}{1-\alpha} \sum_1^n (Y_i \sqrt{\alpha_i}) \quad (2.5)$$

avec  $l_v$  la longueur totale des fibres par unité de volume  $\left( = \frac{4}{\pi} \sum_1^n \frac{\alpha_i}{d_i^2} \right)$

$Y_i$  la fraction massique des fibres de diamètre  $d_i$

$\alpha_i$  la compacité des fibres de diamètre  $d_i$  ( $= Y_i \alpha$ )

$n$  le nombre de classes granulométriques

d'où

$$\Delta P_0 = 64\mu Z U_f \frac{\alpha^{\frac{1}{2}}}{1-\alpha} \sum_1^n \left( \frac{Y_i}{d_i^2} \right) \sum_1^n Y_i^{\frac{1}{2}} \quad (2.6)$$

Pour un filtre composé de fibres monodispersées, on retrouve une expression équivalente à celle de Davies. La difficulté majeure de cette relation est l'utilisation des fractions massiques des fibres alors que seule la distribution granulométrique en nombre est accessible pour des filtres réels. Cependant en supposant que toutes les fibres ont la même longueur, on peut exprimer la relation (2.6) en fonction d'une distribution granulométrique en nombre. Soit:

$$\Delta P_0 = 64\mu ZU_f \frac{\alpha^{3/2}}{1-\alpha} \frac{1}{\sum_1^n (f_i d_i^2)} \sum_1^n \left[ \frac{f_i d_i^2}{\sum_1^n (f_i d_i^2)} \right]^{3/2} \quad (2.7)$$

avec  $f_i$  la fraction en nombre des fibres de diamètre  $d_i$

Bergman (1978) a proposé une autre relation utilisée en colmatage des filtres. Moyennant la même hypothèse d'égalité de la longueur des fibres, on peut l'exprimer sous la forme :

$$\Delta P_0 = 64\mu ZU_f \alpha^{3/2} \sum_1^n \frac{f_i d_i}{\left[ \sum_1^n (f_i d_i^2) \right]^{3/2}} \quad (2.8)$$

### 2.1.2. COMPARAISON EXPERIENCES - MODELISATIONS

Afin d'illustrer ce défaut de concordance entre l'expérience et les modèles de Sakano, de Bergman et de Davies, nous avons appliqués ces trois modèles à nos filtres. La figure 2.2 résume ces résultats sur un diagramme de parité.

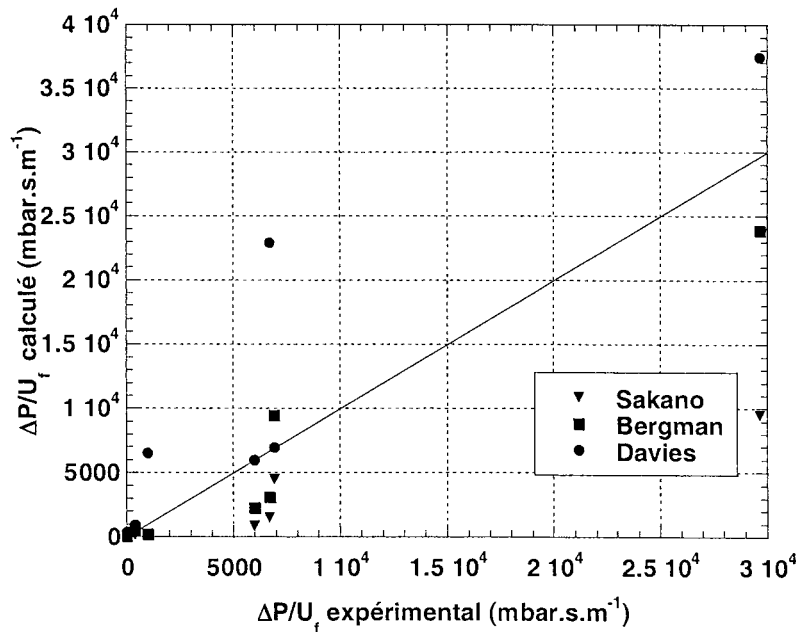


Figure 2.2 : Comparaison de  $\Delta P/U_f$  expérimental aux modèles de Sakano (▼), Bergman (■) et de Davies (●) de nos filtres.

Les valeurs expérimentales ont été déterminées pour les filtres A320, AX1923, D309, AX3428, AX4450, Sartorius et Whatman. Les modèles de Sakano et Bergman sous-estiment largement les valeurs expérimentales alors que le modèle de Davies classique les surestime plutôt. Ils ne peuvent donc servir qu'à déterminer l'ordre de grandeur de la perte de charge initiale a priori. L'absence de modèle prédictif entraîne ainsi la nécessité d'avoir recours à l'expérience pour déterminer la perte de charge initiale de filtres à fibres, d'autant plus que grand nombre de filtres commerciaux sont composés de plusieurs couches ou traités thermiquement qui rend la prédiction de la perte de charge initiale encore plus délicate. La présence d'un liant complique encore davantage une telle prédiction. Néanmoins, la perte de charge initiale étant très simple à déterminer expérimentalement, nous n'avons pas jugé judicieux d'entreprendre de nouveaux travaux afin de déterminer de meilleures modélisations.

## 2.2. EFFICACITE DE FILTRATION

### 2.2.1. DEFINITIONS

L'efficacité de filtration rend compte de la quantité de particules collectées et celle présente en aval du medium filtrant respectivement. Ainsi l'efficacité massique est définie comme suit :

$$E_m = 1 - \frac{q_{aval}}{q_{amont}} \quad (2.9)$$

avec  $q_{amont}$  et  $q_{aval}$  les débits massiques de particules en amont et en aval du medium filtrant respectivement.

Si le débit volumique total peut être considéré comme constant entre l'amont et l'aval du medium filtrant, l'efficacité s'exprime comme suit :

$$E_m = 1 - \frac{C_{massique\ aval}}{C_{massique\ amont}} \quad (2.10)$$

avec  $C_{amont}$  et  $C_{aval}$  les concentrations massiques de particules en amont et en aval du medium filtrant respectivement.

On peut également définir une efficacité en nombre :

$$E_n = 1 - \frac{C_{nombre\ aval}}{C_{nombre\ amont}} \quad (2.11)$$

avec  $C_{nombre\ amont}$  et  $C_{nombre\ aval}$  la concentration en nombre de particules en amont et en aval du medium filtrant respectivement.

Les particules filtrées étant généralement polydisperses, il peut être intéressant de définir une efficacité pour un diamètre de particule donné. L'efficacité fractionnelle, généralement exprimée en nombre devient alors pour une tranche granulométrique  $i$  :



$$E_i = 1 - \frac{C_{\text{nombre aval},i}}{C_{\text{nombre amont},i}} \quad (2.12)$$

avec  $C_{\text{nombre amont},i}$  et  $C_{\text{nombre aval},i}$  la concentration en nombre de particules comprises dans la tranche granulométrique  $i$  en amont et en aval du medium filtrant respectivement. Utiliser cette grandeur revient à s'affranchir de la granulométrie de l'aérosol filtré. Connaissant la distribution granulométrique de l'aérosol et l'efficacité fractionnelle, il est alors aisé de retrouver l'efficacité globale de filtration.

Il peut également être utile de définir la grandeur de perméance  $P$ , surtout pour les filtres de très haute efficacité ou à très faible perméance (filtres HEPA et ULPA) :

$$P = 1 - E \quad (2.13)$$

### 2.2.2. MECANISMES DE CAPTURE

Un filtre étant composé de fibres, il semble évident que l'efficacité globale d'un filtre est en relation avec l'efficacité unitaire d'une fibre. La plupart des auteurs considèrent que l'efficacité individuelle de fibre est la somme des efficacités correspondantes aux différents mécanismes de collection, supposant que chaque mécanisme est indépendant des autres.

$$\eta = \sum \eta_j \quad (2.14)$$

Une approche différente abordée par Kasper (1978) consiste à approximer la perméance d'une fibre par le produit des perméances liées à chacun des mécanismes.

$$P = \prod_j P_j \quad \text{ou} \quad \eta = 1 - \prod_j (1 - \eta_j) \quad (2.15)$$

Certains auteurs ajoutent un autre terme pour prendre en compte l'interaction entre la diffusion et l'interception.

$$\eta = \sum \eta_j + \eta_{dr} \quad (2.16)$$

Lee et Liu (1982) et Davies (1983) proposent différents mécanismes de capture des particules selon leur taille et leur charge électrique afin de modéliser l'efficacité d'un filtre à fibres. Les mécanismes les plus fréquemment rencontrés dans les procédés de filtration sont les suivants :

- Diffusion brownienne
- Interception directe
- Impaction inertielle
- Effets électrostatiques
- Sédimentation (important pour les particules de diamètre  $>10 \mu\text{m}$ )

Nous ne considérerons pas plus en détail les effets électrostatiques et la sédimentation parce que nous utilisons exclusivement dans nos essais de petites particules neutralisées. Les trois autres mécanismes de capture de particules entrent en compétition lors de la filtration. Leur importance relative dépend de la taille des particules, de la vitesse de filtration et des caractéristiques du medium filtrant.

### 2.2.2.1. Diffusion brownienne

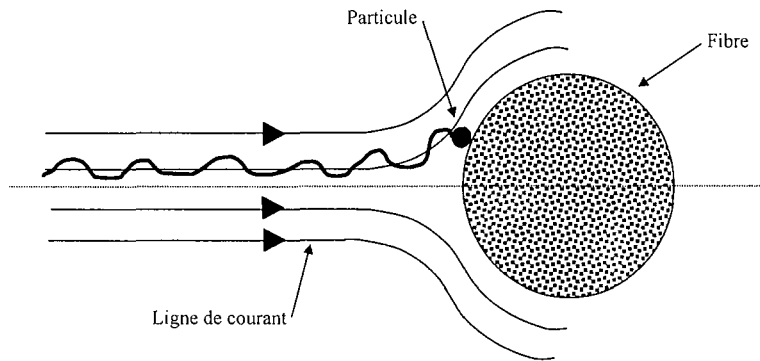


Figure 2.3 : Vue schématique de la capture d'une particule par le mécanisme de diffusion

Les particules de petite taille soumises à l'agitation thermique quittent les lignes de courant pour être collectées par les fibres. La capture par diffusion brownienne est gouvernée par l'importance relative du mouvement diffusionnel par rapport au mouvement convectif de l'air. Ce rapport est exprimé par le nombre de Péclet :

$$Pe = \frac{U_f d_f}{D} \quad (2.17)$$

avec  $U_f$  la vitesse de filtration,  $d_f$  le diamètre de fibre et  $D$  le coefficient de diffusion :

$$D = \frac{k_B T C_u}{3\pi\mu d_p} \quad (2.18)$$

où  $k_B$  est la constante de Boltzmann ( $k_B = 1,37 \cdot 10^{-23} \text{ J K}^{-1}$ ),  $T$  la température,  $d_p$  le diamètre de particule et  $C_u$  le coefficient de correction de Cunningham :

$$C_u = 1 + Kn_p \left( A + B \exp\left(-\frac{C}{Kn_p}\right) \right) \quad (2.19)$$

avec  $Kn_p$  le nombre de Knudsen de particule qui exprime le rapport entre le libre parcours moyen des molécules  $\lambda$  et  $d_p$  le diamètre de particule :

$$Kn_p = 2 \frac{\lambda}{d_p} \quad (2.20)$$

Le tableau 2.4 résume les valeurs de  $A$ ,  $B$  et  $C$  données par différents auteurs:

Auteur	Date	A	B	C
Millikan	1923	1,209	0,406	0,893
Hidy	1984	1,257	0,400	0,596
Allen-Raabe	1982	1,105	0,400	0,596
Boulaud	1988	1,257	0,400	1,100
Buckley-Loyalka	1989	1,155	0,471	0,596
Rader	1990	1,207	0,440	0,780

Tableau 2.4 : Valeurs des coefficients A, B et C du facteur de Cunningham issus de la littérature (d'après Pénicot (1998))

### 2.2.2.2. Interception directe

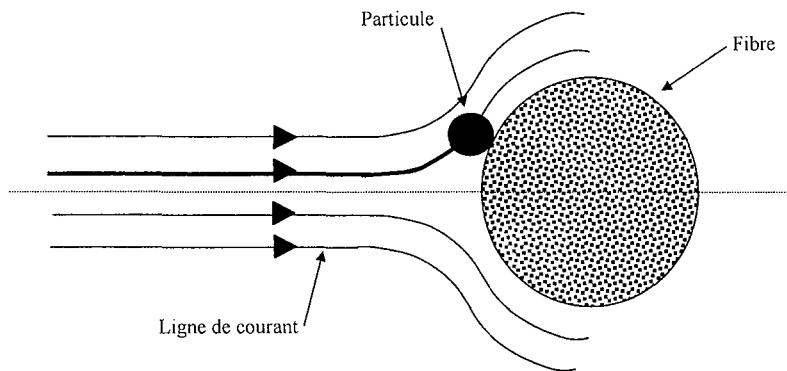


Figure 2.4 : Vue schématique de la capture d'une particule par le mécanisme d'interception directe

Ce mécanisme entre en jeu quand la distance du centre de la particule à la fibre est inférieure à son rayon. La particule se fait ainsi intercepter par la fibre. L'interception peut être entièrement décrite par le rapport des diamètres ci-dessous :

$$R = \frac{d_p}{d_f} \quad (2.21)$$

$d_p$  et  $d_f$  les diamètres de la particule et de la fibre respectivement

### 2.2.2.3. Impaction inertielle

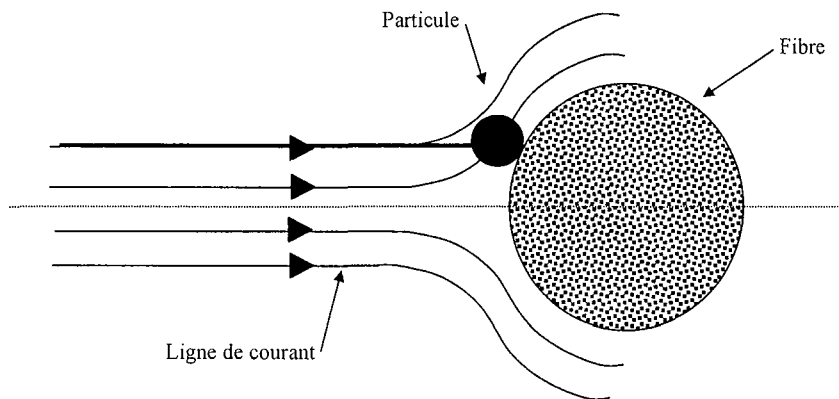


Figure 2.5 : Vue schématique de la capture d'une particule par le mécanisme d'impaction inertielle

Les particules de taille supérieure ne peuvent pas suivre la courbure de la ligne de courant à cause de leur inertie due à leur poids. Elles s'impactent ainsi sur la fibre. L'impaction inertielle est gouvernée par le nombre de Stokes :

$$St = \frac{U_f \cdot d_p^2 \cdot \rho_p}{18\mu \cdot d_f} \quad (2.22)$$

Ces mécanismes entrent en compétition lors de la filtration. Leur prépondérance relative dépend de la taille des particules et de la vitesse de filtration, ainsi que des propriétés physiques du gaz vecteur et des caractéristiques du filtre. Les efficacités unitaires répondent de cette importance relative.

### 2.2.3. EFFICACITE UNITAIRE DE COLLECTION

Ce concept décrit l'efficacité d'une fibre unique à capturer une particule selon un des trois mécanismes prépondérants. Elle est définie de la façon suivante :

$$\eta = \frac{\Delta C}{C} = \frac{C_{amont} - C_{aval}}{C_{amont}} \quad (2.23)$$

où  $\Delta C$  est la concentration en particules capturées par la fibre.

Il existe deux moyens pour déterminer les efficacités unitaires de collection : l'approche empirique qui détermine les expressions à partir de systèmes expérimentaux judicieusement choisis, et l'approche théorique qui essaie de déterminer l'efficacité à partir des écoulements autour d'une fibre ou d'un ensemble de fibres. Cette dernière approche est la plus fréquemment rencontrée dans la littérature.

**2.2.3.1. Ecoulement autour d'une fibre ou d'un ensemble de fibres**

Afin de pouvoir déterminer l'efficacité de collection d'une fibre unique, il est nécessaire de connaître le champ d'écoulement autour de la fibre. Ceci s'avère difficile étant donné que le filtre a une structure irrégulière et complexe. C'est la raison pour laquelle des modèles, plus ou moins simplistes, ont été développés qui considèrent que le filtre est composé d'un assemblage de cylindres de même diamètre, parallèles et perpendiculaires à la direction du fluide. Utilisant ces modèles à cellules (un cylindre entouré de son enveloppe concentrique de fluide), la résolution des équations de Navier-Stokes permet d'obtenir la fonction de courant relative aux composantes de la vitesse. Cette fonction fait intervenir un facteur hydrodynamique H qui varie selon les modèles utilisés et selon le régime hydrodynamique (régé par le nombre de Knudsen

de fibre  $Kn_f = \frac{2\lambda}{d_f}$  (tableau 2.6)). Les différentes expressions du facteur hydrodynamique H sont indiquées dans le tableau 2.5.

Auteur(s)	Expression de H	Remarque	Régime
Lamb (1932)	$H_{La} = 2 - \ln Re_f$	Cylindre isolé	Continu
Kuwabara (1959)	$H_{Ku} = \alpha - 0,5 \ln \alpha - 0,25\alpha^2 - 0,75$	Ensemble de cylindres	Continu
Happel (1959)	$H_{Ha} = \frac{\alpha^2}{1 + \alpha^2} - 0,5 \ln \alpha - 0,5$	Ensemble de cylindres	Continu
Pich (1966)	$H_{Pi} = -0,5 \ln \alpha - 0,75$	Ensemble de cylindres	Glissement du fluide
Yeh, Liu (1974)	$H_{Ye} = \frac{\alpha}{1 + Kn_f} - 0,5 \ln \alpha - 0,25\alpha^2 - \frac{0,75}{1 + Kn_f} + \frac{Kn_f(2\alpha - 1)^2}{4(1 + Kn_f)}$	Ensemble de cylindres	Glissement du fluide
Kirsch, Stechkina (1968)	$H_{Fan} = -0,5 \ln \alpha - 0,52 + 0,64\alpha + 1,43(1 - \alpha)Kn_f$	Grilles superposées	

Tableau 2.5 : Expressions du facteur hydrodynamique H issues de la littérature

En première approximation, on peut considérer que si  $Kn \ll 1$ , le régime est continu et pour  $Kn \gg 1$ , le régime est moléculaire. Toutefois, afin de mieux caractériser la transition, Pich (1977) a proposé de distinguer quatre types de régimes recensés dans le tableau 2.6.

Régime	Limite de validité
Continu	$Kn_f < 0,001$
Glissement du fluide	$0,001 < Kn_f < 0,25$
Transition	$0,25 < Kn_f < 10$
Moléculaire libre	$10 < Kn_f$

Tableau 2.6 : Limites de validité du nombre de Knudsen des différents régimes d'écoulement

**2.2.3.2. Efficacité unitaire de collection par diffusion  $\eta_d$**

Diverses expressions de l'efficacité de capture unitaire de collection par diffusion ont pu être recensées au travers de la bibliographie. Elles sont données dans le tableau 2.7.

Auteur(s)	Expression	Remarque	Domaine d'étude
Stechkina, Fuchs (1966)	$2,9 H_{Ku}^{-1/3} Pe^{-2/3}$	Modèle théorique Flux de Kuwabara	$Pe > 2$ $R \ll 1$
Stechkina, Kirsch, Fuchs (1969)	$2,9 H_{Ku}^{-1/3} Pe^{-2/3} + \frac{0,624}{Pe}$	Modèle théorique Flux de Kuwabara	
Stechkina (1968)	$2,7 Pe^{-2/3}$	Modèle empirique Modèle « fan »	$0,01 < \alpha < 0,15$
Kirsch (1978)	$2,7 Pe^{-2/3} \left( 1 + 0,39 H_{Fan}^{-1/3} Pe^{1/3} Kn_f \right) + \frac{0,624}{Pe}$	Modèle « fan »	
Lee, Liu (1982a)	$2,6 \left( \frac{1-\alpha}{H_{Ku}} \right)^{1/3} \cdot Pe^{-2/3}$	Modèle théorique Flux de Kuwabara	
Lee, Liu (1982b)	$1,6 \left( \frac{1-\alpha}{H_{Ku}} \right)^{1/3} \cdot Pe^{-2/3}$	Modèle théorique de Lee (1982) adapté aux résultats expérimentaux	
Liu, Rubow (1990)	$1,6 \left( \frac{1-\alpha}{H_{Ku}} \right)^{1/3} \cdot Pe^{-2/3} Cd$  avec $Cd = 1 + 0,388 Kn_f \left( \frac{(1-\alpha)Pe}{H_{Ku}} \right)^{1/3}$	Cd facteur dû au glissement du fluide	
Payet (1991)	$1,6 \left( \frac{1-\alpha}{H_{Ku}} \right)^{1/3} \cdot Pe^{-2/3} \cdot Cd \cdot Cd'$  avec $Cd' = \frac{1}{1 + 1,6 \left( \frac{1-\alpha}{H_{Ku}} \right)^{1/3} \cdot Pe^{-2/3} Cd}$	Cd et Cd' facteurs de correction	Aérosol liquide $0,02 < d_p < 0,5 \mu m$ $d_f = 1 \mu m$ $\alpha = 0,08$
Langmuir (1948)	$1,7 H_{La}^{-1/3} Pe^{-2/3}$	Modèle théorique Flux de Lamb	
Natanson (1987)	$2,9 H_{La}^{-1/3} Pe^{-2/3}$	Modèle théorique Flux de Lamb	
Davies (1973)	$1,5 Pe^{-2/3}$		
Rao, Faghri (1988a)	$4,89 \left( \frac{1-\alpha}{H_{Ku}} \right)^{0,54} \cdot Pe^{-0,92}$	Modèle théorique Flux de Kuwabara	$0,029 < \alpha < 0,1$ $Pe < 50$
Rao, Faghri (1998b)	$1,8 \left( \frac{1-\alpha}{H_{Ku}} \right)^{1/3} \cdot Pe^{-2/3}$	Modèle théorique Flux de Kuwabara	$0,029 < \alpha < 0,1$ $100 < Pe < 300$ $0,206 < Re_f < 0,313$

Tableau 2.7 : Expressions de l'efficacité unitaire de collection par diffusion

**2.2.3.3. Efficacité unitaire de collection par interception  $\eta_i$**

Les différentes expressions concernant ce mécanisme sont résumées dans le tableau 2.8.

Auteur(s)	Expression	Remarque	Domaine d'étude
Yeh, Liu (1974), Stechkina, Fuchs (1966)	$\frac{2(1+R)\ln(1+R) - (1+R) + \frac{1}{1+R}}{2H_{Ku}}$	Modèle théorique Flux de Kuwabara	
Kirsch (1978)	$\frac{2(1+R)\ln(1+R) - (1+R)}{2H_{Ku}} + \frac{1 + 2,86(2+R)R Kn_f}{1+R} \frac{1}{2H_{Ku}}$		
Lee, Liu (1982)	$0,6 \left( \frac{1-\alpha}{H_{Ku}} \right) \left( \frac{R^2}{1+R} \right)$	Modèle théorique Flux de Kuwabara adapté à des données expérimentales	$1 < U_f < 30 \text{ cm.s}^{-1}$ $0,05 < d_p < 1,3 \mu\text{m}$ $0,0045 < R < 0,12$ $0,0086 < \alpha < 0,151$
Kuwabara (1959)	$2,9\alpha^{1/3} R^{1,75}$	Modèle théorique Flux de Kuwabara	
Cai cité par Mieciet (1989)	$2,4\alpha^{1/3} R^{1,75}$	Flux de Kuwabara	
Natanson (1987)	$\frac{R(R + 1,996Kn_f)}{H + 1,996Kn_f(H + 0,5)}$ avec $H = -0,7 - 0,05 \ln \alpha$		
Liu, Rubow (1990)	$0,6 \frac{1-\alpha}{H_{Ku}} \frac{R^2}{1+R} Cr$ avec $Cr = 1 + 1,996 \frac{Kn_f}{R}$		$0,5 < U_f < 100 \text{ cm/s}$ $0,05 < d_p < 1 \mu\text{m}$

Tableau 2.8 : Expressions de l'efficacité unitaire de collection par interception

**2.2.3.4. Efficacité unitaire de collection par impaction inertielle  $\eta_i$**

Le tableau 2.9 répertorie les expressions de l'efficacité unitaire de collection.

Auteur(s)	Expression	Remarque	Domaine d'étude
Langmuir (1948)	$\frac{St^2}{(1 + 0,55Stk)^2}$		$Re_f < 1$
Friedlander (1967)	$0,075St^{5/8}$	Corrélation empirique	$0,8 < St < 2$ $Re_f < 1$ $R < 0,2$
Stechkina (1969)	$\frac{I St}{4H_{Ku}^2}$ avec $I = (29,6 - 28\alpha^{0,62})R^2 - 27,5R^{2,8}$	Approche théorique	$0,01 < R < 0,4$ $0,0035 < \alpha < 0,11$
Gougeon (1994)	$0,0334St^{3/2}$	Corrélation empirique	$0,5 < St < 4,1$ $0,03 < Re_f < 0,25$
Landhal, Hermann (1949)	$\frac{St^3}{St^3 + 0,77St^2 + 0,22}$	Corrélation empirique	
Ilias, Douglas (1989)	$\frac{St^3 + \frac{1,622 \cdot 10^{-4}}{St}}{1,031St^3 + (1,14 + 0,04044 \ln Re_f)St^2 + 0,01479 \ln Re_f + 0,2013}$	Corrélation obtenue à partir de calculs numériques	$30 < Re_f < 40000$ $0,07 < St < 5$
Suneja, Lee (1974)	$\left\{ 1 + \frac{1,53 - 0,23 \ln Re_f + 0,0167(\ln Re_f)^2}{St} \right\}^{-2}$		$Re_f < 500$

Tableau 2.9 : Expressions de l'efficacité unitaire de collection par impaction

### 2.2.3.5. Efficacité unitaire d'interaction entre les mécanismes de diffusion et d'interception $\eta_{dr}$

Certains auteurs rajoutent un terme tenant compte de l'interaction entre les mécanismes de diffusion et d'interception. Les expressions proposées sont recensées dans le tableau 2.10.

Auteur	Expression
Stechkina (1969)	$1,24H_{Ku}^{-1/2}R^{1/3}Pe^{-2/3}$
Fuchs (1969)	$1,24H_{Fan}^{-1/2}R^{1/3}Pe^{-2/3}$

Tableau 2.10 : Expressions de l'efficacité unitaire d'interaction entre les mécanismes de diffusion et d'interception (d'après Callé (2000))

### 2.2.4. EXPRESSION DE L'EFFICACITE GLOBALE D'UNE FIBRE

La majorité des auteurs considèrent que l'efficacité globale d'un filtre à fibres est la somme des efficacités unitaires de collection relatives aux trois mécanismes (diffusion, interception, inertie). Seuls quelques auteurs comme Miecret et Gustavsson (1989), Stechkina et al. (1969) et Kirsch et al. (1978) rajoutent un terme tenant compte de l'interaction entre les mécanismes de diffusion et d'interception.



Auteur(s)	Expression de $\eta$	$\eta_d$	$\eta_r$	$\eta_i$	$\eta_{dr}$
Miecret, Gustavsson (1989)	$\eta_d + \eta_r + \eta_i + \eta_{dr}$	Davies	Kuwabara modifié par Cai	Suneja, Lee	Stechkina, Fuchs
Lee, Liu (1982)	$\eta_d + \eta_r$	Lee, Liu	Lee, Liu		
Liu, Rubow (1990)	$\eta_d + \eta_r$	Liu, Rubow	Liu, Rubow		
Payet (1992)	$\eta_d + \eta_r$	Payet	Liu, Rubow		
Gougeon (1994)	$\eta_d + \eta_r + \eta_i$	Lee, Liu	Lee, Liu	Gougeon	
Stechkina et al. (1969)	$\eta_d + \eta_r + \eta_i + \eta_{dr}$	Stechkina	Yeh et al.	Stechkina	Stechkina
Kirsch et al. (1978)	$\eta_d + \eta_r + \eta_i + \eta_{dr}$	Kirsch	Kirsch		Fuchs

Tableau 2.11 : Expression de l'efficacité totale et ses composantes mécanistiques

La figure 2.6 donne un exemple théorique réalisé selon le modèle de Kirsch (1978) ( $U_f = 5 \text{ cm.s}^{-1}$ ,  $\alpha = 0,06$ ,  $d_f = 1 \mu\text{m}$ ) de l'évolution de l'efficacité totale en fonction de la granulométrie des particules filtrées et de l'interaction des trois mécanismes de capture. Elle permet d'apprécier les contributions des trois mécanismes de capture selon la taille des particules.

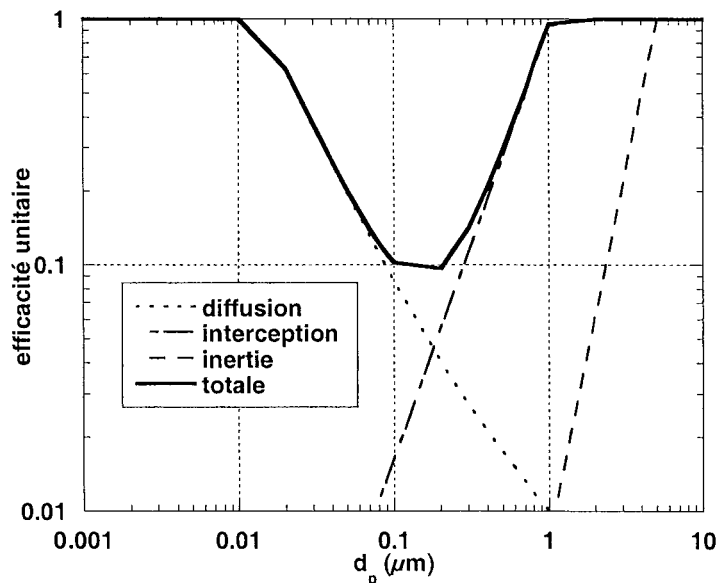


Figure 2.6 : Exemple de l'efficacité unitaire en fonction de la granulométrie des particules filtrées

L'efficacité de filtration présente un minimum pour un diamètre de particules variant de 0,1 à 0,3  $\mu\text{m}$ . Ce minimum récurrent et pratiquement constant pour tous les filtres à fibres a conduit des auteurs anglo-saxons à définir le terme de Maximum Penetrating Particle Size (MPPS). Ce minimum est dû au fait que la capture par diffusion n'est plus efficace à ces diamètres de particules et la capture par interception ne l'est pas encore. Pour les conditions choisies dans cet exemple, l'impaction inertielle ne contribue pas substantiellement à l'efficacité. Sa contribution

serait en revanche plus importante pour des particules plus grosses ou des vitesses de filtration plus importantes.

L'efficacité globale d'un filtre prend, outre les expressions des efficacités unitaires, des considérations de flux de particules en compte. L'expression de l'efficacité globale d'un filtre devient alors :

$$\text{Efficacité globale} = 1 - P = 1 - \exp\left(-4\eta \frac{\alpha}{1 - \alpha} \frac{Z}{\pi d_f}\right) \quad (2.24)$$

La démonstration de cette expression sera faite dans le chapitre 2.3.1 pour la prise en compte de la distribution du diamètre de fibres.

La figure 2.7 compare les modèles résumés dans le tableau 2.11 pour un filtre modèle de 400  $\mu\text{m}$  d'épaisseur, d'une compacité de 0,06, composé de fibres d'1 $\mu\text{m}$  de diamètre et pour une vitesse de filtration de 5  $\text{cm}\cdot\text{s}^{-1}$ .

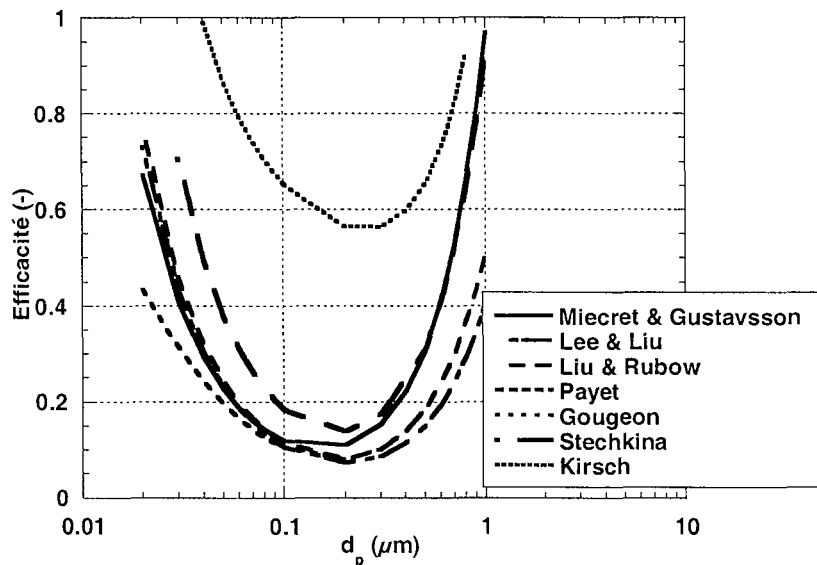


Figure 2.7 : Comparaison des différents modèles de la littérature

Ces modèles ne s'intéressent malheureusement qu'à la plage granulométrique des particules submicroniques. La grande majorité de ces modèles ne sont pas applicables aux particules microniques qui sont en dehors du champ d'application. Tous ces modèles (sauf celui de Kirsch) semblent s'accorder relativement bien sur tout leur domaine d'étude.

Jusqu'à présent la très grande majorité des auteurs considèrent que le media filtrant n'est composé que de fibres d'un seul diamètre (figure 2.7). Ceci ne permet cependant pas de modéliser de manière satisfaisante l'efficacité initiale comme l'illustre la figure 2.8. Cette figure a été réalisée en utilisant le modèle d'efficacité « LRG » composé des contributions de Liu et Rubow (1990) et de Gougeon (1994) (tableau 2.12). Ce modèle a été réalisé parce qu'il donne les meilleurs résultats que nous avons obtenu après des études préliminaires qui comparaient les modèles de la littérature.

	Auteur(s)	Expression d'efficacité	Remarque
$\eta_d$	Liu & Rubow (1990)	$\eta_d = 1,6 \left( \frac{1-\alpha}{H_{Ku}} \right)^{1/3} \cdot Pe^{-2/3} \cdot Cd$ $Cd = 1 + 0,388 Kn_f \cdot \left( \frac{(1-\alpha)Pe}{H_{Ku}} \right)^{1/3}$	Cd = facteur de glissement du fluide
$\eta_r$	Liu & Rubow (1990)	$\eta_r = 0,6 \frac{1-\alpha}{H_{Ku}} \frac{R^2}{1+R} Cr$ $Cr = 1 + 1,996 \frac{Kn_f}{R}$	$0,5 < U_f < 100 \text{ cm s}^{-1}$ $0,005 < d_j < 1 \mu\text{m}$
$\eta_i$	Gougeon (1994)	$\eta_i = 0,0334 St^{3/2}$	$0,5 < St < 4,1$ $0,03 < Re_f < 0,25$

Tableau 2.12 : Expressions mathématiques des modèles de Liu et Rubow et Gougeon

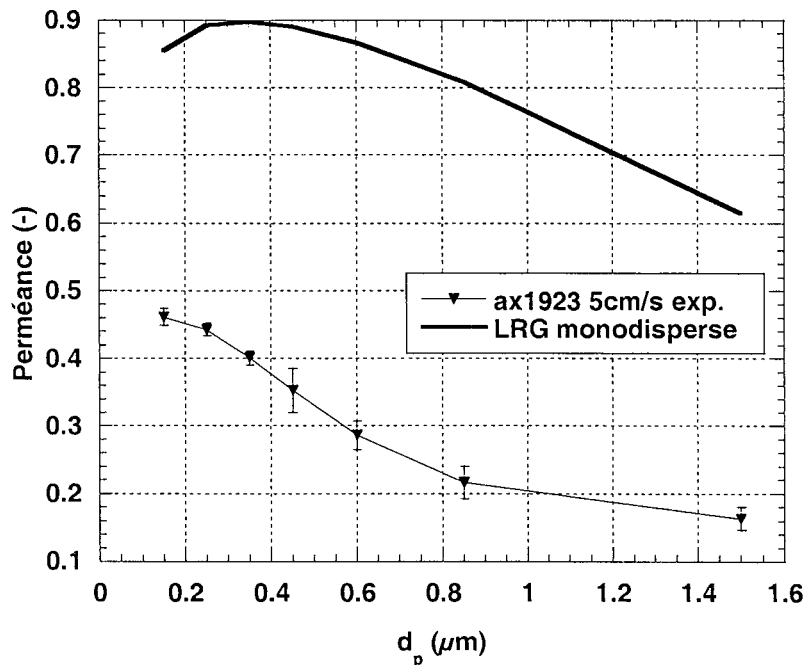


Figure 2.8 : Comparaison des efficacités expérimentale et calculée en prenant en compte le seul diamètre moyen des fibres pour un filtre AX1923

La figure 2.8 qui montre un résultat obtenu pour un filtre AX1923 à  $5 \text{ cm.s}^{-1}$ , montre qu'il existe un très grand écart entre la réalité expérimentale et le modèle de la littérature.

A partir de ce constat, deux hypothèses se dégagent :

- Les modèles d'efficacité sont défaillants en eux-mêmes, auquel cas il faudrait développer un ou plusieurs nouveaux modèles
- L'application des modèles d'efficacité avec un diamètre de fibre unique est trop simpliste. Il faut tenir compte de la distribution de la taille des fibres lors de l'application d'un des modèles de la littérature.

Nous avons décidé d'étudier cette seconde hypothèse.

En effet, le défaut majeur de tous ces modèles consiste dans le fait qu'ils considèrent les filtres comme un enchevêtrement de fibres monodisperses, i.e. de même diamètre, ce qui n'est que très rarement le cas dans des applications réelles. Le modèle de Sakano (2000) est le premier qui prend en compte un filtre composé de deux populations de fibres de tailles différentes (12 et 39  $\mu\text{m}$ ). L'auteur en déduit l'expression suivante pour l'efficacité initiale d'un tel filtre 'modèle' :

$$E_0(d_p) = 1 - \exp \left[ - \frac{4\alpha \cdot Z}{\pi(1-\alpha)} \left( \frac{m_1 \eta_{1_0}(d_p)}{d_{f1}} + \frac{m_2 \eta_{2_0}(d_p)}{d_{f2}} \right) \right] \quad (2.25)$$

avec  $E_0$  l'efficacité initiale fractionnelle,  $\eta_{1_0}$  et  $\eta_{2_0}$  les efficacités initiales unitaires de capture,  $Z$  l'épaisseur du filtre,  $m_1$  et  $m_2$  les fractions massiques des fibres,  $d_{f1}$  et  $d_{f2}$  les diamètres des fibres fines et grosses respectivement. Ce modèle est cependant assez difficile à utiliser en pratique du fait de son utilisation des fractions massiques des deux classes de fibres.

### 2.3. DEVELOPPEMENT MATHEMATIQUE VISANT A PRENDRE EN COMPTE LA DISTRIBUTION DES TAILLES DE FIBRES LORS DE CALCULS DE PERMEANCE INITIALE

En partant de l'idée de Sakano de vouloir prendre en compte la distribution des tailles de fibres dans la modélisation des efficacités initiales ainsi que celle des tailles de particules, le développement mathématique ci-dessous propose de déterminer d'abord la perméance de particules d'un seul diamètre  $d_j$  à travers des fibres d'un seul diamètre  $d_i$  avant de généraliser à tous les diamètres de fibres et finalement à tous les diamètres de particules.

#### 2.3.1. PERMEANCE DES PARTICULES DE DIAMETRE $d_j$ VIS-A-VIS DES FIBRES DE DIAMETRE $d_i$

Soit un filtre à fibres d'épaisseur  $Z$  constitué d'un enchevêtrement de fibres cylindriques présentant une certaine distribution granulométrique. Dans ce paragraphe, nous considérerons uniquement les fibres de diamètre  $d_i$ .

Si on suppose que les fibres sont placées perpendiculairement à l'écoulement moyen de l'effluent gazeux, la somme des surfaces projetées par les fibres de diamètre  $d_i$  de l'élément s'écrit

$$A_i = d_i n_i L_i \quad (2.26)$$

avec  $L_i$  et  $n_i$  la longueur et le nombre de fibres de diamètre  $d_i$ .

définissons

$$\alpha_i \text{ la compacité des fibres de diamètre } d_i, \quad \alpha_i = \frac{V_i}{V_T} = \frac{V_i}{\Omega d_i Z} \quad (2.27)$$

$$\text{et } \alpha \text{ la compacité du medium filtrant } \quad \alpha = \frac{V_{fibres}}{V_T} = \frac{\sum_{i=1}^{n_{cf}} V_i}{\Omega d_i Z} \quad (2.28)$$

Le volume des fibres de diamètre  $d_i$  dans cet élément est relié à la longueur des fibres  $L_i$  par

$$V_i = \frac{\pi d_i^2}{4} L_i n_i \quad (2.29)$$

de (2.35) et (2.37), on obtient

$$L_i n_i = \frac{4 \alpha_i \Omega dZ}{\pi d_i^2} \quad (2.30)$$

qui est la longueur cumulée des fibres de diamètre  $d_i$ .

si  $\eta_{i,j}$  est l'efficacité unitaire de collection de la fibre de diamètre  $d_i$ , définie par

$$\eta_{i,j} = \frac{\text{flux de particules de diamètre } d_j \text{ collectées par les fibres de diamètre } d_i}{\text{flux de particules de diamètre } d_j \text{ s'approchant des fibres de diamètre } d_i} \quad (2.31)$$

le flux de particules de diamètre  $d_j$  collectées dans cet élément de filtre d'épaisseur  $dz$  sera

$$\frac{dN_j}{dt} = \eta_{i,j} \frac{U_f}{1-\alpha} C_j A_i \quad (2.32)$$

avec  $C_j$  la concentration en particules de diamètre  $d_j$

Par ailleurs, le bilan en particules de diamètre  $d_j$  sur l'élément considéré conduit à l'équation différentielle suivante :

$$U_f \Omega dC_j = - \frac{dN_j}{dt} \quad (2.33)$$

$$\frac{dC_j}{C_j} = - \eta_{i,j} \frac{\Omega}{1-\alpha} A_i \quad (2.34)$$

En remplaçant  $A_i$  par son expression (2.33), la relation (2.42) devient :

$$\frac{dC_j}{C_j} = - 4 \eta_{i,j} \frac{\alpha_i}{1-\alpha} \frac{dZ}{\pi d_i} \quad (2.35)$$

Après intégration sur la totalité du filtre, l'expression de la perméance fractionnelle s'exprime alors

$$P_{i,j} = \frac{\text{flux de particules de diamètre } d_j \text{ à l'aval d'une fibre de taille } d_i}{\text{flux de particules de diamètre } d_j \text{ à l'amont d'une fibre de taille } d_i} \quad (2.36)$$

$$P_{i,j} = \exp\left(- 4 \eta_{i,j} \frac{\alpha_i}{1-\alpha} \frac{Z}{\pi d_i}\right) \quad (2.37)$$

Cette expression donne la perméance des particules de diamètre  $d_j$  vis-à-vis des fibres de diamètre  $d_i$ .

Pour déterminer  $\alpha_i$ , on pose comme hypothèse que toutes les fibres ont la même longueur quel que soit leur diamètre :

$$\frac{\alpha_i}{\alpha} = \frac{V_i}{\sum_{i=1}^{n_{cf}} V_i} = \frac{n_i d_i^2}{\sum_{i=1}^{n_{cf}} n_i d_i^2} \quad (2.38)$$

avec  $n_{cf}$  le nombre de classes dimensionnelles de fibres

La distribution granulométrique des fibres donne la fraction numérique de fibre  $f_i$  pour des fibres de diamètre  $d_i$  (cf Chapitre 1 : Matériel et méthodes).

où  $f_i = \frac{n_i}{\sum_{i=1}^{n_{cf}} n_i}$  avec  $n_i$  le nombre de fibres de diamètre  $d_i$

L'expression (2.46) peut finalement s'exprimer sous la forme

$$\alpha_i = \alpha \frac{f_i d_i^2}{\sum_{i=1}^{n_{cf}} f_i d_i^2} \quad (2.39)$$

où  $\frac{f_i d_i^2}{\sum_{i=1}^{n_{cf}} f_i d_i^2}$  représente la fraction volumique de fibres de diamètre  $d_i$

Remarque : Pour un filtre à fibres constitué uniquement de fibre de diamètre  $d_f$ , l'expression de la perméance fractionnelle (c'est-à-dire vis-à-vis des particules de diamètre  $d_j$ ) s'écrirait :

$$P_j = \exp\left(-4\eta_{df,j} \frac{\alpha}{1-\alpha} \frac{Z}{\pi d_f}\right) \quad (2.40)$$

### 2.3.2. PERMEANCES FRACTIONNELLE ET GLOBALE

L'expression (2.37) donne la perméance des particules de diamètre  $d_j$  vis-à-vis des fibres de diamètre  $d_i$ . Or le filtre est constitué par un enchevêtrement de fibres de diamètres différents.

Afin de simplifier cette structure fibreuse, nous pouvons considérer deux cas extrêmes. La première consiste à supposer le filtre constitué de  $n$  couches composées chacune de fibres monodisperses de diamètre  $d_i$  et placées les unes à côté des autres (approche parallèle). Dans le second cas les  $n$  couches sont placées les unes à la suite des autres (approche série). La figure 2.9 reprend schématiquement ces deux approches.

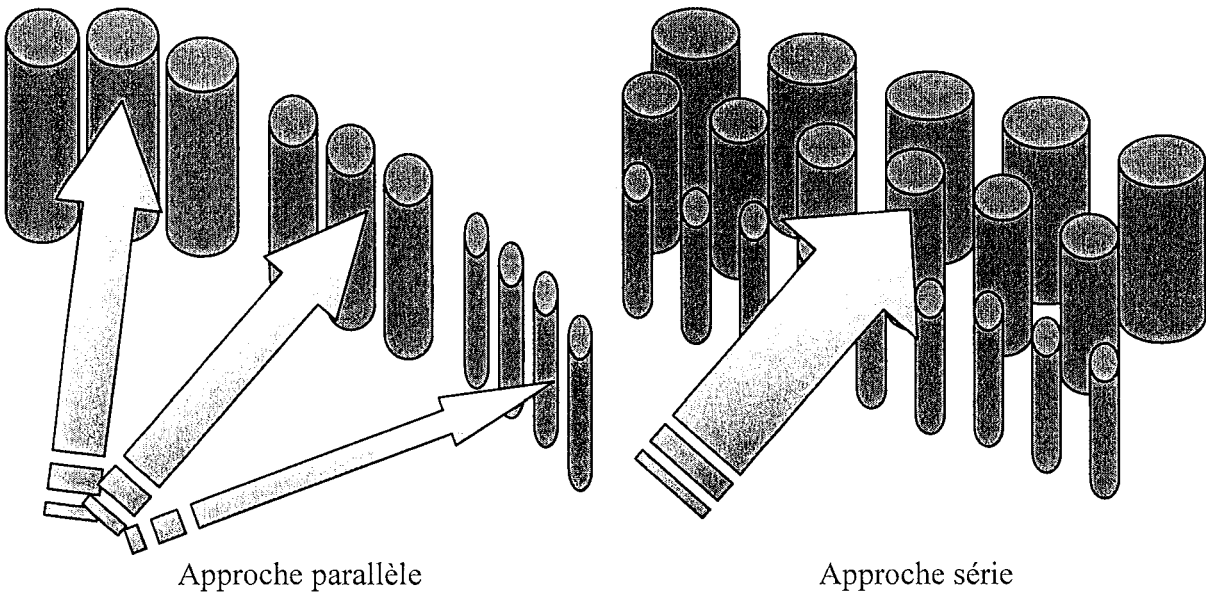


Figure 2.9 : Représentations schématiques des approches parallèle et série.

### 2.3.2.1. Approche parallèle

Dans les deux approches développées, les indices  $i$  et  $j$  font respectivement référence aux fibres de diamètre  $d_i$  et aux particules de diamètre  $d_j$ .

Le flux de particules de diamètre  $d_j$  en amont des fibres de diamètre  $d_i$  est donné par

$$Q_{p_{amont(i,j)}} = Pb_i Q_{p_{amont(j)}} = Pb_i Q_{p_{amont}} fp_j \quad (2.41)$$

avec

$fp_j$  : la fraction numérique de particules de diamètre  $d_j$

$Q_{p_{amont}}$  : le flux de particules en amont du filtre

$Pb_i$  : la probabilité pour qu'une particule de diamètre  $d_j$  se situe en amont d'une fibre de diamètre  $d_i$ .

En considérant que pour toutes tailles de particule cette probabilité est identique, cette dernière peut être estimée de deux façons différentes :

La première consiste à supposer, en première approximation, que la probabilité est égale à la fraction de surface de fibre de diamètre  $d_i$  par rapport à la surface totale des fibres. Soit

$$Pb_i = \frac{A_i}{\sum_{i=1}^{n_{cf}} A_i} = \frac{d_i f_i}{\sum_{i=1}^{n_{cf}} d_i f_i} \quad (2.42)$$

avec

$A_i$  : la surface perpendiculaire à l'écoulement des fibres de diamètre  $d_i$

$f_i$  : la fraction numérique de fibre de diamètre  $d_i$

La seconde suppose que la probabilité est égale à la fraction du volume de fibre de diamètre  $d_i$  par rapport au volume total des fibres. Soit

$$Pb_i = \frac{\alpha_i}{\alpha} = \frac{d_i^2 f_i}{\sum_{i=1}^{n_{cf}} d_i^2 f_i} \quad (2.43)$$

avec

$\alpha_i$  : la compacité des fibres de diamètre  $d_i$  (équation 2.27)

$\alpha$  : la compacité du filtre

Le flux de particules de diamètre  $d_j$  en aval des fibres de diamètre  $d_i$  est donné par

$$Qp_{aval(i,j)} = P_{(i,j)} Qp_{amont(i,j)} = P_{(i,j)} Qp_{amont(j)} Pb_i \quad (2.44)$$

avec

$P_{(i,j)}$  : la perméance des fibres  $d_i$  vis-à-vis des particules de diamètre  $d_j$ .

Le flux de particules de diamètre  $d_j$  en aval du filtre est donné par

$$Qp_{aval(j)} = \sum_{i=1}^{n_{cf}} Qp_{aval(i,j)} = \sum_{i=1}^{n_{cf}} P_{(i,j)} Qp_{amont(j)} Pb_i \quad (2.45)$$

La perméance fractionnelle (i.e. la perméance du filtre vis-à-vis des particules de diamètre  $d_j$ ) est :

$$P_j = \frac{Qp_{aval(j)}}{Qp_{amont(j)}} = \frac{\sum_{i=1}^{n_{cf}} P_{(i,j)} Qp_{amont(j)} Pb_i}{Qp_{amont(j)}} \quad (2.46)$$

soit finalement

$$P_j = \sum_{i=1}^{n_{cf}} P_{(i,j)} Pb_i \quad (2.47)$$

La perméance  $P$  du filtre est alors donnée par :

$$P = \frac{Qp_{aval}}{Qp_{amont}} = \frac{\sum_{j=1}^{n_{cp}} Qp_{aval(j)}}{Qp_{amont}} = \frac{\sum_{j=1}^{n_{cp}} \sum_{i=1}^{n_{cf}} P_{(i,j)} Qp_{amont(j)} Pb_i}{Qp_{amont}} \quad (2.48)$$

avec

$n_{cp}$  : le nombre de classes granulométriques des particules

Soit



$$P = \frac{\sum_{j=1}^{n_{ep}} P_j Qp_{amont(j)}}{Qp_{amont}} = \frac{\sum_{j=1}^{n_{ep}} P_j Qp_{amont} f_{Pj}}{Qp_{amont}} \quad (2.49)$$

soit

$$P = \sum_{j=1}^{n_{ep}} P_j f_{Pj} \quad (2.50)$$

Soit, en couplant les équations (2.47) et (2.50), la perméance d'un filtre à fibres selon l'approche parallèle s'écrit :

$$P = \sum_{j=1}^{n_{ep}} f_{Pj} \sum_{i=1}^{n_{ef}} P_{(i,j)} P b_i \quad (2.51)$$

### 2.3.2.2. Approche série

Dans cette approche, le flux de particules traverse successivement les couches de fibres de différents diamètres.

Le flux de particules de diamètre  $d_j$  en aval d'une couche de fibres de diamètre  $d_i$  est donné par :

$$Qp_{aval(i,j)} = P_{(i,j)} Qp_{amont(i,j)} \quad (2.52)$$

Puisque les couches sont placées en série, la perméance fractionnelle du filtre a pour expression :

$$P_j = \frac{Qp_{aval(j)}}{Qp_{amont(j)}} = \prod_{i=1}^{n_{ef}} P_{(i,j)} \quad (2.53)$$

La perméance totale du filtre est déterminée par :

$$P = \sum_{j=1}^{n_{ep}} P_j f_{Pj} \quad (2.54)$$

Soit finalement, en couplant les équations (2.53) et (2.54)

$$P = \sum_{j=1}^{n_{ep}} f_{Pj} \prod_{i=1}^{n_{ef}} P_{(i,j)} \quad (2.55)$$

Ce sont les équations (2.51) et (2.55) qui sont à la base de l'algorithme EFINIT utilisé pour obtenir les valeurs modélisées ci-dessous.

Le tableau 2.13 résume les trois approches.

	Perméance Fractionnelle	Perméance Globale	Remarques
Monodisperse	$P_j = \exp\left(-4\eta_{df,j} \frac{\alpha}{1-\alpha} \frac{Z}{\pi d_f}\right)$	$P = \sum_{j=1}^{n_{cp}} f_{Pj} P_j$	$P_{(i,j)}$ : perméance des particules de diamètre $d_j$ vis-à-vis des fibres de diamètre $d_i$ . $P_{(i,j)} = \exp\left(-4\eta_{i,j} \frac{\alpha_i}{1-\alpha} \frac{Z}{\pi d_i}\right)$ $f_{Pj}$ : fraction numérique de particules de diamètre $d_j$
Parallèle	$P_j = \sum_{i=1}^{n_{cf}} P_{(i,j)} P b_i$	$P = \sum_{j=1}^{n_{cp}} f_{Pj} \sum_{i=1}^{n_{cf}} P_{(i,j)} P b_i$	$P b_i$ : probabilité pour qu'une particule de diamètre $d_j$ se situe en amont d'une fibre de diamètre $d_i$ . Elle est estimée par :
Série	$P_j = \prod_{i=1}^{n_{cf}} P_{(i,j)}$	$P = \sum_{j=1}^{n_{cp}} f_{Pj} \prod_{i=1}^{n_{cf}} P_{(i,j)}$	ou $P b_i = \frac{d_i f_i}{\sum d_i f_i}$ ou $P b_i = \frac{d_i^2 f_i}{\sum d_i^2 f_i}$

Tableau 2.13 : Tableau récapitulatif des expressions de la perméance selon les approches monodisperse, série ou parallèle

Les figures 2.10 et 2.11 illustrent l'incidence de la prise en compte ou non de la distribution granulométrique des fibres sur la perméance fractionnelle du filtre à fibres en suivant l'approche parallèle ou série respectivement. La figure 2.10 représente l'évolution de la perméance en fonction de la taille des particules en prenant un diamètre moyen de fibres  $d_f$  ou en tenant compte de la distribution granulométrique avec une approche parallèle. Nous avons supposé une distribution log-normale caractérisée par un écart type géométrique  $\sigma_g$  et un diamètre géométrique  $d_g$ . Plusieurs distributions granulométriques peuvent conduire à un même diamètre moyen. C'est la raison pour laquelle nous avons testé plusieurs distributions caractérisées par différentes valeurs d'écart-type et diamètre géométriques mais donnant toutes le même diamètre moyen. Pour une distribution log-normale, la relation entre ces différentes grandeurs est donnée par Allen (1981):

$$\ln d_f = \ln d_g + 0.5(\ln \sigma_g)^2 \quad (2.56)$$

Ces comparaisons ont été réalisées avec une épaisseur de filtre de 420  $\mu\text{m}$ , une compacité  $\alpha$  de 0,065, une vitesse de filtration de 5  $\text{cm}\cdot\text{s}^{-1}$  et un diamètre moyen arithmétique de 5,14  $\mu\text{m}$  et une distribution log-normale des fibres. Le modèle d'efficacité utilisé est le modèle LRG composé des contributions de Liu et Rubow (1990) et Gougeon (1994) (cf. tableau 2.12).

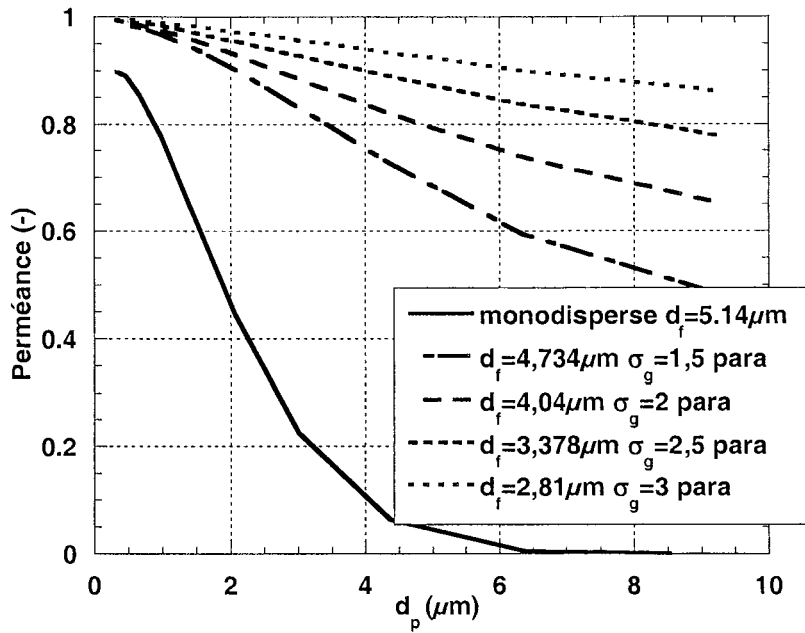


Figure 2.10 : Influence de l'écart type géométrique sur la perméance fractionnelle d'un filtre pour l'approche parallèle

La figure 2.11 présente la même comparaison mais en tenant compte de l'approche série.

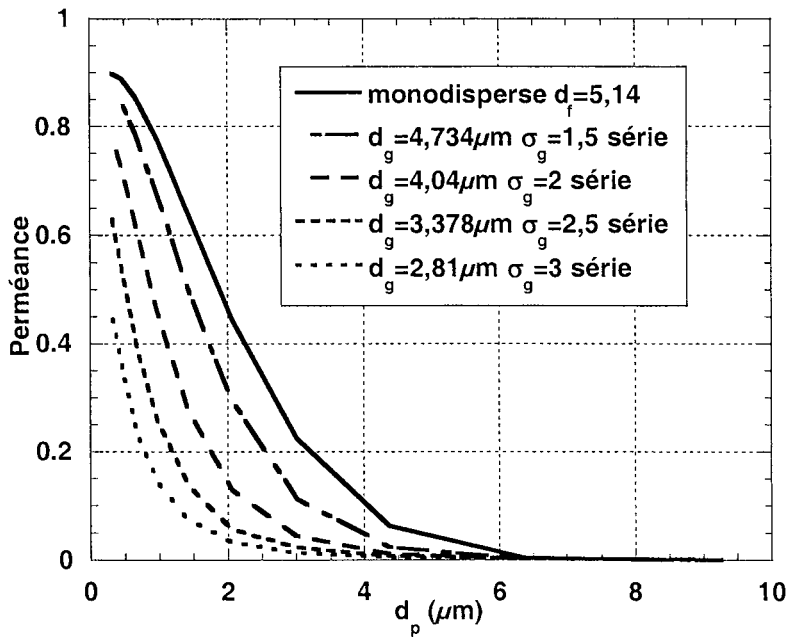


Figure 2.11 : Influence de l'écart type géométrique sur la perméance fractionnelle d'un filtre pour l'approche série

Force est de constater que la prise en compte de la distribution granulométrique dans le calcul de la perméance modifie considérablement la valeur de la perméance fractionnelle. La figure 2.10 montre que pour l'approche parallèle une augmentation de l'écart type géométrique entraîne une augmentation de la perméance. Ceci s'explique par le fait que pour un écart type élevé plus de fibres de grand diamètre sont comprises dans la distribution, fibres qui ont une perméance élevée. Comme les perméances individuelles sont additionnées dans l'approche

parallèle, la perméance totale est plus élevée. Inversement dans l'approche série, pour un écart type élevé, beaucoup de petites fibres (à faible perméance) font partie de la distribution. Comme les perméances individuelles sont multipliées dans l'approche série, la perméance totale résultante est plus faible. Ainsi la perméance est fortement influencée par les fibres de grand diamètre pour l'approche parallèle et par les fibres de petit diamètre pour l'approche série.

### 2.3.3. COMPARAISON MODELE - EXPERIENCE

Dans ce paragraphe nous allons comparer certains de nos résultats expérimentaux aux résultats obtenus en appliquant les différentes approches présentées ci-dessus. Le modèle d'efficacité est le modèle LRG (cf. tableau 2.12). Il a été choisi parmi le grand nombre de modèles qui existent dans la littérature parce qu'il est composé des plus récentes contributions pour chaque mécanisme de collection (diffusion, interception et inertie). De plus ce modèle s'est avéré être le plus proche des résultats expérimentaux dans beaucoup de cas tout comme le modèle de Lee et Liu (1982) duquel est issu le modèle de Liu et Rubow. Le dispositif expérimental de l'INRS a été utilisé pour ces expériences. Son schéma descriptif se trouve dans le chapitre Matériel et méthodes (chapitre 1).

Les expériences ainsi que les calculs des efficacités ont été réalisées selon la norme NF EN 779 (1993). Les efficacités ont été déterminées par des mesures aux compteurs optiques (Lasair 310 ou 1001) en amont et en aval des filtres. L'aérosol test est constitué de latex de polymère ( $d_{50}=0,25\mu\text{m}$  ;  $\sigma_g=1,8$ ) pour trois filtres (Reemay 2033, AX 1923 et AX 4450) et de KCl ( $d_{50}=0,8\mu\text{m}$  ;  $\sigma_g=1,9$ ) pour les deux autres filtres (CAT1 et EU7). Les représentations des perméances sont données en fonction du diamètre optique. Une représentation en fonction du diamètre aérodynamique entraînerait un léger décalage des courbes.

Les comparaisons entre les résultats expérimentaux et les valeurs calculées selon les approches parallèle, série et monodisperse sont résumées dans la figure 2.12.

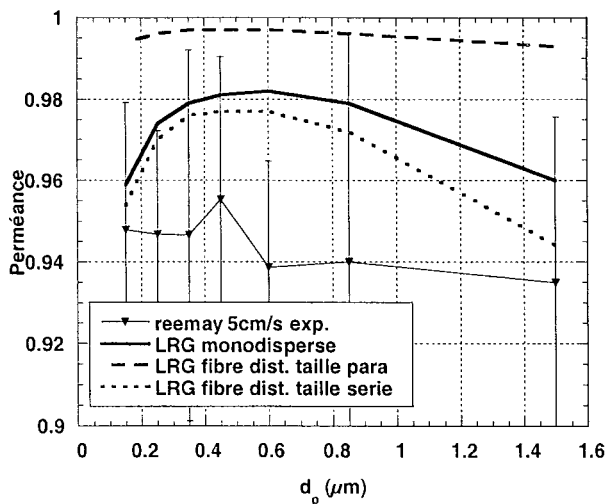


Figure 2.12a: Reemay 2033  $5\text{cm}\cdot\text{s}^{-1}$

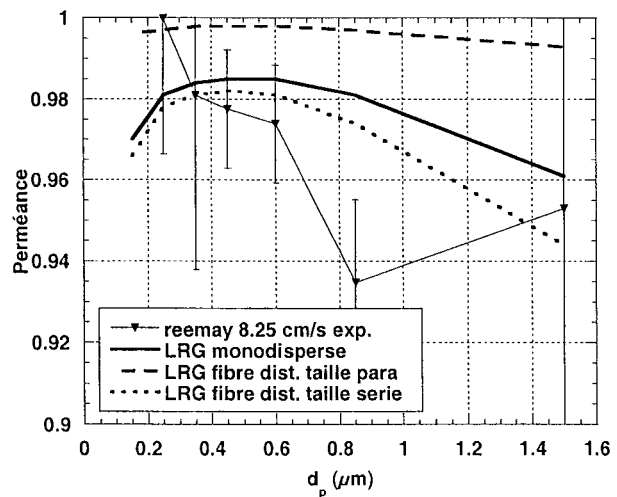


Figure 2.12b: Reemay 2033  $8,25\text{cm}\cdot\text{s}^{-1}$

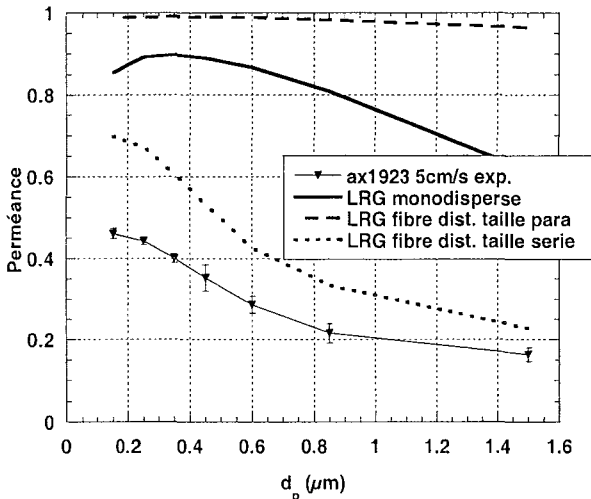


Figure 2.12c: AX 1923 5cm.s<sup>-1</sup>

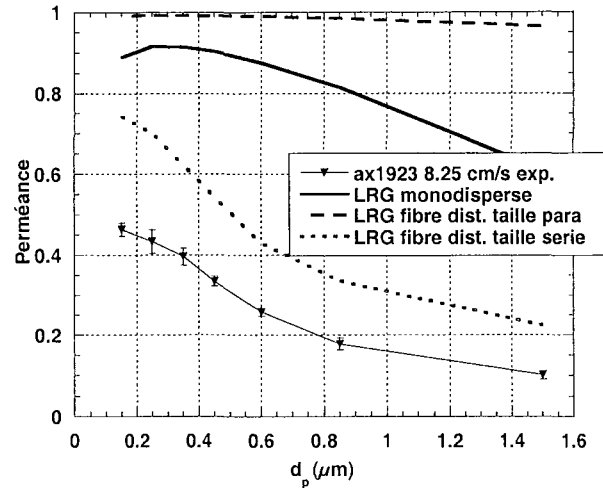


Figure 2.12d: AX 1923 8,25cm.s<sup>-1</sup>

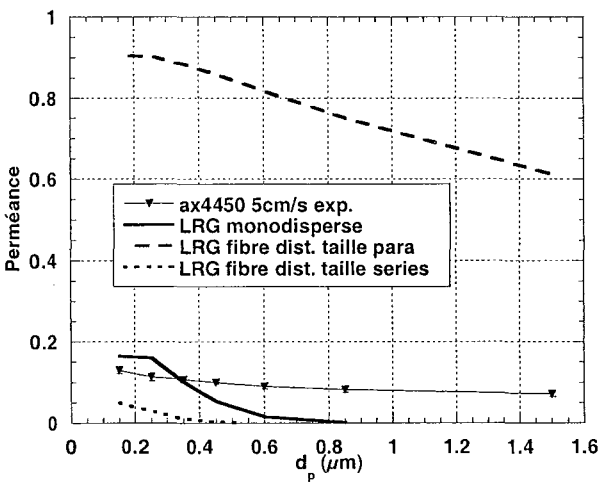


Figure 2.12e: AX 4450 5cm.s<sup>-1</sup>

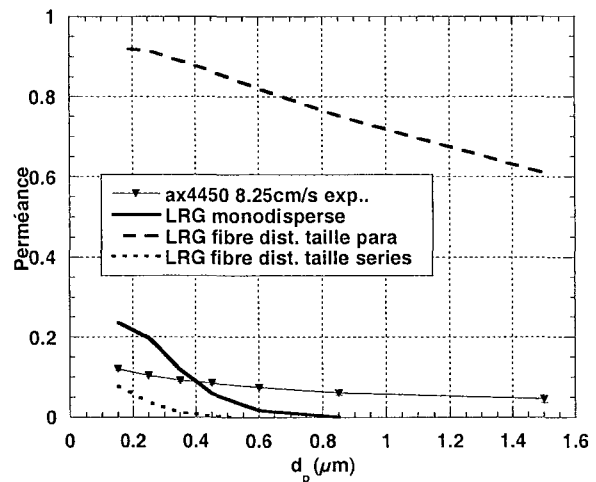


Figure 2.12f: AX 4450 8,25cm.s<sup>-1</sup>

Figure 2.12: Comparaison entre les résultats expérimentaux et le modèle LRG utilisant l'approche monodisperse, parallèle ou série pour trois media filtrants différents

Il est impossible de faire une distinction claire entre les courbes à 5 cm.s<sup>-1</sup> et 8,25 cm.s<sup>-1</sup> car ces deux vitesses ne sont pas assez différentes pour favoriser l'un ou l'autre des mécanismes de capture. Pour des raisons techniques il n'était pas possible de choisir des vitesses dans une gamme plus large sur le banc de filtration utilisé. Les calculs montrent une nette différence entre les modélisations avec le seul diamètre moyen des fibres et celles qui prennent en compte la distribution des tailles de fibres. La figure 2.12 montre clairement que l'approche parallèle ne donne pas de résultats satisfaisants quelle que soit la classe d'efficacité du filtre. L'approche série par contre donne des résultats plus proches des résultats expérimentaux que les valeurs obtenues en exécutant le modèle avec un seul diamètre moyen de fibre (approche monodisperse). Pour un filtre de basse efficacité (figure 2.12a et b), l'approche série donne des résultats largement satisfaisant si on considère l'erreur expérimentale. Pour un filtre de moyenne efficacité (figure 2.12c et d) l'approche série reste toujours la meilleure des trois solutions même si un écart considérable avec l'expérience subsiste. L'approche monodisperse semble se rapprocher le plus de l'expérience pour un filtre de très haute efficacité (figure 2.12e et f) mais l'allure de la courbe résultant de l'approche série ressemble plus à celle de la courbe expérimentale.

D'autres filtres ont été testés avec un aérosol de KCl ( $d_{50}=0,8\mu\text{m}$  ;  $\sigma_g=1,9$ ) et sur une autre gamme de diamètres de particules ( $0,4 - 10 \mu\text{m}$ ). Les résultats sont montrés sur la figure 2.13 ci-dessous.

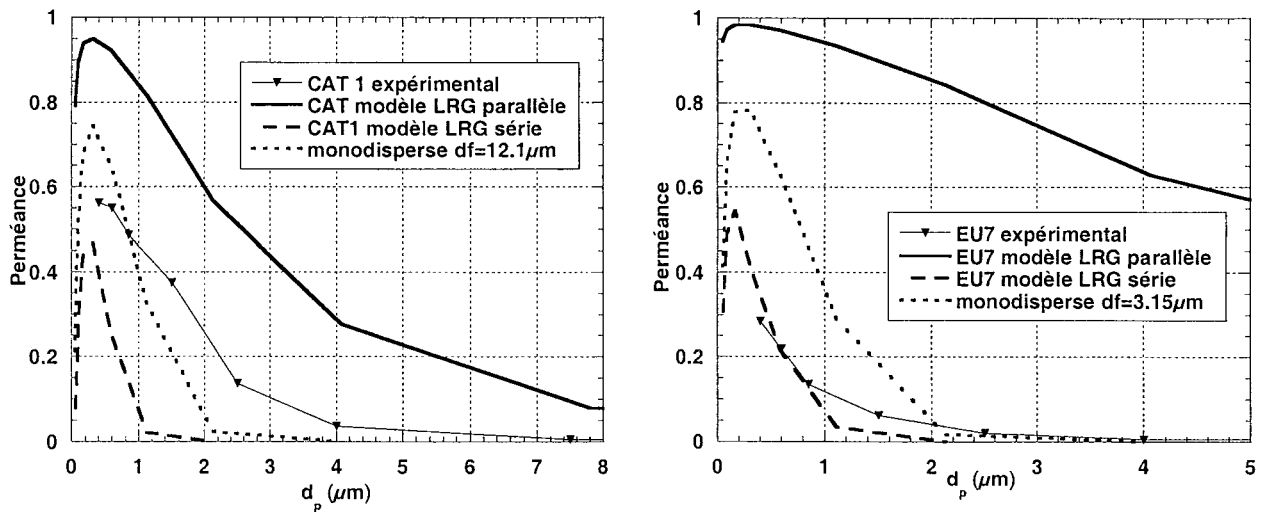


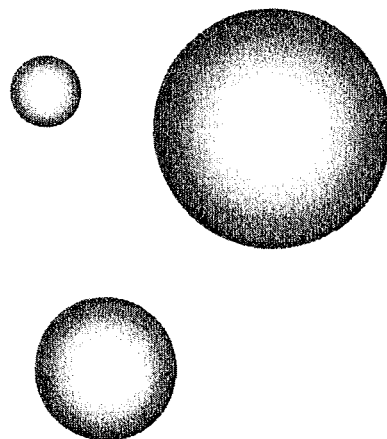
Figure 2.13 : Comparaison entre résultats expérimentaux et approche parallèle et série du modèle LRG pour le filtre CAT 1 (gauche) et EU7 (droite)

La figure 2.13 ci-dessus montre que pour le filtre CAT1 l'approche monodisperse donne les meilleurs résultats comparés à la courbe expérimentale. Ceci n'est guère surprenant si on considère le fait que les fibres du CAT1 sont pratiquement monodisperses. Pour un filtre de meilleure efficacité comme le EU7 par contre, l'approche série donne des résultats plus satisfaisants. Les mêmes conclusions concernant l'approche parallèle que précédemment s'imposent. Les valeurs de la perméance calculées par cette approche sont trop élevées parce que les perméances individuelles sont additionnées.

Ainsi d'une manière générale nous avons pu nous apercevoir pendant ces expériences accompagnées de modélisations que l'approche parallèle n'est pas très prometteuse. En effet elle a donné des résultats insatisfaisants pour tous les filtres testés. En revanche l'approche série pourrait constituer une certaine amélioration de l'approche monodisperse. Elle donne surtout de meilleurs résultats pour des filtres à efficacité élevée. Il apparaît donc que la détermination de l'efficacité d'un filtre, même à l'état vierge, est loin d'être aisée, sans pour autant remettre en cause les valeurs expérimentales déterminées, notamment les diamètres des particules mesurées.

# Chapitre 3

## Filtration des aérosols liquides







### 3.1. ETUDE BIBLIOGRAPHIQUE SPECIFIQUE A LA FILTRATION DES AEROSOLS LIQUIDES

De plus en plus de secteurs industriels prennent conscience du problème que les brouillards d'huile ou les aérosols liquides en général peuvent causer. L'industrie mécanique (brouillards d'huile) (Thornburg (2000), Heitbrink (2000), Piacitelli (2001)), l'industrie agricole (pesticides, produits phytosanitaires) (Hall (2002)) et l'industrie graphique (brouillard d'encre) (Casey (1983), Leon (1994)) sont parmi les plus touchées. En effet, outre les risques d'incendie liés à leur haute inflammabilité mentionnés par Li et al. (2000), les brouillards d'huile sont de plus en plus incriminés dans les problèmes de santé des opérateurs (dermites, asthme, cancer du poumon et de l'appareil digestif (Heitbrink et al. (2000))). En 1991, une étude menée par le US Health Department (1998) montre que les taux de maladies de la peau sont plus élevés dans les entreprises utilisatrices de fluides de coupe. Des problèmes de confort (surfaces glissantes, nuages bleus) ont également été rapportés dans certaines industries. Plus récemment certains sites français ont connu des problèmes avec des legionella présentes dans leurs tours aéroréfrigérantes. Dans ce cas aussi une filtration efficace des gouttelettes d'eau en suspension dans l'air pourrait apporter une solution au problème comme l'indique la lettre des Techniques de l'Ingénieur (2004). Pourtant peu d'études concernant la filtration des aérosols liquides ont été publiées. Ce manque de données est en paradoxale contradiction avec une demande de plus en plus forte des industriels et législateurs concernés.

En règle générale, trois processus physiques de création d'aérosols sont considérés :

- Atomisation mécanique : à des vitesses de rotation très rapides le liquide qui entre en contact avec une pièce tournante acquiert une énergie mécanique telle qu'il se voit projeté en fines gouttelettes ou éclaboussures (Gunter & Sutherland (1999), INRS (1998)). Thornburg & Leith (2000) font la différence entre les gouttelettes générées par impaction et celles créées par la force centrifuge.
- Evaporation – condensation : à des températures assez élevées une partie du liquide se vaporise pour se recondenser spontanément autour de nuclei liquides ou solides hors de la zone chaude.
- Entraînement d'un gaz : dans tous les contacteurs gaz – liquide (tours de lavage, colonnes à plateaux, tours de refroidissement, etc.) le gaz en mouvement peut entraîner des gouttelettes de liquide.

Ainsi, en raison de ces modes de génération très spécifiques et contrairement à la filtration des aérosols solides où la perte de charge et l'efficacité augmentent avec la masse de particules collectées, la filtration des aérosols liquides génère des évolutions très différentes.

Mais avant de s'intéresser à l'évolution de la perte de charge et de l'efficacité en filtration des aérosols liquides, il est important d'appréhender l'interaction entre une fibre et une ou plusieurs gouttes. Nous allons d'abord considérer les différentes formes de gouttes déposées sur des fibres, ensuite le dépôt d'une goutte sur une fibre avant de nous intéresser à l'écoulement d'une goutte autour d'un obstacle.

### 3.1.1. INTERACTION FIBRE-GOUTTE

L'interaction entre une fibre du filtre et une gouttelette capturée est une des clefs principales du procédé de filtration des aérosols liquides. Particulièrement le devenir de la gouttelette une fois capturée sur la fibre est d'une importance capitale. Il est tout d'abord indispensable de se pencher sur la question de l'angle de contact entre une gouttelette et une fibre et donc de la forme de la goutte. Beaucoup d'auteurs ont étudié ce problème.

Boße et al. (1982) signalent que l'efficacité d'un filtre dépend de l'angle de contact entre le liquide et la fibre. Selon les mêmes auteurs, les résultats d'efficacité obtenus avec un liquide mouillant ne peuvent pas être généralisés à des liquides ayant des angles de contact supérieurs à  $0^\circ$ .

Minor (1959) est le premier à identifier trois configurations du liquide sur une fibre :

- un film de liquide qui entoure complètement la fibre
- une goutte allongée symétrique ou « ondoloïde »
- une goutte sphérique qui n'entoure pas la fibre

Pour un angle de contact relativement petit la goutte prend une forme symétrique ondoloïde autour de la fibre. Pour un angle de contact plus élevé ( $> 60^\circ$ ), la goutte perd sa symétrie par rapport à la fibre. Il précise également que l'angle de contact peut être calculé en utilisant l'équation de Young modifiée pour la phase vapeur.

$$\gamma_{SA} = \gamma_{SL} + \gamma_{LA} \cos \theta \quad (3.1)$$

avec S, L, A les indices concernant le solide, le liquide et l'air respectivement,  $\gamma$  la tension interfaciale et  $\theta$  l'angle de contact.

De même Carroll (1985) conclut suite à des considérations théoriques que la pression de Laplace  $\Delta P$  entre intérieur et extérieur de la goutte quel que soit le point au sein de la goutte.

$$\Delta P = \gamma \left( \frac{1}{R_1} + \frac{1}{R_2} \right) = \frac{2\gamma}{x_1} \left( \frac{n - \cos \theta}{n^2 - 1} \right) \quad (3.2)$$

avec  $R_1, R_2$  les rayons de courbure de la goutte

$$n = \frac{x_1}{x_2}$$

$x_1$  le rayon de la fibre

$x_2$  le rayon de la goutte

$\gamma$  la tension superficielle

Ainsi la configuration de la goutte est déterminée uniquement par l'angle de contact.

Briscoe (1991) propose une troisième configuration dans laquelle le liquide enveloppe la fibre sans pour autant posséder un axe de symétrie avec cette dernière appelée « clam-shell ». Contrairement à Carroll, Briscoe (2000) considère que l'augmentation de la tension superficielle, du diamètre des fibres, de l'angle de contact ou la diminution du volume de la

gouttelette favorise la configuration où la goutte n'entoure pas la fibre (tableau 3.1). Le facteur déterminant de la configuration de la goutte sur la fibre reste cependant ici aussi l'angle de contact.

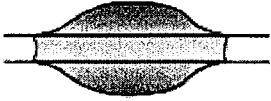
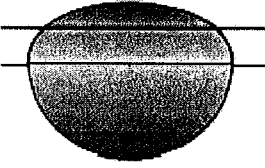
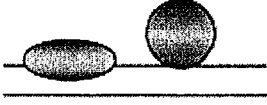
		
Configuration I : ondoloïde	Configuration II : 'clam-shell'	Configuration III
Symétrie axiale par rapport à la fibre	La goutte entoure la fibre sans avoir d'axe de symétrie avec elle	La goutte est déposée sur la surface de la fibre formant une sphère pour un liquide non-mouillant
↗ angle de contact	Configuration I →	Configuration III
↗ tension superficielle	Configuration I →	Configuration III
↗ diamètre de fibres	Configuration I →	Configuration III
↘ volume de la goutte	Configuration I →	Configuration III

Tableau 3.1 : Les trois configurations de gouttes et l'influence des caractéristiques physiques sur leur transformation (d'après Briscoe (2000))

Mc Hale et Newton (2002) présentent la figure 3.1 indiquant les différentes zones de présence théoriques des gouttelettes sous leur forme ondoloïde ou 'clam-shell' en fonction de l'angle de contact et du rapport des rayons de la gouttelette  $x_2$  et de la fibre  $x_1$ . La courbe de métastabilité désigne la frontière entre les gouttelettes de forme ondoloïde (au-dessus de la courbe) et les gouttelettes de forme 'clam-shell' (en dessous de la courbe).

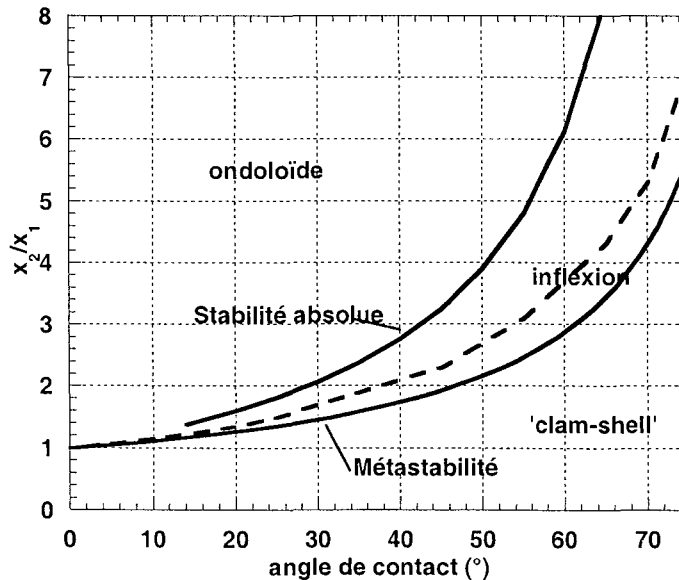
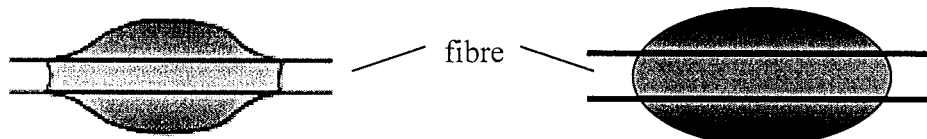


Figure 3.1 : Zones de présence théoriques des différentes configurations de gouttes sur une fibre en fonction de l'angle de contact et du rapport des diamètres de goutte et de fibre.

En d'autres termes, si le volume de la goutte augmente (déplacement vers les ordonnées élevées) ou si l'angle de contact diminue (déplacement vers les petites abscisses), la configuration préférentielle de la goutte est la forme ondoloïde. Inversement, pour des petits volumes de gouttes ou des angles de contact élevés, la forme 'clam-shell' est plus probable. La courbe en pointillé caractérise la zone au-dessus de laquelle les auteurs ont trouvé des gouttelettes ondoloïdes possédant un point d'inflexion dans leur profil (figure 3.2). La courbe de stabilité absolue désigne l'endroit où l'énergie libre de surface est la plus basse pour un volume et un angle de contact donnés. La courbe de métastabilité désigne également la stabilité maximale des gouttes contre des perturbations. Il faut noter que dans notre cas, les gouttes d'huile sont très souvent submicroniques et mouillent les fibres ; on se situe alors dans l'extrémité en bas à gauche de la figure 3.1.



Ondoloïde avec point d'inflexion                      Ondoloïde sans point d'inflexion  
 Figure 3.2 : Schéma des types de gouttes ondoloïdes avec ou sans point d'inflexion

Plusieurs auteurs se sont intéressés à l'étalement éventuel d'une goutte capturée. Ainsi Joanny (1985) démontre théoriquement que pour qu'une goutte s'étale sur un fil, il faut que les deux aient des diamètres du même ordre de grandeur. Sinon la goutte ne s'étale pas, mais est seulement perturbée sur une zone proche du film et forme un « ondoloïde ». La fibre étant un objet unidimensionnel, elle n'offre qu'une petite surface à la goutte. Celle-ci gagnerait très peu d'énergie en s'étalant alors qu'elle en perdrait beaucoup en s'écartant de sa forme sphérique.

Brochard (1986) montre qu'une gouttelette s'étale sur une fibre uniquement si son pouvoir d'étalement défini par  $S = \gamma_{LA}(\cos\theta - 1)$  est supérieur à une valeur critique  $Sc$  définie par

$$Sc = \frac{3}{2} \gamma_{LA} \left( \frac{2a}{d_f} \right)^{2/3} \text{ pour un diamètre de goutte } d_g \gg \text{ au diamètre de la fibre } d_f$$

$$Sc = \frac{3}{2} \gamma_{LA} \left( \frac{2a}{d_f} \right)^{2/3} \left( 1 - 2 \frac{d_f}{d_g} \right) \text{ pour un diamètre de goutte } d_g \approx \text{ diamètre de la fibre}$$

où  $a$  est une longueur moléculaire qui peut être estimée par  $\sqrt{\frac{A}{6\pi\gamma_{LA}}}$

avec  $A$  la constante de Hamaker du liquide utilisé.

Suite à ces considérations de forme et d'étalement de la goutte, plusieurs auteurs se sont intéressés à la suite logique : l'écoulement de la goutte sur la fibre.

Roe (1975) pour sa part décrit le procédé spontané de transformation du film en gouttelettes ('beading'). L'auteur signale que ce processus dépend de la viscosité du liquide et du rapport épaisseur du film liquide par diamètre de fibre.

Briscoe (1991) propose un mécanisme d'agrandissement des gouttes. Selon lui les petites gouttelettes sont capturées par la fibre et ensuite 'absorbées' par une autre goutte déjà présente sur la fibre qui grossit ainsi.

Il faut noter que la plupart de ces études considèrent des systèmes statiques (sans flux d'air) en particulier de gouttes déposées sur un support plan. Des gouttes sur une fibre cylindrique qui subissent un flux d'air pourraient se comporter très différemment.

Mullins et al. (2004) ont trouvé que les gouttelettes s'écoulent vers le bas des fibres en emmenant avec elles toutes les autres gouttelettes sur le passage. Ce mécanisme ressemble donc beaucoup à celui décrit par Briscoe (1991). Les auteurs ont également observé des écoulements en film autour de la fibre, quoique beaucoup plus rares parce qu'ils sont généralement transformés en gouttelettes par l'instabilité de Rayleigh. Ils mentionnent également que les films s'écoulent toujours vers le bas alors que les gouttelettes peuvent migrer vers le haut (figure 3.3) en présence d'un flux d'air (qui va de gauche à droite dans cet exemple). Ceci est dû à la prédominance de la gravité pour le film et la force de traînée occasionnée par le flux sur la gouttelette.

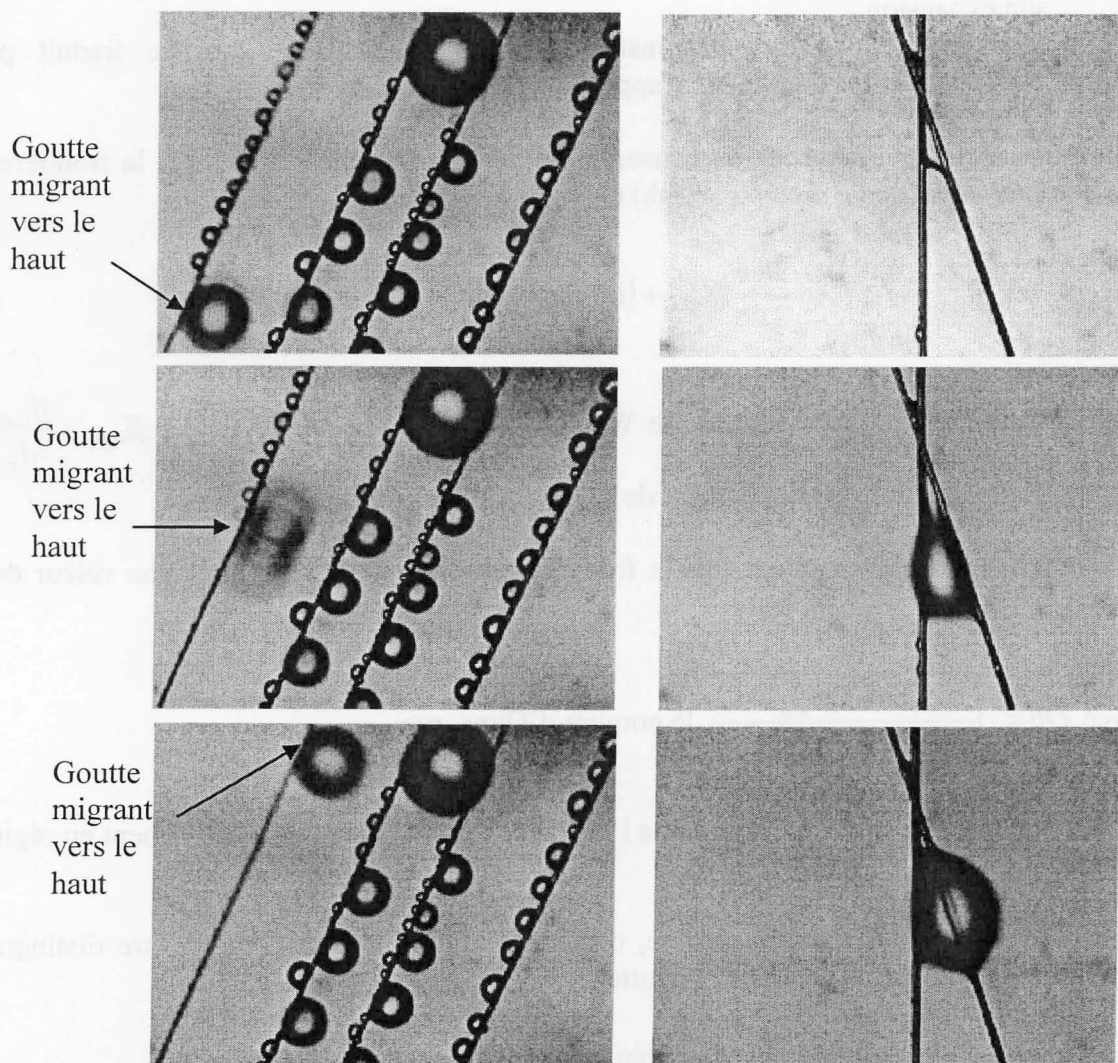


Figure 3.3 : Ecoulement de gouttelettes vers le haut (gauche) et de film vers le bas (droite) (Mullins (2004))

Duplantier (2001) s'intéresse à la dispersion d'un gaz liquéfié en présence d'obstacles, notamment des obstacles plans ou des films liquides. Il classe ainsi les impacts de gouttelettes sur des obstacles en deux catégories :

- impacts sur une surface sèche
- impacts sur un film liquide

Selon l'auteur, lorsqu'une goutte vient s'impacter sur une surface sèche, deux phénomènes peuvent se produire :

- la déposition survient lorsque les conditions énergétiques de l'impact sont faibles. Dans ce cas la goutte va se répandre complètement sur le plan. Ce phénomène est à la base de la formation des films liquides.

- le splash survient lorsque l'impact est plus énergétique. Le processus de déformation suit alors les étapes suivantes :

- quand la goutte touche la surface, un film liquide se répand
- une couronne liquide se crée au-dessus du film
- le débit de liquide alimentant le film diminue ce qui amincit la couronne qui poursuit son expansion

Cet amincissement entraîne une instabilité dans la couronne qui se traduit par sa fragmentation en petites gouttelettes, appelées 'gouttes secondaires'.

Selon une approche théorique de conservation de la masse et de l'énergie, la frontière entre ces deux régimes (déposition ou splash) est régie par l'expression (3.3) :

$$\frac{3We}{2Re} \beta_{\max}^4 + (1 - \cos \theta) \beta_{\max}^2 - \left( \frac{We}{3} + 4 \right) = 0 \quad (3.3)$$

avec  $We = \frac{\rho_{liq} d_g U_{goutte}}{\gamma}$  le nombre de Weber,  $Re$  le nombre de Reynolds,  $\beta_{\max} = \frac{d_{\max}}{d_g}$  avec

$d_{\max}$  le diamètre maximal d'étalement de la goutte,  $\theta$  l'angle de contact

Une approche expérimentale a fixé la frontière entre les deux régimes à une valeur de 57,7 pour le paramètre  $K = Oh \cdot Re^{1,25}$

Avec  $Oh = \sqrt{\frac{3(1 - \cos \theta) \beta_{\max}^2 - 12}{Re^2 - 4,5 \beta_{\max}^2 Re}}$  le nombre d'Ohnsorge

Il peut être remarqué qu'en filtration de l'air on se trouve presque exclusivement en régime de déposition.

Lors d'un impact sur un film liquide, quatre régimes d'impact peuvent être distingués en fonction du nombre de Weber de la goutte :

- Si  $We < 5$  : la goutte est 'capturée'  
Si l'énergie d'impact est très faible, la goutte 'colle' à la surface du film liquide en gardant sa forme sphérique. Il a été déterminé expérimentalement que ce régime se produit pour des nombres de Weber très faibles. Il est considéré que les gouttes

impactant le film se répandent totalement dans le film liquide. C'est le régime le plus fréquemment rencontré en filtration des aérosols liquides. En effet, nos valeurs du nombre de  $We$  sont typiquement inférieurs à l'unité.

- Si  $5 < We < 10$  : régime de coalescence partielle  
La goutte peut rebondir sur le film du fait de la présence d'une couche d'air prise entre la goutte et le film. Quand la goutte rebondit sur la surface, il existe une surface de contact temporaire si bien que l'échange de matière est possible.
- Si  $10 \leq We \leq 18^2 d_p \left( \frac{\rho_{liq}}{\gamma} \right) \nu_{liq}^{0,25} f^{0,75}$  : régime de coalescence

Avec  $\nu$  la viscosité cinématique du liquide,  $\gamma$  la tension superficielle du liquide et  $f$  la fréquence des gouttes impactantes.

- Si  $We \geq 18^2 d_p \left( \frac{\rho_{liq}}{\gamma} \right) \nu_{liq}^{0,25} f^{0,75}$  : régime de splash

Un phénomène de splash se produit du fait d'une énergie d'impact élevée. Après l'impact de la goutte, un cratère est formé ce qui crée une couronne de liquide à sa périphérie. Le liquide contenu dans cette couronne devient instable et se fragmente en de nombreuses gouttes secondaires.

L'amélioration et l'affinage des mécanismes de capture et du comportement du liquide au sein du filtre passeront vraisemblablement par ces considérations physico-chimiques ci-dessus dans l'avenir, même si dans le présent travail ils ne sont utilisés qu'indirectement.

### 3.1.2. INTERACTION FILTRE – AEROSOL LIQUIDE

Après nous être intéressés au comportement physico-chimique d'une goutte de liquide sur une fibre, ce qui constitue la version la plus simplifiée de la filtration des aérosols, on peut maintenant passer à des considérations plus proches du génie des procédés, i.e. au comportement d'un filtre en présence d'un aérosol liquide. En effet le colmatage d'un filtre avec des aérosols liquides est un processus très complexe dû au comportement et à la nature du liquide collecté comme le montre la figure 3.4 établie par Raynor (2000).

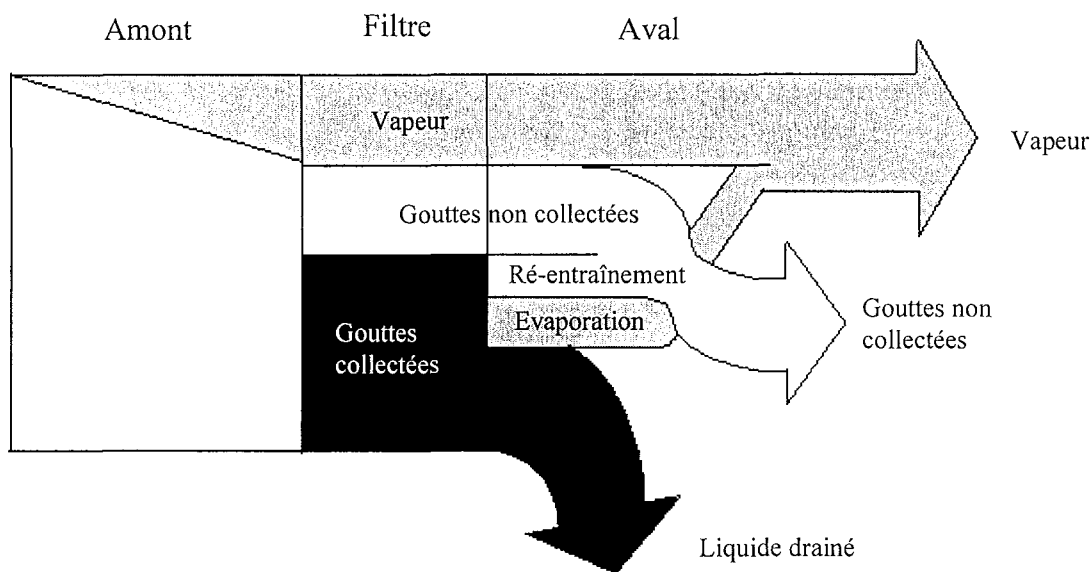


Figure 3.4 : Comportement schématique d'un aérosol liquide filtré (d'après Raynor (2000))

- Une partie des gouttelettes s'évapore en amont du filtre et passe à travers sans rencontrer d'obstacle. Le taux d'évaporation dépend de la température ambiante, de la composition chimique de l'aérosol, de sa tension de vapeur, de sa granulométrie et du degré de saturation de l'air en vapeurs comme l'ont montré Cooper et al. (1996) et Volckens et al. (2000)). Cooper et al. (1996) ont estimé la perte de liquide par évaporation à environ 8% dans un cas concret industriel.
- Une partie des gouttelettes passe à travers le filtre sous forme liquide. La proportion de cette partie dépend essentiellement de la qualité du medium filtrant. Plus l'efficacité du medium filtrant est élevée, moins cette partie sera importante.
- Des gouttelettes déjà collectées sur les filtres peuvent être ré-entraînées par le flux d'air. Il semble cependant que ce phénomène ne soit quantifiable que pour des vitesses de filtration très élevées. Babut (2002) a également observé un bullage sur la face aval du filtre.
- Le liquide filtré peut également s'évaporer à partir du filtre. Ce phénomène dépendra de la volatilité de l'aérosol ainsi que de la température et de la saturation de l'air (Cooper et al. (1996), Volckens et al. (2000), Raynor et Leith (1999)). Simpson et al.(2000) ont montré que pour des liquides ayant une viscosité cinématique supérieure à  $1,8 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$  ou un point de flash supérieur à  $180^\circ\text{C}$ , le taux d'évaporation est considérablement réduit.
- Le liquide capturé par le filtre va drainer vers le bas du medium filtrant en grande partie. Une partie du liquide reste emprisonnée dans le medium filtrant indéfiniment par les forces de capillarité.

Au vu de ces considérations, nous avons décidé de n'utiliser que des liquides dont les propriétés minimisent les difficultés expérimentales et de compréhension.

### 3.1.2.1. Evolution du dépôt de liquide sur le filtre lors du colmatage

Un grand nombre d'expériences de colmatage de filtres à fibres avec des aérosols liquides réalisées au laboratoire (Pénicot (1998), Simao (1999), Mailfert (2001)) ont permis de distinguer l'allure de la perméance et de la perte de charge. Des observations au microscope



électronique à balayage ont ensuite permis de décrire phénoménologiquement les différents stades de la filtration (Contal et al., 2001). Quatre stades ont ainsi pu être distingués pour un filtre THE.

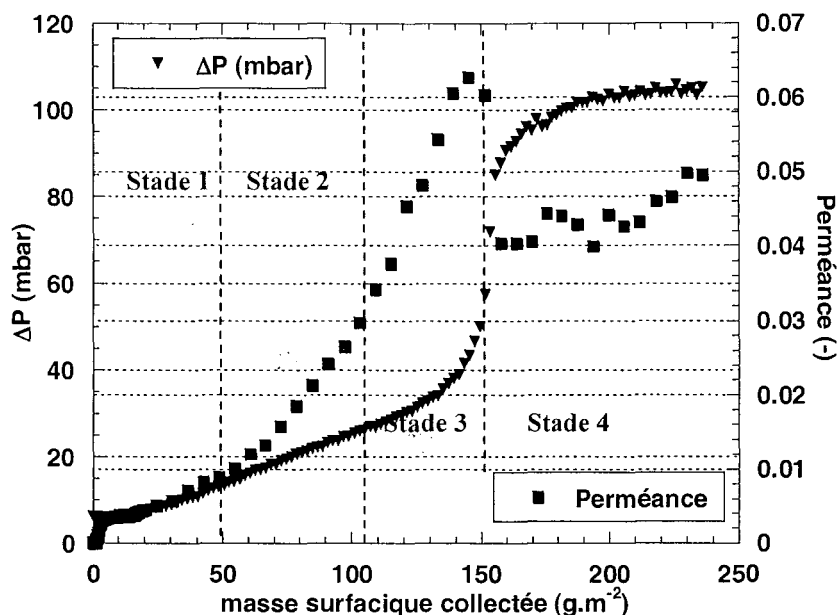


Figure 3.5 : Evolution de la perte de charge et de la perméance pendant le colmatage par un aérosol liquide.

- Premier stade : les gouttelettes collectées se déposent sous forme de perles sur les fibres ce qui a deux conséquences :
  - une augmentation de la perte de charge due à l'augmentation de la surface de frottement due aux gouttelettes qui se posent sur les fibres
  - une augmentation exponentielle de la perméance due à une diminution de la surface effective de collection des fibres due aux gouttelettes qui ont déjà été collectées sur les fibres
- Deuxième stade :
 

Caractérisé par un point d'inflexion sur la courbe de la perte de charge. Après ce point d'inflexion, plus ou moins marqué selon les filtres, les conditions opératoires et la nature de l'aérosol, la montée de la perte de charge est moins rapide qu'avant. Trois explications ont été avancées pour expliquer ce phénomène :

  - la coalescence des gouttelettes déposées sous formes de perles
  - le mouillage des fibres par le liquide
  - la redistribution du liquide collecté à l'intérieur du filtre proposée par Walsh et Stenhouse (1996)

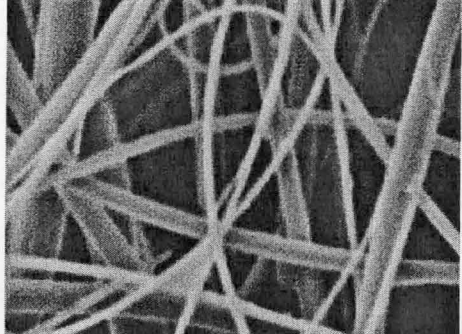
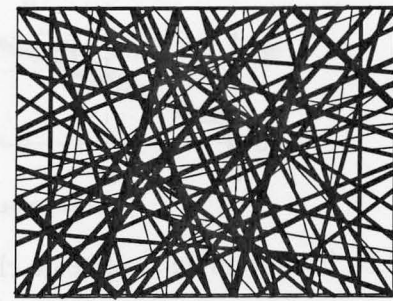
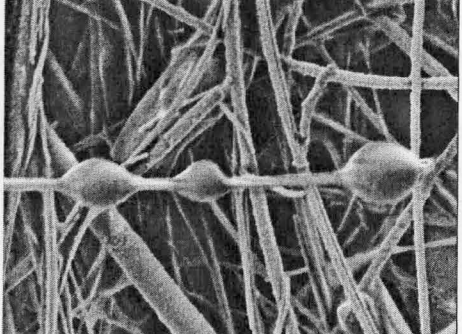
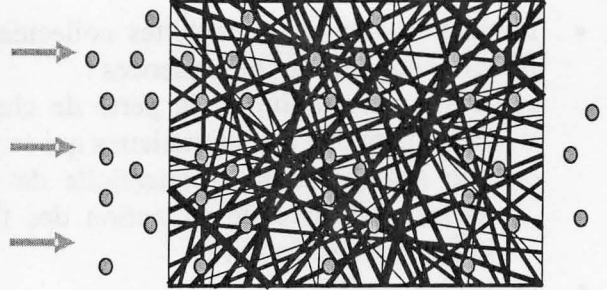
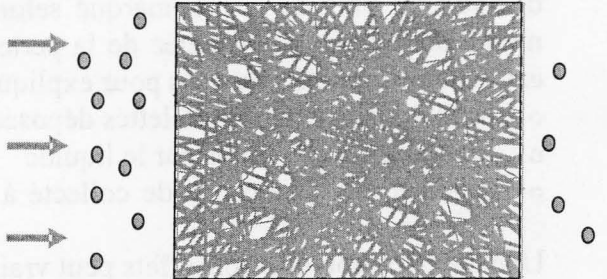
Une combinaison des trois effets peut vraisemblablement expliquer ce stade.
- Troisième stade :
 

Des ponts liquides, voire un film liquide, commencent à se former aux interstices des fibres du filtre. Ainsi la résistance à l'écoulement augmente de façon significative et engendre une augmentation exponentielle de la perte de charge. Cette diminution de la surface de passage pour le fluide entraîne une forte augmentation de la vitesse interstitielle qui provoque une diminution de la perméance en favorisant le mécanisme de l'impaction. Ceci est surtout valable pour des particules de grande taille. En effet pour des particules captées par diffusion l'évolution inverse devrait être observée.
- Quatrième stade :

A la fin du colmatage, la majorité des interstices sont remplis de liquide et un film se forme à la surface du filtre. Collection du liquide et drainage s'équilibrent alors pour aboutir à un état pseudo-stationnaire où la perte de charge et la perméance sont constantes.

Cette description phénoménologique a été élaborée pour des filtres de haute efficacité. On peut se demander si des filtres de moyenne efficacité présentent la même évolution de la perméance au cours de la filtration. Il en va de même pour l'aérosol : on doit s'attendre à des évolutions différentes pour des aérosols très différents.

Afin de mieux comprendre les phénomènes mis en jeu et de pouvoir expliquer l'allure des courbes de colmatage, des observations au microscope électronique à balayage de la surface des filtres et des schémas explicatifs ont été réalisés à différents instants de la filtration. Ces illustrations sont présentées sur le figure 3.6.

Filtre vierge		
Stade 1		
Stade 2	<p>Le stade 2 n'étant constitué que d'un seul point, il est très difficile d'en prendre une photo au microscope électronique.</p>	

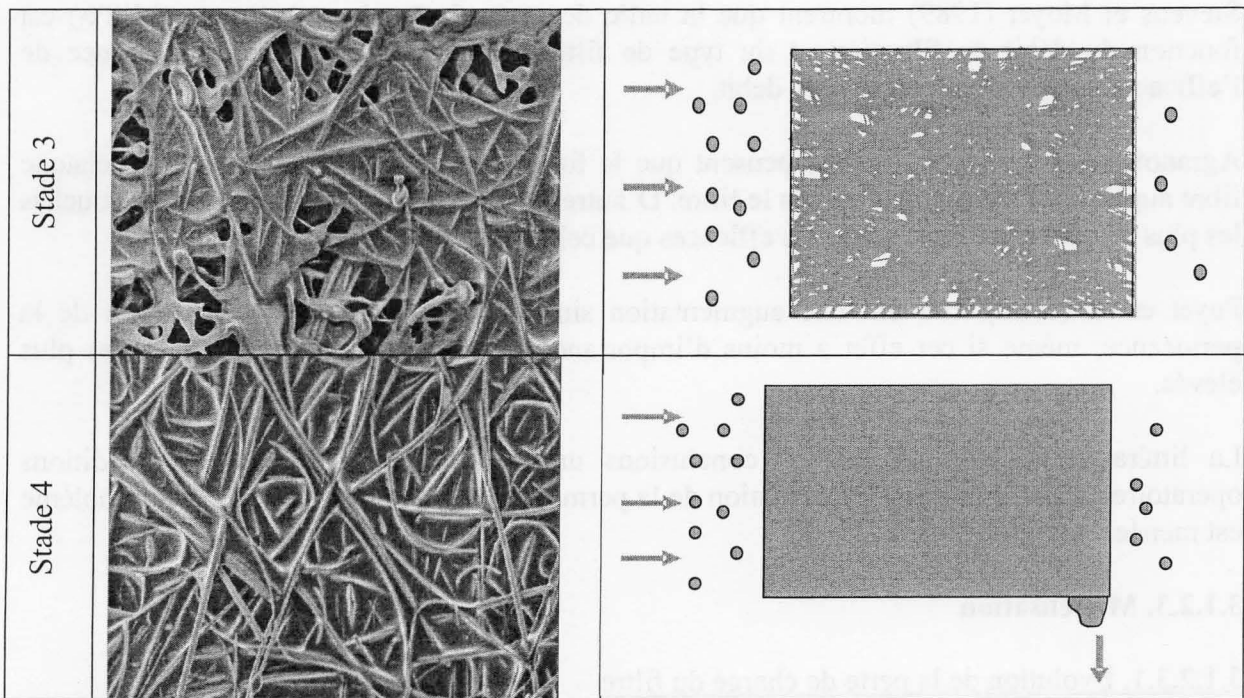


Figure 3.6 : Evolution du dépôt de liquide sur le filtre pendant les quatre étapes de colmatage

Les photographies montrent que dans la première étape de filtration le dépôt est constitué de gouttelettes déposées autour des fibres (Stade 1) ; puis les perles grossissent et se rejoignent pour former des ponts à l'intersection des fibres (Stade 2). En fin de colmatage, la plupart des interstices sont comblés et ces ponts se rassemblent afin de former un film liquide sur la surface du filtre (Stades 3 et 4).

### 3.1.2.2. Evolution de l'efficacité d'un filtre

Un certain nombre de travaux concernant l'évolution de l'efficacité ont été publiés. Malheureusement il est très difficile de les comparer entre eux du fait qu'ils utilisent une gamme très variée de filtres et de liquides.

Osaki et Kanagawa (1989) montrent une évolution parabolique de l'efficacité d'un filtre THE présentant un minimum d'efficacité avec le diamètre de particule. Les auteurs ont étudié l'influence de concentrations élevées, d'une température élevée, de l'humidité de l'air, de la résistance à un choc mécanique, de débits élevés, de phénomènes sismiques. Toutefois ils n'ont pas considéré l'évolution de l'efficacité avec la durée de filtration.

Boundy et al. (2000) constatent une efficacité constante pendant toute la durée de filtration pour des filtres en métal et une diminution de l'efficacité pour une filtration de particules submicroniques par des filtres de moyenne efficacité.

Conder et Liew (1989) affirment que l'efficacité ne diminue qu'en régime de capture par diffusion pour des compacités de filtres très faibles. Les auteurs expliquent ceci par l'effet de la distribution du liquide au sein du filtre sur les mécanismes de collection. Dans tous les autres cas, les auteurs montrent que l'efficacité augmente pendant la filtration parce que le liquide collecté augmente l'efficacité unitaire de capture en augmentant la compacité effective.

Stevens et Moyer (1989) montrent que la taille de particule la plus pénétrante (MPPS) est fonction du débit de filtration et du type de filtre. Ils ont observé une décroissance de l'efficacité avec l'augmentation du débit.

Agranovski et Braddock (1998) pensent que la formation d'un film de liquide sur chaque fibre augmente l'efficacité à travers le filtre. D'autre part les auteurs montrent que les couches les plus en aval d'un filtre sont plus efficaces que celles plus en amont.

Payet et al. (1992) trouvent une augmentation simultanée de la perte de charge et de la perméance, même si cet effet a moins d'importance pour des diamètres de particules plus élevés.

La littérature n'apportant pas de conclusions unanimes sur l'influence des conditions opératoires de la filtration sur l'évolution de la perméance, une étude détaillée de ce problème est menée dans le chapitre 3.2.

### 3.1.2.3. Modélisation

#### 3.1.2.3.1. Evolution de la perte de charge du filtre

Très peu de travaux ont été publiés concernant la modélisation de l'évolution de la perte de charge d'un filtre au cours d'une filtration d'aérosols liquides.

Liew et Conder (1985) proposent la relation suivante pour estimer la perte de charge d'un filtre en régime permanent.

$$\Delta P_{\text{équilibre}} = \Delta P_0 \left[ 1,09 \left( \alpha \frac{Z}{d_f} \right)^{-0,561} \left( \frac{U_f \mu}{\gamma_{LV} \cos \theta} \right)^{-0,477} \right] \quad (3.4)$$

Cette corrélation valable en phase stationnaire a été établie pour des filtres en fibre métalliques de compacité comprise entre 0,076 et 0,142 ayant un diamètre de fibre entre 4 et 22  $\mu\text{m}$  et pour un aérosol de géranol. Elle reste toutefois empirique avec toutes les précautions d'usage que cela engendre. De plus cette relation est difficilement exploitable à cause de l'angle de contact qu'elle fait intervenir. En effet cette grandeur est particulièrement difficile à déterminer, surtout sur un objet cylindrique comme une fibre.

Davies (1973) propose de modifier son propre modèle de perte de charge en remplaçant le diamètre de fibre par le diamètre de fibre mouillé :

$$d_{f_{\text{mouillé}}} = d_f \sqrt{1 + \frac{m_{\text{liq}}}{\Omega \rho_{\text{liq}} Z \alpha}} \quad (3.5)$$

ainsi que la compacité par la compacité du filtre mouillé :

$$\alpha_{\text{mouillé}} = \alpha + \frac{m_{\text{liq}}}{\Omega \rho_{\text{liq}} Z} \quad (3.6)$$

Ce modèle valable en phase transitoire suppose que le liquide utilisé mouille parfaitement les fibres et soit réparti uniformément au sein du filtre. Ce modèle estime la perte de charge de manière satisfaisante en début de colmatage. Il est beaucoup plus simple d'utilisation que le modèle de Liew et Conder qui nécessite de connaître la tension superficielle et l'angle de contact du liquide utilisé.

### 3.1.2.3.2. Evolution de la perméance du filtre

Contrairement à la modélisation de l'efficacité initiale d'un media filtrant où les modèles abondent dans la littérature, seuls trois modèles ont pu être identifiés concernant la modélisation de la perméance dynamique. Les trois modèles supposent que le liquide est réparti uniformément au sein du medium filtrant.

Payet et al. (1992) trouvent une augmentation de la perméance avec la perte de charge, même si cet effet a moins d'importance pour des diamètres de particules plus élevés. Elle considère que la formation de ponts liquides entre les fibres et aux intersections conduit à une diminution de la surface efficace de collection. La compacité initiale  $\alpha$  est donc remplacée par  $\alpha(1 - S(1 - \alpha))$  où S est la fraction du vide remplacé par le liquide.

Gougeon et al. (1994) montrent que la perméance augmente durant les premiers stades de la filtration pour diminuer ensuite, cette diminution étant plus importante pour des vitesses de filtration ou des diamètres de particule plus élevés. Selon l'auteur, l'augmentation du diamètre de fibre est responsable de l'augmentation de perméance. Il n'est cependant pas tenu compte de l'augmentation consécutive de la compacité.

Raynor et Leith (2000) trouvent que l'efficacité décroît pendant la filtration de particules submicroniques ( $d_p < 1\mu\text{m}$ ) mais augmente pour des particules microniques ( $d_p > 1\mu\text{m}$ ). Les auteurs soutiennent également que l'efficacité peut être prédite en modifiant les théories d'efficacité de fibre unique en prenant en compte l'augmentation de la vitesse interstitielle et en enlevant certaines fibres de l'efficacité de collection parce qu'elles sont recouvertes de liquide. Ils supposent que le liquide collecté se dépose sur les fibres sous forme de gouttelettes sphériques. Il peut ainsi calculer la fraction des fibres non recouverte de liquide, la fraction recouverte de gouttelettes liquides ayant une efficacité nulle.

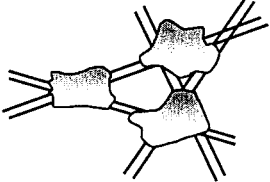
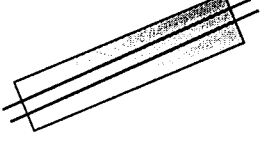
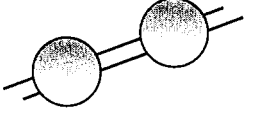
Auteur	Figures	Expression de la perméance	Commentaires
Payet (1992)		$P = \exp \left[ - \frac{4\eta\alpha(1-S(1-\alpha))Z}{\pi[1-\alpha(1-S(1-\alpha))]d_f} \right]$	Le calcul de $\eta$ fait intervenir la vitesse interstitielle
Gougeon (1994)		$P = \exp \left[ - \frac{4\eta\alpha d_{f_{\text{mouillé}}}}{\pi(1-\alpha)d_f^2} \right]$ $d_{f_{\text{mouillé}}} = d_f \sqrt{1 + \frac{m_{\text{liq}}}{\Omega\rho_{\text{liq}}Z\alpha}}$	Le calcul de $\eta$ fait intervenir la vitesse interstitielle et le diamètre de fibre mouillée. Le calcul de P ne fait pas intervenir la compacité réelle du filtre (fibre + liquide)
Raynor (2000)		$P = \exp \left[ - \frac{4\eta\alpha Z\Theta}{\pi(1-\alpha)(1-S)d_f} \right]$ $\Theta = 1 - \frac{d_g}{h}$ $h = 5d_f \sqrt{1 + \frac{S(1-\alpha)}{\alpha}}$ $d_g = \left[ \frac{3S(1-\alpha)d_f^2 h}{2\alpha} \right]^{1/2}$	Le calcul de $\eta$ fait intervenir la vitesse interstitielle

Tableau 3.2 : Synthèse des différentes approches de la perméance d'un filtre mouillé

Ces trois modèles sont globaux, i.e. leurs auteurs considèrent que le liquide est uniformément distribué dans l'épaisseur du filtre. De plus aucun des trois ne semble pouvoir à lui seul décrire l'évolution de la perméance avec le colmatage.

### 3.2. PARTIE EXPERIMENTALE - EVOLUTION DE LA PERTE DE CHARGE ET DE L'EFFICACITE

Comme nous l'avons vu dans le chapitre 2, la perte de charge et l'efficacité initiale (nominale) d'un medium filtrant sont des indicateurs précieux pour déterminer la classe d'efficacité du medium en question. Cependant si elle sont nécessaires, elles sont loin d'être suffisantes pour garantir le bon fonctionnement du medium filtrant au cours du temps. Ainsi un filtre dont l'efficacité initiale satisfait une norme requise pourrait se révéler défaillant au cours du colmatage ou si la vitesse de filtration change, si la granulométrie de l'aérosol est modifiée ou si on assiste à des cycles de génération discontinus.

La perte de charge et l'efficacité sont intrinsèquement liées et étroitement couplées même si elles ne varient pas nécessairement toujours dans le même sens pour tous les filtres. C'est la raison pour laquelle ce chapitre traite de ces deux grandeurs ensemble.

Les théories classiques de filtration (chapitre 2) ne peuvent être appliquées qu'à des filtres vierges ou pendant les tout premiers instants de la filtration. Même après une durée de filtration relativement courte le liquide accumulé sur les fibres du filtre affecte la perte de charge, l'efficacité, elle-même affectée par le drainage, le ré-entraînement ou l'évaporation du liquide collecté. Ainsi la perte de charge et l'efficacité d'un filtre à fibres en fonctionnement dépendent des caractéristiques du filtre (matériau, diamètre des fibres, compacité, épaisseur, ...), de celles de l'aérosol, de la durée et de la vitesse de filtration. Comme nous l'avons signalé dans le premier chapitre, un certain nombre de publications se sont intéressées à l'évolution de la perte de charge et de l'efficacité avec la granulométrie des particules, la durée de filtration ou la vitesse de filtration, mais il est très difficile de comparer leurs résultats, tant la gamme de filtres utilisés est vaste et les conditions opératoires différentes.

L'étude expérimentale présentée ci-dessous porte dans un premier temps sur l'évolution de la perte de charge et de la perméance de media filtrants lors de leur colmatage par une aérosol liquide et dans un deuxième temps sur l'influence de la granulométrie de l'aérosol, de la vitesse de filtration et de la tension superficielle du liquide sur ces évolutions.

#### 3.2.1. CONDITIONS ET PROCEDURE EXPERIMENTALES

Le banc d'essais utilisé pour ces expériences est celui décrit dans le chapitre 1 (figure 1.1). liquide utilisé est le DEHS. Les filtres utilisés sont le A320 (filtre moyenne efficacité), le D309 et le AX 4450 (filtres haute efficacité) ainsi que le Whatman et le Sartorius (filtres très haute efficacité) dont les caractéristiques sont données dans le chapitre 1 également (tableau 1.6)

La manipulation consiste à suivre la perte de charge et/ou la perméance d'un filtre pendant toute la durée de la filtration, i.e. jusqu'à atteindre le palier de drainage où la perte de charge et la perméance sont quasi-stationnaires. Nous avons fait varier plusieurs paramètres pendant les expériences : la vitesse de filtration, la concentration de l'aérosol, l'orientation du filtre, la nature du medium filtrant et de l'aérosol...

Une expérience typique se déroule en plusieurs étapes.

- Le filtre à tester est pesé avant d'être installé dans le porte-filtre.
- Sa perte de charge initiale (en air propre) est déterminée

- L'acquisition de la perte de charge et du débit de filtration débute en même temps que la génération de l'aérosol.
- Le débit est maintenu constant grâce au système de régulation. La perte de charge, le débit et la perméance sont enregistrés en direct pendant toute la durée de la filtration.
- La perte de charge désirée atteinte, la génération d'aérosol est arrêtée, le filtre est pesé une deuxième fois afin de déterminer la masse d'aérosol collectée.
- Pour certaines expériences le débit de drainage a été déterminé en recueillant le liquide drainé dans une éprouvette graduée pendant la phase quasi-stationnaire.

### 3.2.2. EVOLUTION DE LA PERTE DE CHARGE ET DE L'EFFICACITE

Nous avons suivi sur toute la durée de la filtration la perte de charge et la concentration en aval de différents filtres. Deux mesures de la concentration en nombre en amont du filtre, la première juste avant l'expérience de filtration, la seconde immédiatement après, afin de s'assurer du caractère constant de la génération, ont été réalisées. La perméance est déterminée à chaque instant par le rapport entre la concentration en aval et la concentration (vérifiée constante) en amont.

La figure 3.7 montre les résultats obtenus lors de ces expériences, toutes réalisées à une vitesse de filtration de  $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$  et une concentration de DEHS en amont de  $2,4 \text{ g.m}^{-3}$ .

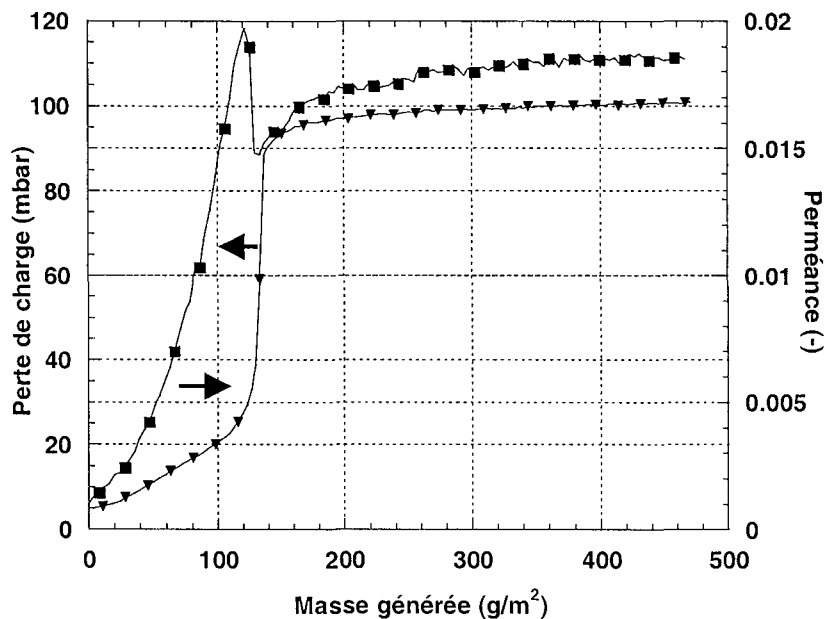


Figure 3.7a : Perte de charge et perméance d'un filtre D309 à une vitesse de  $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$



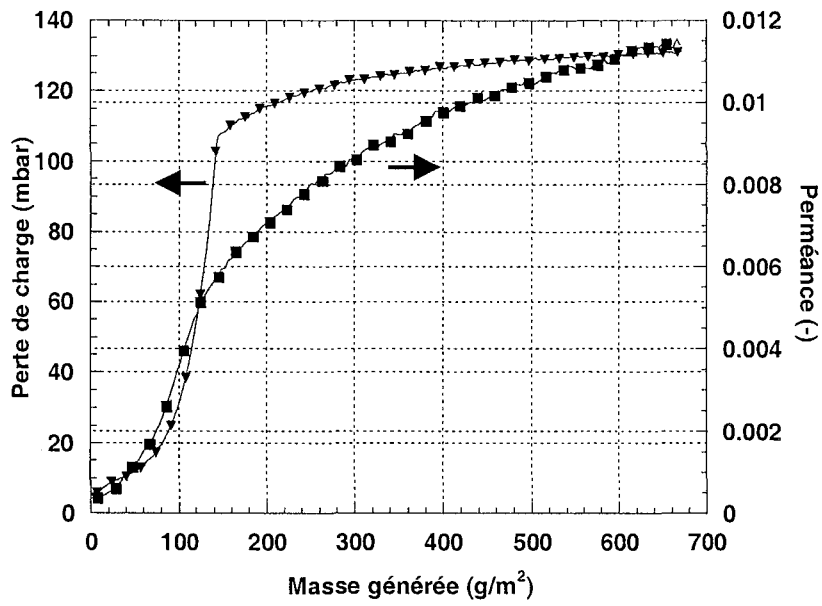


Figure 3.7b : Perte de charge et perméance d'un filtre AX4450 à une vitesse de  $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$

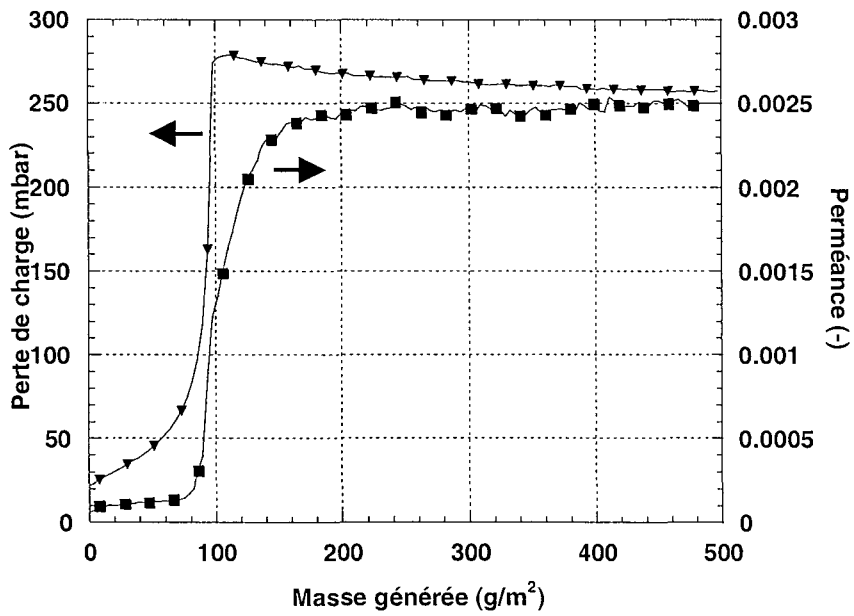


Figure 3.7c : Perte de charge et perméance d'un filtre Whatman à une vitesse de  $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$

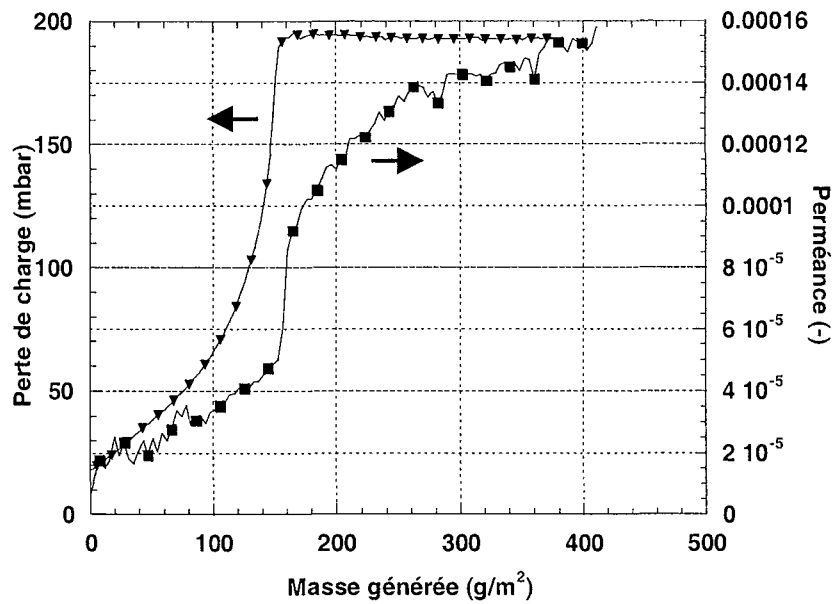


Figure 3.7d : Perte de charge et perméance d'un filtre Sartorius à une vitesse de  $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$   
 Figure 3.7 Suivi de la perte de charge ( $\blacktriangledown$ ) et de la perméance ( $\blacksquare$ ) de quatre filtres lors de leur colmatage par un aérosol de DEHS ( $3,1 \text{ g.m}^{-3}$  ;  $d_{50}=0,18\mu\text{m}$ )

Ces graphes montrent que pour des filtres à haute efficacité (D309 et AX4450) et à très haute efficacité (Whatman et Sartorius), l'évolution de la perte de charge a une allure semblable. On assiste toujours à une augmentation relativement lente de la perte de charge au début, puis à une augmentation quasi-exponentielle jusqu'à un point d'inflexion à partir duquel la perte de charge tend vers un palier. Il s'agit du niveau de drainage. Nous avons par ces expériences pu confirmer les résultats d'autres auteurs comme Simao (1999), Mailfert (2001) ou Payet (1992). Sur ces quatre figures on peut voir quelques différences entre les filtres en ce qui concerne la perte de charge. Là où la perte de charge du D309 tend à se stabiliser très rapidement, celle du AX4450 met beaucoup plus de temps avant de tendre asymptotiquement vers sa valeur finale. Notons que, lors de la phase quasi-stationnaire, la perte de charge des filtres à haute efficacité croît faiblement alors qu'elle décroît faiblement pour les filtres à très haute efficacité. Ceci peut être dû au fait que les filtres THE subissent une augmentation de la perte de charge tellement brutale que le liquide n'a pas le temps de se réorganiser au sein du filtre pour laisser passer l'air. Cette réorganisation s'accompagnerait d'une diminution de la perte de charge avant la stabilisation. On peut également vérifier sur ces courbes que la perte de charge et l'efficacité sont étroitement liées. La perméance subit une croissance similaire à celle de la perte de charge au même instant que cette dernière : niveau initial bas, augmentation exponentielle pendant les premiers stades de la filtration, puis atteinte d'un niveau quasi-stationnaire d'une valeur beaucoup plus élevée que la perméance initiale. Le D309 présente en plus un pic de perméance caractéristique de ce filtre et reproductible qui est plus difficile à expliquer. La réorganisation du liquide au sein du filtre pourrait là encore expliquer le phénomène.

Au vu de ces résultats préliminaires, il nous a semblé intéressant et important d'étudier la sensibilité de la perte de charge et de l'efficacité par rapport à certains facteurs : la durée de filtration, la vitesse de filtration, la granulométrie de l'aérosol ou encore la tension superficielle du liquide utilisé.

### 3.2.3. INFLUENCE DES CARACTERISTIQUES DU FILTRE ET DES CONDITIONS OPERATOIRES SUR LA PERTE DE CHARGE ET L'EFFICACITE PENDANT LA PHASE TRANSITOIRE

Pour ces expériences, deux filtres ont été choisis, le D309 (filtre HE) et le A320 (filtre ME). Ces deux filtres ont été choisis pour étudier l'influence de la classe d'efficacité sur le comportement vis-à-vis du colmatage.

#### 3.2.3.1. Phase transitoire – Influence du filtre

La figure 3.8 ci-dessous montre l'évolution de la perte de charge de la perméance des deux filtres en fonction du temps pour une vitesse de filtration de  $15,4 \text{ cm.s}^{-1}$ .

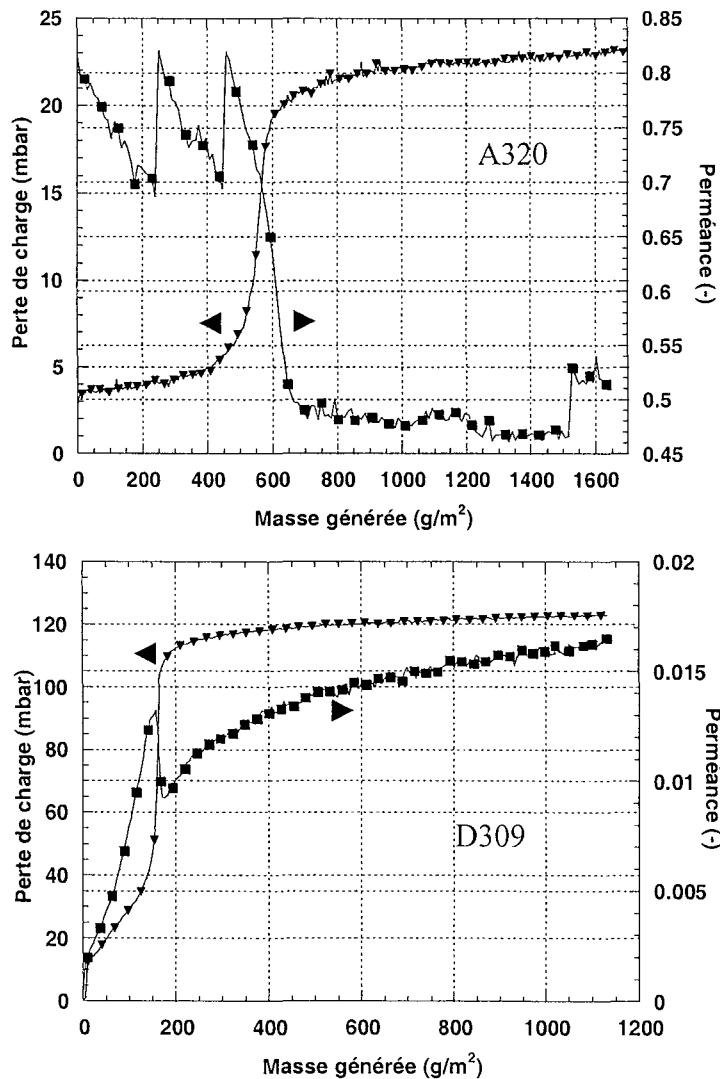


Figure 3.8 : Perméance totale en fonction du temps pour un filtre de moyenne efficacité A320 (haut) et un filtre de haute efficacité D309 (bas) ; vitesse de filtration  $15,4 \text{ cm.s}^{-1}$  ; aérosol de DEHS ( $d_{50}=0,18\mu\text{m}$  ;  $\sigma_g=1,61$ )

Comme le montre la figure 3.8, les deux filtres ont un comportement opposé au fil du temps en ce qui concerne la perméance. La perméance du filtre de moyenne efficacité A320 présente une valeur initialement élevée (environ 75%) pour ensuite brutalement décroître jusqu'à une valeur plus basse (environ 47%) à l'instant où la perte de charge augmente rapidement. Le

comportement aléatoire en début de filtration s'explique probablement par la rapide saturation de l'impacteur, la concentration aval mesurée étant particulièrement élevée. Une expérience analogue à une concentration amont plus faible tend à le montrer (figure 3.9). Le niveau assez élevé de la perméance pendant cette première phase de la filtration semble être dû au fait que les particules liquides sont déposées sous forme de perles sur les fibres, mais puisque le diamètre de fibre excède celui des particules, ceci n'a pas une grande influence sur la perméance. Ces deux comportements opposés peuvent expliquer en partie la non concordance des résultats de la littérature.

La chute abrupte de la perméance est probablement due à la formation de ponts et films liquides à l'intersection des fibres et dans les interstices, créant ainsi une augmentation de la vitesse interstitielle qui favorise une plus grande efficacité. Pendant la phase finale de filtration la perméance et la perte de charge restent constantes : le liquide collecté est drainé.

Pour le filtre de haute efficacité D309, au contraire, la perméance présente initialement un niveau faible puis augmente rapidement jusqu'à son point culminant juste avant de retomber à un niveau intermédiaire au moment où la perte de charge enregistre un saut spectaculaire. La perméance croît ensuite à nouveau et semble se stabiliser après une durée de filtration très longue. Ici aussi, les particules sont déposées sous forme de perles pendant la première phase de filtration (chapitre 3.1), mais parce que les particules et les fibres ont des tailles similaires, les perles déposées causent une augmentation de la perte de charge suite à une réduction de la surface effective de collection. La rapide augmentation de la perméance peut probablement être imputée à une coalescence des gouttelettes, un mouillage des fibres et/ou une redistribution du liquide à travers le filtre. La rapide chute de la perméance est comme pour le filtre de moyenne efficacité due à la formation de ponts et films liquides aux interstices des fibres. Lorsque presque tous les pores sont occupés par du liquide, un état pseudo-stationnaire est atteint où collection et drainage s'équilibrent. Aucun effet de ré-entraînement n'a été observé dans nos expériences.

La conclusion principale suite à ces résultats est que des filtres de classes d'efficacité différentes présentent des évolutions totalement opposées de leur perméance au cours du temps. Ainsi la connaissance de l'efficacité initiale ne permet pas de prévoir l'évolution de l'efficacité lors du colmatage du filtre.

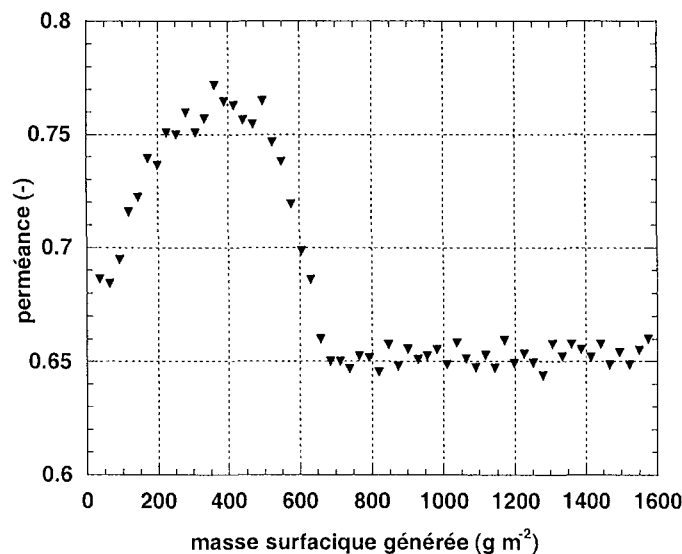


Figure 3.9 : Suivi de la perméance d'un filtre A 320 à  $15,4 \text{ cm.s}^{-1}$  à une concentration environ  $1 \text{ g.m}^{-3}$  (trois fois plus faible que la concentration initiale)

## 3.2.3.2. Phase transitoire - Perméance en fonction de la vitesse de filtration

La figure 3.10 présente les résultats de perméance totale pour les deux filtres pour trois vitesses expérimentales testées ( $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$ ,  $15,4 \text{ cm.s}^{-1}$  et  $25 \text{ cm.s}^{-1}$ ).

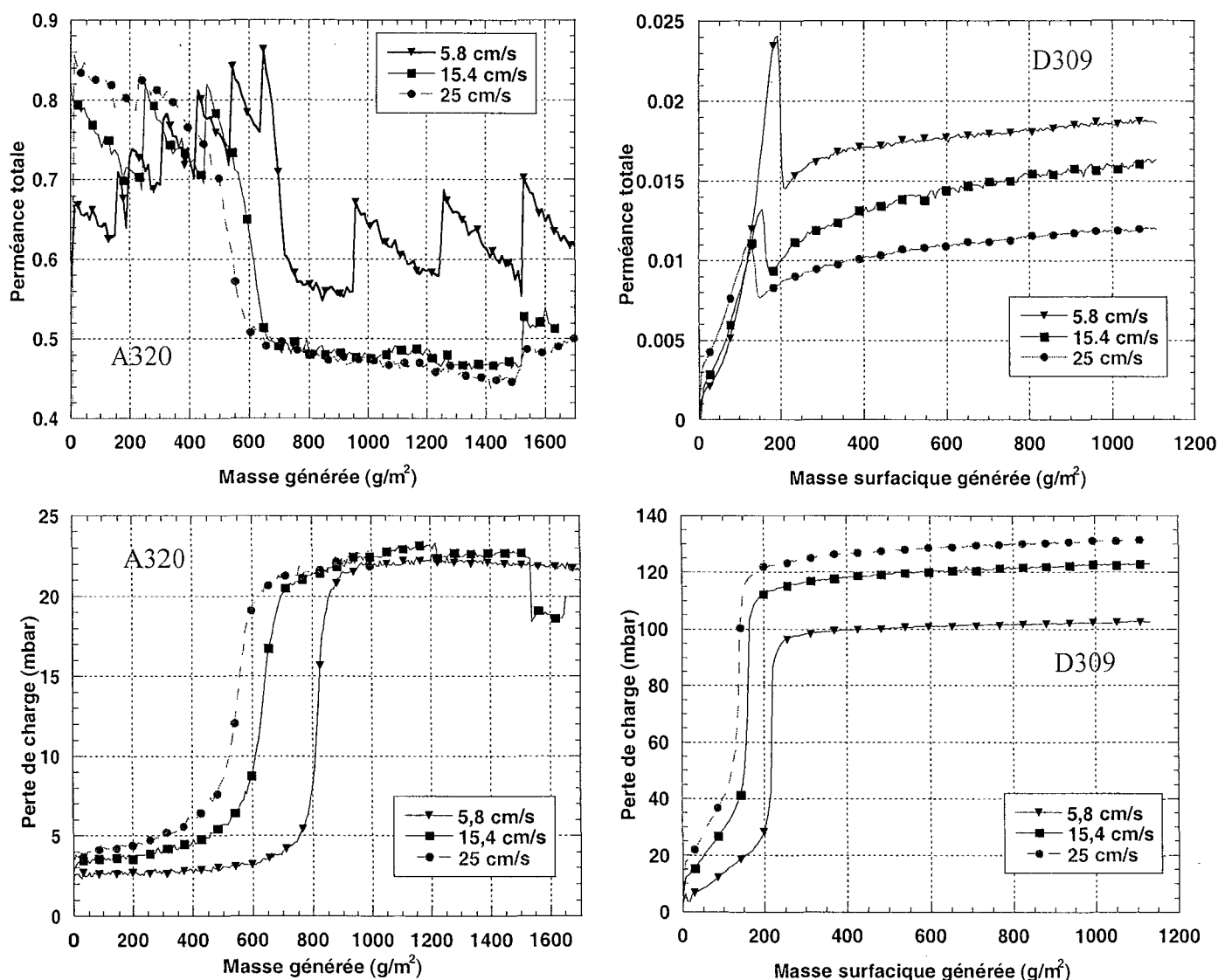


Figure 3.10 : Perméance (haut) et perte de charge (bas) en fonction de la vitesse de filtration pour un filtre moyenne efficacité A320 (gauche) et un filtre haute efficacité D309 (droite) ; aérosol de DEHS ( $d_{50}=0,18\mu\text{m}$  ;  $\sigma_g=1,61$ )

Alors que les deux filtres présentent une évolution de la perméance opposée en fonction du temps, l'évolution de la perméance avec la vitesse est analogue pour les deux filtres. Le changement rapide de comportement de la perméance (diminution pour A320, augmentation pour D309) apparaît plus rapidement pour des vitesses de filtration élevées. Ceci est probablement dû au fait que le mécanisme d'impaction est largement favorisé à ces vitesses. De même, la perméance finale est d'autant plus élevée que la vitesse de filtration est faible. Ceci est très clair notamment pour le filtre haute efficacité D309. Ceci permet d'affirmer que, contrairement au cas de la filtration d'aérosols solides pour laquelle des vitesses faibles sont préférées pour obtenir des efficacités élevées, en filtration des aérosols liquides des vitesses élevées favorisent des efficacités élevées. Ainsi une vitesse optimale conjuguera à la fois une

efficacité élevée et une résistance aéraulique acceptable pour les matériaux filtrants. En ce qui concerne la perte de charge, on observe pour le A320 que la montée rapide a lieu plus tôt pour des vitesses plus élevées, mais, plus surprenant, que la perte de charge finale est presque identique pour les trois vitesses. Ceci nous pousse à suggérer l'utilisation de fortes vitesses en filtration des aérosols liquides (contrairement à la filtration des aérosols solides) : l'efficacité augmente ainsi alors que la perte de charge finale reste pratiquement identique. La conclusion est un peu plus nuancée pour le filtre D309 : la perte de charge reste plus élevée pour une vitesse plus élevée. Mais on peut remarquer que si la différence d'efficacité est d'un facteur 4 entre les deux vitesses extrêmes, la différence de perte de charge n'est que d'environ 25%. Une vitesse de filtration plus élevée pourrait donc dans ce cas également avoir des effets bénéfiques.

### 3.2.3.3. Phase transitoire - Perméance en fonction de la taille des particules

Cette étude aurait nécessité la génération de particules monodisperses avec le générateur de particules MAG 2010. Or celui-ci ne permet pas la génération de particules d'une taille assez importante ni en concentration suffisante pour mener à terme une expérience de filtration. Les manipulations ont donc dû être réalisées en utilisant le générateur polydisperse PLG-2000HC et en mesurant les perméances fractionnelles avec l'impacteur Dekati. Les perméances pour douze classes de taille de particules (de  $0,03\mu\text{m}$  à  $6,56\mu\text{m}$ ) ont été enregistrées au cours des expériences à trois vitesses de filtration différentes. Trois tailles de particules ont été choisies pour illustrer l'effet de la taille des particules sur la perméance des deux media filtrants.

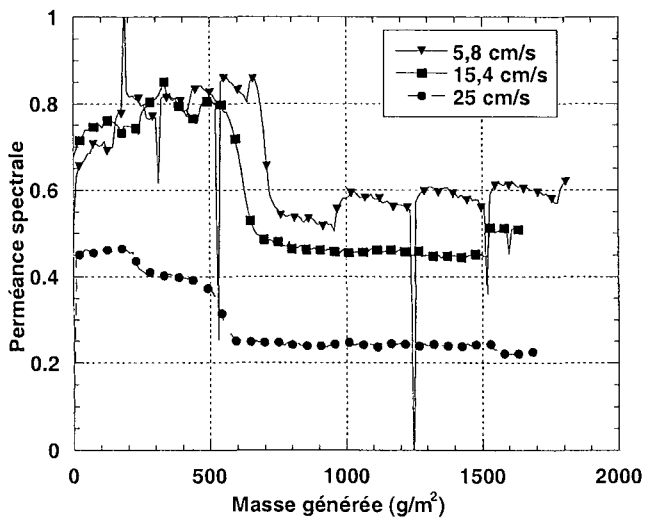


Figure 3.11a : Perméance A320 pour la classe  $0,215 - 0,33\mu\text{m}$

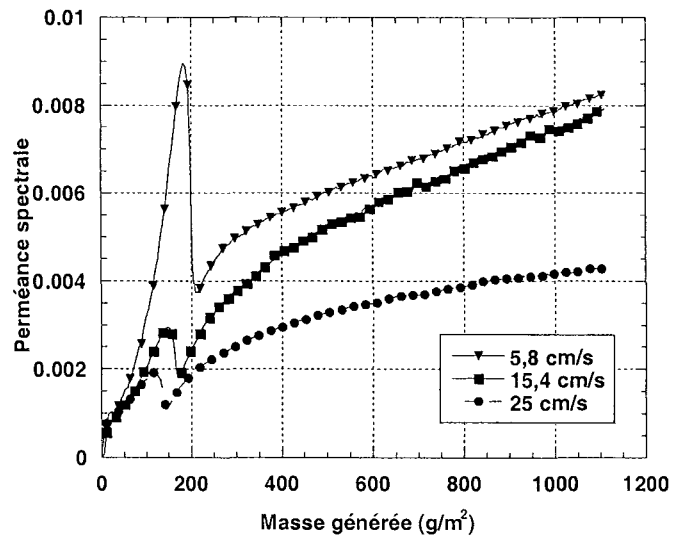


Figure 3.11b : Perméance D309 pour la classe  $0,215 - 0,33\mu\text{m}$

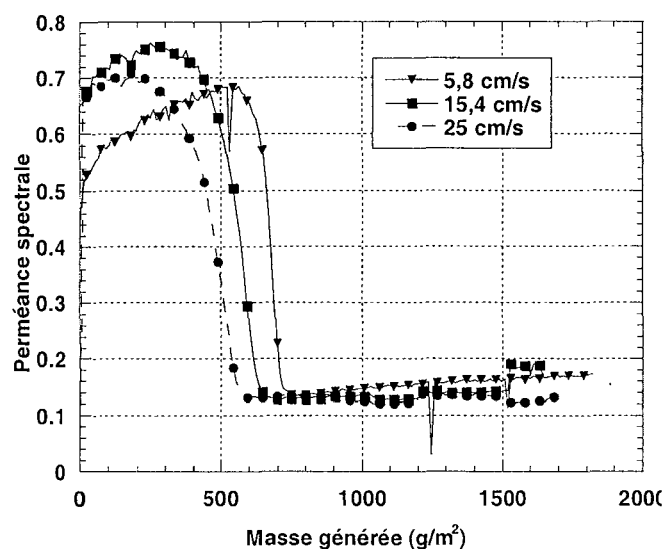


Figure 3.11c : Perméance A320 pour la classe 0,52 - 0,82  $\mu\text{m}$

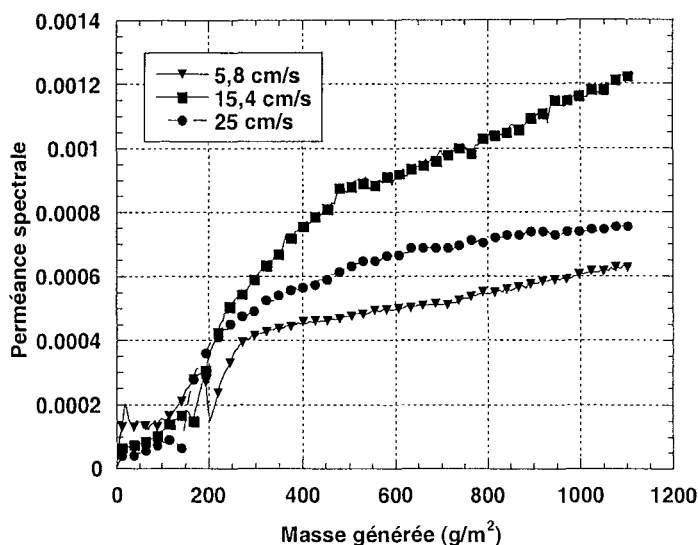


Figure 3.11d : Perméance D309 pour la classe 0,52 - 0,82  $\mu\text{m}$

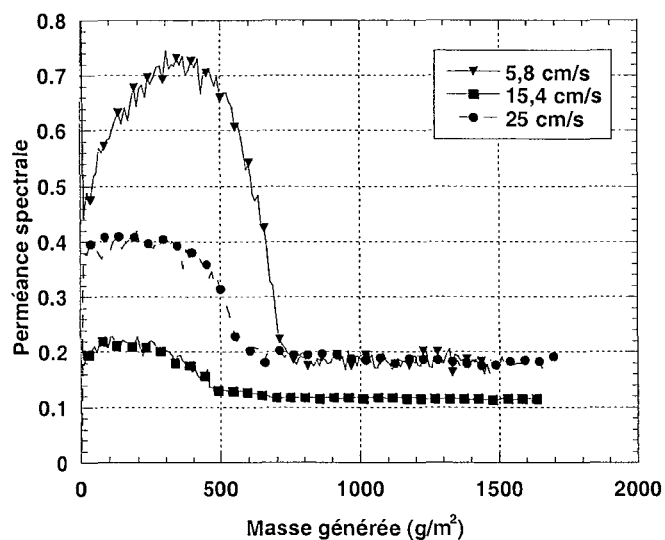


Figure 3.11e : Perméance A320 pour la classe 1,3 - 2,04  $\mu\text{m}$

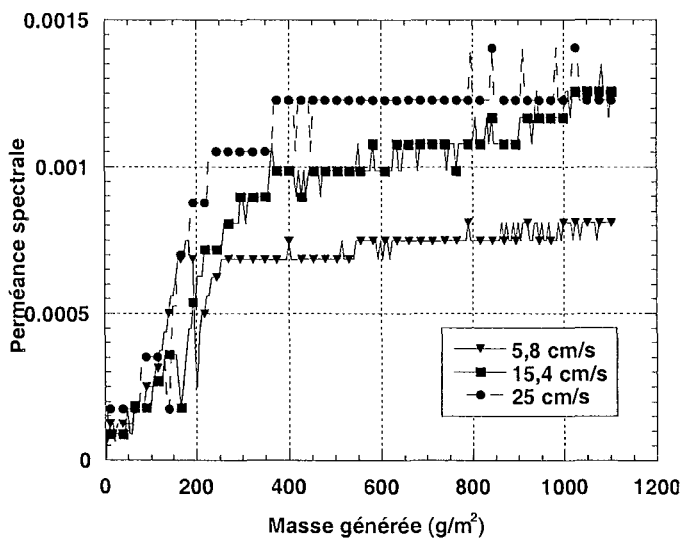


Figure 3.11f : Perméance D309 pour la classe 1,3 - 2,04  $\mu\text{m}$

Figure 3.11 : Evolution de perméances spectrales pour un filtre moyenne efficacité A320 et un filtre haute efficacité D309 pour trois classes de taille de particules : 0,215 – 0,33  $\mu\text{m}$  ; 0,52 – 0,82  $\mu\text{m}$  ; 1,3 – 2,04  $\mu\text{m}$

L'allure des courbes de perméance spectrale est analogue à celle de la perméance totale, ce qui semble logique, puisque la perméance totale est la somme des perméances spectrales pondérées des fractions numériques de chaque classe. L'interprétation des résultats pour les particules allant de 0,215 à 0,33  $\mu\text{m}$  est similaire à celle des résultats concernant la perméance totale : plus la vitesse de filtration est importante, plus la perméance est faible surtout aux dernières phases de la filtration. Les évolutions abruptes de perméances apparaissent toujours plus tôt si la vitesse de filtration est élevée. En revanche les courbes ne suivent pas l'ordre classique pour un mécanisme de capture par diffusion, à savoir que la perméance augmente avec la vitesse. Un autre phénomène, non identifié à ce jour, doit donc exister. Le résultat n'est pas aussi clair pour les particules de taille plus importante. Le saut de perméance a toujours lieu plus tôt pour la vitesse de filtration la plus importante, mais la perméance la plus élevée apparaît pour la vitesse intermédiaire. Pour le filtre moyenne efficacité A320 les

perméances pour les trois vitesses semblent se stabiliser au même niveau à la fin de la filtration. Pour les plus grosses particules présentées ici (de 1,3 à 2,04  $\mu\text{m}$ ) la situation est encore différente. L'allure générale des courbes de perméance est toujours identique au cas des particules plus petites, mais la variation de la perméance avec la vitesse est encore différente. Pour le filtre de moyenne efficacité la perméance est encore la plus élevée pour la vitesse la plus basse, mais la perméance la plus basse correspond à la vitesse intermédiaire. Pour le filtre haute efficacité D309 les trois évolutions de perméances sont presque superposées ce qui s'explique vraisemblablement par le fait que seules quelques particules passent à travers le filtre et sont échantillonnées en aval. Ceci peut également expliquer l'incertitude sur les mesures dans ce cas.

Le tableau 3.3 tente de résumer l'influence du diamètre de particule sur l'efficacité des deux filtres.

	Perméance A320	Perméance D309
$0,215\mu\text{m} < d_p < 0,33 \mu\text{m}$	↘ avec la vitesse	↘ avec la vitesse
$0,52\mu\text{m} < d_p < 0,82\mu\text{m}$	constante	variable
$1,3\mu\text{m} < d_p < 2,04\mu\text{m}$	variable	↗ avec la vitesse

Tableau 3.3 : Variation de la perméance avec le diamètre de particule  $d_p$

### 3.2.4. PHASE STATIONNAIRE

#### 3.2.4.1. Phase stationnaire - Drainage

Une des grandes différences entre la filtration des aérosols liquides et celle des aérosols solides est l'obtention d'un palier de drainage reproductible à la fin d'une expérience. Ce palier est caractérisé par une perte de charge constante comme nous avons pu l'observer au début de ce chapitre. Plus remarquable encore, la valeur de cette perte de charge finale est reproductible et ne dépend que du couple filtre – liquide et de la vitesse de filtration. L'efficacité également tend à se stabiliser plus ou moins vite selon le filtre utilisé.

On entend par drainage le phénomène physique qui, sous les forces de gravité et de traînée due au flux d'air, entraîne le liquide vers le bas du filtre pour finalement l'évacuer vers un pot de recette qui se trouve à la même pression que le filtre lui-même. Dans notre cas deux pots de recette étaient disponibles, en amont et en aval du filtre respectivement. Cependant nous nous sommes aperçus que seul celui situé en aval du filtre recevait du liquide. La masse de liquide à partir de laquelle le drainage est observé dépend de l'équilibre entre les forces de gravité et de traînée due au flux d'air d'une part (forces qui favorisent le drainage) et les forces de capillarité et d'adhésion des gouttelettes aux fibres d'autre part (forces qui empêchent le drainage).

Nous avons donc essayé d'étudier un peu plus en détail cette phase de drainage, i.e. de quantifier la masse de liquide qui draine lors d'une expérience de filtration. Pour cela nous avons mis en place un dispositif permettant de récolter le liquide drainant du filtre en temps réel tout en estimant son débit. Plusieurs expériences sur différents filtres ont été réalisées afin de déterminer ce débit de drainage. Une même vitesse de 5,8  $\text{cm}\cdot\text{s}^{-1}$  a été choisie pour toutes ces expériences. Le filtre de sécurité est un filtre Sartorius dont on peut supposer l'efficacité égale à 100% en première approximation. Le schéma de principe de ces expériences est représenté sur la figure 3.12.



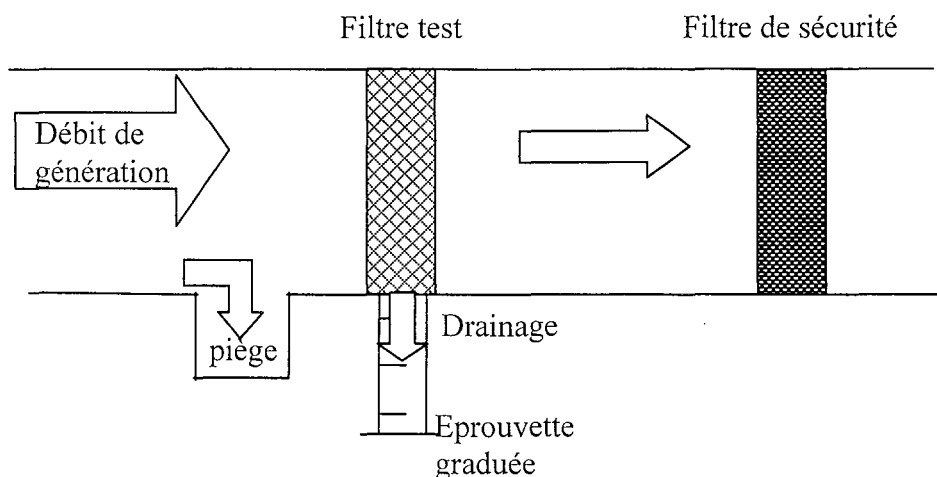


Figure 3.12: Schéma de principe des expériences de détermination du débit de drainage

Les résultats de ces expériences sont résumés dans le tableau 3.4 ci-dessous.

Filtre	Durée d'expérience (h)	Durée de drainage (h)	Masse drainée (g)	Débit de drainage ( $\text{ml h}^{-1}$ )	$\Delta P_{\text{palier}}$ (mbar)
A320	4h25	2h35	8,55	3,70	20
D309	2h35	2h00	8,37	4,6	100
AX4450	2h15	1h35	7,10	4,93	135
Sartorius	3h20	2h20	8,92	4,18	190
Whatman	1h33	0h55	3,80	4,55	250

Tableau 3.4 : Débits de drainage de filtres colmatés ; aérosol de DEHS, vitesse de filtration de  $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$

Au vu de ces valeurs, on peut conclure que le débit de drainage est dépendant de la classe d'efficacité du filtre. Comme on a pu s'y attendre, on obtient des valeurs plus faibles pour des filtres de moyenne efficacité que pour les filtres de haute efficacité. Il semble donc que le palier de drainage est effectivement un état pseudo-stationnaire, à savoir que les quantités de liquide arrivant sur le filtre et drainant du filtre sont sensiblement égales (une fois les pertes par perméance prises en compte). On ne semble donc pas assister à une accumulation du liquide au sein du filtre qui n'aurait plus d'influence sur la perte de charge.

Ces expériences ont également permis de vérifier que le bilan de matière pour une expérience boucle. Faisant l'hypothèse qu'on puisse négliger l'évaporation du liquide, ces bilans de matière s'écrivent comme suit :

$$\text{Génération} = \text{Collecte filtre test} + \text{Collecte filtre sécurité} + \text{Drainage} + \text{Dépôt conduite}$$

La quantité de particules générées pendant une expérience a été déterminée par mesure de la concentration à l'impacteur Dékati, les masses de liquide collecté sur les filtres par pesées avant et après l'expérience, la quantité de liquide drainé a été collectée dans une éprouvette graduée et la quantité de liquide qui se dépose dans la conduite a été recueilli dans un piège en amont du filtre et pesée après l'expérience.

En déterminant ainsi tous les termes de ce bilan de matière nous nous sommes aperçus que les bilans bouclent à 87% pour les filtres les moins efficaces et jusqu'à 100% pour les filtres de très haute efficacité. On peut donc considérer que les bilans de matière bouclent de manière satisfaisante, surtout vu les nombreuses possibilités de perte de liquide (grille de support de filtre, conduite en aval du filtre test, piège etc.) qui existent sur l'installation.

### 3.2.4.2. Phase stationnaire - Perte de charge en fin de filtration en fonction de la vitesse de filtration

La perte de charge constante atteinte sur le palier de drainage mérite également notre attention. Par son caractère constant, elle transforme la filtration des aérosols liquides, opération transitoire s'il en est en opération continue, régime tant recherché par les professionnels du génie des procédés. Malheureusement de par sa perte de charge assez élevée, ce régime permanent n'a pour l'instant pas su convaincre la plupart des industriels. Il pourrait pourtant s'avérer très intéressant pour la récupération et le recyclage d'un liquide à haute valeur ajoutée, même si un dispositif de ventilation plus puissant deviendrait alors nécessaire. Le modèle de Liew et Conder (1985) s'est révélé inadapté dans ce cas, surtout pour les filtres de « très haute efficacité » (Sartorius et Whatman).

Ainsi nous avons relié la perte charge obtenue en fin de filtration aux paramètres expérimentaux par des corrélations empiriques. La masse de liquide collectée au sein du filtre et la vitesse de filtration semblent a priori les deux principaux facteurs qui conditionnent la perte de charge. La représentation en fonction de la vitesse de filtration (en fût vide) donne des résultats tout à fait intéressants présentés sur la figure 3.13.

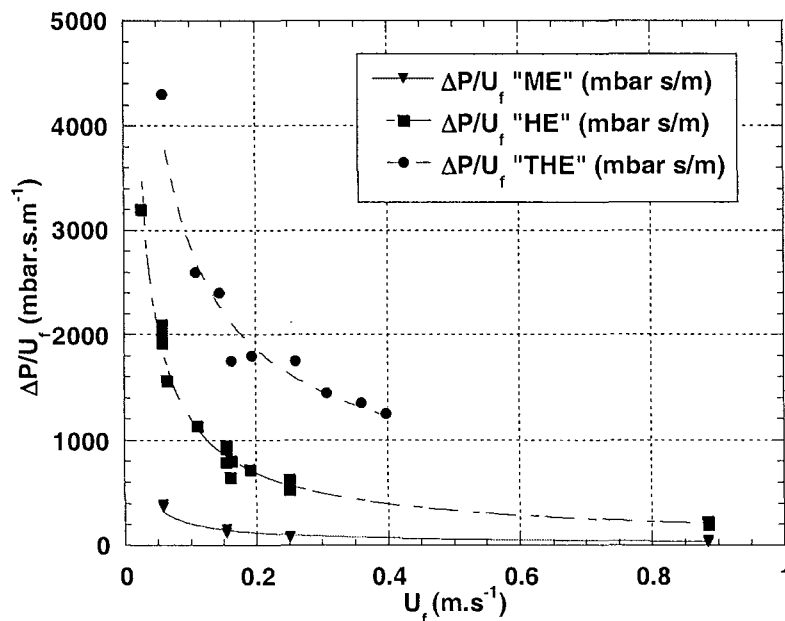


Figure 3.13: Corrélation de la résistance finale du filtre en fonction de la vitesse de filtration (débit d'aérosol liquide =  $1,5 \cdot 10^{-4} \text{ g.s}^{-1}$ )

La figure 3.13 montre clairement que la résistance finale ( $\Delta P/U_f$ ) diminue quand la vitesse de filtration augmente. Ainsi nous avons pu obtenir trois corrélations pour les trois classes d'efficacité des filtres :

- pour les filtres de « moyenne efficacité » (A320 et AX1923) :

$$\frac{\Delta P}{U_f} = 34,572 \cdot U_f^{-0,78} ; r=0,98538 \quad (3.7)$$

- pour les filtres de « haute efficacité » (D309, AX3428 et AX4450) :

$$\frac{\Delta P}{U_f} = 191,23 \cdot U_f^{-0,79632} ; r=0,98848 \quad (3.8)$$

- pour les filtres de « très haute efficacité » (Whatman et Sartorius) :

$$\frac{\Delta P}{U_f} = 701,26 \cdot U_f^{-0,60843} ; r=0,97898 \quad (3.9)$$

avec  $\frac{\Delta P}{U_f}$  mbar.s m<sup>-1</sup> et  $U_f$  en m.s<sup>-1</sup>.

L'idée de pouvoir rassembler ces trois courbes en une seule est effectivement très tentante et serait d'une grande utilité dans le domaine industriel.

La meilleure corrélation unique, i.e. valable pour tous les filtres testés, relie la résistance hydraulique au palier au  $Re_f^{-0,5}$ , avec le nombre de Reynolds de fibre  $Re_f = \frac{\rho_l U_f d_f}{\mu_{air}}$ .

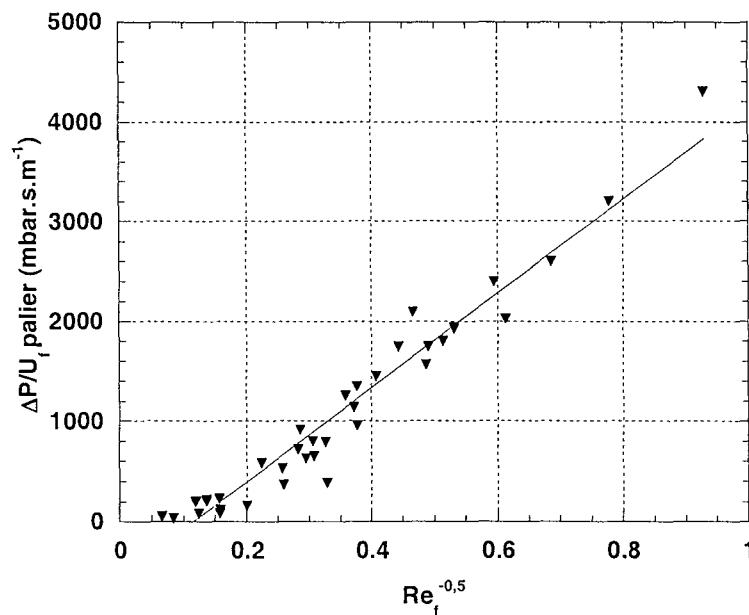


Figure 3.14: Corrélation de la résistance finale des filtres en fonction du nombre de Reynolds

On obtient une droite de régression dont l'équation est la suivante :

$$\frac{\Delta P}{U_f} = 4703,5 Re_f^{-0,5} - 536,6 \quad (3.10)$$

avec un facteur de corrélation  $r = 0,9762$ .

Cette corrélation représente assez bien la perte de charge finale en fonction des caractéristiques du filtre et des conditions opératoires. Cependant son grand désavantage réside dans le fait qu'elle nécessite la connaissance du diamètre des fibres du filtre. En plus il s'agit ici du diamètre moyen déterminé par traitement d'images MEB. Le calcul faisant intervenir le diamètre de Davies, plus simple à déterminer, ne donne pas de corrélation satisfaisante.

### 3.2.4.3. Phase stationnaire – Perte de charge finale en fonction de la masse de liquide collecté

Le deuxième facteur ayant a priori une forte influence sur la perte de charge en fin de filtration est la masse de liquide emprisonné au sein du filtre. En effet la masse de liquide collectée à la fin d'une expérience de filtration, ou la rétention capillaire, est un facteur important pour déterminer la durée de vie d'un filtre. En effet, plus cette quantité de liquide est importante, plus le filtre peut opérer longtemps avant d'être remplacé. Cette information est évidemment à recouper avec la perte de charge et l'efficacité du filtre. La représentation de la résistance  $\Delta P/U_f$  en fonction de la masse de liquide collecté par les filtres est donnée en figure 3.15.

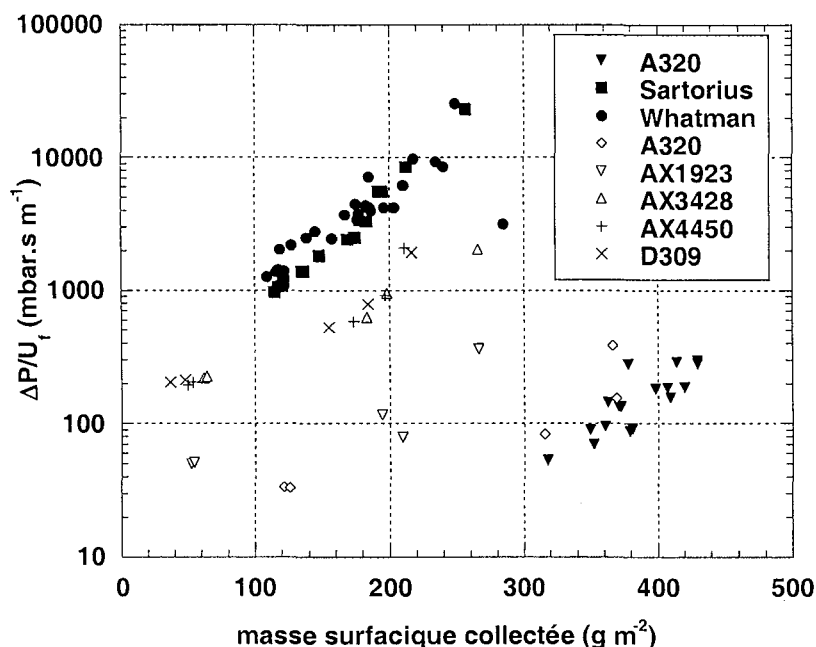


Figure 3.15 : Résistance  $\Delta P/U_f$  en fonction de la masse surfacique de liquide collecté (▼■● : valeurs déterminées précédemment (Mailfert (2001)) vitesses entre 0,9 et 39,7 cm.s<sup>-1</sup>; ◇▽△+× : valeurs déterminées pendant ce travail ; vitesses entre 5,8 et 25 cm.s<sup>-1</sup>)

Nos valeurs s'accordent plutôt bien avec les valeurs déterminées précédemment au laboratoire par Mailfert (2001) ce qui témoigne d'une bonne reproductibilité des mesures. La résistance du filtre augmente avec la masse surfacique de liquide emprisonné dans le filtre. Ceci semble logique : plus la quantité de liquide au sein des fibres est grande, plus le passage du flux d'air est obstrué ce qui crée ainsi une perte de charge importante. De plus, les points expérimentaux correspondant aux filtres de différentes classes se regroupent relativement bien, sans pour autant se séparer en trois faisceaux bien distincts comme c'était le cas pour la représentation de la résistance en fonction de la vitesse de filtration. Nous n'avons donc pas pu obtenir des corrélations de bonne qualité pour cette représentation.

### 3.2.4.4. Phase stationnaire – Masse de liquide collecté en fonction de la vitesse de filtration

Après avoir relié la perte de charge (ou la résistance du filtre) à la vitesse de filtration et à la masse de liquide collecté par le filtre, nous avons tenté de relier la masse collectée à la vitesse de filtration. La figure 3.16 montre l'évolution de la masse collectée une fois le palier de drainage atteint avec la vitesse de filtration.

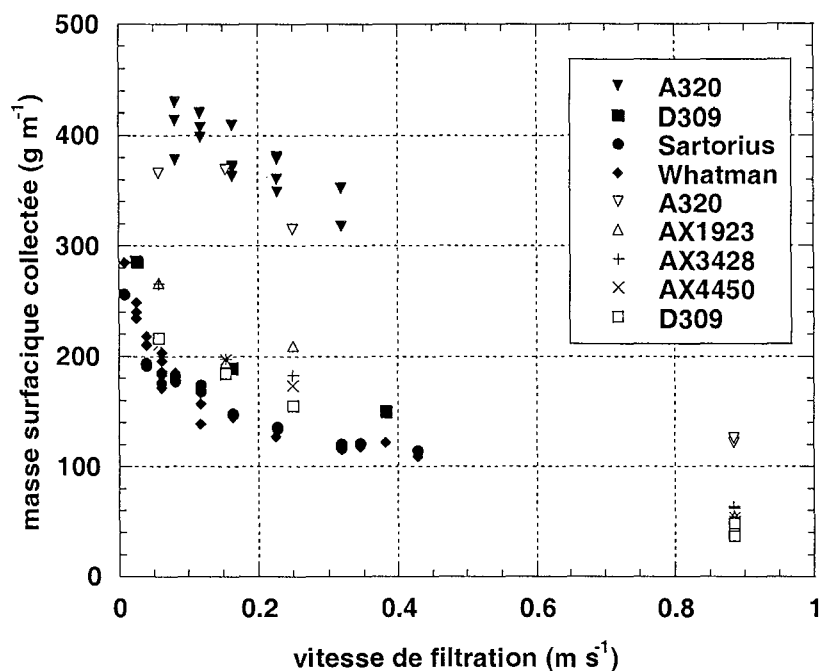


Figure 3.16 : Evolution de la masse surfacique de liquide collecté en fonction de la vitesse (▼■●◆ : valeurs déterminées précédemment (Mailfert (2001)) ; vitesses entre 0,9 et 39,7  $\text{cm}\cdot\text{s}^{-1}$  ; ▽△+×□ : valeurs déterminées pendant ce travail ; vitesses entre 5,8 et 25  $\text{cm}\cdot\text{s}^{-1}$ )

Nos valeurs sont tout à fait comparables à celles déterminées pendant des études précédentes au laboratoire (Mailfert (2001)) ce qui témoigne d'une bonne reproductibilité des mesures. On peut également relever une tendance décroissante de la masse de liquide collecté avec la vitesse de filtration. Ceci s'explique assez facilement par le fait qu'une vitesse plus élevée développe une force de traînée plus importante sur le filtre et le liquide emprisonné ce qui tend à chasser ce dernier de l'enchevêtrement des fibres. Nous n'avons par contre pas jugé opportun de lier la masse collectée à la vitesse de filtration par une corrélation comme nous avons pu le faire pour la perte de charge (figure 3.14). En effet les points sont trop dispersés pour obtenir un bon coefficient de corrélation, certainement à cause de l'erreur expérimentale relativement élevée pour les mesures des masses collectées.

Au vu de ces courbes, on peut conclure que la vitesse et la masse de liquide collecté ont des effets opposés sur la perte de charge : plus la vitesse de filtration est élevée (ce qui favorise une perte de charge plus élevée), plus la masse de liquide capturée au sein du filtre est faible (ce qui fait diminuer la perte de charge) et vice-versa. Ceci nous renforce donc notre conviction d'utiliser des vitesses élevées en filtration des aérosols liquides parce qu'elles entraînent une faible masse de liquide dans le filtre et donc une plus faible résistance.

### 3.2.5. INFLUENCE DE LA TENSION SUPERFICIELLE DU LIQUIDE

Le but de cette partie est de déterminer l'influence de la tension superficielle du liquide constituant l'aérosol sur la perte de charge et l'efficacité de filtres à fibres. En effet, si l'influence de la viscosité a été démontrée par Blake et al. (2002), l'influence de la tension superficielle n'est pas étudiée. Il est vraisemblable que la tension superficielle qui a une influence considérable sur la formation des gouttelettes et leur taille, ait de ce fait une influence sur le dépôt de l'aérosol sur les fibres et donc sur la perte de charge et l'efficacité d'un filtre à fibres colmaté par un aérosol liquide.

C'est la raison pour laquelle nous avons colmaté différents filtres avec des aérosols liquides de tension superficielle différente. Pour cela, nous avons ajouté différentes quantités de tensioactifs à deux aérosols liquides, le DEHS et le glycérol, afin d'abaisser leur tension superficielle.

#### 3.2.5.1. Cas du DEHS

Le tableau 3.5 résume les mélanges réalisés ainsi que les tensions superficielles obtenues en moyenne sur dix mesures et leur viscosité dynamique.

Mélange réalisé	Tension superficielle du mélange (mN/m)	Viscosité dynamique (Pa.s) à 25°C
DEHS pur	31	0,0163
DEHS + 1% Span 80	30,8	0,0158
DEHS + 2% Span 80	30,3	0,0164
DEHS + 1% Span 20	29,7	0,016

Tableau 3.5 : Mélanges réalisés et tensions superficielles obtenues avec le DEHS

La Span 80 ou mono-oléate de sorbitane est un ester de sorbitane fortement lipophile utilisé dans des produits alimentaires ou des médicaments à prise orale. Son HLB (hydro-lipophile balance) est de 4,5 (le principe du calcul des HLB est expliqué en annexe).

Le Span 20 ou mono-laurate de sorbitane est également un ester de sorbitane, mais moins fortement lipophile que le Span 80. Il a une HLB de 9.

Les mélanges ont été réalisés en ajoutant la masse désirée de tensioactif dans 500g de DEHS puis en agitant vigoureusement et à plusieurs reprises afin de faciliter le mélange. Le mélange ainsi obtenu a reposé pendant au moins 48 h afin que la diffusion puisse achever la distribution du tensioactif dans le DEHS.

Les mesures de tension superficielle ont été réalisées par la méthode de Wilhelmy. Elle est décrite dans l'annexe 4.

Comme l'indiquent les valeurs du tableau 3.6, l'ajout de tensioactifs au DEHS n'a pas eu d'effet significatif sur la tension superficielle. Il semble alors difficile d'imputer une variation de la perte de charge à la présence ou non d'un tensioactif.

Nous avons néanmoins réalisé les suivis habituels de perte de charge et d'efficacité (figure 3.17). Ces expériences ont toutes été répétées au moins trois fois pour s'assurer de la reproductibilité des mesures.

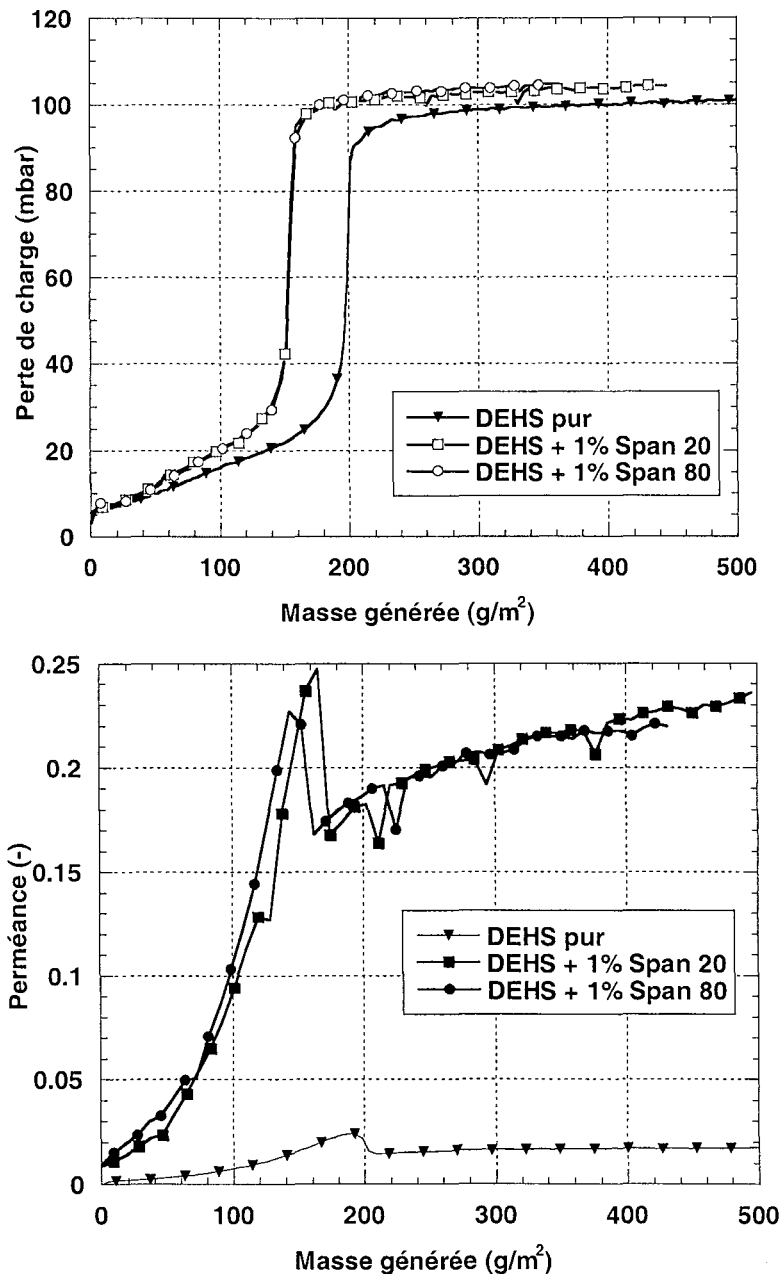


Figure 3.17 : Influence d'ajout de tensioactifs sur la perte de charge et la perméance d'un filtre D309 subissant un aérosol de DEHS (vitesse de filtration  $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$  ;  $d_{50}=0,18\mu\text{m}$ ,  $\sigma_g=1,61$ )

La figure 3.17 montre qu'il n'y a guère de différence de perte de charge finale sur le palier de drainage entre l'expérience menée avec le DEHS seul et celles menées avec différents ajouts de tensioactifs. Par contre on peut voir une influence très nette sur l'instant où se passe la montée brusque de perte de charge. Toutes les expériences où un tensioactif a été utilisé subissent cette montée plus tôt que l'expérience au DEHS seul. Il en est de même pour la perméance, qui elle est bien plus importante pour les mélanges comportant des tensioactifs que pour le DEHS seul. L'augmentation est d'environ un ordre de grandeur. Par contre il n'y a pas de différence notable entre les deux tensioactifs utilisés. Cependant cette variation ne saurait vraisemblablement pas être imputée à l'effet de la tension superficielle puisque les valeurs en question ne varient guère d'un échantillon à l'autre. Aucune variation significative de la viscosité n'a été mesurée non plus. Il est donc très difficile de tirer des conclusions

claires pour ce liquide. Une autre hypothèse s'impose : même si l'ajout de tensioactif ne semble avoir aucun effet sur les caractéristiques du liquide en tant que tel, il se peut qu'il ait des conséquences importantes sur les caractéristiques des gouttelettes comme une modification de la granulométrie par exemple. Cette hypothèse n'a cependant pu être ni infirmée ni confirmée jusqu'à présent à cause des classes granulométriques assez larges du Dekati. Vu la faible variation de la tension superficielle et de la viscosité pour le DEHS, il faut s'orienter vers d'autres liquides qui présentent une plage de tension superficielle et/ou de viscosité plus grande.

### 3.2.5.2. Cas du glycérol

Le tableau 3.6 présente les mélanges réalisés et les tensions superficielles obtenues. Les mélanges ont été réalisés ainsi que les tensions superficielles et viscosités mesurées de la même façon que celle décrite pour le DEHS ci-dessus.

Mélange réalisé	Tension superficielle du mélange (mN/m)	Viscosité dynamique (Pa.s) à 25°C
Glycérol pur (13% d'eau)	60,7	0,089
Glycérol pur (13% d'eau) + 1% Igepalco 120	31,5	0,147

Tableau 3.6 : Mélanges réalisés et tensions superficielles avec le glycérol

L'Igepalco est un tensioactif fortement hydrophile avec une HLB de 14,6. Pour ce liquide l'ajout de tensioactif a un réel effet sur la tension superficielle et la viscosité. Il est intéressant d'observer que l'ajout du tensioactif provoque une diminution de la tension superficielle en même temps qu'il provoque une augmentation sensible de la viscosité. Une éventuelle modification de l'évolution de la perte de charge pourrait donc être reliée à la tension superficielle ou à la viscosité du mélange.

Nous avons réalisé les suivis de perte de charge et d'efficacité pour les différents mélanges ci-dessus. Les résultats sont donnés sur la figure 3.18.



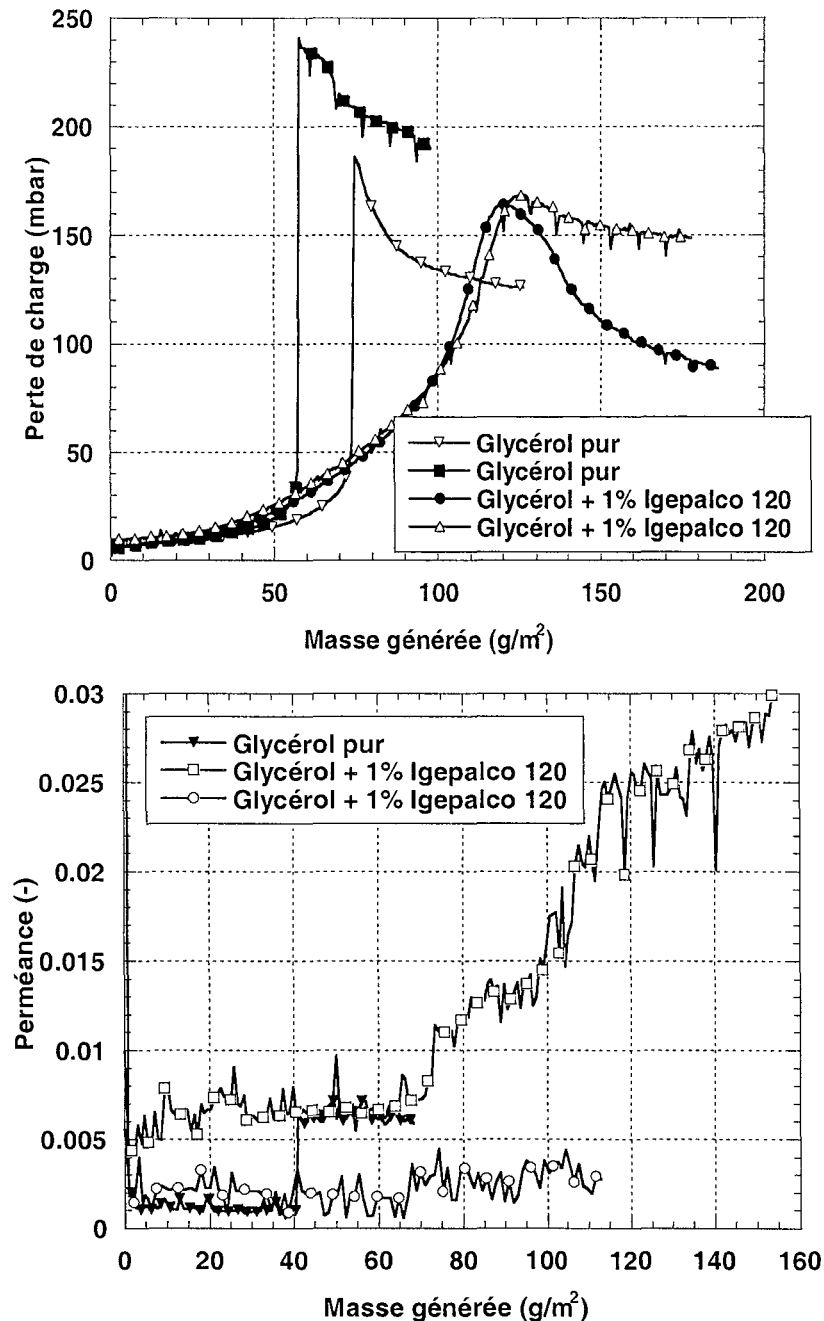


Figure 3.18 : Influence d'ajout de tensioactifs sur la perte de charge et la perméance d'un filtre D309 subissant un aérosol de glycérol (vitesse de filtration :  $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$  ;  $d_{50}=0,24\mu\text{m}$  ;  $\sigma_g=1,96$ )

La figure 3.18 montre que pour cette série d'expériences il y a une différence très nette sur l'évolution de la perte de charge du filtre entre un colmatage par le glycérol avec et sans tensioactif. Cependant l'utilisation de glycérol comporte des désavantages considérables comparé au DEHS : le glycérol comporte un certain pourcentage d'eau qui risque de s'évaporer en amont du filtre (ce qui modifierait considérablement la granulométrie de l'aérosol) voire une fois collectée sur le filtre (ce qui modifierait la masse collectée de liquide et fausserait donc les représentations). De plus, comme le montre la figure 3.18, il est difficile d'obtenir une reproductibilité des mesures avec le glycérol. Le troisième inconvénient du glycérol est le fait qu'on n'ait pas pu observer de drainage qui constitue pourtant une caractéristique primordiale sur laquelle la tension superficielle risque d'influer.

Cependant au vu de l'allure de l'évolution de la perte de charge et de la perméance pour le glycérol seul, on peut imaginer que les gouttes de glycérol se déposent sur les fibres au début de la filtration sans mouiller les fibres de verre, ne se déplacent pas au fur et à mesure que la filtration progresse. Arrive ainsi un point où toute la surface du filtre est recouverte de liquide, tous les pores (ou presque) sont bouchés ce qui fait augmenter la perte de charge très rapidement (déjà observé par Pénicot (1998)) jusqu'à des niveaux très élevés jamais atteints avec le DEHS. On a effectivement pu observer des gouttelettes sur la surface des filtres qui ressemblent à des « perles de rosée ». Cette « rosée » recouvre de plus en plus la surface jusqu'à totalement obstruer le filtre au moment du saut de perte de charge. On observe également une augmentation de la perméance au moment où la perte de charge augmente. Mais la reproductibilité des mesures n'est pas satisfaisante ici non plus. La diminution consécutive de la perte de charge peut être attribuée à une délocalisation des gouttelettes de la surface et à une réouverture de pores du filtre. La perte de charge diminue. En ce qui concerne le glycérol avec le tensioactif, on retrouve à peu près la même allure, mais beaucoup plus arrondie cette fois. On peut donc penser que la baisse de la tension superficielle occasionne ici un mouillage partiel des fibres par le liquide de façon à ce que des pores se rouvrent bien avant que la totalité des pores ne soient bouchés. En effet on n'observe plus la « rosée » sur la surface du filtre comme c'était le cas avec le glycérol seul. La viscosité plus élevée de ce mélange explique peut-être l'absence de drainage dans ce cas : le liquide mouille mieux les fibres, mais s'écoule moins bien vers le bas du filtre.

En ce qui concerne l'efficacité des filtres au cours des expériences décrites, l'ajout de tensioactif a dans tous les cas fait diminuer l'efficacité moyenne au cours de la filtration. De plus on a pu observer une augmentation drastique de la perméance pour le glycérol avec le tensioactif après la montée brusque de la perte de charge. La viscosité plus élevée dans ce cas pourrait également contribuer à cette perméance plus élevée par une adhésion moindre des particules aux fibres.

Pour résumer, une distinction doit être faite entre les aérosols liquides qui mouillent les fibres et ceux qui ne les mouillent pas. L'évolution de la perte de charge et le mécanisme de colmatage ne semblent pas être comparables dans ces deux cas. Deux choix s'offrent à tout industriel amené à filtrer des aérosols liquides : le choix d'un couple filtre – liquide à mouillage parfait procure une maîtrise plus facile du système. En effet l'évolution de la perte de charge est plus reproductible est plus prévisible. Le revers de la médaille semble être une efficacité nettement amoindrie. Le choix d'un couple filtre – liquide dont le mouillage est mauvais donne effectivement une bien meilleure efficacité, mais nécessite également un entretien beaucoup plus soutenu à cause de la maîtrise du système plus difficile.

Cependant cette étude de l'influence de la tension superficielle, difficile à réaliser en pratique à cause du lien intrinsèque avec la viscosité, n'a été qu'effleurée ici. Beaucoup de résultats restent à être découverts et confirmés.

### 3.2.6. CONCLUSION

Dans la première partie de ce chapitre nous avons étudié l'influence du filtre, de la vitesse de filtration, de la distribution de taille de particules et de la tension superficielle sur la perte de charge, la perméance totale et les perméances spectrales de filtres en fibres de verre. Les deux filtres testés présentent une évolution de perméance opposée avec le temps de filtration. Alors

que la perméance du filtre de moyenne efficacité diminue au cours du temps, celle du filtre à haute efficacité subit une augmentation (ce qui confirme les résultats de Payet et al. (1992)). Ce résultat rappelle ceux de Conder et Liew (1989) qui eux aussi ont trouvé des variations opposées d'efficacité. Cependant ces auteurs ont attribué ces comportements opposés à des mécanismes de capture et des valeurs de compacité différents. En ce qui concerne l'influence de la vitesse de filtration, l'allure générale est identique pour toutes les vitesses : l'évolution abrupte de la perte de charge a toujours lieu plus tôt pour une vitesse de filtration plus élevée. Le changement rapide de la perméance est également toujours simultané à la montée rapide de perte de charge. L'autre conclusion importante qu'on peut tirer de cette série d'expériences est le fait que la perméance est d'autant plus basse que la vitesse de filtration est élevée, i.e. qu'en filtration des aérosols liquides des vitesses de filtration élevées sont préconisées afin de maintenir les perméances aussi basses que possibles même si des pertes de charge plus élevées en sont la conséquence. Ceci va à l'encontre des résultats des résultats de Stevens et Moyer (1989) qui ont trouvé une décroissance de l'efficacité avec le débit. Il est beaucoup plus difficile de tirer des conclusions univoques concernant l'influence du diamètre de particule sur la perméance. L'allure générale est toujours la même (diminution de perméance pour le filtre de moyenne efficacité, augmentation pour le filtre de haute efficacité), mais l'ordre relatif des perméances n'est plus aussi clair qu'auparavant. Pour les plus petites particules, la perméance est la plus faible pour la vitesse la plus élevée et inversement comme c'était le cas pour la perméance totale. Malheureusement ceci n'est plus vrai pour les particules de taille supérieure. Pour ces tailles de particules il est plus difficile de trouver une suite logique dans l'évolution de la perméance. Des mesures plus précises seraient probablement nécessaires pour obtenir une vue plus claire de l'évolution de la perméance avec le diamètre de particule. Ceci est cependant difficile à réaliser à cause du nombre important de particules qu'il faut échantillonner pour mesurer l'efficacité d'un filtre de moyenne efficacité.

Au cours des expériences s'intéressant plus spécifiquement au débit de drainage, nous avons pu voir que ce débit de drainage est sensiblement identique pour tous les filtres et correspond (à l'erreur expérimentale près) au débit de génération arrivant sur le filtre. On peut donc conclure que le palier de drainage est effectivement un état pseudo-stationnaire, à savoir que le filtre capte autant de liquide qu'il en draine. Ces expériences nous ont également permis de vérifier que les bilans de matière des expériences bouclent. Deux corrélations ont également pu être obtenues pour la perte de charge en fin de filtration, une en fonction de la classe d'efficacité et une autre qui rassemble tous les filtres testés. Elles ont cependant le désavantage de nécessiter la connaissance du diamètre de fibre obtenu par traitement numérique des images MEB. Quant à l'influence de la tension superficielle, il est très difficile de l'étudier du fait de son lien inséparable avec la viscosité. Il est difficile de faire la part des choses attribuables à l'un ou à l'autre des deux facteurs. Le tableau 3.7 ci-dessous résume les influences des différents facteurs étudiés sur l'efficacité des deux filtres.

	Perméance A320	Perméance D309
Temps de filtration ↗	↘	↗
Vitesse de filtration ↗	↘	↘
Diamètre de particules ↗	?	?
Tension superficielle ↗	?	?
Viscosité		

Tableau 3.7 : Evolution de la perméance avec les quatre facteurs étudiés

### 3.3. INFLUENCE DE L'INTERRUPTION DE LA GENERATION DE PARTICULES SUR L'EVOLUTION DE LA PERTE DE CHARGE

Jusqu'ici nous nous sommes toujours efforcés de maintenir la génération de particules aussi continue et constante que possible. Or dans un grand nombre de cas, la génération d'aérosols n'est pas continue (i.e. 24h/24) et donc les systèmes de filtration n'opèrent en général pas de façon continue comme nous allons pouvoir l'observer pour les mesures réalisées sur le site industriel de la société des Forges de Froncles (Groupe Eurodec).

#### 3.3.1. CAS INDUSTRIEL DES FORGES DE FRONCLES

La société des Forges de Froncles, implantée sur un site industriel d'environ 10 ha situé à Froncles (52), emploie environ 240 personnes et est spécialisée dans le décolletage, l'usinage et la frappe à froid de pièces métalliques destinées à 85% à l'industrie automobile. L'usine comporte environ une centaine de machines dans lesquelles les pièces de métal sont aspergées d'une huile entière afin de réduire au maximum les élévations de température dues à la déformation du matériau. Comme nous l'avons vu dans le chapitre 3.1, pendant cette opération des petites gouttelettes d'huile peuvent se retrouver en suspension dans l'air soit par éclaboussures mécaniques, soit par évaporation-condensation. L'air ainsi pollué est aspiré dans un des six épurateurs d'air dont cinq sont fournis par Promindus® et un par Apogée®. L'épurateur Promindus® sur lequel les mesures décrites ci-dessous ont été réalisées est composé de 2 compartiments à fonctionnement alterné. Un compartiment comprend 6 unités de filtration de 4 filtres (2 préfiltres, 1 filtre à moyenne efficacité, un filtre à très haute efficacité). Une unité comprend :

- 1 séparateur de gouttes pour protéger les filtres des déchets et copeaux métalliques
- 1 séparateur de gouttes en polypropylène « RP6 » (85% Ashrae gravimétrique)
- 1 filtre moyenne efficacité « PRP3E » (95% Ashrae gravimétrique)
- 1 filtre terminal « GPA05 » (95% DOP)

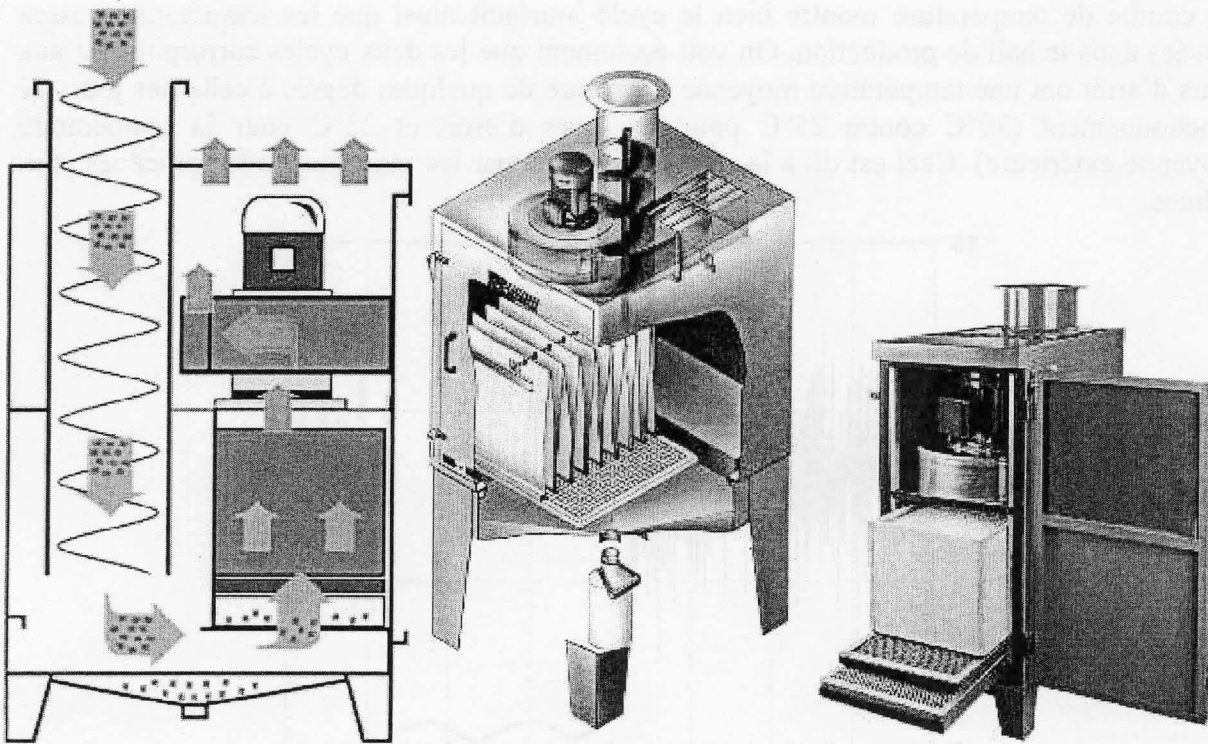


Figure 3.19: Schéma de fonctionnement (gauche), vue intérieure (milieu) et photo (droite) d'un épurateur d'air semblable à ceux utilisés par la société des Forges de Froncles.

Nous avons suivi la température, la vitesse de sortie de l'air, la concentration et la perte de charge d'un des compartiments pendant une durée d'environ 160 heures dont 2 jours d'arrêt de la production. Les figures présentées ci-dessous (notamment les figures 3.21 à 3.23) montrent clairement que le dispositif de filtration de l'air est arrêté en même temps que la production (heures 80 à 130) et reprend son activité également en même temps.

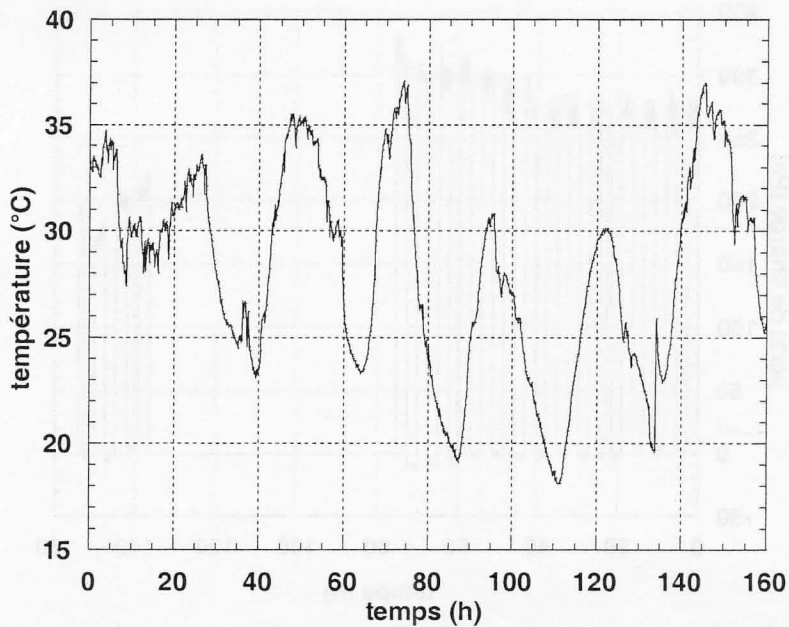


Figure 3.20: Suivi de la température du hall d'usine des Forges de Froncles du 4 juin au 11 juin 2003.

La courbe de température montre bien le cycle jour/nuit ainsi que les températures assez élevées dans le hall de production. On voit également que les deux cycles correspondant aux jours d'arrêt ont une température moyenne inférieure de quelques degrés à celle des jours de fonctionnement (30°C contre 25°C pour les jours d'arrêt et 22°C pour la température moyenne extérieure). Ceci est dû à la chaleur produite par les machines et les procédés eux-mêmes.

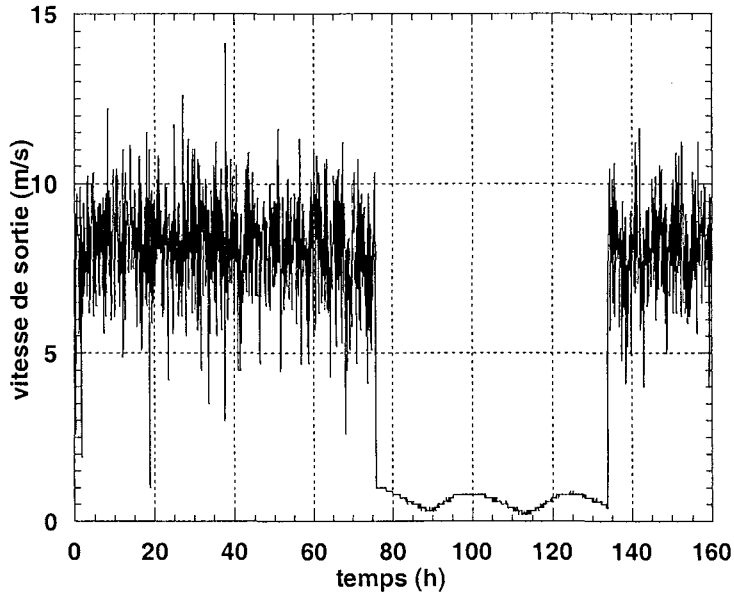


Figure 3.21: Suivi de la vitesse de sortie de l'air de l'épurateur du 4 juin au 11 juin 2003

La vitesse de sortie, mesurée par tube de Pitot, est assez constante en moyenne et relativement importante; cependant il s'agit de la vitesse de rejet dans l'atelier au niveau de la grille de sortie. La vitesse à travers le medium filtrant est beaucoup plus faible du fait de la surface de filtration importante.

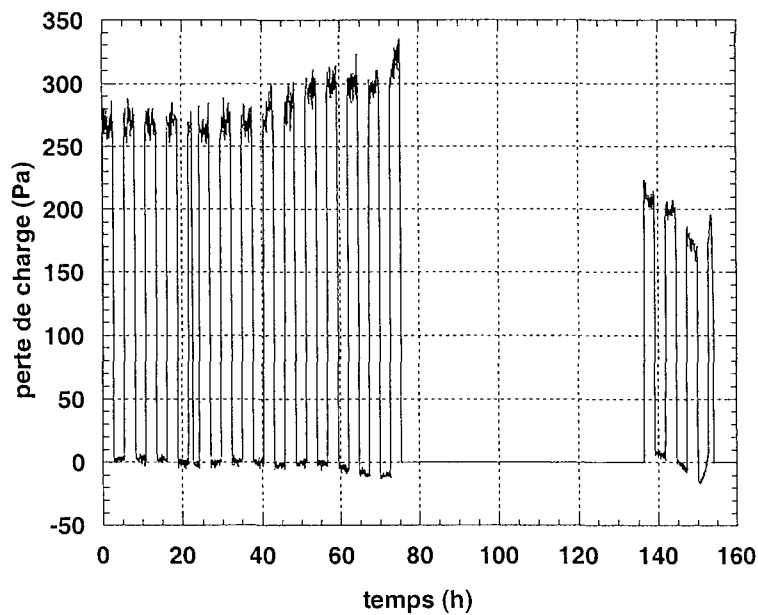


Figure 3.22: Suivi de la perte de charge du dispositif filtrant du 4 juin au 11 juin 2003

On peut voir également que la perte de charge augmente légèrement en moyenne avant l'interruption de la production. Les interruptions répétées de quelques heures sont dues au basculement du dispositif de filtration au dispositif jumeau. En effet chaque dispositif filtrant est composé de deux filtres identiques dont l'un est toujours en fonctionnement alors que l'autre est au repos. Cependant la perte de charge ne reprend pas au même niveau après l'interruption de deux jours. Ceci peut être dû à un écoulement de l'huile des filtres pendant la période d'inoccupation.

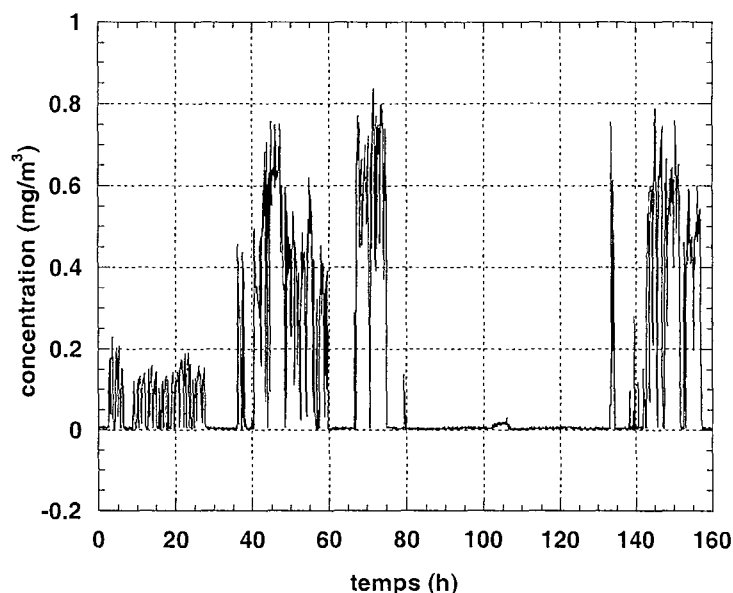


Figure 3.23: Suivi de la concentration en aval du dispositif filtrant du 4 juin au 11 juin 2003

La concentration mesurée par compteur optique Grimm 1.108 de l'aérosol en sortie reste toujours en dessous de la limite recommandée par l'INRS (1995) de  $1 \text{ mg.m}^{-3}$  (limite légale =  $5 \text{ mg.m}^{-3}$ ). Il est matériellement impossible de déterminer l'efficacité du filtre sur une durée aussi longue sans saturer le compteur. Les différents niveaux de concentration sont tributaires du nombre et du genre de postes de travail qui sont en fonctionnement ou non. Il s'agit donc ici d'un dispositif d'épuration de l'air qui fonctionne d'une manière parfaitement satisfaisante.

Au vu de ces mesures il nous a semblé intéressant et important de savoir si l'interruption de la génération d'aérosols et l'interruption consécutive ou non de la filtration ont des conséquences sur la perte de charge et l'efficacité des media filtrants. Et si tel est le cas, quelle est la meilleure stratégie à adopter afin de garder la perte de charge au niveau le plus bas possible tout en maintenant l'efficacité au niveau désiré?

En laboratoire, une série d'expériences a été menée au cours de laquelle nous avons testé l'influence de différents facteurs sur la perte de charge, l'efficacité du filtre ou le profil de pénétration:

- le stade de la filtration où l'interruption a été effectuée
- la vitesse de perméation d'air propre pendant le repos
- la position du filtre (horizontal ou vertical)

### 3.3.2. DISPOSITIF EXPERIMENTAL, FILTRE ET LIQUIDE UTILISES ET PROCEDURE EXPERIMENTALE

Le dispositif expérimental du LSGC a été utilisé pour les expériences décrites ci-dessous. Il est décrit dans le chapitre 1.

Nous avons utilisé les filtres AX4450 et AX1923 également décrit dans le chapitre 1 (tableau 1.6). Le liquide utilisé est un aérosol polydispersé de DEHS.

Les expériences étudiant l'influence d'une génération de particules intermittente ont été réalisées selon la procédure générale décrite au chapitre 3.2, ayant comme particularité de se dérouler en trois étapes distinctes :

- Une période de colmatage de 40 minutes à  $30 \text{ Nl.min}^{-1}$  ( $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$ ). Cette première étape de colmatage est commune à toutes les expériences (en ce qui concerne la vitesse et la durée).
- Une phase de « repos » pendant laquelle de l'air propre traverse le filtre à une vitesse variant de 0 à  $56,8 \text{ cm.s}^{-1}$  selon les expériences. Cet air traverse le filtre dans le même sens que précédemment pendant la période de colmatage. Il ne s'agit donc pas d'un décolmatage au sens conventionnel du terme mais une perméation à l'air.
- Une deuxième période de colmatage identique à la première (40 minutes,  $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$ )

Pour certaines expériences une deuxième phase de « repos » et une troisième période de colmatage ont été effectuées.

On obtient ainsi des évolutions de perte de charge comme celle montrée dans la figure de principe 3.24.

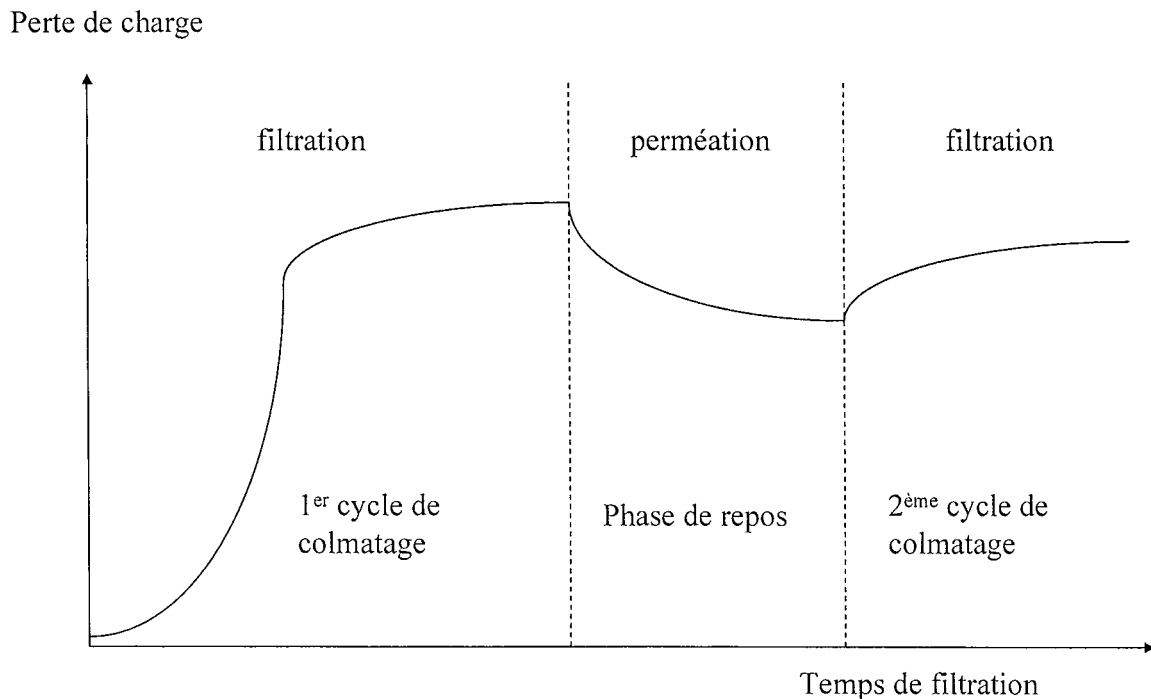


Figure 3.24 : Figure de principe d'évolution de la perte de charge pendant les phases de filtration et de perméation



Dans la majorité des figures ci-dessous l'évolution de la perte de charge pendant la phase de repos a été coupée pour des raisons de lisibilité des courbes.

### 3.3.3. RESULTATS ET DISCUSSION

#### 3.3.3.1. Influence de l'interruption de génération

Dans une première étape il s'agit de voir si on sait reproduire à l'échelle du laboratoire ce qu'on a observé sur le site industriel, à savoir une différence de perte de charge avant et après une interruption de filtration.

La figure 3.25 ci-dessous montre la perte de charge pour un essai de filtration sans interruption et un essai de filtration avec un repos de 40 minutes à une vitesse de perméation à l'air propre de  $0 \text{ cm s}^{-1}$ .

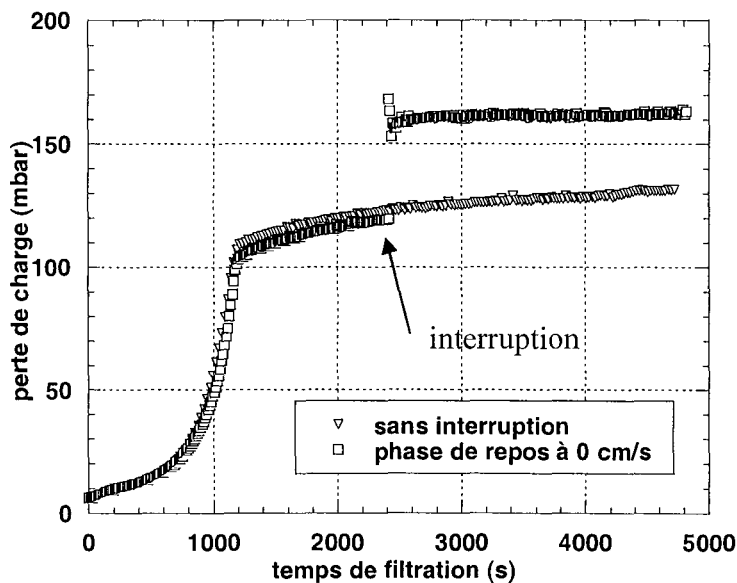


Figure 3.25 : Comparaison avec et sans interruption (filtre AX4450, aérosol de DEHS ( $3,1 \text{ g.m}^{-3}$  ;  $d_{50}=0,18\mu\text{m}$ ), vitesse de filtration  $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$ )

Le temps correspondant à la phase de repos a été supprimé de la figure 3.25 et indiqué par une flèche pour faciliter la comparaison des deux courbes.

On remarque une nette augmentation de la perte de charge (de l'ordre de 30 mbar) après l'interruption de la génération lors de la phase stationnaire. Il s'agit alors de déterminer si une interruption de la génération à un autre stade de la filtration entraîne les mêmes conséquences.

Pour les expériences présentées sur la figure 3.26, le premier cycle a été arrêté à différents stades du colmatage:

- au début de la montée exponentielle,
- à la fin de la montée exponentielle
- une fois le palier de drainage atteint.

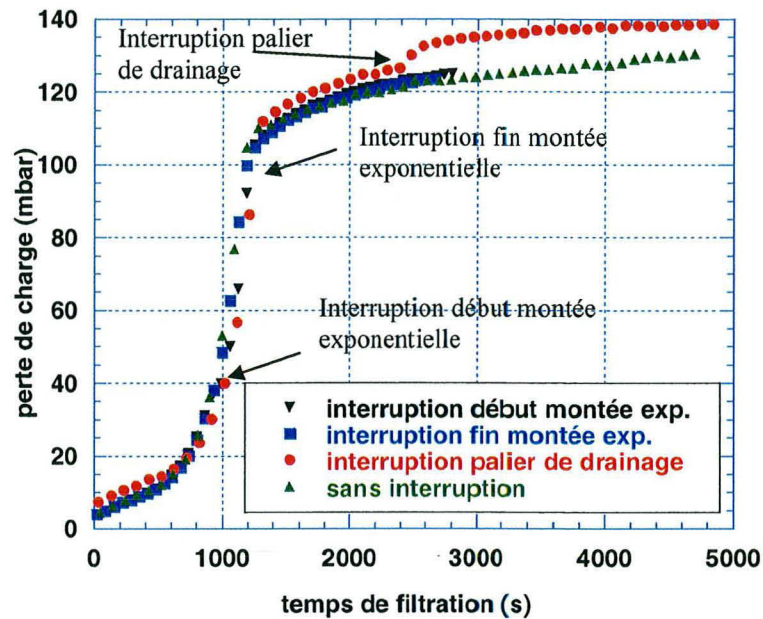


Figure 3.26 : Influence du point d'interruption (filtre AX4450, aérosol de DEHS ( $3,1 \text{ g.m}^{-3}$  ;  $d_{50}=0,18\mu\text{m}$ ), vitesse de filtration  $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$ )

Comme le montre la figure 3.26, l'interruption de la génération de particules avant le palier de drainage n'a pas d'influence sur l'évolution de la perte de charge. Seule une interruption de la génération sur le palier de drainage engendre un changement de l'évolution de la perte de charge après le repos. C'est la raison pour laquelle toutes les expériences restantes ont été effectuées en interrompant la génération lors du palier de drainage.

### 3.3.3.2. Influence de la vitesse de perméation pendant le repos

Des expériences ont été mises en oeuvre suivant le protocole expérimental décrit au paragraphe 3.3.2. afin d'étudier l'influence de la vitesse de perméation d'air propre pendant le repos sur la perte de charge. Les résultats sont les suivants (figure 3.27).

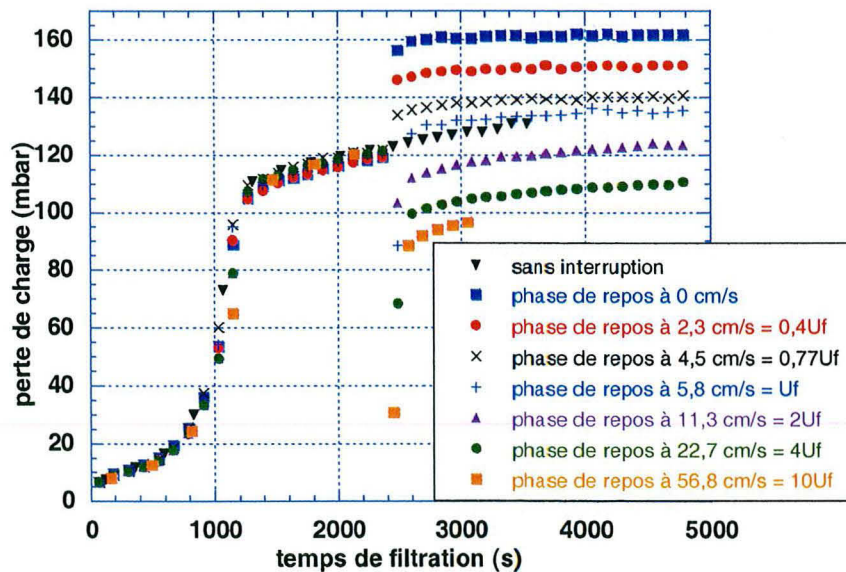


Figure 3.27 : Influence de la vitesse de perméation pendant la phase de repos sur la perte de charge (filtre AX4450, aérosol de DEHS ( $3,1 \text{ g.m}^{-3}$  ;  $d_{50}=0,18\mu\text{m}$ ), vitesse de filtration  $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$ )

On remarque tout d'abord la très bonne reproductibilité des mesures. On voit également que plus la vitesse pendant l'interruption de colmatage est élevée (à durée de repos identique), plus la perte de charge finale du filtre est basse. Il faut préciser qu'à aucun moment de la filtration, le phénomène de réentraînement d'aérosol n'a été observé. Une perméation à l'air propre dans le sens de la filtration permet ainsi d'éviter ou de réduire cette augmentation de la perte de charge (par rapport à la simple interruption de génération). Une perméation à une vitesse plus élevée que la vitesse de filtration permet même d'abaisser la perte de charge. Cette technique pourrait ainsi constituer un moyen de régénérer les filtres en filtration d'aérosols liquides, régénération qui n'est pas encore pratiquée aujourd'hui. Des études technico-économiques seraient évidemment nécessaires afin de vérifier l'applicabilité de la méthode, autant du point de vue du coût énergétique que du point de vue de la résistance mécanique.

La figure 3.28 montre la diminution de la perte de charge finale (après le 2<sup>ème</sup> cycle de filtration) en fonction de la vitesse.

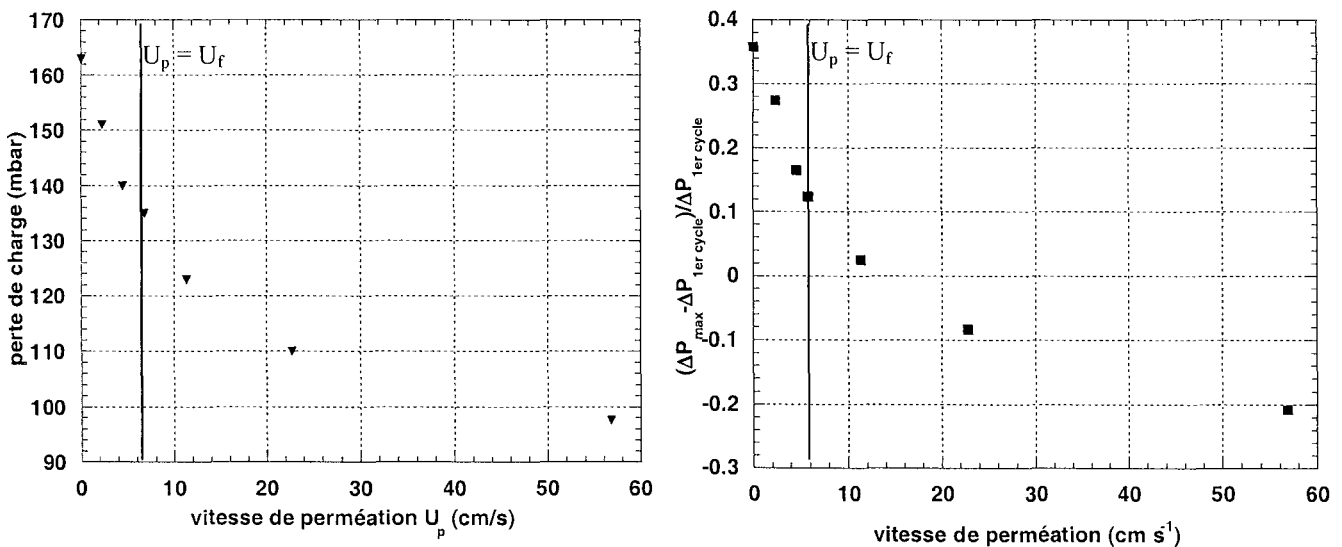


Figure 3.28 : Perte de charge finale  $\Delta P_{\text{max}}$  (gauche) et augmentation de la perte de charge adimensionnelle entre le 1<sup>er</sup> et le 2<sup>ème</sup> cycle (droite) en fonction de la vitesse de perméation pendant le repos (filtre AX4450, aérosol de DEHS ( $3,1 \text{ g.m}^{-3}$  ;  $d_{50}=0,18\mu\text{m}$ ), vitesse de filtration  $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$ )

Sur ces deux courbes on peut voir que la perte de charge diminue de façon quasi exponentielle en fonction de la vitesse de perméation. Ceci nous conforte dans la suggestion d'utiliser de fortes vitesses autant pendant les phases de filtration que pendant les phases de repos : en effet ceci permet de maintenir la perte de charge à des niveaux inférieurs à ceux d'un repos simple. Sur la figure de droite on peut également voir que, à l'erreur expérimentale près, pour une vitesse de perméation supérieure à la vitesse de filtration la perte de charge finale (après le 2<sup>ème</sup> cycle de filtration) est inférieure à celle d'avant le repos et inversement.

Deux hypothèses ont été avancées pour expliquer cette diminution de la perte de charge avec la vitesse de perméation pendant la phase de repos:

- l'établissement d'un équilibre thermodynamique/hydrodynamique par des forces capillaires conduisant à une répartition différente du liquide capturé sur les fibres après le repos par rapport à la répartition après le premier cycle. Cet équilibre est

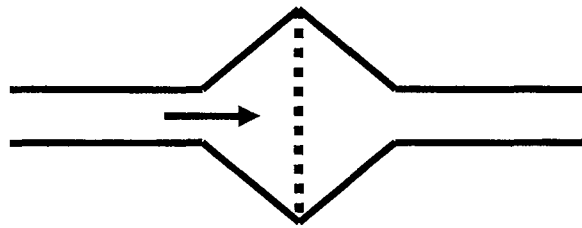
supposé inatteignable pendant la filtration à cause du flux d'air et de l'aérosol arrivant sur le filtre.

- la modification de la structure initiale du filtre, p.ex. compression, gonflage des fibres, ...

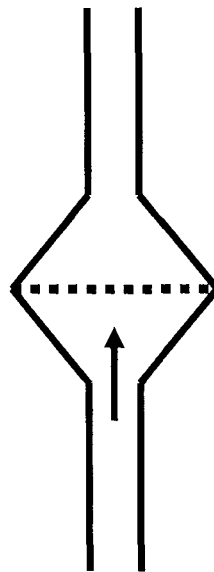
### 3.3.3.3. Influence de la position du filtre

Pour tester la première hypothèse des essais ont été effectués à deux orientations différentes:

- en flux horizontal avec le filtre en position verticale (position habituelle)



- en flux vertical, avec le filtre en position horizontale, position qui empêche largement le drainage et donc l'installation de l'hypothétique équilibre thermodynamique.



Les résultats de ces expériences sont résumés sur les figures 3.29 à 3.31.

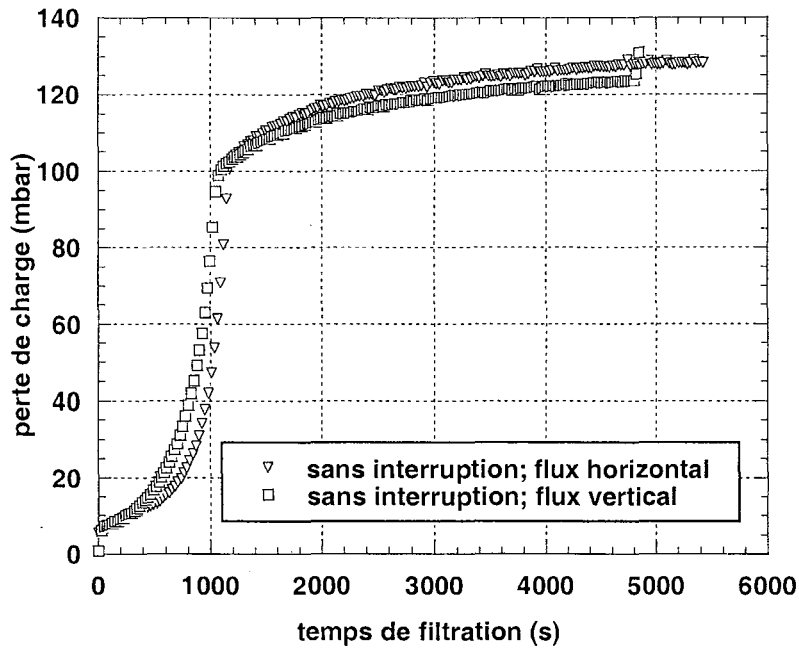


Figure 3.29 : Comparaison flux horizontal – flux vertical sans interruption (filtre AX4450, aérosol de DEHS ( $3,1 \text{ g.m}^{-3}$  ;  $d_{50}=0,18\mu\text{m}$ ), vitesse de filtration  $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$ )

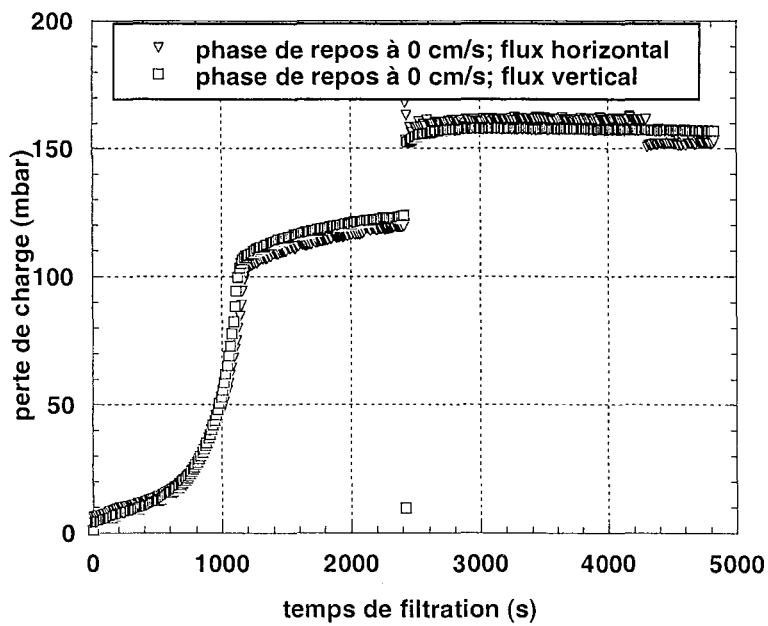


Figure 3.30 : Comparaison flux horizontal – flux vertical pour une phase de repos à une vitesse de perméation de  $0 \text{ cm s}^{-1}$  (filtre AX4450, aérosol de DEHS ( $3,1 \text{ g.m}^{-3}$  ;  $d_{50}=0,18\mu\text{m}$ ), vitesse de filtration  $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$ )

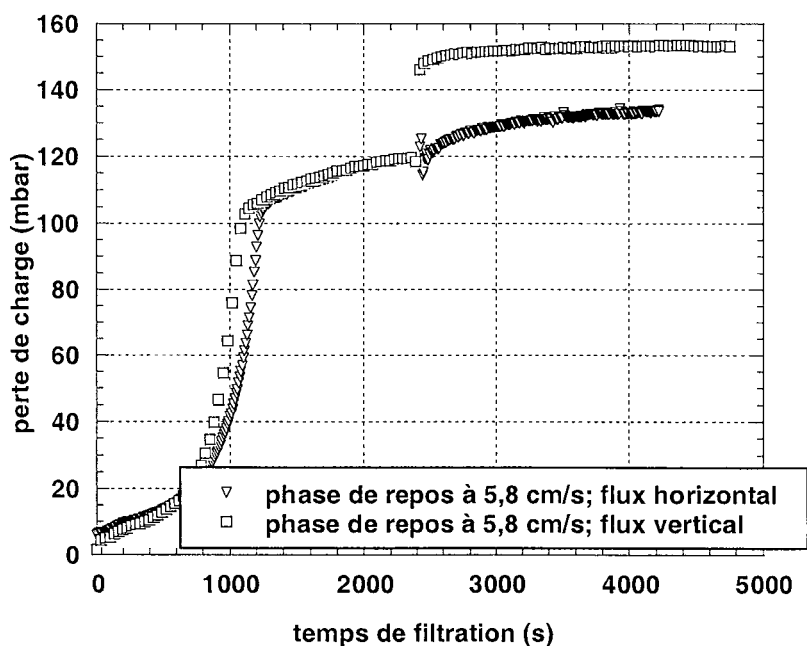


Figure 3.31 : Comparaison flux horizontal – flux vertical pour une phase de repos à une vitesse de perméation de  $5,8 \text{ cm s}^{-1}$  (filtre AX4450, aérosol de DEHS ( $3,1 \text{ g.m}^{-3}$ ;  $d_{50}=0,18\mu\text{m}$ ), vitesse de filtration  $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$ )

Sur ces graphiques on constate qu'il n'y a pas de différences notables entre les deux configurations géométriques notables du filtre pour les expériences avec ou sans interruption à une vitesse de perméation de  $0 \text{ cm.s}^{-1}$  pendant le repos. Par contre pour le repos à  $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$ , on remarque qu'il y a une différence de perte de charge d'environ 20 mbar (environ 15%) entre la filtration verticale et horizontale. Ce résultat laisse penser que le drainage est favorisé par le passage d'un flux d'air de grande vitesse si le filtre se trouve en position horizontale. Il semble donc que le drainage soit accéléré (une même quantité de liquide draine à une plus grande vitesse d'écoulement) ou augmenté (une quantité de liquide plus importante commence à drainer mais toujours à la même vitesse) par le passage d'un flux d'air à une certaine vitesse.

#### 3.3.3.4. Evolution de la perte de charge et de la masse de liquide retenue pendant la phase de repos

Au vu de ces résultats, on peut se poser la question de la cinétique de diminution de la perte de charge. La figure 3.32 ci-dessous représente la baisse de la perte de charge en fonction du temps pendant le repos.

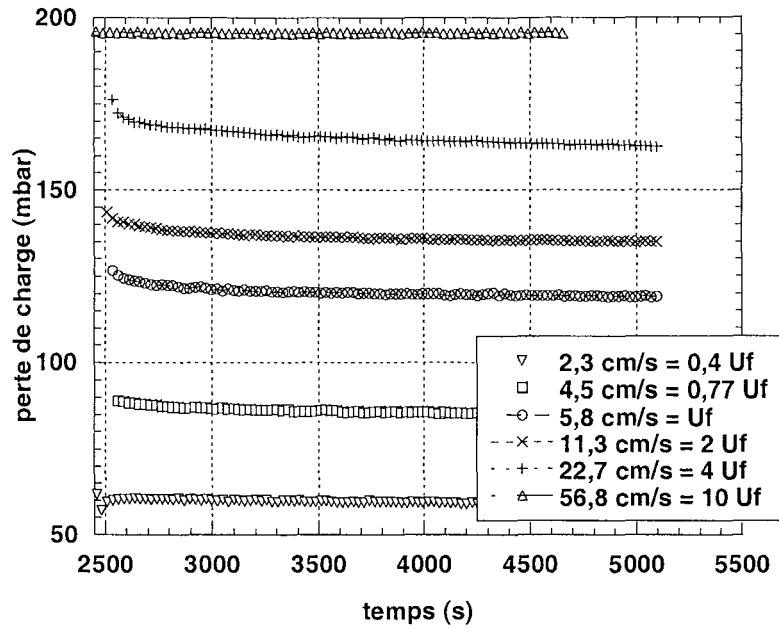


Figure 3.32 : Perte de charge pendant le repos pour différentes vitesses de perméation (filtre AX4450, aérosol de DEHS ( $3,1 \text{ g.m}^{-3}$  ;  $d_{50}=0,18\mu\text{m}$ ), vitesse de filtration  $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$ )

La cinétique de diminution de la perte de charge pendant la phase de perméation à l'air propre semble en effet, en première approximation, être indépendante de la vitesse. En effet toutes les courbes sont à peu près parallèles. En plus la diminution de la perte de charge suit, en première approximation, une loi du premier ordre. On peut surtout le voir sur les expériences réalisées à des vitesses intermédiaires ( $4,5 \text{ cm s}^{-1}$ ,  $5,8 \text{ cm s}^{-1}$  et  $11,3 \text{ cm s}^{-1}$ ) où la perte de charge diminue relativement rapidement au début pour se stabiliser lentement après. On peut donc penser qu'il existe une perte de charge limite vers laquelle on va tendre asymptotiquement si on poursuit la phase de repos pour des durées très longues.

Il a été observé au cours des expériences que la masse retenue au sein du filtre diminue quand la vitesse de passage de l'air propre pendant le repos augmente, à durée de repos égale. Ceci est vrai pour la masse retenue juste après le repos ainsi que pour la masse collectée après le deuxième cycle. La masse retenue après le premier cycle, identique pour toutes les expériences, est la même pour tous les filtres, à l'erreur expérimentale près.

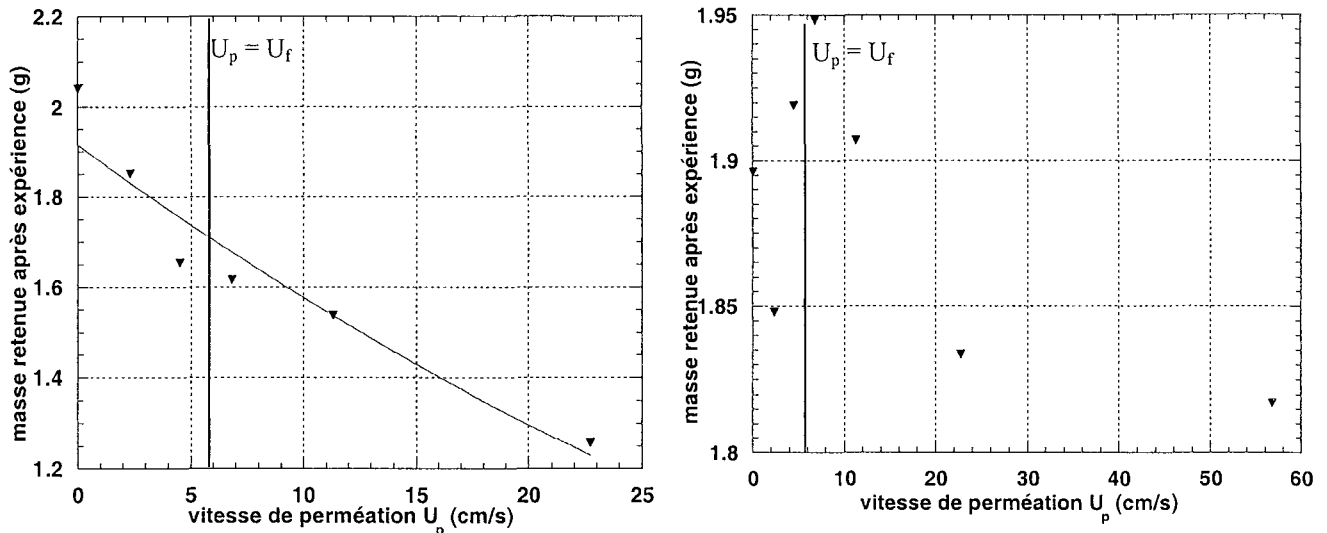


Figure 3.33 : Masse collectée après le repos (gauche) et après le 2<sup>ème</sup> cycle (droite) en fonction de la vitesse de repos (filtre AX4450, aérosol de DEHS ( $3,1 \text{ g.m}^{-3}$  ;  $d_{50}=0,18\mu\text{m}$ ), vitesse de filtration  $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$ )

On peut voir qu'en plus la décroissance de la masse collectée après le repos en fonction de la vitesse pendant le repos suit assez bien une loi exponentielle (figure 3.33).

### 3.3.3.5. Trois cycles avec deux repos - Théorie des « zones mortes »

On a effectué une série de mesures qui consistent en trois cycles de colmatage à une vitesse de filtration de  $5,8 \text{ cm s}^{-1}$  interrompus par deux phases de repos à des vitesses différentes. Les expériences décrites ici se déroulent donc en cinq étapes:

- un cycle de colmatage de 40 min à  $30 \text{ NI.min}^{-1}$  ( $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$ ) utilisant un filtre AX4450 et un aérosol de DEHS. Tous les colmatages des expériences décrites ci-dessous ont été effectués à cette vitesse.
- une phase de repos d'une heure pendant laquelle on effectue une perméation à l'air propre à travers le filtre à une vitesse comprise entre 0 et  $22,7 \text{ cm.s}^{-1}$
- un deuxième cycle de colmatage identique au premier
- une deuxième de repos d'une heure à des vitesses de perméation comprises entre 0 et  $22,7 \text{ cm.s}^{-1}$
- un troisième et dernier cycle de colmatage

Les protocoles, les masses collectées et les pertes de charge finales sont résumés dans le tableau 3.8.

Expérience	Vitesse 1 <sup>er</sup> repos ( $\text{cm.s}^{-1}$ )	Vitesse 2 <sup>ème</sup> repos ( $\text{cm.s}^{-1}$ )	Perte de charge finale (mbar)	Masse collectée finale (g)
A1	0	5,8	157	1,82
A2	5,8	0	156	2,13
B1	5,8	22,7	104	1,90
B2	22,7	5,8	123	2,00

Tableau 3.8 : Résumé des expériences à 3 cycles et 2 repos



On constate tout d'abord que l'ordre des repos joue un rôle dans l'évolution de la perte de charge, ce qui n'est pas étonnant: un repos à une vitesse plus élevée en dernier entraîne le drainage de plus de liquide, qui ne peut être entièrement remplacé lors du colmatage consécutif (la perte de charge reste donc plus basse) que si le repos à vitesse élevée est effectué en premier (voir expériences B1 et B2).

On observe également une non concordance entre la perte de charge finale et la masse collectée en fin d'expérience sur le filtre. Au vu des résultats des expériences A1 et A2 par exemple, la même perte de charge n'est pas du tout occasionnée par la même masse emprisonnée dans le medium filtrant. Il ne semble y avoir aucune relation entre la masse collectée sur le filtre et la perte de charge occasionnée. L'explication avancée pour expliquer ce phénomène est la suivante:

Il existe dans l'arrangement aléatoire des fibres du medium filtrant des « zones mortes » que l'écoulement ne peut pas atteindre pendant le premier cycle de colmatage à cause de sa vitesse et des lignes d'écoulement. Il s'agit par exemple de zones situées derrière des fibres ou aux alentours de croisements de fibres, etc. Ces zones sont vierges de liquide. Ces « zones mortes » n'ont donc, pendant cette phase de la filtration, aucune influence ni sur la masse collectée ou collectable, ni sur la perte de charge (figure 3.34).

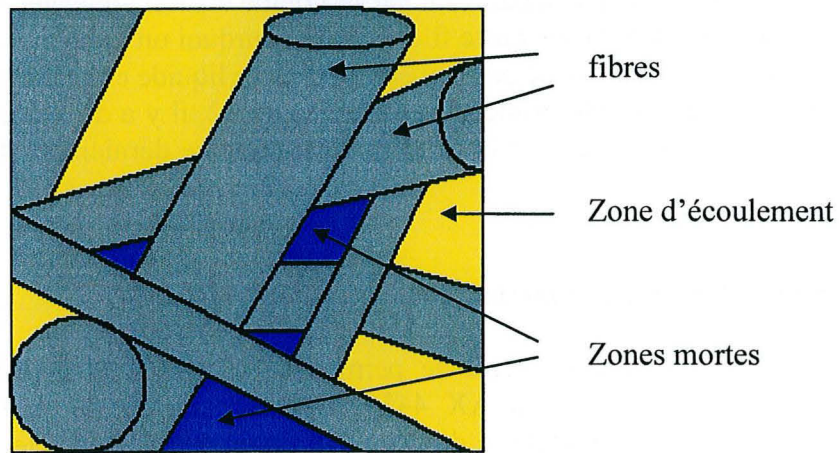


Figure 3.34 : Schéma du medium filtrant avant le repos

Pendant le repos par contre, le liquide peut se déplacer par capillarité et drainage au sein de l'amas de fibres et investir certaines de ces « zones mortes ». Ces zones ne sont donc plus vierges de liquide (figure 3.35).

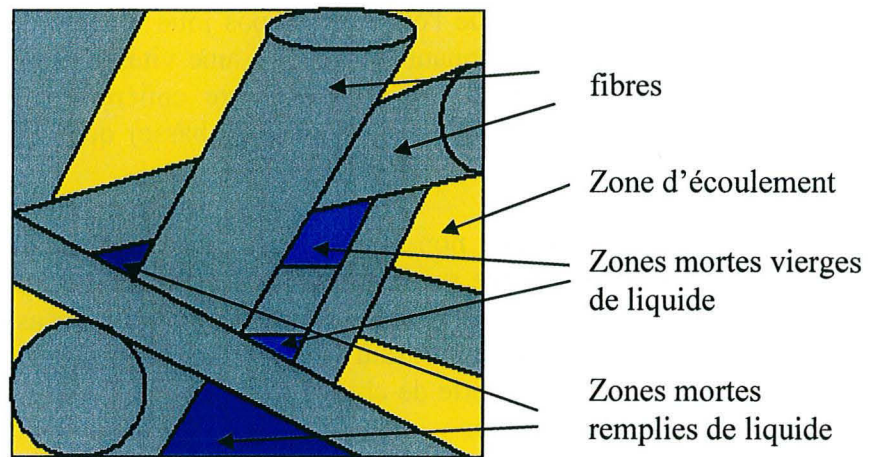


Figure 3.35 : Schéma du medium filtrant après le repos

Pendant le deuxième cycle de colmatage, la « zone morte » reste toujours « morte » pour l'écoulement, sa position géographique au sein du filtre n'ayant pas changé, elle n'a donc toujours pas d'influence sur la perte de charge du filtre en question. Par contre comme elle est maintenant remplie de liquide, elle a une influence sur la masse de liquide collectée au sein du filtre, l'endroit occupé auparavant par le liquide étant maintenant libre pour être occupé par le nouveau liquide arrivant sur le filtre. Voilà pourquoi un même niveau de perte de charge n'est pas forcément occasionné par la même masse de liquide collecté, la répartition du liquide dans le filtre jouant un rôle primordial. Dans le cas A2, il y a du liquide emprisonné dans le filtre qui n'a pas d'influence sur la perte de charge de ce dernier car il n'appartient pas à la zone d'écoulement.

### 3.3.3.6. Efficacité en fonction de la vitesse de repos

Des mesures d'efficacité (ou de perméance) ont également été effectuées au cours des expériences avec le filtre AX 4450. Dans le tableau 3.9 sont résumées les valeurs de l'efficacité et de la perméance du filtre à la fin du deuxième cycle en fonction de la vitesse de passage de l'air propre.

Masse collectée finale (g)	Vitesse au repos ( $\text{cm s}^{-1}$ )	Perméance
1,82	Sans interruption	0,0026
1,90	0	0,0058
1,85	2,3	0,0034
1,92	4,5	0,0059
1,95	5,8	0,0110
1,91	11,3	0,0019
1,833	22,7	0,0036

Tableau 3.9 : Perméance en fonction de la vitesse de repos (filtre AX4450, aérosol de DEHS ( $3,1 \text{ g.m}^{-3}$  ;  $d_{50}=0,18\mu\text{m}$ ), vitesse de filtration  $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$ )

Les résultats ne permettent pas de mettre en évidence de loi de variation entre ces paramètres. Il est vraisemblable que l'erreur expérimentale due à la mesure du Dekati est du même ordre de grandeur que la perméance elle-même. Le filtre AX 4450 est très efficace, ce qui réduit la capacité de détection des variations de la perméance en fonction de la vitesse du repos.

### 3.3.3.7. Profil de pénétration sur AX 1923

Pour réaliser des mesures de profil de pénétration du liquide à l'intérieur du medium filtrant, des expériences identiques aux précédentes ont été réalisées, avec comme seule différence le fait que six filtres AX 1923 de moyenne efficacité ont été mis en série, ceci afin de simuler un filtre découpé en six tranches successives.

La figure 3.36 montre une évolution caractéristique de la perte de charge de ces 6 filtres accolés pendant la filtration initiale.

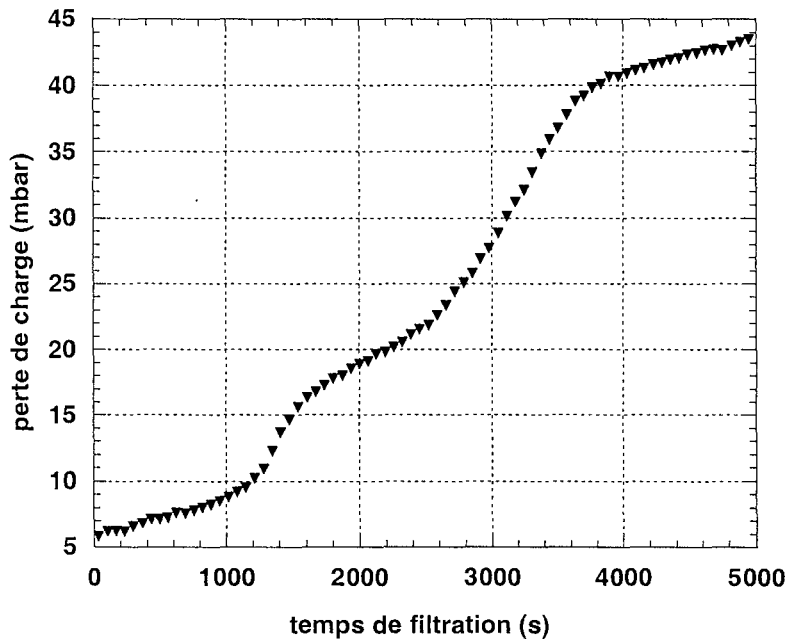


Figure 3.36 : Evolution de la perte de charge de 6 filtres AX1923 accolés pendant la filtration initiale (aérosol de DEHS ( $3,1 \text{ g.m}^{-3}$  ;  $d_{50}=0,18\mu\text{m}$ ), vitesse de filtration  $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$ )

La figure 3.36 comporte les montées de perte de charge successives qui ont lieu lors des colmatages successifs des six filtres en commençant par le filtre numéro 1 qui se trouve le plus en amont.

Les résultats de ces expériences de détermination de masse de liquide collecté sur chaque filtre sont montrés sur les figures 3.37 à 3.39.

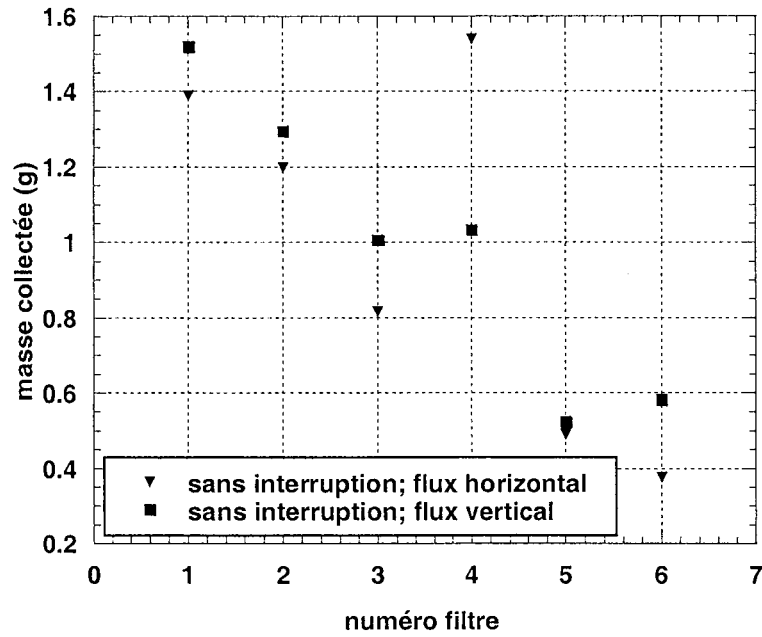


Figure 3.37 : Profil de pénétration après 2 cycles de colmatage sans interruption en phase stationnaire (filtre AX1923, aérosol de DEHS ( $3,1 \text{ g.m}^{-3}$  ;  $d_{50}=0,18\mu\text{m}$ ), vitesse de filtration  $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$ )

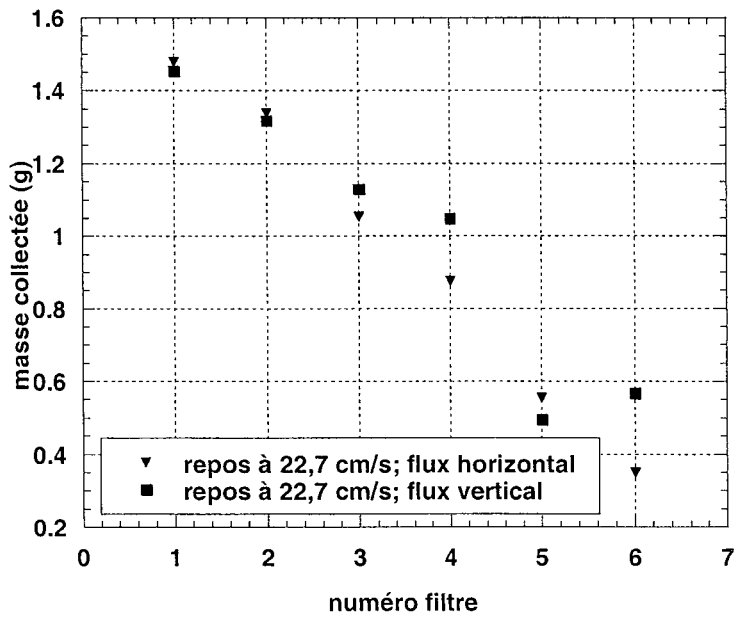


Figure 3.38 : Profil de pénétration après 2 cycles de colmatage (repos à  $0 \text{ cm.s}^{-1}$ ) (filtre AX1923, aérosol de DEHS ( $3,1 \text{ g.m}^{-3}$  ;  $d_{50}=0,18\mu\text{m}$ ), vitesse de filtration  $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$ )



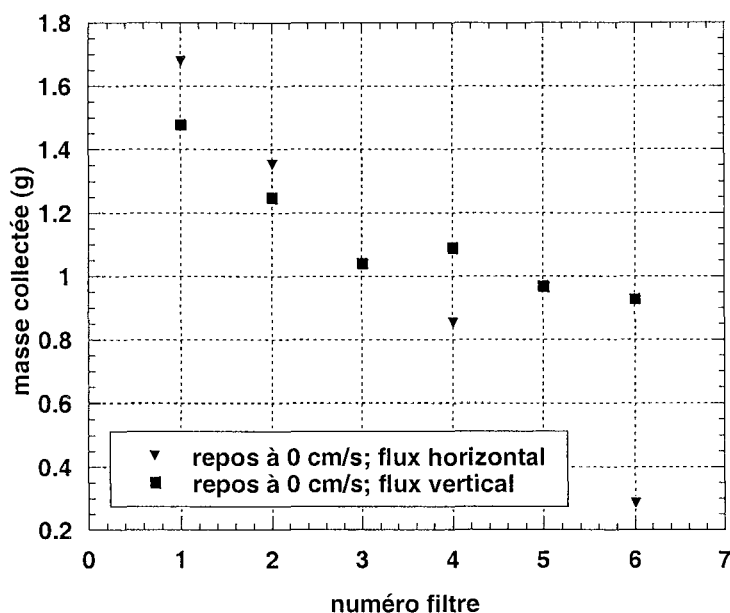


Figure 3.39 : Profil de pénétration après 2 cycles de colmatage (repos à  $22,7 \text{ cm.s}^{-1}$ ) (filtre AX1923, aérosol de DEHS ( $3,1 \text{ g.m}^{-3}$  ;  $d_{50}=0,18\mu\text{m}$ ), vitesse de filtration  $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$ )

Il n'est pas évident de tirer un renseignement univoque de ces courbes, surtout à cause de l'erreur expérimentale assez importante qui est inévitable dans ce genre de mesure. De plus aucune explication n'a pu être trouvée pour expliquer le caractère non monotone mais reproductible de la pénétration des filtres en flux horizontal sans interruption (figure 3.37).

On semble néanmoins confirmer le fait déjà annoncé antérieurement que le passage d'un flux d'air propre améliore le drainage et la répartition plus égale dans le filtre. En effet pour un repos à  $22,7 \text{ cm s}^{-1}$ , les différents filtres successifs contiennent une quantité plus régulière de liquide que pour un repos à  $0 \text{ cm s}^{-1}$  ou pour l'expérience sans repos du tout. Par contre il est difficile de tirer une conclusion sur l'influence de l'orientation de filtration, les expériences ne semblent pas concorder sur ce point.

### 3.3.4. CONCLUSIONS

Il ressort de ces différentes expériences que :

- l'interruption de la génération et du flux d'air sur le palier de drainage engendre une augmentation de la perte de charge du filtre après la reprise de la filtration normale. On n'a donc pas intérêt à interrompre le flux d'air à travers le filtre si on veut éviter une montée en perte de charge non négligeable. En revanche, une interruption avant d'avoir atteint le palier de drainage n'a pas d'influence notable sur la perte de charge après la reprise de la filtration.
- La perméation d'air propre, même à des vitesses très faibles ( $1 \text{ cm.s}^{-1}$ ), permet de maintenir la perte de charge à un niveau inférieur par rapport à l'interruption simple sans perméation d'air propre. Par ailleurs, plus le débit d'air est important plus la perte de charge diminue pendant la phase de repos.
- la cinétique de diminution de la perte de charge pendant le repos semble indépendante de la vitesse de perméation.

- la masse collectée sur le filtre après perméation est inférieure à celle après une interruption sans perméation. Par ailleurs, cette masse diminue avec l'augmentation de la vitesse pendant le repos. Ceci conforte la conclusion qu'une vitesse élevée améliore le drainage et qu'on a donc intérêt à utiliser des fortes vitesses de filtration.
- une même perte de charge n'est pas forcément occasionnée par la même masse collectée. Ceci est expliqué par la réorganisation du liquide au sein du filtre et notamment par le remplissage de certaines "zones mortes" pendant le repos, zones inaccessibles pendant la phase de filtration.
- Aucune conclusion immédiate n'a pu être tirée concernant l'efficacité en fonction de la vitesse du repos, ni le profil de pénétration, les erreurs expérimentales étant trop importantes sur ces expériences. On peut néanmoins dire que le filtre HEPA testé a gardé son efficacité réglementaire ( $\geq 99,97\%$ ) dans toutes les configurations.

### 3.4. MODELE PHENOMENOLOGIQUE DE LA PERTE DE CHARGE ET DE LA PERMEANCE

#### 3.4.1. ETUDE PRELIMINAIRE DE LA PERTE DE CHARGE

Pour expliquer l'évolution de la perte de charge d'un filtre colmaté, nous supposons que cette dernière est liée à une diminution de la section de passage de l'air au sein du filtre due à la formation d'un film liquide entre les fibres. Pour confirmer cette hypothèse, une série d'essais a été réalisée sur un filtre vierge D309 dont une partie de la surface a été masquée par un écran plastique imperméable de surface variable. Pour des raisons pratiques, cet écran est placé en aval (entre le filtre et la grille support) (figure 3.40). En position amont, il a tendance à se décoller de la surface du filtre. La vitesse en fût vide varie de 1 à 27  $\text{cm.s}^{-1}$ .

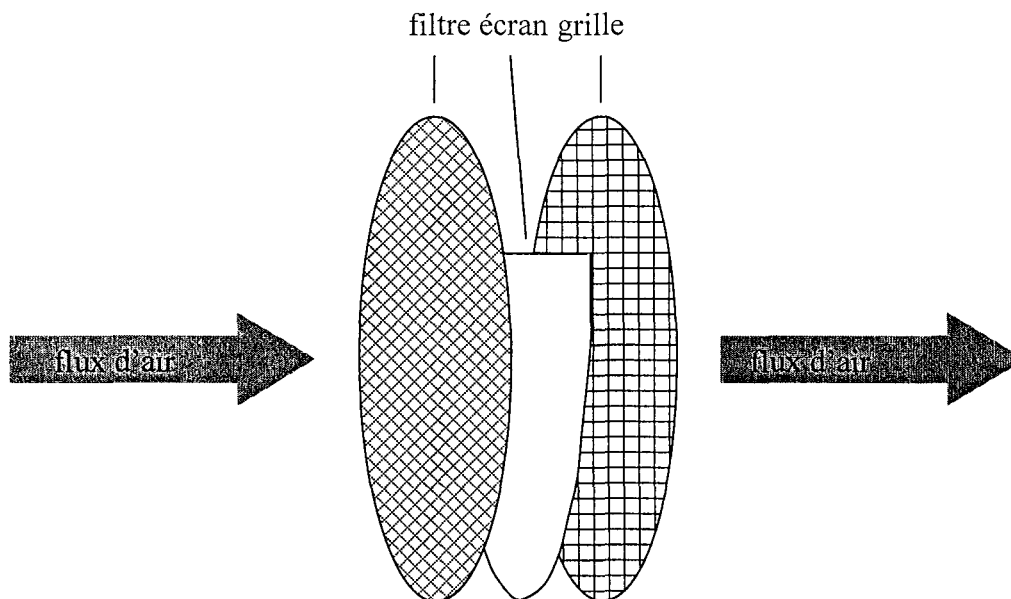


Figure 3.40 : Filtre D309 masqué (en partie) par un écran en plastique imperméable.

Le masque est placé dans la partie inférieure du filtre puisque les observations expérimentales ont mis en évidence la présence d'un film liquide dans cette zone. La figure 3.41 donne l'évolution de la perte de charge en fonction de la vitesse en fût vide du filtre D309 pour différents pourcentages de la surface masquée (0% (sans cache), 22%, 44%, 67%, 86% et 95%). La perte de charge du filtre partiellement obstrué augmente avec le pourcentage de surface cachée pour une même vitesse en fût vide.

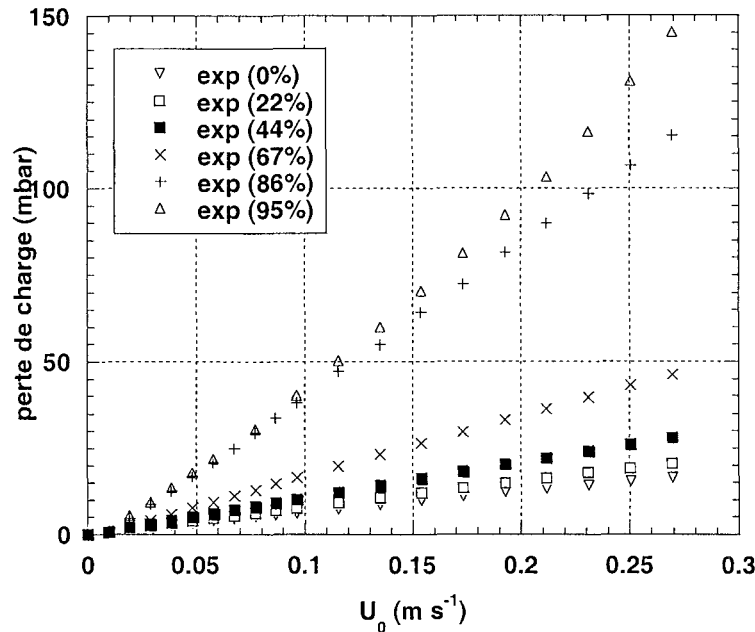


Figure 3.41: Perte de charge en fonction de la vitesse en fût vide  $U_0$  pour les différents taux de surface masquée testés

Afin de rassembler l'ensemble des points expérimentaux, nous proposons la relation suivante qui fait intervenir la vitesse en fût vide déterminée à partir de la surface du filtre restant perméable:

$$\Delta P_{f \text{ masqué}} = \frac{\Delta P_{f \text{ sans cache}}}{U_0} \cdot \frac{U_0}{1 - \%_{\text{masqué}}} \quad (3.11)$$

avec

$$\frac{\Delta P_{f \text{ sans cache}}}{U_0} = R_{\text{filtre}} : \text{la résistance du filtre vierge, après régression linéaire } R_{\text{filtre}} =$$

62,48 mbar.s  $m^{-1}$  pour le filtre D309

$U_0$  la vitesse en fût vide ( $m.s^{-1}$ ) calculée à partir de la surface totale du filtre

$\%_{\text{caché}}$  la fraction masquée du filtre

La figure 3.42 montre une bonne adéquation entre les points expérimentaux et le modèle (équation 3.11) excepté pour le cas où 95% du filtre sont masqués. Cette série de points n'a donc pas été représentée ici. Pour ce cas on peut vraisemblablement imputer la très grande différence entre expérience et modélisation à des perturbations des lignes de courant dues à des effets de bord.



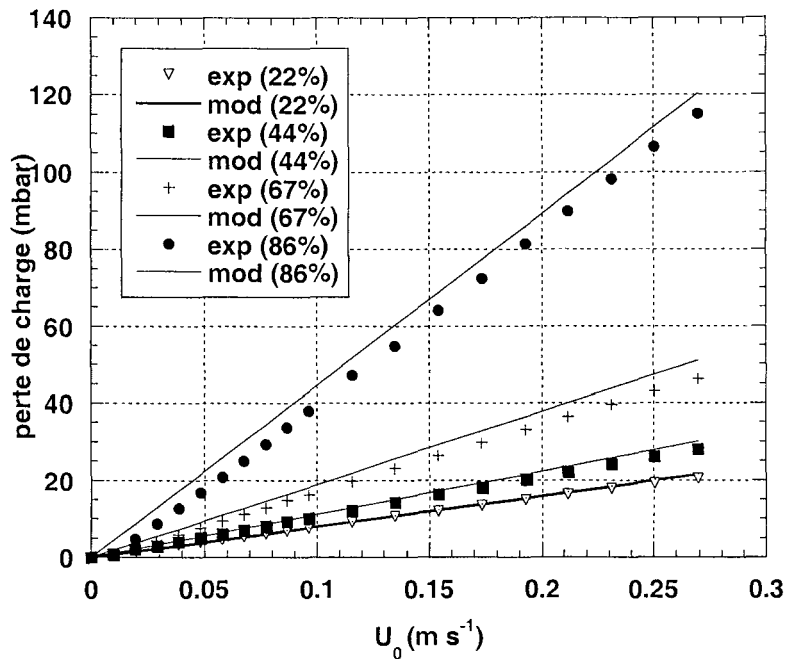


Figure 3.42: Comparaison des pertes de charge expérimentales et modélisées d'un filtre D309 partiellement masqué

Afin de valider ce modèle avec l'ensemble de nos points expérimentaux, nous avons tracé le diagramme de parité (figure 3.43)

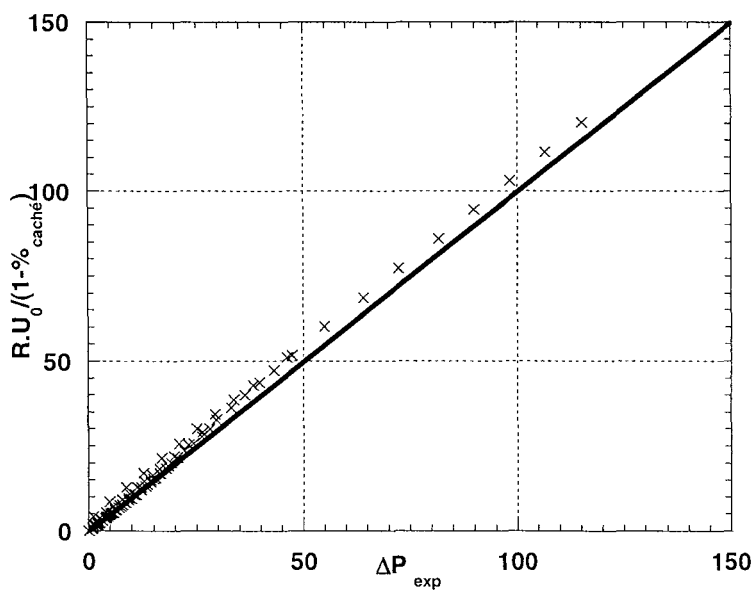


Figure 3.43: Comparaison expérience – modèle des pertes de charge d'un filtre D309 partiellement masqué

Les points expérimentaux se groupent assez bien autour de la première bissectrice, même s'ils sont tous légèrement inférieurs à leur valeur modélisée correspondante. Cet écart (moins de 7%) peut vraisemblablement être imputé à l'effet de bord occasionné par l'écran.

Au vu du bon accord entre les valeurs expérimentales et calculées sur les expériences réalisées avec un filtre vierge et des écrans imperméables, l'extension de ce simple modèle aux filtres colmatés par un aérosol liquide est envisagée. En supposant une distribution uniforme du liquide au sein du milieu fibreux, et un dépôt de liquide sous forme de film la relation 3.11 peut s'écrire  $\Delta P = R_{\text{filtre}} \frac{U_0}{1 - \alpha_l}$  avec  $\alpha_l$  la fraction du vide occupée par le liquide.

La figure 3.44 compare la perte de charge expérimentale et celle donnée par le modèle pour les différents types de filtres étudiés.

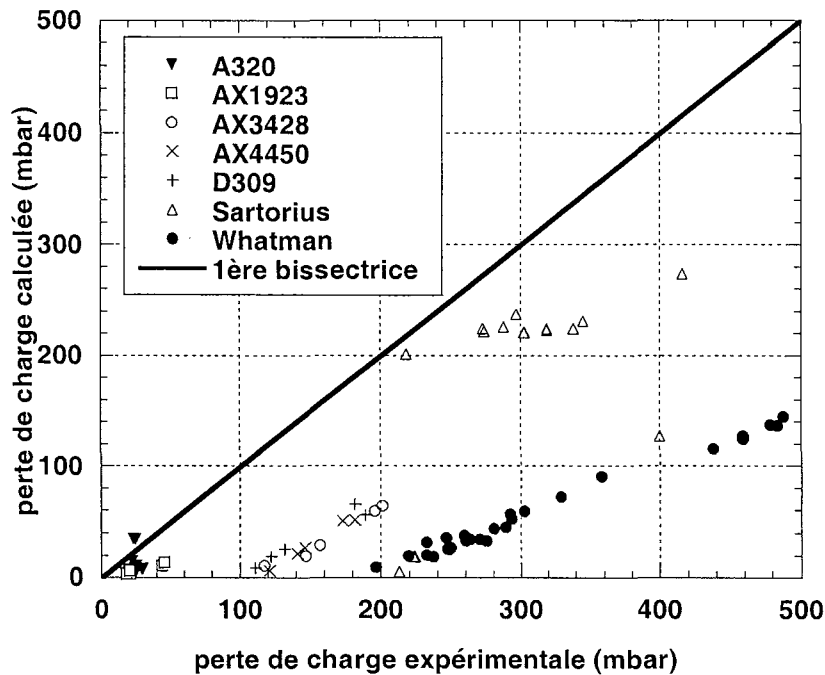


Figure 3.44: Comparaison expérience – modèle pour les filtres imbibés de DEHS

Aussi tentante soit-elle, l'idée qu'on puisse assimiler le liquide capturé dans le filtre à un écran imperméable au flux devant le filtre n'est manifestement pas crédible si l'on en croit la figure 3.44. Ce modèle sous-estime parfois largement la réalité expérimentale. Il s'avère donc que l'approche de modélisation  $\Delta P = R_{\text{filtre}} \frac{U_0}{1 - \alpha_l}$  reste inadaptée. Cette inadéquation entre

modèle et expérience est vraisemblablement liée à l'hypothèse qui suppose que le liquide est réparti de façon homogène sur la totalité de l'épaisseur du filtre et sous forme de film entre les fibres ainsi que la partie effective à l'écoulement possède exactement la même compacité et le même diamètre de fibre que le filtre entier.

### 3.4.2. FONDEMENTS DU MODELE PHENOMENOLOGIQUE

#### **3.4.2.1. Scénario du colmatage dans une tranche de filtre**

Afin de tenir compte de la modification du diamètre de fibre et de la compacité pour expliquer l'évolution de la perte de charge et de la perméance du filtre au cours du colmatage, nous avons élaboré le scénario suivant. Dans une tranche de filtre, les gouttelettes collectées, en début de colmatage, par les fibres vont coalescer pour former une gaine liquide autour des fibres. Cette gaine va croître jusqu'à un diamètre limite fonction de nombreux paramètres

(tension interfaciale, viscosité du liquide, poids de la gaine etc...). Après cette première étape tout liquide collecté formera des ponts liquides entre les fibres entraînant une diminution de la surface de collecte. La compacité du liquide, dans cette tranche, augmente jusqu'à une valeur limite liée à l'apparition d'un film liquide entre les fibres qui obstrue une grande partie de la tranche du filtre. Le liquide collecté par la tranche après cette seconde étape migre sous l'action de l'air vers la tranche suivante. Par ailleurs, le liquide collecté peut également migrer vers la tranche suivante sous l'effet de la capillarité. Ce mécanisme appelé mouillage, est supposé se dérouler pendant les phases 2 et 3 décrites ci-dessous.

Avant de pouvoir se lancer dans l'élaboration d'un calcul théorique de la perte de charge et de perméance, il faut tout d'abord fixer les hypothèses du modèle :

- Le filtre est supposé homogène et isotrope. : i.e. même compacité de fibre et même distribution granulométrique des fibres sur toute l'épaisseur du filtre.
- Le diamètre des fibres est assimilé au diamètre moyen. Le filtre est composé de fibres d'un seul diamètre. Cette hypothèse est vérifiée pour des filtres THE où la distribution granulométrique est peu étalée.
- Le liquide est un fluide mouillant les fibres

Le filtre est divisé en  $n_p$  tranches d'épaisseur  $dZ$  appelées « pelures ».



Figure 3.45 : Division schématique du filtre en  $n_p$  pelures

### Phase N°1

Cette étape est caractérisée par une compacité liquide inférieure ou égale à une compacité limite de gaine ( $\alpha_{gaine}$ ) liée au diamètre maximal de la gaine liquide autour de la fibre.

Pour une tranche de filtre donnée, le liquide collecté forme une gaine liquide autour des fibres du filtre, de sorte que le diamètre moyen des fibres ( $d_{f\text{mouillé}}$ ) et le diamètre de Davies ( $d_{f\text{Davies mouillé}}$ ) augmentent avec la compacité du liquide ( $\alpha_l$ ) selon les expressions suivantes :

$$d_{f\text{mouillé}} = d_f \sqrt{\frac{\alpha_f + \alpha_l}{\alpha_f}} \quad (3.12)$$

et

$$d_{f\text{Davies mouillé}} = d_{f\text{Davies}} \sqrt{\frac{\alpha_f + \alpha_l}{\alpha_f}} \quad (3.13)$$

Par ailleurs, la gaine liquide créée au niveau des intersections de fibres une diminution de la surface de collecte (figure 3.46).

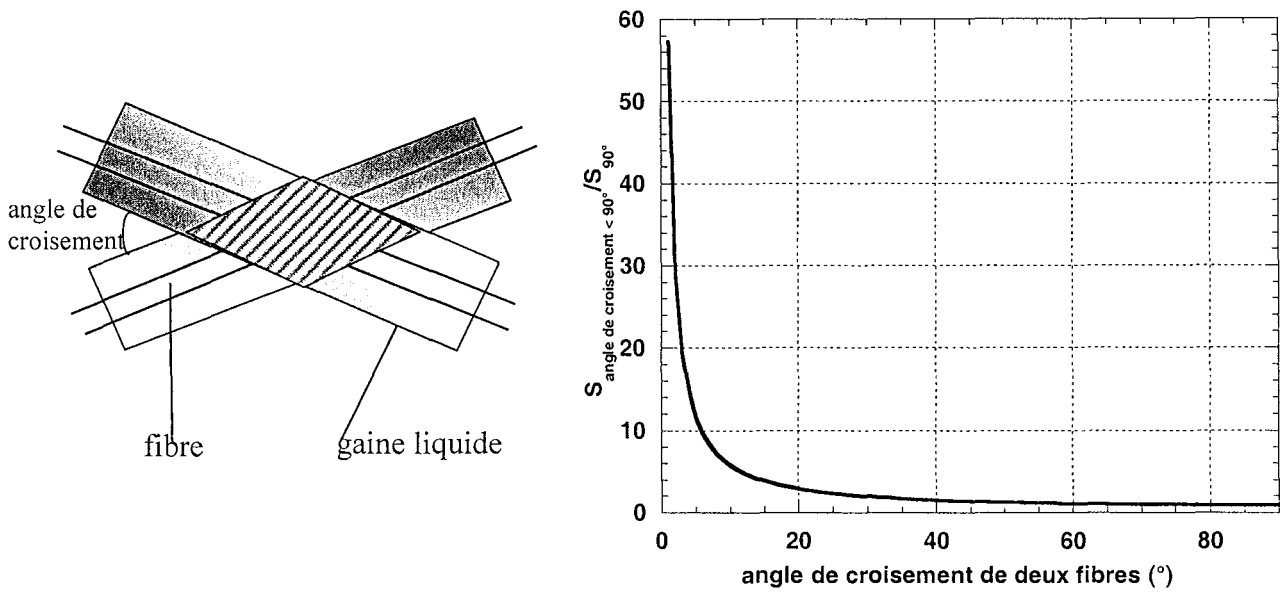


Figure 3.46 : Schématisation de la restriction de surface de collecte au niveau des points de contacts entre fibres (losange hachuré)(gauche) et rapport de surface du losange (< 90°) et de celle de deux fibres à croisement perpendiculaire (droite)

La courbe de la figure 3.46 montre l'évolution de la surface de contact de deux fibres selon leur angle de croisement. La surface de croisement à 90° a été prise pour référence et égale à 1. On peut en conclure que pour des angles de croisement supérieurs à 20°, l'angle de croisement n'a plus une grande influence sur la surface inaccessible où deux fibres se croisent. C'est la raison pour laquelle dans l'expression 3.18 nous avons considéré en première approximation que toutes les fibres se croisent à angle droit. Ceci fait ainsi intervenir le facteur 2 dans l'expression 3.18.

Les lignes de courant vont contourner cet obstacle et entraîner les gouttelettes d'autant plus loin de cette surface que l'obstacle sera important, diminuant ainsi la probabilité de capture des gouttelettes.

La surface de collecte du filtre vierge est estimée par :

$$A_f = d_f L_T \quad (3.15)$$

avec  $L_T = \alpha_f \Omega dZ \frac{4}{\pi d_f^2}$  (3.16)

La nouvelle surface de collecte au cours du colmatage dans cette première étape est donnée par

$$A_f = d_f L_T' \quad (3.17)$$

Soit finalement pour  $L_T'$  :

$$L_T' = L_T - N_C \cdot 2d_{f_{mouillé}} \quad (3.18)$$

où  $N_C$  le nombre de contact entre fibres évalué en première approximation par la relation de Meyer et Wahren (1965) (cités par Zhu et al. (1995)) :  $N_C = \sqrt{\frac{\alpha_f}{2\pi}} \frac{L_T}{d_f}$

soit

$$L_T' = L_T \left( 1 - \sqrt{\frac{\alpha_f}{2\pi}} \frac{2d_{f_{mouillé}}}{d_f} \right) \quad (3.19)$$

Afin de tenir compte du fait qu'à compacité de liquide collecté nulle, la longueur totale des fibres doit être égale à l'expression (3.16) (où la réduction de surface par contact entre fibres a été négligée en raison du faible diamètre de ces dernières), nous devons introduire un facteur de correction. L'expression finale de la longueur des fibres participant à la collecte des gouttelettes peut s'écrire en première approximation.

$$L_T' = L_T \left( 1 - \sqrt{\frac{\alpha_f}{2\pi}} \frac{2d_{f_{mouillé}}}{d_f} + \frac{2\sqrt{\alpha_f}}{\sqrt{2\pi}} \right) \quad (3.20)$$

et donc

$$L_T' = L_T \left( 1 - \sqrt{\frac{\alpha_f}{2\pi}} \cdot 2\sqrt{\frac{\alpha_f + \alpha_l}{\alpha_f}} + \frac{2\sqrt{\alpha_f}}{\sqrt{2\pi}} \right) \quad (3.21)$$

$$L_T' = L_T \left( 1 - \frac{2\sqrt{\alpha_f + \alpha_l}}{\sqrt{2\pi}} + \frac{2\sqrt{\alpha_f}}{\sqrt{2\pi}} \right) \quad (3.22)$$

Par conséquent, la perméance de la pelure considérée est donnée par :

$$P = \exp \left( \frac{-4\eta}{\pi d_{f_{mouillé}}} (\alpha_f + \alpha_l) dZ \cdot \left( 1 - \frac{2\sqrt{\alpha_f + \alpha_l}}{\sqrt{2\pi}} + \frac{2\sqrt{\alpha_f}}{\sqrt{2\pi}} \right) \right) \quad (3.23)$$

La perte de charge est estimée à partir d'une expression similaire à celle de Davies. Cette expression résulte d'une approche purement empirique et n'a de fait pas plus de justification théorique que celle de Davies.

$$\Delta P = 64 \mu U_0 dZ \frac{(\alpha_f + \alpha_l)(\alpha_f + \alpha_l)^{0,5}}{d_{f_{Davies\ mouillé}}^2} \left( 1 + 16(\alpha_f + \alpha_l)^{2,5} \right) \quad (3.24)$$

### Phase N°2

Cette étape est caractérisée par l'apparition de ponts liquides entre les fibres et de films aux intersections des fibres. Par ailleurs, une partie du liquide collecté dans une tranche du filtre est transférée vers la tranche voisine située en aval de la première. Ce transfert est conditionné par les effets capillaires. Le diamètre de la gaine liquide autour des fibres reste constant.

Cette étape va induire une diminution de la surface de collecte liée à la formation de ponts et de films. La première pelure aura une influence notable sur les suivantes. En effet, on peut

supposer que la restriction de surface de la première pelure va influencer sur l'écoulement de l'air dans les suivantes même si ces dernières se situent encore en phase 1. La nouvelle expression de la perméance est la suivante :

$$P = \exp\left(\frac{-4\eta}{\pi d_{f_{\text{mouillé}}}}(\alpha_f + \alpha_{\text{gainé}})dZ \cdot \left(1 - \frac{2\sqrt{\alpha_f + \alpha_{\text{gainé}}}}{\sqrt{2\pi}} + \frac{2\sqrt{\alpha_f}}{\sqrt{2\pi}}\right)\left(1 - \frac{\alpha_{11P} - \alpha_{\text{gainé}}}{1 - (\alpha_f + \alpha_{\text{gainé}})}\right)\right) \quad (3.25)$$

avec

$\alpha_{11P}$  : compacité liquide de la première pelure

$\alpha_l$  : compacité liquide de la pelure considérée

Dans cette étape, l'écoulement sera fortement perturbé compte tenu de la formation des ponts et films liquides. Nous intégrons donc dans l'expression de la perte de charge la vitesse en fût vide déterminée à partir de la surface du filtre restant perméable (cf paragraphe 3.4.1.). Soit

$$\Delta P = 64\mu dZ \frac{(\alpha_f + \alpha_{\text{gainé}})(\alpha_f + \alpha_l)^{0,5}}{d_{f_{\text{Davies mouillé}}}^2} \left(1 + 16(\alpha_f + \alpha_l)^{2,5}\right) \frac{U_0}{1 - \alpha_l + \alpha_{\text{gainé}}} \quad (3.26)$$

La compacité du liquide transféré par effet capillaire de la pelure J vers la pelure J+1 est estimée par :

$$\alpha_{\text{transféré}} = \frac{(\alpha_{l_j} - \alpha_{l_{j+1}})}{\alpha_{\text{film}}} (\alpha_{l_j} - \alpha_{\text{gainé}}) \quad (3.27)$$

avec

$\alpha_{\text{film}}$  : compacité de liquide maximale dans la pelure

Cette expression n'a pas de justification théorique. Seules des études plus complètes sur les phénomènes de mouillage permettraient d'affiner cette relation en intégrant le caractère plus ou moins mouillant du liquide vis-à-vis des fibres.

### Phase N°3

Cette étape est caractérisée par une compacité constante et maximale dans la tranche du filtre considéré. Le liquide collecté pendant cette phase est supposé migrer sous l'action des forces capillaires ou celles liées à l'écoulement vers la tranche suivante. La perméance et la perte de charge restent constantes.

$$P = \exp\left(\frac{-4\eta}{\pi d_{f_{\text{mouillé}}}}(\alpha_f + \alpha_{\text{gainé}})dZ \cdot \left(1 - \frac{2\sqrt{\alpha_f + \alpha_{\text{gainé}}}}{\sqrt{2\pi}} + \frac{2\sqrt{\alpha_f}}{\sqrt{2\pi}}\right)\left(1 - \frac{\alpha_{11P} - \alpha_{\text{gainé}}}{1 - (\alpha_f + \alpha_{\text{gainé}})}\right)\right) \quad (3.28)$$

et

$$\Delta P = 64\mu dZ \frac{(\alpha_f + \alpha_{\text{gainé}})(\alpha_f + \alpha_{\text{film}})^{0,5}}{d_{f_{\text{Davies mouillé}}}^2} \left(1 + 16(\alpha_f + \alpha_{\text{film}})^{2,5}\right) \frac{U_0}{1 - \alpha_{\text{film}} + \alpha_{\text{gainé}}} \quad (3.29)$$

Phase N°4

Lorsque la totalité du filtre est saturée en liquide (i.e. toutes les tranches ont atteint  $\alpha_{\text{film}}$  la compacité maximale de liquide), le liquide collecté est drainé vers l'extérieur du filtre.

Le tableau suivant résume sous forme synthétique les différentes phases du modèle.

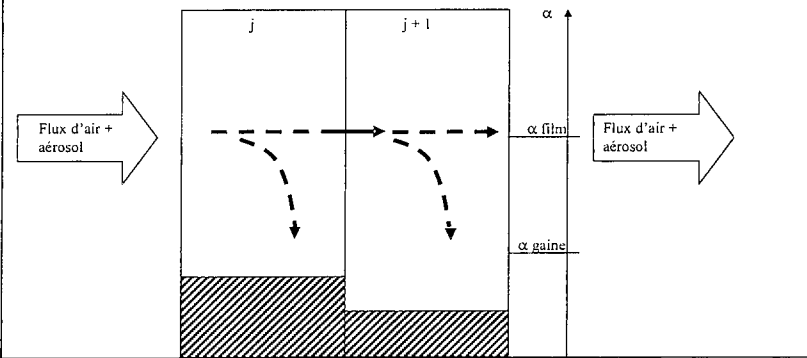
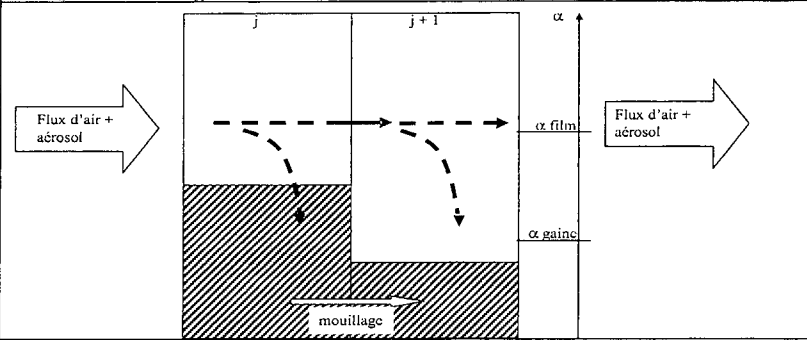
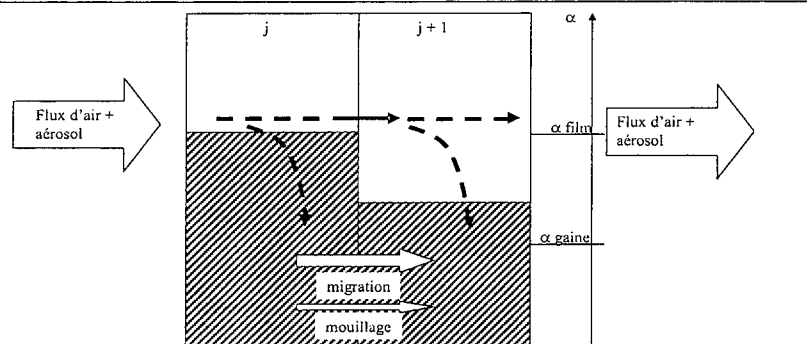
Schéma	Expression de la perméance et de la perte de charge pour la pelure j
<p>Etape N°1 : <math>\alpha_l &lt; \alpha_{gaine}</math></p> 	$P = \exp\left(\frac{-4\eta}{\pi d_{f_{mouillé}}} (\alpha_f + \alpha_l) dZ \cdot \left(1 - \frac{2\sqrt{\alpha_f + \alpha_l}}{\sqrt{2\pi}} + \frac{2\sqrt{\alpha_f}}{\sqrt{2\pi}}\right)\right)$ $\Delta P = 64 \mu U_0 dZ \frac{(\alpha_f + \alpha_l)(\alpha_f + \alpha_l)^{0,5}}{d_{f_{Davies\ mouillé}}^2} (1 + 16(\alpha_f + \alpha_l)^{2,5})$
<p>Etape N°2 : <math>\alpha_{gaine} &lt; \alpha_l &lt; \alpha_{film}</math></p> 	$P = \exp\left(\frac{-4\eta}{\pi d_{f_{mouillé}}} (\alpha_f + \alpha_{gaine}) dZ \cdot \left(1 - \frac{2\sqrt{\alpha_f + \alpha_{gaine}}}{\sqrt{2\pi}} + \frac{2\sqrt{\alpha_f}}{\sqrt{2\pi}}\right) \left(1 - \frac{\alpha_{l1P} - \alpha_{gaine}}{1 - (\alpha_f + \alpha_{gaine})}\right)\right)$ $\Delta P = 64 \mu dZ \frac{(\alpha_f + \alpha_{gaine})(\alpha_f + \alpha_l)^{0,5}}{d_{f_{Davies\ mouillé}}^2} (1 + 16(\alpha_f + \alpha_l)^{2,5}) \frac{U_0}{1 - \alpha_l + \alpha_{gaine}}$
<p>Etape N°3 : <math>\alpha_l = \alpha_{film}</math></p> 	$P = \exp\left(\frac{-4\eta}{\pi d_{f_{mouillé}}} (\alpha_f + \alpha_{gaine}) dZ \cdot \left(1 - \frac{2\sqrt{\alpha_f + \alpha_{gaine}}}{\sqrt{2\pi}} + \frac{2\sqrt{\alpha_f}}{\sqrt{2\pi}}\right) \left(1 - \frac{\alpha_{l1P} - \alpha_{gaine}}{1 - (\alpha_f + \alpha_{gaine})}\right)\right)$ $\Delta P = 64 \mu dZ \frac{(\alpha_f + \alpha_{gaine})(\alpha_f + \alpha_{film})^{0,5}}{d_{f_{Davies\ mouillé}}^2} (1 + 16(\alpha_f + \alpha_{film})^{2,5}) \frac{U_0}{1 - \alpha_{film} + \alpha_{gaine}}$

Tableau 3.10 : Récapitulatif des étapes et expressions de modélisation de la perte de charge et de la perméance



Ce modèle phénoménologique, ne fait intervenir que deux paramètres : la compacité maximale de la gaine liquide ( $\alpha_{\text{gaine}}$ ) et la compacité maximale du liquide collectée dans le filtre ( $\alpha_{\text{film}}$ ). A l'heure actuelle, le premier paramètre ne peut être évalué. Seules des études sur les interactions gouttes/ fibres le permettront. Il semble, néanmoins, évident que la gaine liquide dépend d'un certains nombre de facteurs tels que la tension interfaciale, la viscosité du liquide, l'état de surface de la fibre, etc... Le deuxième paramètre est plus aisé à déterminer expérimentalement (cf figure 3.16 et 3.47). Il est calculé à l'aide de l'expression 3.30

$$\alpha_{\text{film expérimental}} = \frac{m_{\text{coll}}}{\rho_l \cdot Z \cdot S_{\text{filtre}}} \quad (3.30)$$

avec  $m_{\text{coll}}$  la masse de liquide collectée par le filtre pendant l'expérience

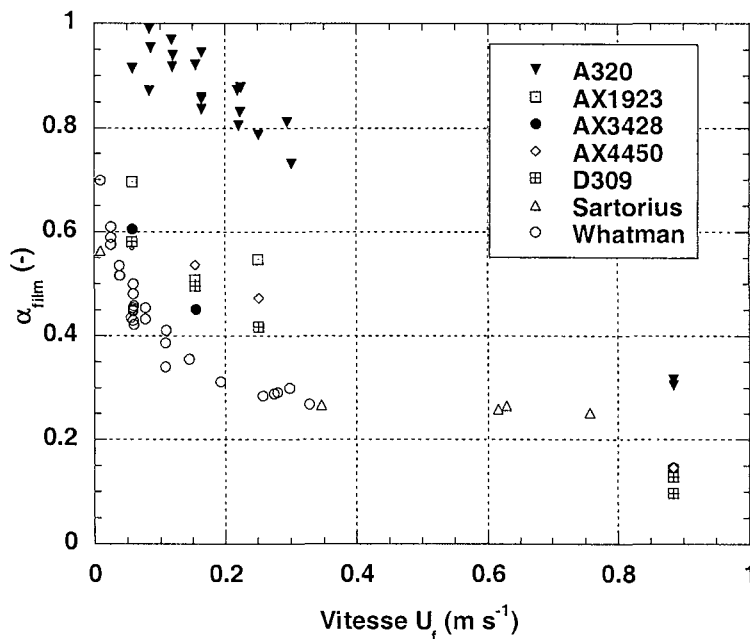


Figure 3.47 : Evolution de la compacité liquide finale  $\alpha_{\text{film}}$  (établie par la relation 3.30) en fonction de la vitesse de filtration pour différents filtres

### 3.4.3. RESULTATS ET DISCUSSION

#### 3.4.3.1. Choix des paramètres du modèle

Nous avons choisi de comparer les résultats modélisés par ce modèle phénoménologique à une expérience sur un filtre D309 à  $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$  avec un aérosol de DEHS. Les caractéristiques importantes du filtre et du liquide sont rappelées dans le tableau 3.11.

Filtre	D309
Epaisseur	409 $\mu\text{m}$
Compacité initiale	0,078
Diamètre moyen des fibres	1,21 $\mu\text{m}$
Diamètre de Davies	1,27 $\mu\text{m}$
Diamètre moyen aérodynamique des particules de DEHS	0,29 $\mu\text{m}$
Ecart-type géométrique	1,41 (distribution log-normale)

Tableau 3.11 : Rappel des caractéristiques du filtre D309 et des particules de DEHS utilisés comme pour la modélisation phénoménologique

Le modèle d'efficacité de Liu-Rubow-Gougeon a été choisi parce qu'il donne les meilleurs résultats lors de la modélisation des pertes de charge et perméances initiales (Chapitre 2). On peut donc penser qu'il donne également des résultats satisfaisants pour la modélisation phénoménologique de la perte de charge et de la perméance. Le pas de masse, le nombre de pelures et le diamètre maximal de la gaine ont fait l'objet d'une optimisation. Le tableau 3.12 résume les valeurs optimisées de ces paramètres.

	Valeur optimisée
Diamètre maximal de la gaine de liquide $d_{\text{gaine}}$	2,6 $\mu\text{m}$
Pas de masse	0,3 $\text{g.m}^{-2}$
Nombre de pelures	40

Tableau 3.12 : Valeurs optimisées retenues pour la modélisation de la perte de charge et de la perméance d'un filtre D309 à  $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$

La compacité liquide finale a été déterminée expérimentalement à 0,58 dans ce cas (figure 3.47). Elle fera l'objet d'une étude de sensibilité à la fin de ce chapitre.

Les résultats obtenus avec ces valeurs optimisées sont montrés dans la figure 3.48.

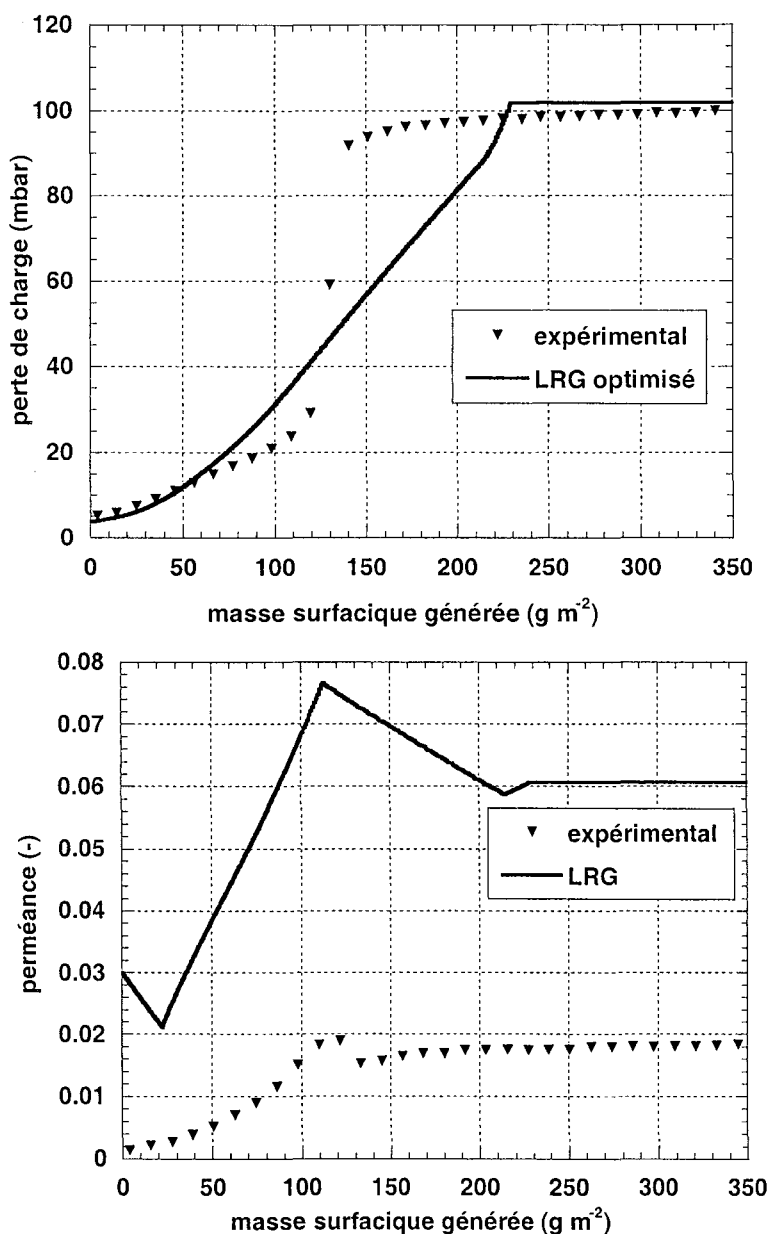


Figure 3.48 : Comparaison entre les valeurs modélisées optimisées et les valeurs expérimentales de la perte de charge (haut) et de la perméance (bas) pour un filtre D309 à 5,8 cm.s<sup>-1</sup> avec un aérosol de DEHS

La figure 3.48 montre une allure de la perte de charge relativement proche de l'allure expérimentale, même si la croissance de la perte de charge modélisée n'est pas assez rapide. L'allure de la courbe la perméance est très proche de l'expérience. En effet elle comporte un maximum de perméance au même endroit que la courbe expérimentale. En revanche, outre les valeurs de perméance modélisée trop élevées, le minimum de perméance qu'on obtient par modélisation en début de colmatage n'est pas observé expérimentalement. Il s'agit vraisemblablement d'un artefact du calcul.

Reste maintenant à réaliser une étude de sensibilité concernant le modèle d'efficacité utilisé, la valeur de la compacité liquide finale  $\alpha_{\text{film}}$  ainsi que de la vitesse en utilisant ces valeurs optimisées.

### 3.4.3.2. Influence du modèle d'efficacité

Un grand nombre de modèles d'efficacité existent dans la littérature (cf chapitre 2). Nous en avons testé la majorité sur l'exemple suivant. La figure 3.49 présente les résultats obtenus avec les modèles donnant les résultats les plus proches de l'expérience.

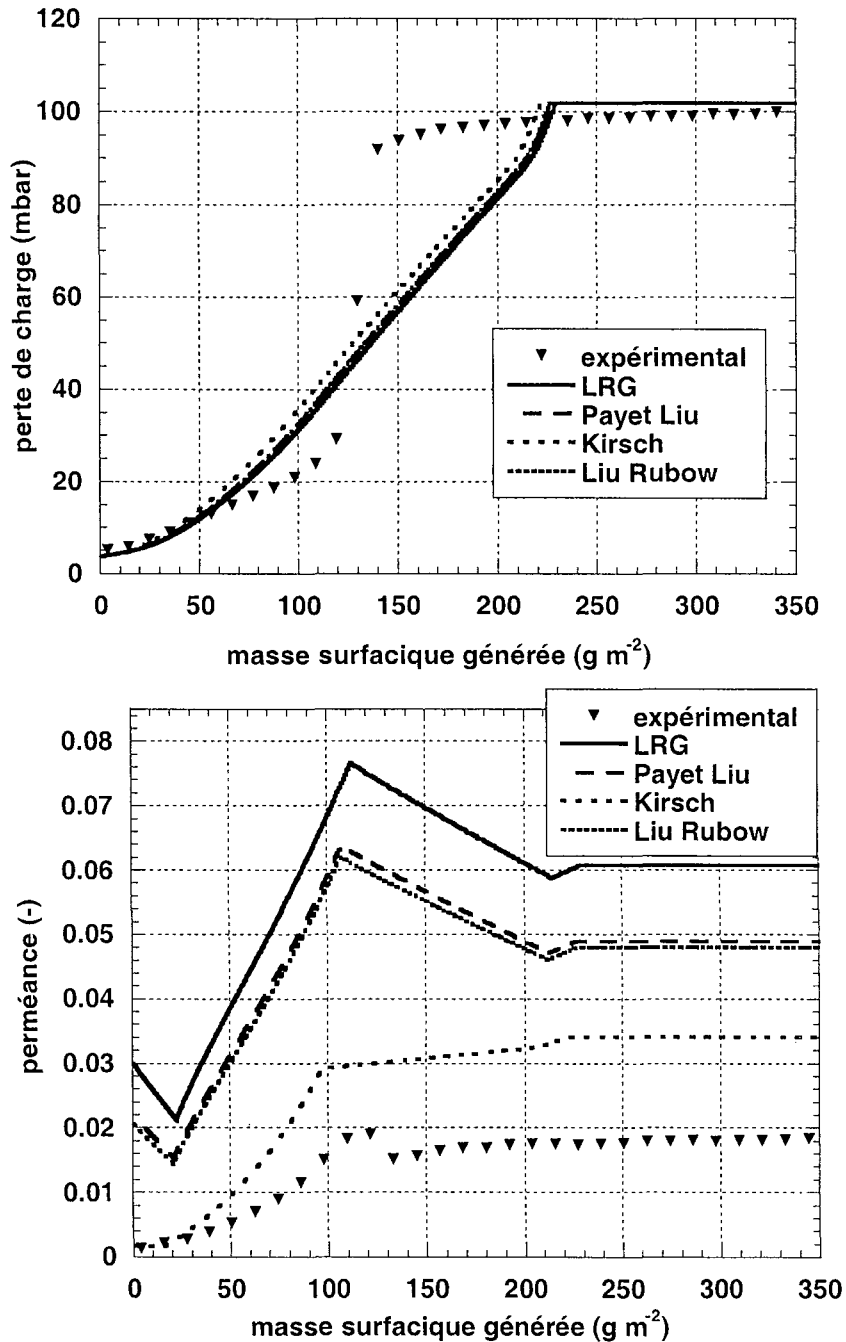


Figure 3.49 : Influence du modèle d'efficacité sur l'évolution de la perte de charge (haut) et de la perméance (bas) du modèle phénoménologique pour un filtre D309 à 5,8 cm.s<sup>-1</sup>.

Comme on pouvait le prévoir, les modèles d'efficacité n'ont pas une grande influence sur la perte de charge calculée. Tous les modèles se valent sur ce point. En ce qui concerne la perméance par contre, en dehors du modèle Liu-Rubow-Gougeon utilisé ci-dessus, les modèles de Payet-Liu et de Liu-Rubow présentent également une allure proche de l'allure

expérimentale. Leurs valeurs se rapprochent un peu plus des valeurs expérimentales tout en restant trop élevées. On doit par contre s'interroger sur l'ordre dans lequel se situent les modèles LRG, Liu-Rubow et Payet-Liu : le modèle LRG présente des valeurs de perméances plus élevées que les deux autres modèles, alors qu'il comporte une composante correspondant à l'impaction supplémentaire et devrait donc produire des valeurs de perméance inférieures. Ce paradoxe est peut-être dû au rôle important que joue la première pelure du filtre. Son colmatage conditionne l'écoulement dans une grande partie des pelures successives du filtre. Plus elle est colmatée rapidement (par impaction dans le modèle LRG), plus la surface de collecte diminue, non seulement pour la première pelure mais pour toutes les pelures en aval, ce qui fait augmenter la perméance en conséquence. L'addition d'un mécanisme de capture supplémentaire peut ainsi entraîner une diminution de l'efficacité paradoxalement. Le modèle de Kirsch a été représenté parce qu'il représente assez bien l'allure de la courbe expérimentale en début de filtration. Son allure dévie par contre largement de la réalité expérimentale en fin de filtration. Nous avons donc décidé de garder le modèle de Liu-Rubow-Gougeon pour réaliser les dernières études sachant qu'il est le plus complet des modèles utilisés, même s'il ne donne pas les résultats les plus proches de la réalité expérimentale..

#### **3.4.3.3. Influence de la compacité liquide finale $\alpha_{\text{film}}$**

La compacité liquide finale  $\alpha_{\text{film}}$  peut être déterminée par l'expression 3.30 à partir des résultats expérimentaux. Nous avons ainsi pu déterminer une valeur de 0,58 pour le filtre D309 à  $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$ . Cependant comme toute mesure expérimentale, cette détermination est sujette à une erreur expérimentale qui apparaît d'ailleurs clairement sur la figure 3.46. Nous l'avons évalué à  $\pm 3\%$ , i.e. entre 0,55 et 0,61 pour notre exemple. La figure 3.50 donne les résultats de la modélisation avec ces valeurs limites.

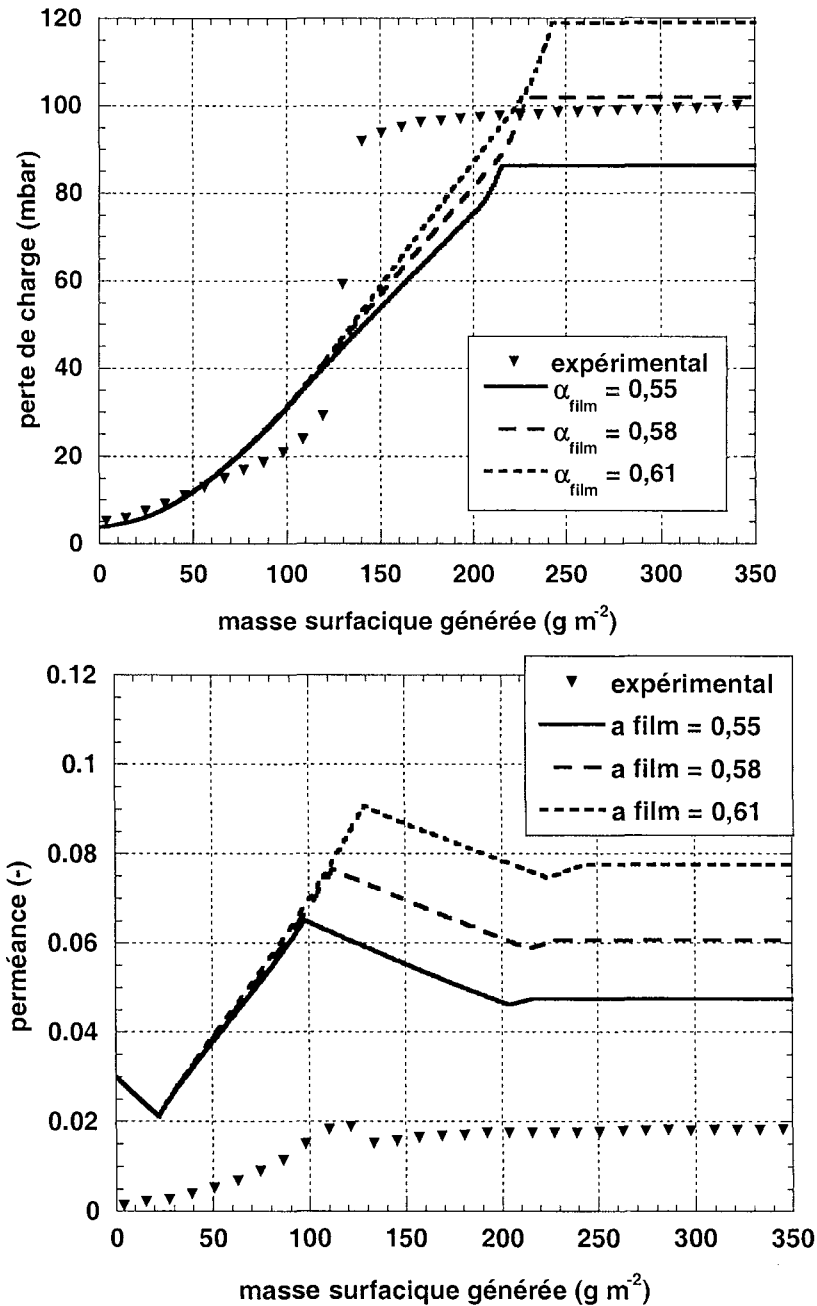


Figure 3.50 : Influence de la compacité liquide finale  $\alpha_{\text{film}}$  sur l'évolution de la perte de charge (haut) et de la perméance (bas) du modèle phénoménologique pour un filtre D309 à  $5,8 \text{ cm s}^{-1}$  ( $\text{pdm}=0,3 \text{ g.m}^{-2}$ ,  $d_{\text{gaine}}=2,6 \mu\text{m}$ , aérosol de DEHS).

La compacité liquide finale n'a pas beaucoup d'influence sur la perte de charge avant d'atteindre le palier de drainage. La perte de charge au palier par contre subit une forte influence de la compacité liquide finale. Comme on pouvait s'y attendre, plus  $\alpha_{\text{film}}$  est important, i.e. plus le volume de liquide retenu dans le filtre est important, plus la perte de charge finale est élevée. Il en est de même pour la perméance : avant d'atteindre le maximum de perméance,  $\alpha_{\text{film}}$  n'a pratiquement pas d'influence, alors qu'à la fin de la filtration les valeurs de perméance sont sensiblement différentes des valeurs expérimentales. Il résulte de cette étude que la compacité liquide finale  $\alpha_{\text{film}}$  doit être déterminée le plus précisément possible ; dans notre exemple une différence de 3% crée une différence de perméance de plus de 20%.

#### 3.4.3.4. Influence conjuguée de la vitesse et de la compacité liquide finale $\alpha_{\text{film}}$

La compacité liquide finale  $\alpha_{\text{film}}$  ne peut varier indépendamment de la vitesse. En effet, plus la vitesse est élevée, plus la valeur de la compacité liquide finale  $\alpha_{\text{film}}$  est basse puisque la vitesse de l'air favorise le drainage. Nous avons réalisé des expériences à trois vitesses différentes, obtenant ainsi trois niveaux de compacité liquide finale.

Vitesse ( $\text{cm.s}^{-1}$ )	Compacité liquide finale expérimentale $\alpha_{\text{film}}$
5,8	0,58
15,4	0,495
25	0,416

Tableau 3.13 : Paramètres de vitesse et de compacité liquide finale  $\alpha_{\text{film}}$  pour l'étude de l'influence conjuguée des deux paramètres.

La figure 3.51 présente la comparaison entre le modèle et les expériences.

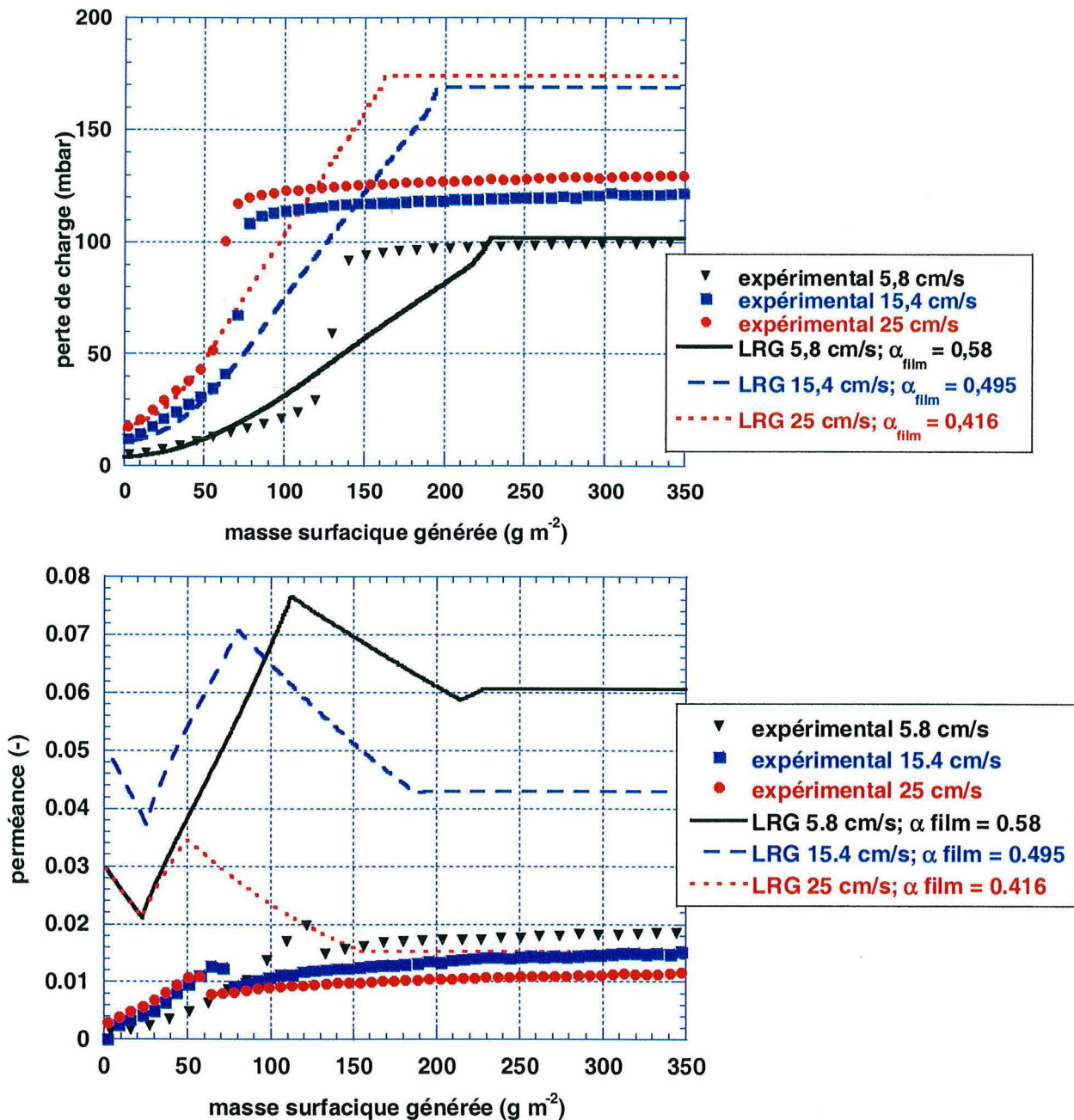


Figure 3.51 : Influence conjuguée de la vitesse de filtration et de la compacité liquide finale  $\alpha_{film}$  sur l'évolution de la perte de charge (haut) et de la perméance (bas) du modèle phénoménologique pour un filtre D309 à  $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$ .

Même si les valeurs de perte de charge calculées sont trop élevées pour les modélisations à plus forte vitesse, le modèle évolue dans le même sens que les expériences : quand la vitesse augmente la perte de charge finale est atteinte pour une masse de particules générée plus faible et les courbes de perte de charge se resserrent. Les courbes de pertes de charge modélisées sont pratiquement superposées aux courbes expérimentales dans la première partie de la filtration (masse générée  $< 70 \text{ g.m}^{-2}$ ). Les courbes de perméance sont également plutôt satisfaisantes : non seulement on obtient une allure de courbe de perméance satisfaisante à toutes les étapes de la filtration pour toutes les vitesses de filtration, mais le modèle réagit également dans le même sens que l'expérience : les perméances sont plus basses et atteignent



leur maximum plus tôt pour des vitesses plus élevées. Le problème des valeurs de perméance trop élevées par rapport à la réalité expérimentale reste cependant à régler.

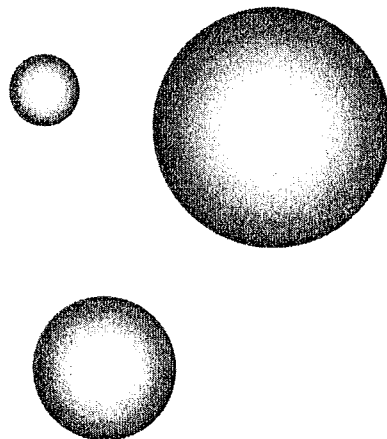
#### 3.4.4. CONCLUSIONS

Le modèle phénoménologique présenté ici constitue une ébauche de modélisation de la perte de charge et de la perméance sur toute la durée de la filtration. La modélisation de la perte de charge est très prometteuse : l'allure des courbes de perte de charge en début de filtration est rendue très fidèlement. La montée exponentielle de la perte de charge, quoi qu'encore améliorable, est cependant bien représentée. Le niveau de perte de charge finale sur le palier de drainage est également plus proche de la réalité expérimentale que pour les modélisations antérieures. Des efforts doivent être consacrés à l'établissement d'un modèle de perte de charge plus réaliste que celui proposé ici et fondé sur le modèle de Davies. L'allure de la perméance, beaucoup plus complexe que celle de la perte de charge, est plutôt bien représentée par le modèle malgré les valeurs de perméance qui sont plus élevées que les valeurs expérimentales. C'est donc pour la première fois, à notre connaissance, qu'un modèle phénoménologique rassemble tous les outils nécessaires pour déterminer la perte de charge et la perméance d'un filtre à fibre en filtration d'aérosols liquides à chaque instant de la filtration. Quelques ajustements sont certes encore nécessaires : le problème du minimum de perméance en début de filtration qui n'est pas observé expérimentalement doit être résolu, les valeurs de perméance calculées doivent se rapprocher de celles déterminées expérimentalement, d'autres filtres doivent être testés, la taille maximale de la gaine de liquide (jusque là un paramètre d'ajustement) pourrait peut-être être déterminée expérimentalement ou par des considérations théoriques. On peut également espérer des améliorations par la prise en compte de la distribution des diamètres de fibres dans la modélisation. En effet jusqu'à présent ces calculs ont été effectués en utilisant le seul diamètre moyen des fibres.



# Chapitre 4

## Filtration de mélanges d'aérosols solides et liquides





La suite logique d'une étude concernant la filtration des aérosols liquides est de s'intéresser au comportement des filtres à fibres lors de la filtration de mélanges de particules solides et liquides. Peu d'études ont été réalisées sur la filtration des mélanges de ces deux types d'aérosols. Il existe pourtant un grand nombre de domaines où les filtres peuvent être colmatés par des mélanges d'aérosols solides et liquides, comme dans l'industrie métallurgique, l'industrie automobile, l'industrie mécanique ou même dans certains procédés chimiques. Citons pour exemple l'industrie mécanique qui doit se débarrasser typiquement de mélanges de 95% d'huile de coupe mélangée à 5% de suies et de copeaux métalliques.

Devant le peu d'études consacrées à ce sujet et face à une demande industrielle forte, il s'avère nécessaire de s'intéresser à la filtration des mélanges d'aérosols solides et liquides afin de s'approcher des conditions opératoires des filtres industriels.

L'objectif de cette étude est donc d'étudier expérimentalement la filtration par des filtres à fibres de mélanges des deux types d'aérosols contenus dans l'air, et de comprendre l'influence des interactions entre particules solides et gouttelettes de liquide sur les performances du filtre. Pour cela, nous nous sommes intéressés plus particulièrement à l'évolution de la perte de charge du filtre au cours du colmatage en faisant varier la proportion de liquide et de solide dans les mélanges.

#### 4.1. ETUDE BIBLIOGRAPHIQUE

Cependant les ressources bibliographiques sont quasi inexistantes. Nous n'avons pu trouver qu'une publication et deux communications jusqu'à présent sur le sujet.

Rosati, Leith et Raynor (1999) ont réalisé une étude industrielle sur la durée de vie de dispositifs filtrants dans diverses industries mécaniques. Ils ont ainsi pu déterminer que les filtres des sites où l'effluent ne comportait que des particules liquides et pas de particules solides avaient une durée de vie nettement supérieure à ceux qui filtraient des mélanges de particules solides et liquides. Parallèlement ils ont pu montrer que des ratios solide / liquide élevés rendent la filtration plus difficile et / ou moins efficace. La troisième conclusion tirée par les auteurs concerne la taille des particules solides : plus la taille moyenne des particules solides est petite, moins la filtration est efficace et plus le dispositif nécessite des entretiens fréquents. De par son caractère industriel cette étude ne s'intéresse guère aux mécanismes physiques responsables de l'échec ou du succès de certains filtres. De ce fait les conclusions de cette publication ne sont pas forcément généralisables pour d'autres systèmes filtre/aérosol liquide/particule solide.

La seconde référence bibliographique est une communication orale présentée par Sun et Chen (2001). Les auteurs ont mené une étude plus fondamentale que Rosati et al. (1999) sur l'évolution de la perte de charge pendant la filtration de mélanges de NaCl et d'acide oléique. Les auteurs ici aussi mentionnent le fait que la perte de charge augmente avec la proportion de solides contenue dans le mélange. Ils expliquent ceci par le fait que, pour une même perte de charge, la quantité de liquide qui peut être distribuée à l'intérieur du média filtrant est plus grande que celle du solide. Cependant ils ne tiennent pas compte des densités différentes et donc du volume différent occupé par une même masse de liquide et de solide. Les auteurs ont également étudié l'évolution de la perte de charge avec la vitesse pour différents ratios solide/liquide. Ils trouvent que l'augmentation de la perte de charge avec la vitesse est d'autant plus rapide que le pourcentage de solide dans le mélange est élevé. Il semble donc sortir de cette étude, comme de la précédente, qu'un pourcentage élevé de particules solides

dans le mélange à filtrer soit plutôt défavorable au bon fonctionnement du filtre. On peut cependant regretter que les auteurs ne se soient pas intéressés aux phénomènes de drainage et au régime pseudo-permanent. En effet les expériences semblent avoir été interrompues avant d'atteindre le palier de drainage.

Chay et Chen (2004), enfin, ont tenté de déterminer l'influence de l'humidité relative sur l'évolution de la perte de charge de différents filtres en filtration d'aérosols solides. Les auteurs ont suivi les pertes de charges de différents filtres en faisant varier l'humidité relative de 5 à 70% lors de la filtration de chlorure de sodium d'un part et de poussière fine de l'Arizona d'autre part. Les auteurs trouvent que la perte de charge diminue considérablement pour une même masse de particules de sel collectées si l'humidité relative est élevée. Ils expliquent ce phénomène par une adhésion accrue des particules de sel les unes aux autres quand l'humidité relative est importante. Selon les auteurs, à faible humidité, les particules de sel peuvent se déposer plus en profondeur dans le gâteau, ce qui entraîne un gâteau plus dense. Inversement, à humidité relative plus importante, les particules de sel adhèrent à celles déjà capturées immédiatement et forment donc un gâteau plus poreux. Pour les particules non hygroscopiques de poussière de l'Arizona, l'humidité relative n'a par contre aucune influence sur l'évolution de la perte de charge des filtres.

Face à ce manque de données fiables sur la filtration de mélanges d'aérosols solides et liquides dans la littérature, il nous a semblé urgent de nous intéresser à ce domaine nouveau de la filtration des aérosols aux applications multiples.

## **4.2. ETUDE EXPERIMENTALE**

### **4.2.1. DESCRIPTION DE L'INSTALLATION**

L'installation utilisée est identique à celle ayant servi à la filtration des aérosols liquides. Son schéma descriptif est montré dans le chapitre 1 : Matériel et méthodes (figure 1.1).

Les caractéristiques du liquide (DEHS) et des particules d'alumine sont également résumées dans le chapitre 1.

Les filtres utilisés sont le D309, l'AX1923 et le Reemay 2033. Leurs caractéristiques peuvent également être trouvées dans le chapitre 1 (tableau 1.6).

Le générateur d'aérosol solide utilisé est le RBG 1000. Le générateur d'aérosol liquide est le PLG 2000-HC. Leurs principes de fonctionnement sont décrits dans l'annexe 2.

Le protocole expérimental pour la filtration des mélanges de particules solides et liquides est le suivant :

- Remplissage du cylindre avec de l'alumine et mise en place dans le générateur,
- Mise en place d'un filtre provisoire dans le porte filtre (en effet, la génération de solides ne commence pas immédiatement après le déclenchement de l'alimentation, il faut attendre que la poudre arrive au contact de la brosse), ainsi que des capteurs de pression en amont et en aval du filtre,
- Réglage du débit de la génération de solides ( $50 \text{ Nl.min}^{-1}$ ),
- Mise en route du générateur de solides,
- Réglage des différents paramètres de l'acquisition de la perte de charge (nombre de points, temps d'acquisition...) et de l'impacteur Dekati (gamme, temps entre deux mesures...),

- Arrêt de la génération de solides quand la perte de charge commence à monter et changement du filtre provisoire,
- Pesée du filtre à tester vierge,
- Mise en place du filtre dans le porte-filtre et des capteurs de pression en amont et en aval du filtre,
- Déclenchement du système d'acquisition de la perte de charge, de la pression absolue et du débit, ainsi que de l'acquisition du Dekati (en cas d'utilisation),
- Redémarrage de la génération de solides (avec la vitesse de montée du piston souhaitée),
- Démarrage de la génération de liquides (en réglant le débit de génération à 30 NI/min),
- Arrêt de la manipulation lorsque la génération de solides se termine ou lorsque la perte de charge a atteint un plateau de drainage,
- Pesée du filtre colmaté.

Si la durée de l'expérience n'est pas suffisante, une fois la génération de solide terminée, on peut utiliser un deuxième générateur de solide. Celui-ci est connecté au banc de filtration à la place du premier, on peut alors redémarrer la génération des deux types d'aérosol.

#### 4.2.2. EXPERIENCES REALISEES

L'objectif des expériences réalisées est d'étudier la filtration des mélanges de deux types d'aérosols, solides (alumine) et liquides (DEHS). Les manipulations consistent donc à suivre l'évolution de la perte de charge du filtre (ici le D309) au cours du colmatage et d'étudier la manière dont les particules sont collectées sur le filtre.

Les expériences ont été conduites pour des mélanges ayant des proportions différentes en solide et liquide. Pour chaque type de mélange, plusieurs essais ont été effectués afin de vérifier la reproductibilité des résultats.

Le débit de la génération des aérosols liquides a été maintenu constant à 30 NI/min, ce qui correspond à une concentration de particules de DEHS générées de  $3,1 \text{ g/m}^3$ . Afin de faire varier la proportion de liquide et de solide dans les mélanges, on a alors modifié la concentration de solide, en jouant sur la vitesse de montée du piston qui amène les particules vers la brosse rotative du générateur, pour un débit de génération de 50 NI/min.

Le pourcentage de solide considéré dans les différentes expériences correspond à un pourcentage défini par rapport au débit massique de solide :  $\frac{q_{m \text{ solide}}}{q_{m \text{ mélange}}} = \frac{q_{vs} C_s}{q_{vs} C_s + q_{vl} C_L}$  où  $q_m$  représente un débit massique (en  $\text{g.s}^{-1}$ ),  $q_v$  un débit volumique (en  $\text{m}^3.\text{s}^{-1}$ ) et  $C$  la concentration en solide ou liquide (en  $\text{g.m}^{-3}$ ), comme le montre la figure 4.1. On détermine ainsi le pourcentage réel de solide dans le mélange.

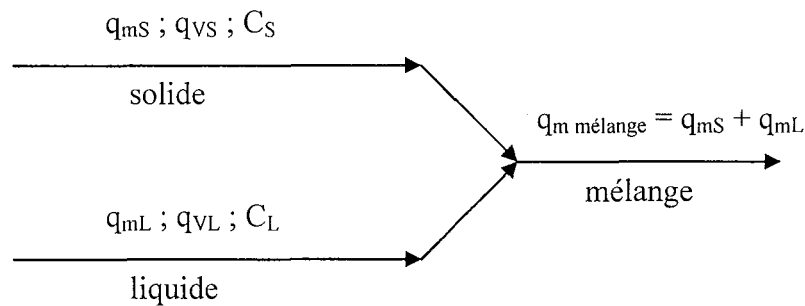


Figure 4.1 : Schéma de répartition des débits dans l'installation

Le Tableau 4.1 détaille les différentes expériences réalisées avec les pourcentages de solide étudiés, la concentration et la vitesse de montée du piston correspondante, ainsi que les débits utilisés.

%massique solide dans le mélange	Expériences réalisées					
	0	13,5	25	50	75	100
V montée du piston (mm.h <sup>-1</sup> )	/	5	15	45	115	45
Concentration de solide (g.Nm <sup>-3</sup> )	0	0,294	0,627	1,880	5,639	1,880
Débit de filtration (NI.min <sup>-1</sup> )	30	30	30	30	30	30
Débit massique de liquide dans le mélange (g.s <sup>-1</sup> )	5,6 10 <sup>-5</sup>	5,6 10 <sup>-5</sup>	5,6 10 <sup>-5</sup>	5,6 10 <sup>-5</sup>	5,6 10 <sup>-5</sup>	0
Débit massique de solide dans le mélange (g.s <sup>-1</sup> )	0	0,87 10 <sup>-5</sup>	1,87 10 <sup>-5</sup>	5,6 10 <sup>-5</sup>	16,8 10 <sup>-5</sup>	5,6 10 <sup>-5</sup>
Débit massique total dans le mélange (g.s <sup>-1</sup> )	5,6 10 <sup>-5</sup>	6,47 10 <sup>-5</sup>	7,47 10 <sup>-5</sup>	11,2 10 <sup>-5</sup>	22,4 10 <sup>-5</sup>	5,6 10 <sup>-5</sup>

Tableau 4.1 : Concentration, vitesse de montée du piston et débits massiques pour les différents pourcentages de solide étudiés dans les mélanges

Tous les essais ont été réalisés à un même débit de filtration de 30 NI.min<sup>-1</sup> en utilisant la vanne de régulation. Une pièce cylindrique de diamètre extérieur 115 mm, de diamètre intérieur 105 mm et de 17,8 cm de long a été rajoutée en amont du filtre afin de répartir le débit sur toute la surface de filtration.

Dans ce cadre, des essais ont également été réalisés avec deux autres types de filtres que le D309, le Reemay 2033 et l'AX 1923, pour des faibles pourcentages de solide, afin d'effectuer des mesures de perméance.

Un grand nombre d'essais a pu être conduit pour étudier l'influence des conditions opératoires sur la filtration des mélanges d'aérosols solides et liquides (pourcentage de solide et de liquide dans les mélanges, vitesse de filtration, nature des filtres...).



Pour certaines expériences, le filtre colmaté a également été observé au microscope électronique à balayage afin de visualiser plus précisément la structure du dépôt.

### 4.3 RESULTATS EXPERIMENTAUX

#### 4.3.1. EVOLUTION DE LA PERTE DE CHARGE

Différentes expériences ont été menées avec des proportions différentes en solide et en liquide (0%, 13,5%, 25%, 50%, 75% et 100% de solide dans le mélange). Les courbes de suivi de la perte de charge du filtre, obtenues à un débit de  $30 \text{ NI} \cdot \text{min}^{-1}$ , sont représentées sur les figures 4.2 à 4.7.

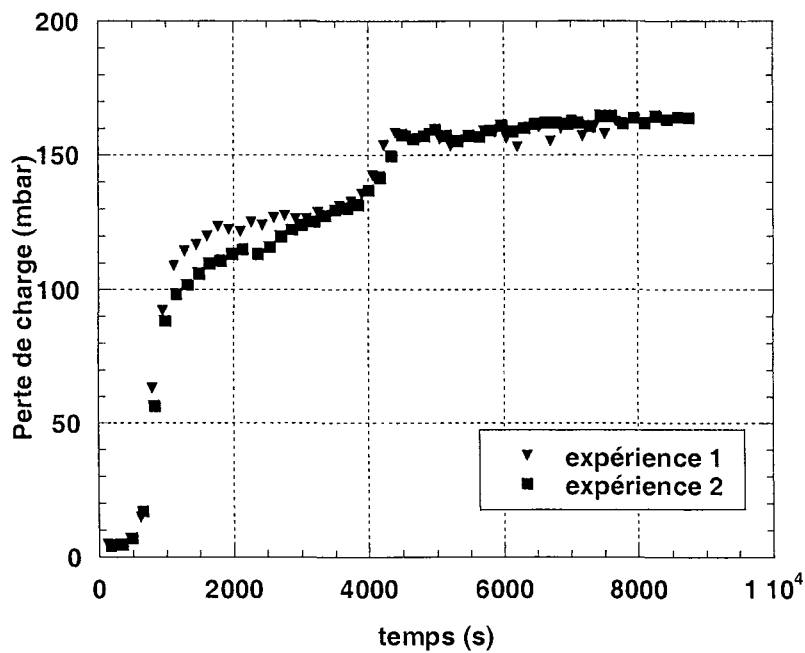


Figure 4.2: Comparaison des courbes d'évolution de la perte de charge en fonction du temps pour les essais à 13,5% de solide et 86,5% de liquide

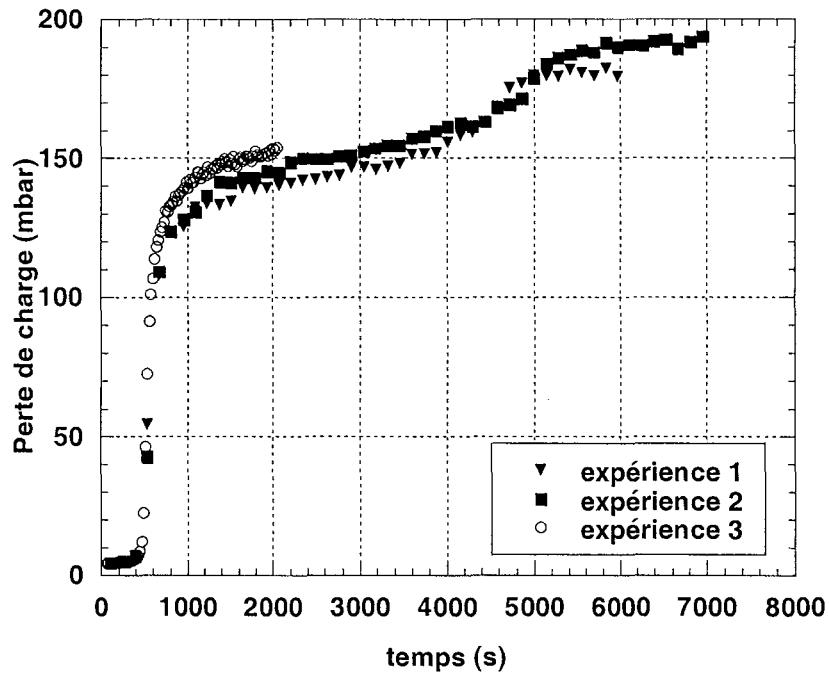


Figure 4.3 : Comparaison des essais réalisés avec 25% de solide et 75% de liquide

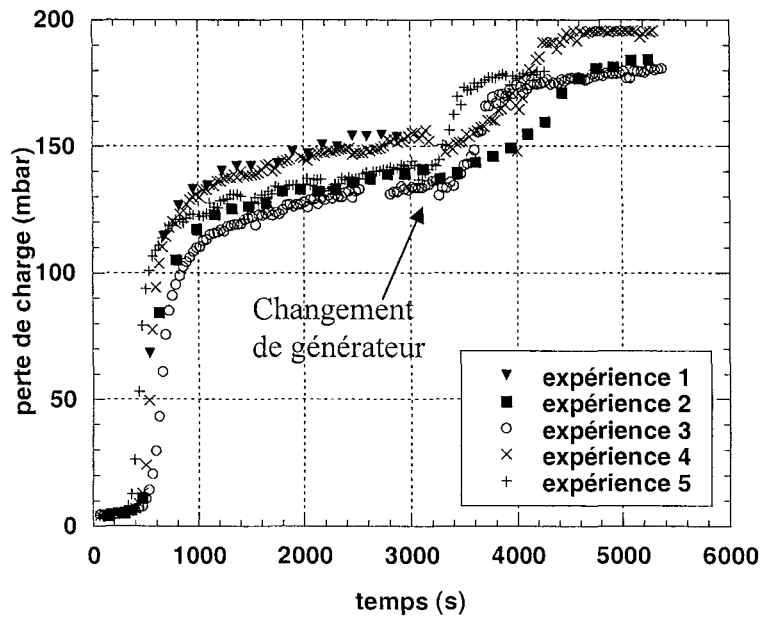


Figure 4.4 : Comparaison des essais réalisés avec 50% de solide et 50% de liquide

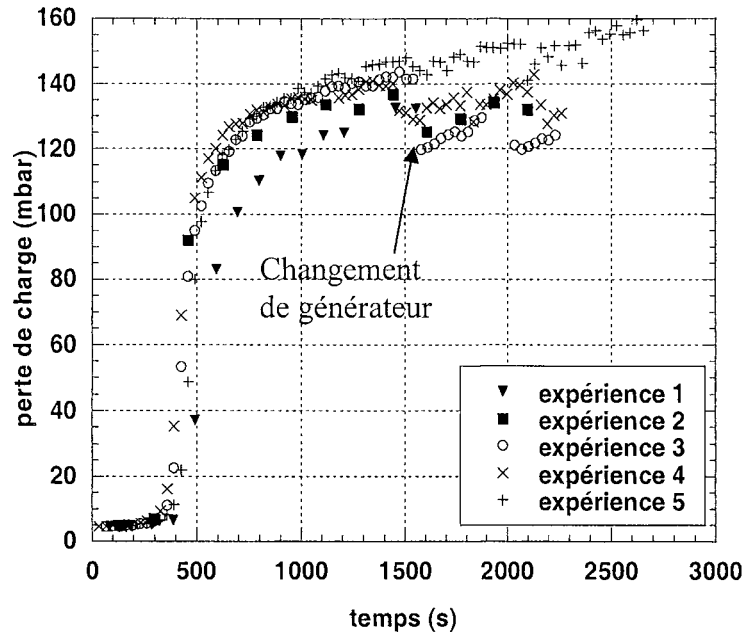


Figure 4.5 : Comparaison des essais pour des mélanges à 75% de solide et 25% de liquide

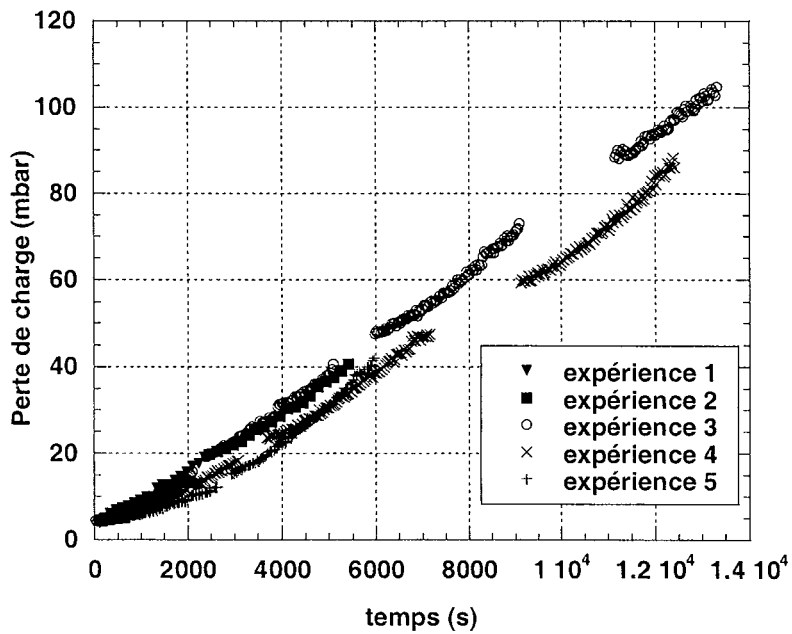


Figure 4.6 : Perte de charge corrigée par le débit en fonction du temps pour les expériences réalisées avec du solide seul à 30 Nl.min<sup>-1</sup>

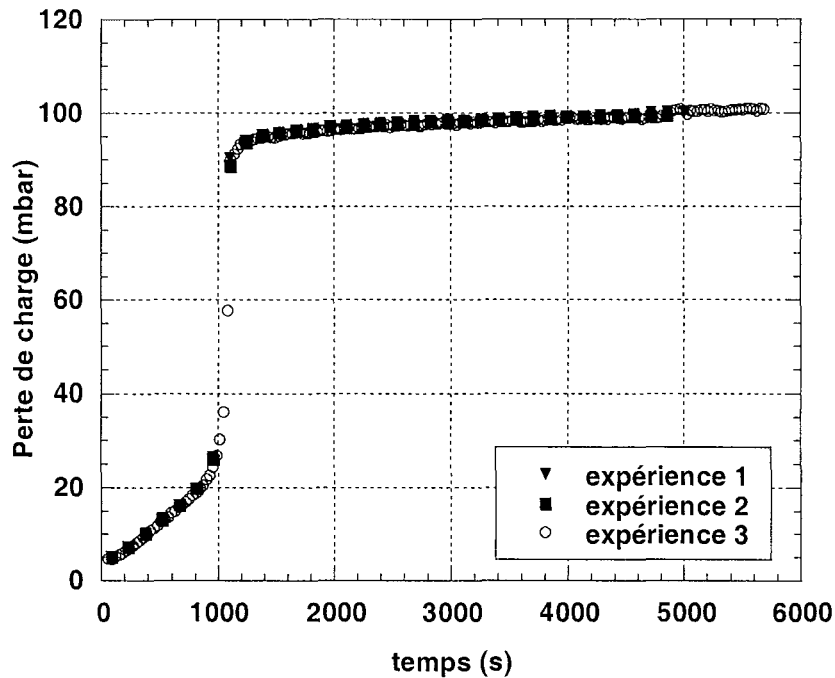


Figure 4.7: Comparaison des courbes de perte de charge obtenues avec le liquide seul

En conclusion, on peut remarquer une bonne reproductibilité des résultats pour tous les pourcentages de solide testés, surtout avant le changement de générateur nécessaire à partir d'un pourcentage de solide de 25% dans le mélange pour mener à terme les expériences. La reproductibilité est même exceptionnelle pour les expériences réalisées avec 100% de liquide. La reproductibilité est cependant moins bonne après le changement du générateur de solide comme l'indiquent les figures 4.4 et 4.5. La figure 4.4 montre ainsi une discontinuité des courbes d'évolution de la perte de charge, due au changement de générateur. La concentration générée nécessite également un certain temps pour se stabiliser avant que la perte de charge reprenne son évolution normale. La mauvaise reproductibilité des résultats après la remise en route de l'expérience peut également être due à des variations de la vitesse de montée du piston au cours d'un même essai.

On constate également la présence de deux paliers montrant l'existence de plusieurs phases dans l'évolution de la perte de charge. En effet pour toutes les expériences réalisées avec des mélanges d'aérosols solides et liquides (hormis avec 75% de solide où l'expérience n'a pas duré assez longtemps), nous avons pu distinguer deux montées abruptes de la perte de charge suivies de deux (pseudo-)paliers.

#### 4.3.2. COMPARAISON DES RESULTATS OBTENUS POUR LES DIFFERENTS MELANGES

Une comparaison des résultats obtenus avec les différents mélanges étudiés peut être envisagée afin de voir comment varie la perte de charge quand on change les proportions de solide et de liquide. Une difficulté apparaît cependant dans le choix de l'axe des abscisses pour la représentation des différentes courbes de perte de charge sur un même graphique, car sont modifiés à la fois le pourcentage de solide et celui du liquide.

### 4.3.2.1. Comparaison en fonction du temps

Une représentation des courbes en fonction du temps permet déjà de voir quelques tendances, comme le montre la figure Figure 4.8, où sont comparés les courbes de variation de la perte de charge du filtre colmaté par les mélanges étudiés à 30 NI/min, aux courbes de variation de la perte de charge pour le solide seul et le liquide seul.

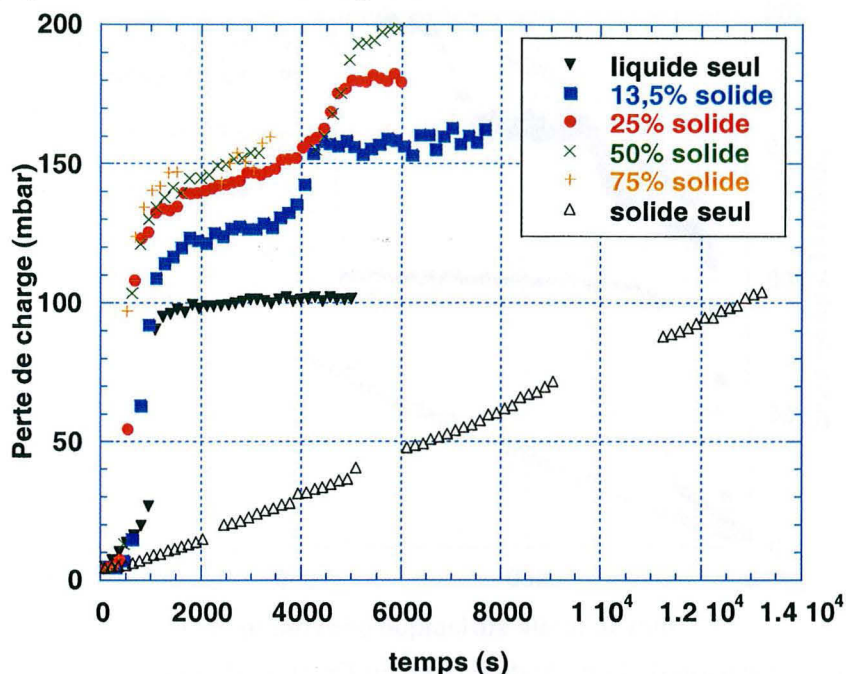


Figure 4.8 : Comparaison des différents pourcentages étudiés en fonction du temps pour les essais réalisés avec le D309 à 30 NI/min

On peut en effet constater sur la figure 4.8 que pour un même instant, la perte de charge engendrée par les mélanges d'aérosols liquides et solides est plus importante que celle engendrée par le liquide seul ou le solide seul. En effet, alors que pour le liquide la perte de charge est au maximum autour de 100 mbar sur le palier de drainage, avec les mélanges, la perte de charge du filtre peut atteindre 160 voire 200 mbar.

On peut également noter que la montée exponentielle de la perte de charge, qui caractérise la seconde partie des courbes, se produit plus rapidement pour les mélanges que pour le liquide seul.

Il semble également, en comparant les mélanges entre eux, que plus le pourcentage de solide contenu dans les mélanges est important, plus la perte de charge a une valeur élevée au cours du temps. Ainsi la valeur finale à 50% de solide est supérieure à celle à 25% de solide, elle-même plus élevée que celle à 13,5% de solide. Ceci confirme les résultats obtenus par Rosati, Leith et Raynor (1999). De plus, pour chaque mélange étudié, la courbe d'évolution de la perte de charge garde la même allure, deux montées suivies chacune d'un palier. Pour le mélange à 75% de solide, on peut penser que la courbe présente un second palier en poursuivant l'expérience. Les différentes phases caractérisant les courbes semblent aussi s'établir pratiquement en même temps, alors que la concentration de solide est différente pour chaque pourcentage.

A la fin, la perte de charge ne varie quasiment plus comme pour le liquide seul, alors que pour le solide seul elle continue à augmenter si l'on poursuit l'expérience.

#### 4.3.2.2. Comparaison en fonction de la masse totale générée

A priori, la solution la mieux adaptée semble être de comparer les différents mélanges entre eux par rapport à la masse totale d'aérosol généré, sans faire la distinction entre le solide et le liquide. Cette représentation est présentée sur la figure 4.9.

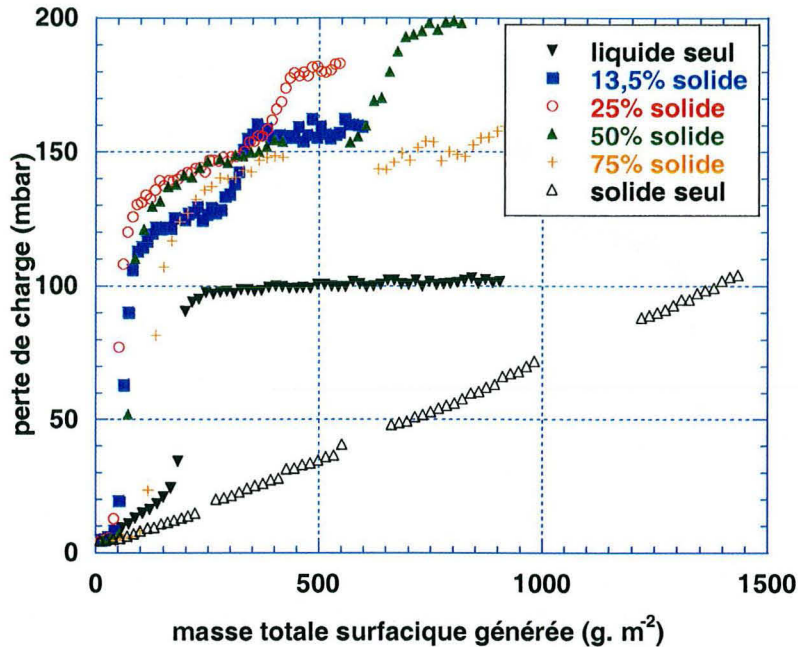


Figure 4.9 : Comparaison de la perte de charge en fonction de la masse totale surfacique générée pour les essais réalisés avec le filtre D309 à  $30\text{Nl}\cdot\text{min}^{-1}$

Malheureusement aucune tendance claire ne peut être dégagée de cette représentation puisque les courbes se chevauchent. On peut néanmoins voir que la perte de charge de la courbe réalisée avec 75% de solide subit l'augmentation abrupte plus tard que pour les autres mélanges. Ceci peut être expliqué par la porosité supérieure du gâteau de filtration dans ce cas.

#### 4.3.2.3. Comparaison en fonction de la masse de solide ou de liquide générée

A priori, la solution la mieux adaptée semble être de comparer les différents mélanges au solide seul puis séparément au liquide seul, en représentant l'évolution de la perte de charge du filtre en fonction de la masse de solide générée et respectivement en fonction de la masse de liquide générée.

Les courbes correspondant aux différents pourcentages étudiés ont donc été représentées en fonction de la masse de solide générée, comme le montre la figure 4.10.



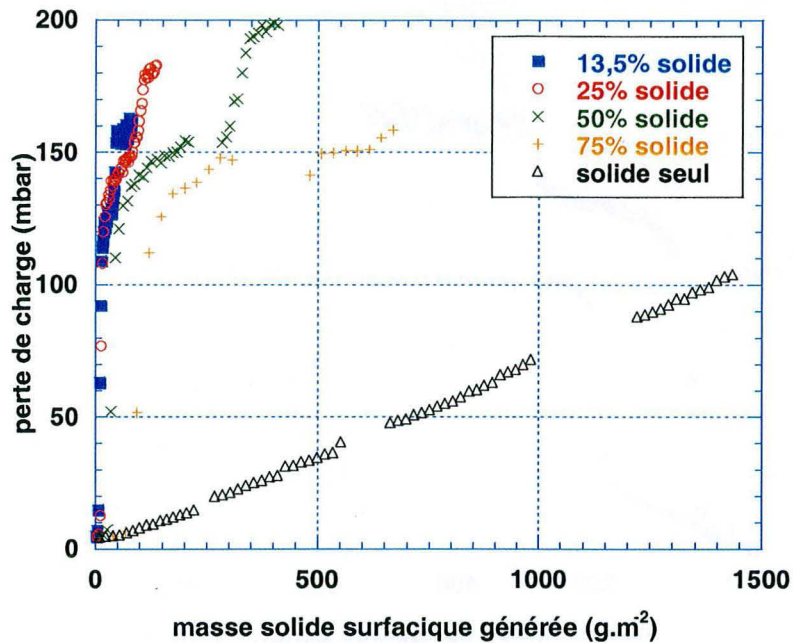


Figure 4.10 : Comparaison de la perte de charge en fonction de la masse de solide surfacique générée pour les essais réalisés avec le filtre D309 à  $30 \text{ Nl.min}^{-1}$

On constate alors que la perte de charge est plus importante quand le pourcentage de solide dans le mélange diminue, ceci se vérifie pour une faible masse de solide générée. On peut en effet remarquer que la première montée de la perte de charge se fait pour une masse de solide générée d'autant plus petite que le pourcentage d'alumine dans le mélange est faible. D'autre part, il apparaît également sur la figure 4.10 que la perte de charge finale (au niveau du deuxième palier), est d'autant plus importante que le pourcentage de solide dans les mélanges est faible (excepté pour le mélange contenant 75% de solide, où la durée de filtration est plus faible).

Les courbes de perte de charge ont également été tracées en fonction de la masse de liquide générée, comme le montre la figure 4.11.

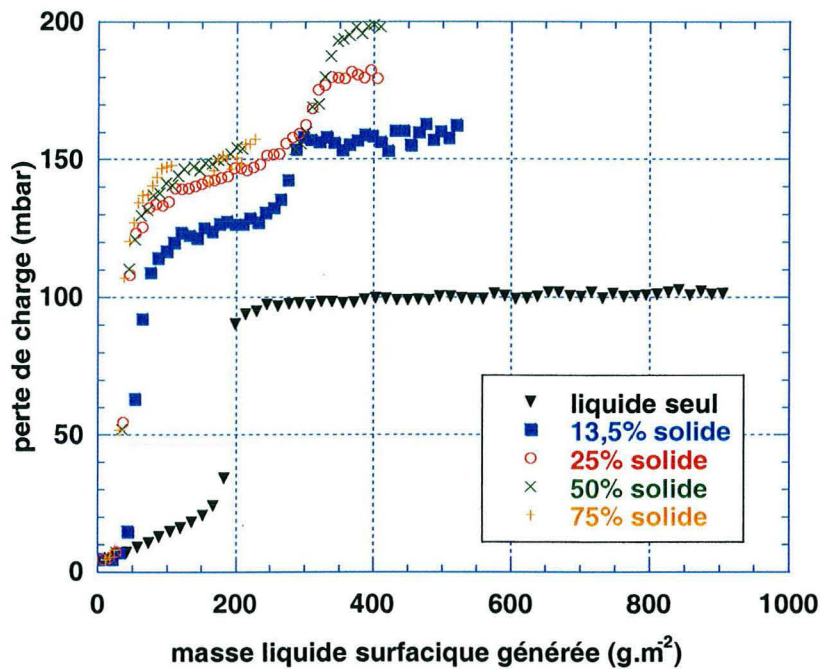


Figure 4.11 : Comparaison de la perte de charge en fonction de la masse de liquide surfacique générée pour les essais réalisés avec le filtre D309 à 30 Nl.min<sup>-1</sup>

On constate cette fois globalement que la perte de charge augmente quand la proportion de liquide dans le mélange diminue. Au premier coup d'œil on a donc tendance à penser à une évolution inverse de celle représentée dans la figure 4.10 alors qu'il s'agit des mêmes expériences représentées différemment. Ceci doit nous amener à rester très prudent sur l'utilisation de la représentation en fonction de la masse de liquide ou de solide seul.

Ainsi la comparaison des différentes courbes en fonction de la masse de solide ou de liquide générée montre que la différence de perte de charge finale entre les mélanges peut être attribuée au solide, la quantité de liquide étant la même pour tous les mélanges étudiés et en considérant qu'il n'y a pas d'interactions entre solide et liquide.

On peut également observer avec ce mode de représentation, comme en fonction du temps ou de la masse totale générée, cinq phases caractérisant l'évolution de la perte de charge pour les mélanges.

La perte de charge augmente d'abord faiblement, puis à partir d'une certaine valeur de la masse collectée, l'augmentation se fait de manière exponentielle. Ensuite la croissance de la perte de charge devient beaucoup plus faible, comme au début du colmatage. Puis, pour des durées d'expérience suffisantes, la perte de charge augmente de nouveau fortement avant d'atteindre un palier, où sa valeur reste quasiment constante. Pendant cette dernière étape, du liquide est récupéré pour certains essais, dans les récipients de drainage situés sur le porte-filtre, on peut donc attribuer ce palier au drainage du liquide, comme pour la filtration des aérosols liquides seuls.

#### 4.3.3. SYNTHÈSE DES OBSERVATIONS

L'ensemble des résultats obtenus pour les différents mélanges montre la présence de plusieurs paliers et zones de transition sur les courbes d'évolution de la perte de charge. L'évolution de la perte de charge du filtre se décompose ainsi en cinq phases : une étape où la perte de charge



augmente faiblement, une montée exponentielle suivie d'un pseudo-palier, puis une seconde montée suivie d'un deuxième palier.

Ces observations sont en accord avec l'étude réalisée par Sun et Chen (2002) qui ont constaté la présence d'une zone de transition dans l'augmentation de la perte de charge. Cependant cette étude n'avait pu mettre en évidence que les deux premières étapes, à savoir la faible augmentation suivie de la croissance exponentielle de la perte de charge.

La comparaison des courbes de perte de charge pour les mélanges de DEHS et d'alumine en fonction du temps et de la masse de liquide générée a également permis d'observer une tendance à l'augmentation de la perte de charge quand le pourcentage de solide dans le mélange augmente. Ceci avait aussi pu être observé pour les essais réalisés par Sun et Chen (2002) avec du chlorure de sodium et de l'acide oléique. Ces observations se vérifient également en comparant la valeur de la perte de charge obtenue en fin d'expérience pour les différents mélanges.

Ainsi les observations des évolutions de la perte de charge lors du colmatage du filtre par des mélanges d'aérosols solides et liquides permettent d'entrevoir un rapprochement avec le comportement du solide seul ou du liquide seul au cours de la filtration. Le comportement observé pour les mélanges semble être en effet intermédiaire entre celui des deux types d'aérosols. L'observation de la surface des filtres colmatés va permettre de confirmer ces tendances. Des mesures de perméance permettront également de compléter ces résultats afin d'expliquer les variations observées.

#### 4.3.4. ESSAIS AVEC D'AUTRES FILTRES ET MESURES DE PERMEANCE

##### **4.3.4.1. Expériences réalisées**

Des expériences ont été effectuées avec deux autres types de filtres, un filtre basse efficacité, le Reemay 2033, et un filtre moyenne efficacité, l'AX 1923.

L'objectif de ces essais est d'estimer l'évolution de l'efficacité du filtre lors de la filtration d'un mélange d'aérosols solides et liquides, contenant un faible pourcentage de solides (13,5%), des expériences ayant déjà été réalisées avec du liquide seul.

Pour cela, on a utilisé l'impacteur basse pression Dekati (annexe 3) afin de mesurer les concentrations en amont et en aval du filtre. Celui-ci a été connecté à un système de dilution (diluteur Palas VKL-10) permettant de diminuer d'un facteur 10 la concentration arrivant sur le granulomètre.

La mesure de la concentration en amont est faite une fois que la génération de solide a commencé et que le débit de génération du mélange d'aérosols est stable, elle ne dure que quelques minutes le temps de s'assurer que la valeur mesurée est quasiment constante. La génération de liquide peut être considérée comme stable immédiatement après sa mise en route. En effet sa mise en régime permanent est très rapide comparée à celle du solide. Ensuite on mesure la concentration aval au cours du temps tout au long de l'expérience. Ainsi, en supposant la concentration amont constante, on peut calculer la perméance du filtre, et donc l'évolution de celle-ci en fonction du temps.

#### 4.3.4.2. Reemay 2033

Pour le Reemay 2033, des expériences réalisées avec du liquide seul avaient montré une efficacité inférieure à 10% et une perte de charge augmentant légèrement.

Dans le cas des mélanges, les mesures effectuées ne sont pas reproductibles, comme le montre la figure 4.12 ci-dessous; en effet l'augmentation de la perte de charge ne se fait pas au même moment pour tous les essais.

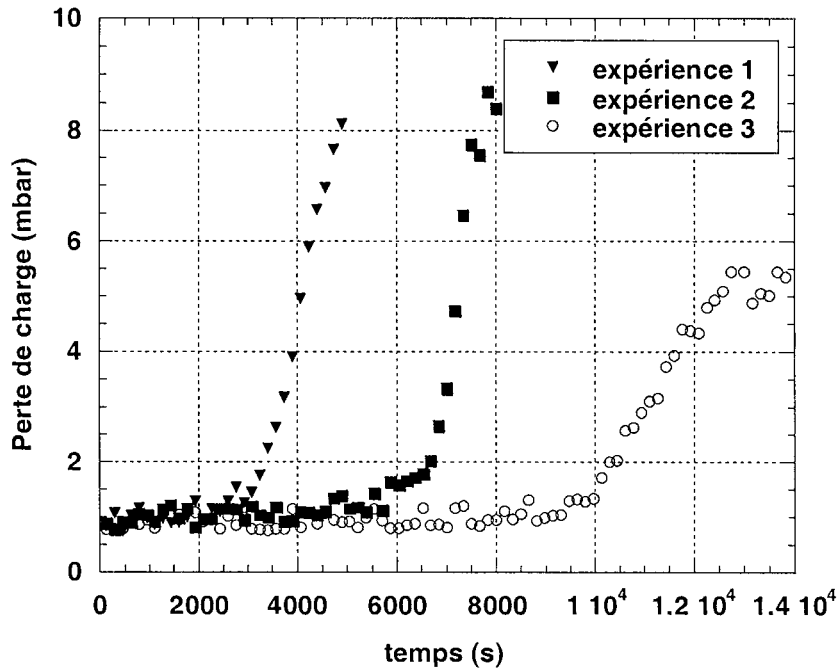


Figure 4.12 : Comparaison des courbes de perte de charge pour les essais effectués avec le Reemay 2033 avec un mélange à 13,5% de solide et 86,5% de liquide

De plus, les mesures réalisées avec le Dekati ne sont pas exploitables, l'appareil étant saturé la plupart du temps, compte tenu de la concentration trop importante. Une expérience réalisée avec plus de solide (25%) ne s'est pas révélée plus concluante, en particulier au niveau des mesures d'efficacité.

#### 4.3.4.3. AX 1923

Les résultats obtenus avec le filtre AX 1923 pour un mélange contenant 13,5% de solide et 86,5% de liquide sont donnés sur la figure 4.13.

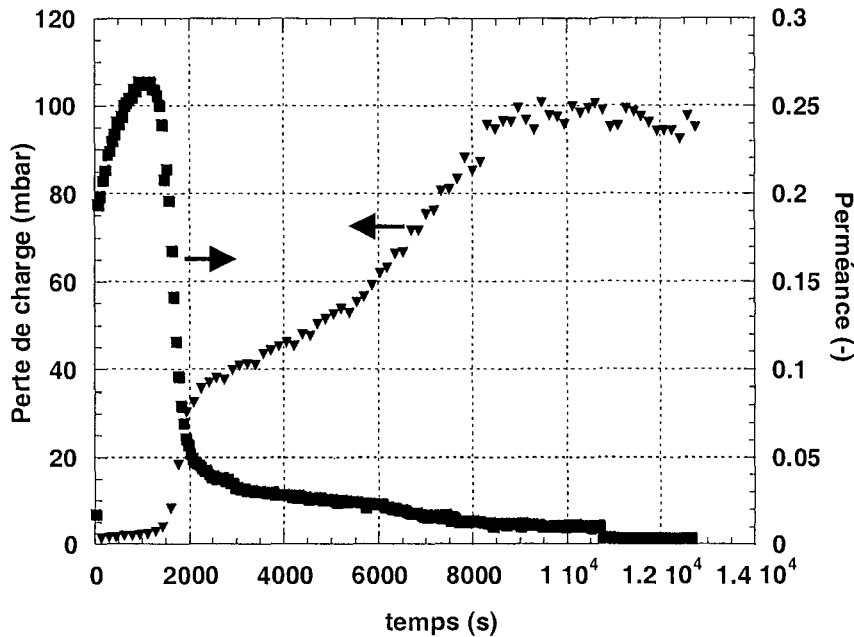


Figure 4.13 : Evolution de la perméance et de la perte de charge pour un filtre AX 1923 lors de la filtration d'un mélange de 13,5% de solide et 86,5% de liquide

La montée de la perte de charge a lieu plus rapidement avec une évolution en deux « paliers », similaire au filtre D309. La perte de charge finale obtenue est de ce fait supérieure à celle que l'on aurait pu avoir avec du liquide seul. Le deuxième palier correspond au drainage du liquide. Du liquide (sans solide) est effectivement collecté dans le récipient situé en aval du porte-filtre.

Concernant l'efficacité, la courbe obtenue a l'allure attendue, la perméance diminue lorsque la perte de charge augmente abruptement, et on obtient des valeurs comparables à celles obtenues avec le liquide seul. Le filtre devient très efficace à la fin de la filtration.

Un parallèle peut également être établi entre l'évolution de la perte de charge et celle de la perméance, comme le montre la figure 4.13. En effet, on distingue également plusieurs phases sur la courbe d'évolution de la perméance en fonction du temps et ces phases correspondent bien à celles rencontrées sur la courbe de la perte de charge. Au départ, alors que la perte de charge augmente faiblement, la perméance augmente fortement donc l'efficacité diminue, les fibres s'entourant de particules lors de cette étape de « filtration en profondeur ». Ensuite au moment où le colmatage s'accroît, quand la perte de charge augmente de manière importante, la perméance diminue fortement (vers 1200 s - 1300 s) et donc l'efficacité augmente fortement. Cette baisse rapide de la perméance s'arrête au moment où la perte de charge atteint un premier pseudo-palier. La perte de charge augmente alors de manière moins importante jusqu'à un point d'inflexion où l'augmentation devient plus forte. En parallèle, la perméance chute de manière plus faible puis, après un point d'inflexion (vers 6000 s, comme pour la perte de charge), la diminution s'accroît. Enfin un palier s'établit pour la perte de charge et pour la perméance (vers 8800 s), où les valeurs de la perte de charge et respectivement de la perméance sont quasiment constantes.

#### 4.3.4.4. Comparaison des essais à 13,5% de solide pour les trois filtres utilisés

La figure 4.14 compare l'évolution de la perte de charge des trois types de filtres utilisés, D309, AX 1923 et Reemay 2033, lors de la filtration d'un même mélange d'aérosols solides

et liquides. On obtient bien le résultat attendu : la perte de charge est la plus faible pour le filtre basse efficacité et elle est la plus élevée pour le filtre très haute efficacité. Les valeurs de la perte de charge pour le filtre moyenne efficacité se situent entre les deux. De plus, on constate que le D309 colmate plus vite que l'AX 1923, la montée de la perte de charge se faisant plus tôt, l'AX 1923 colmatant lui-même plus rapidement que le Reemay 2033.

On remarque également que l'évolution de la perte de charge en fonction du temps pour le filtre AX 1923 a une allure semblable à celle du filtre D309. On peut en effet observer les cinq parties caractéristiques de la courbe, ce qui laisserait éventuellement penser à un comportement similaire pour les deux filtres lors du colmatage par les mélanges.

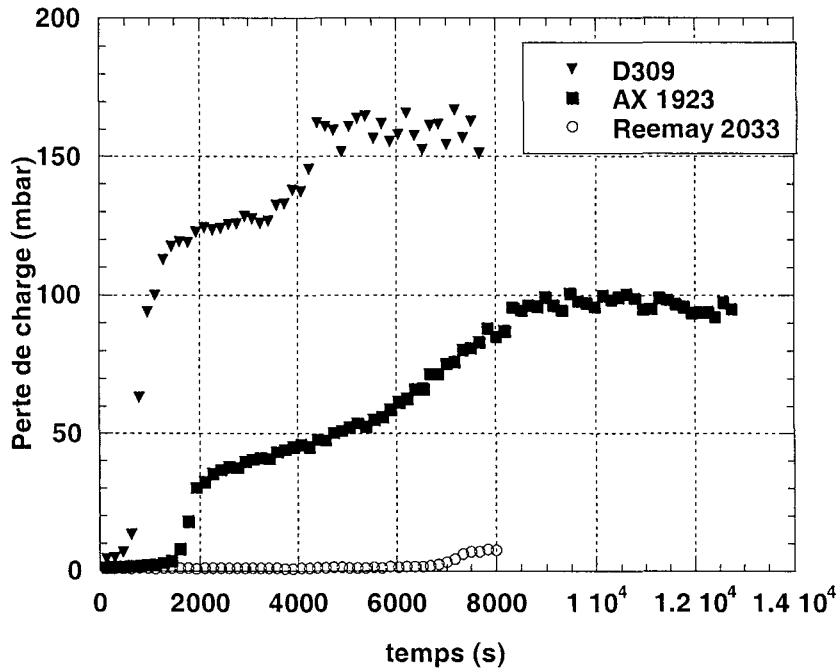


Figure 4.14 : Comparaison des expériences réalisées pour un mélange contenant un même pourcentage de solide (13,5%) avec différents types de filtres (vitesse de filtration  $5,8 \text{ cm.s}^{-1}$ )

Des observations microscopiques du filtre colmaté à différents temps vont permettre de compléter les observations effectuées afin de déterminer plus précisément les phénomènes qui régissent la filtration des mélanges d'aérosols solides et liquides.

#### 4.3.5. OBSERVATION DU DEPOT

La caractérisation de la structure du dépôt est importante si l'on veut expliquer et prédire le comportement des filtres lors du colmatage. Le dépôt obtenu à la fin de chaque expérience a donc été observé.

##### 4.3.5.1. Observations de la surface du filtre colmaté

Pour le mélange contenant 13,5% de solide et 86,5% de liquide, les essais ont été arrêtés à différents temps afin de voir l'évolution du dépôt au cours du colmatage. On a ainsi considéré cinq durées d'expériences : 400 s, 710 s, 2700 s, 3915 s et 7700 s, qui correspondent chacune à une étape de l'évolution de la perte de charge, comme on le voit sur la figure 4.15.

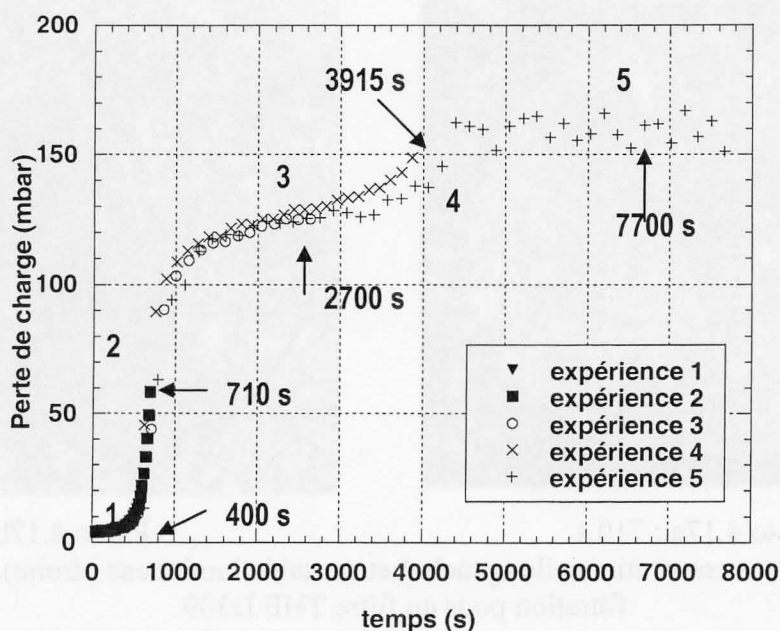


Figure 4.15 : Perte de charge pour les essais réalisés à différents temps pour des mélanges contenant 13,5% de solide et 86,5% de liquide, avec le D 309

Des photos des filtres colmatés, pour les différents temps considérés sont données à côté des prises de vue effectuées sur une table lumineuse. Celle-ci permet de mettre en évidence les zones où les particules se sont déposées (zones plus sombres).

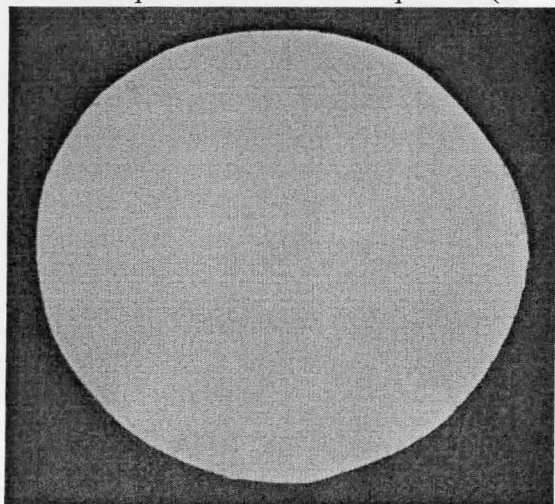


Photo 4.16a : 400 s

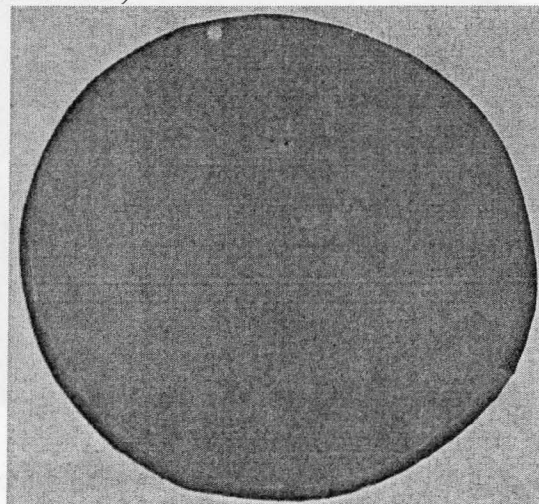


Photo 4.16b

Figure 4.16 : Photos conventionnelle (gauche) et sur table lumineuse (droite) après 400 s de filtration pour un filtre THE D309

A 710 s, au niveau de la première montée de perte de charge, on peut à peine distinguer un dépôt en surface (photos 4.17a et b).

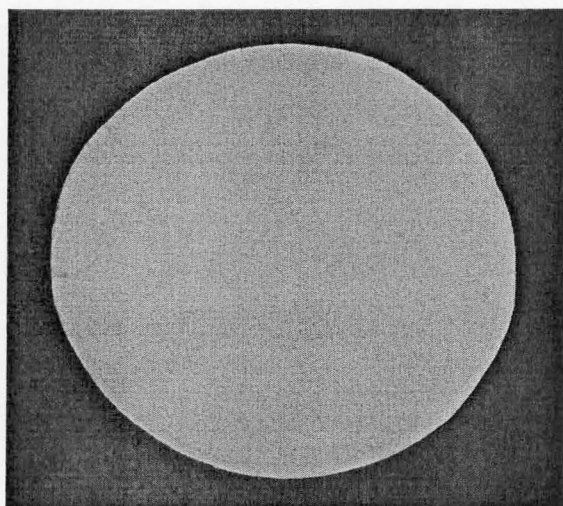


Photo 4.17a : 710 s

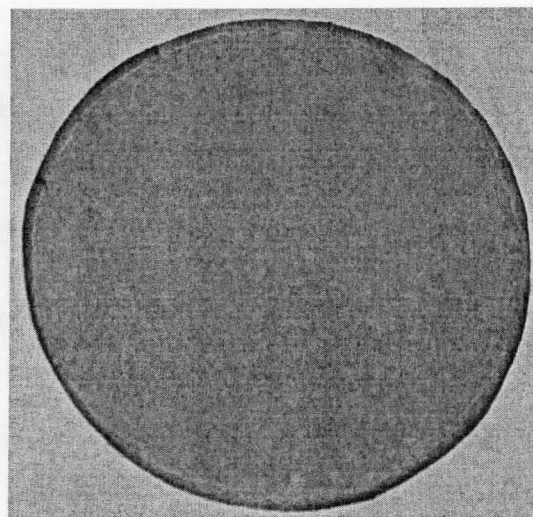


Photo 4.17b

Figure 4.17 : Photos conventionnelle (gauche) et sur table lumineuse (droite) après 710 s de filtration pour un filtre THE D309

Ensuite, à 2700 s, au niveau du premier palier, on commence à voir apparaître un gâteau (photos 4.18a et b). Celui-ci se caractérise par quelques agglomérats de particules à certains endroits du filtre et par les marques de la grille qui sont bien visibles.

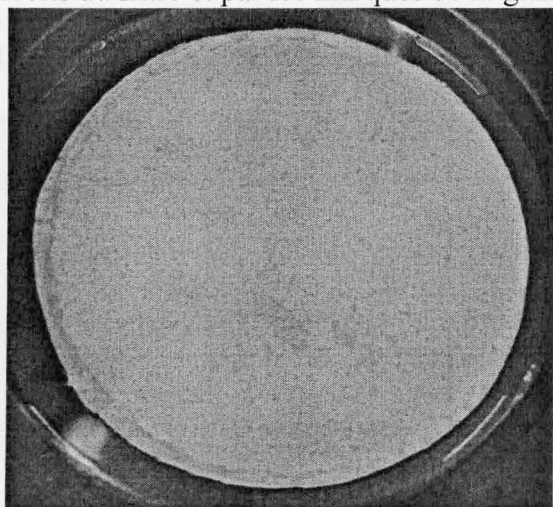


Photo 4.18a : 2700 s

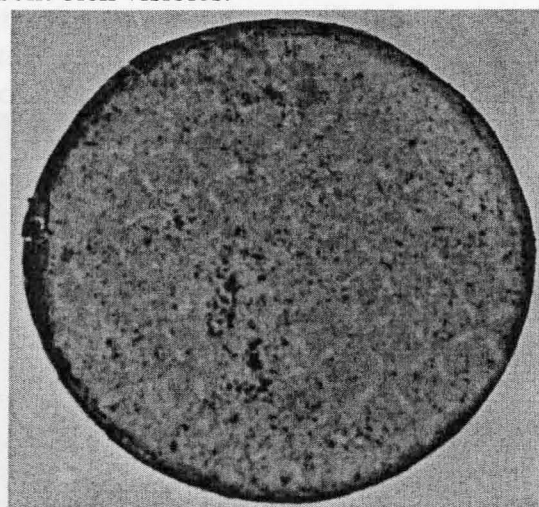


Photo 4.18b

Figure 4.18 : Photos conventionnelle (gauche) et sur table lumineuse (droite) après 2700 s de filtration pour un filtre THE D309

A 3915 s, au niveau de la deuxième montée de la perte de charge, on peut remarquer que le gâteau devient de plus en plus apparent, avec la présence d'un plus grand nombre d'agglomérats et les marques de la grille ne sont plus visibles (photos 4.19a et b).



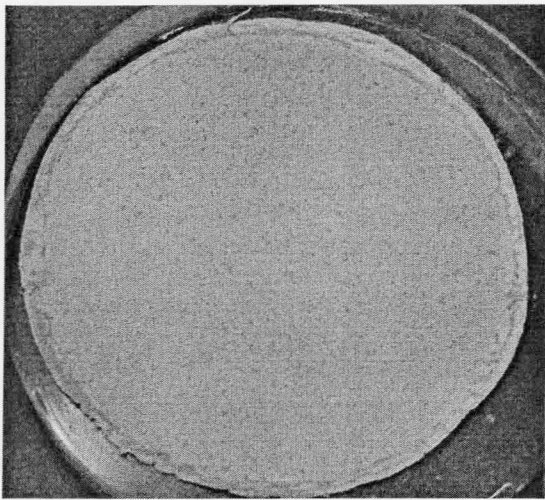


Photo 4.19a : 3915 s

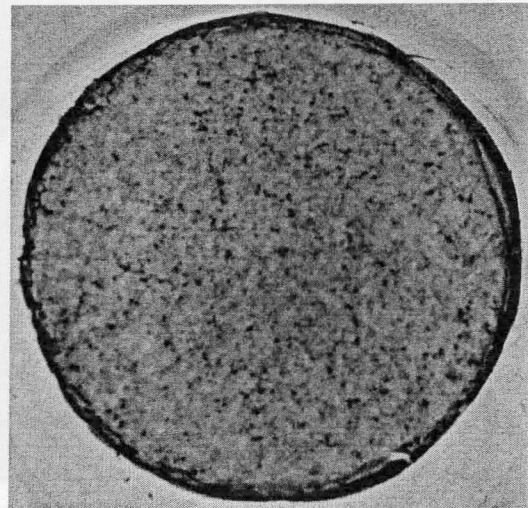


Photo 4.19b

Figure 4.19 : Photos conventionnelle (gauche) et sur table lumineuse (droite) après 3915 s de filtration pour un filtre THE D309

Il y a ensuite de plus en plus d'agglomérats au fur et à mesure du colmatage, comme le montre l'essai réalisé jusqu'à 7700 s, au niveau du deuxième palier (photos 4.20a et b).

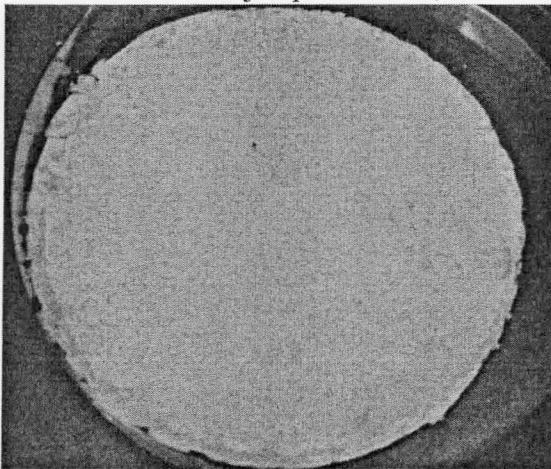


Photo 4.20a : 7700 s

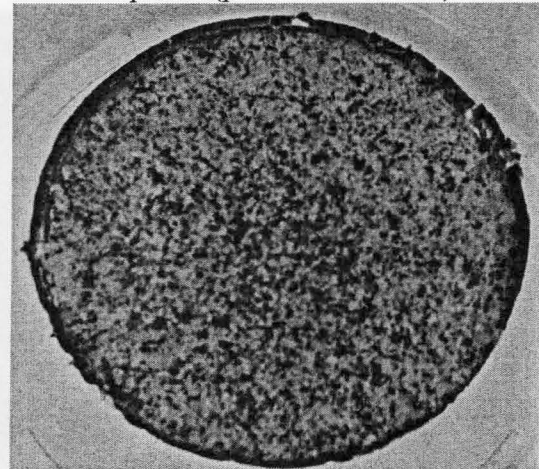


Photo 4.20b

Figure 4.20 : Photos conventionnelle (gauche) et sur table lumineuse (droite) après 7700 s de filtration pour un filtre THE D309

Ceux-ci sont également bien répartis sur toute la surface du filtre.

Pour les essais réalisés à des pourcentages de solide plus élevés (25, 50 et 75%), on a aussi pu observer le dépôt obtenu à deux durées de filtration différentes, l'une correspondant à un arrêt au premier palier atteint par la perte de charge et l'autre au deuxième palier.

Pour les essais arrêtés au niveau du premier pseudo-palier de la perte de charge, on peut déjà observer un gâteau en surface du filtre avec la présence d'agglomérats de particules (ceux-ci commençant à apparaître pour l'essai effectué à 25% de solide arrêté après 2050 s, cf. photos 4.21a et b).

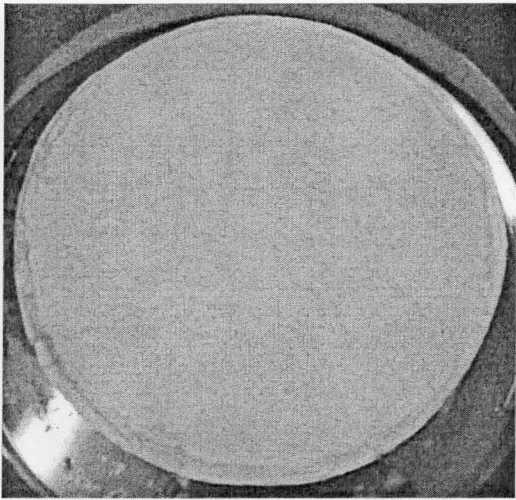


Photo 4.21a : 2050 s

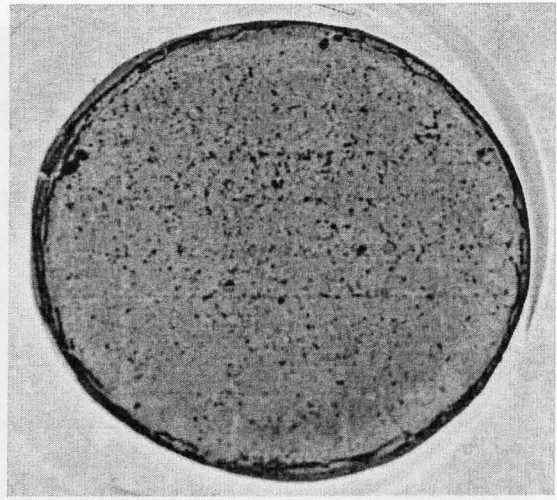


Photo 4.21b

Figure 4.21 : Photos conventionnelle (gauche) et sur table lumineuse (droite) après 2050 s de filtration pour un filtre THE D309 avec un mélange à 25% de solide

De plus, on peut remarquer les marques de la grille sur le filtre à 50% (cf. photos 4.22a et b, pour une durée de filtration de 3000 s)

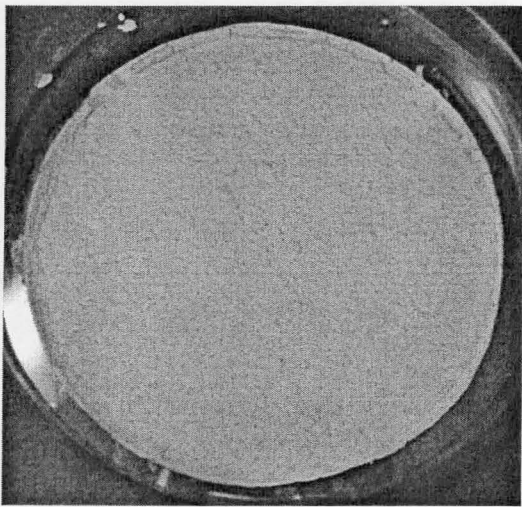


Photo 4.22a : 3000 s

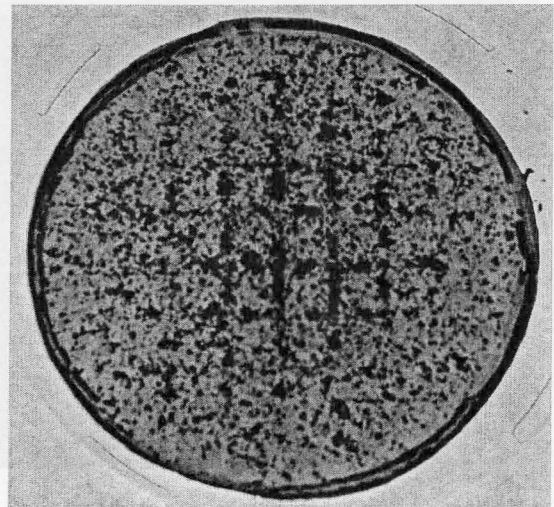


Photo 4.22b

Figure 4.22 : Photos conventionnelle (gauche) et sur table lumineuse (droite) après 3000 s de filtration pour un filtre THE D309 pour un mélange à 50% de solide

et à 75% de solide (cf. photos 4.23a et b, pour une durée de filtration de 1550 s).



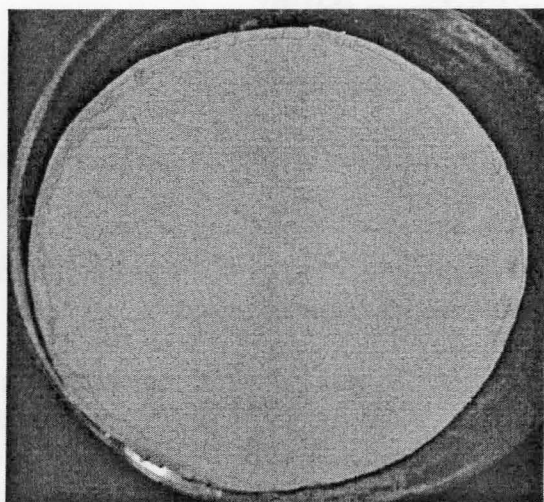


Photo 4.23a : 1550 s

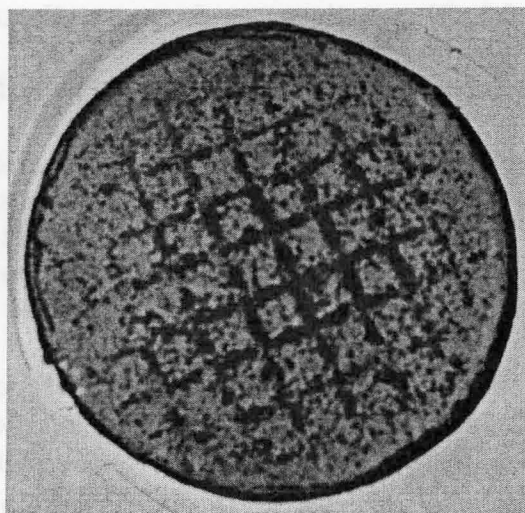


Photo 4.23b

Figure 4.23 : Photos conventionnelle (gauche) et sur table lumineuse (droite) après 1550 s de filtration pour un filtre THE D309 pour un mélange à 75% de solide

Lorsque les expériences ont été conduites jusqu'au deuxième palier de la perte de charge, on peut noter que le dépôt obtenu est plus épais, avec un plus grand nombre d'agglomérats de particules que pour des temps de filtration moins élevés. En plus ces agglomérats sont mieux répartis à la surface du filtre, comme le montre l'aspect du filtre pour un mélange à 75% de solide.

Il semble également que plus le pourcentage de solide dans les mélanges augmente, plus il y a d'agglomérats en surface du filtre (pour une même durée d'expérience). Ceci est bien apparent sur les photos prises sur la table lumineuse ; on voit bien qu'il y a une plus grande quantité d'agglomérats pour des pourcentages de solides plus élevés.

On peut ainsi globalement constater que pour une même durée de filtration, les filtres colmatés ont le même aspect pour tous les mélanges, quel que soit le pourcentage en solide et en liquide.

On observe en effet un même type de dépôt, caractérisé par des agglomérats de particules en surface du filtre, laissant penser que les particules s'agglomèrent avant d'arriver sur le filtre. Le dépôt obtenu semble bien réparti et organisé sur l'ensemble du filtre, de part la présence de la pièce cylindrique au porte-filtre. On a également observé le même aspect caractéristique avec l'AX 1923, l'allure obtenue avec un mélange contenant 13,5 % de solide étant identique à celle du D 309, ce qui confirme bien l'hypothèse d'un comportement similaire pour les deux media vis à vis des mélanges d'aérosols solides et liquides.

On peut aussi noter que les marques de la grille sont bien visibles en surface du filtre D 309 pour tous les mélanges, lorsqu'on arrête l'expérience au niveau du premier palier de la perte de charge. Ceci est en accord avec les observations faites dans la première série d'essais, pour lesquels, la plupart du temps, la perte de charge atteint seulement le premier palier. On observe également les mêmes marques pour les expériences réalisées avec le Reemay 2033, celles-ci ayant été arrêtées au moment de la première montée de perte de charge.

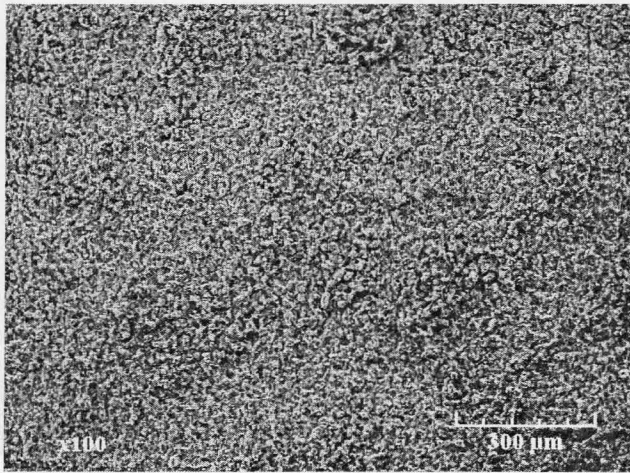
Des observations au microscope électronique à balayage vont permettre de compléter ces résultats.

#### 4.3.5.2. Observations au microscope électronique à balayage (MEB)

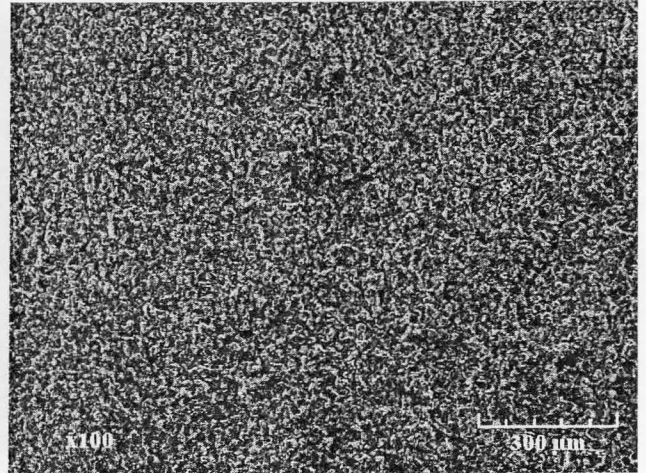
Des observations du filtre colmaté ont été effectuées au microscope électronique à balayage.

Pour les essais réalisés avec un mélange de 13,5% de solide et 86,5% de liquide, le filtre D309 colmaté a pu être observé à différents temps de filtration et plusieurs grossissements, ce qui permet de voir l'évolution du dépôt et la manière dont sont collectées les particules au cours du colmatage. Ces différents temps correspondent chacun à une des phases caractéristiques de la courbe d'évolution de la perte de charge (Figure 4.15).

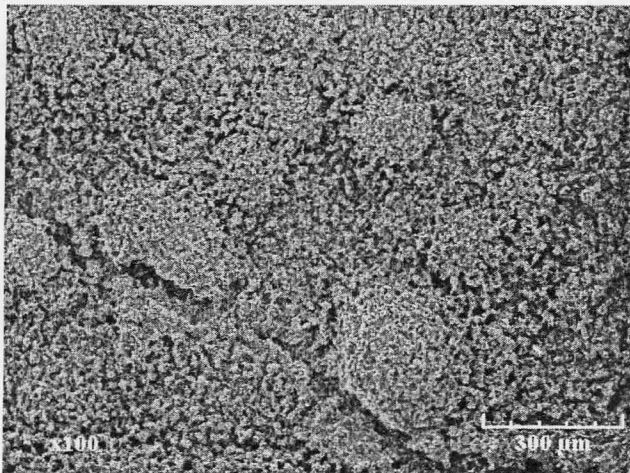
Le plus faible grossissement ( $\times 100$ ) permet de voir l'aspect du filtre en surface aux différentes durées de filtration. On voit alors qu'à 400 s (vue 4.24a) le dépôt commence à peine à apparaître (l'aspect de la surface étant déjà différente du filtre non colmaté). Celui-ci devient plus visible à 710 s (vue 4.24b), où il semble plus dense et réparti de manière homogène sur la surface du filtre. Ensuite, pour des durées d'expériences plus élevées, l'aspect du gâteau devient différent et on peut observer des agglomérats de particules de taille différentes et de forme arrondie. Ceux-ci deviennent de plus en plus gros au fur et à mesure du colmatage (vue 4.24e).



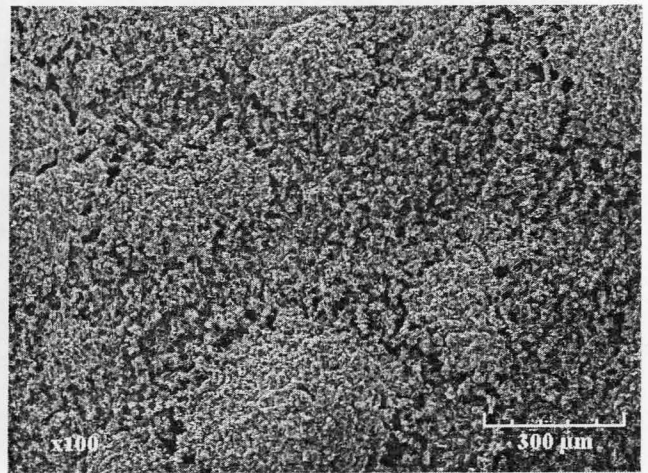
Vue 4.24a : 400 s



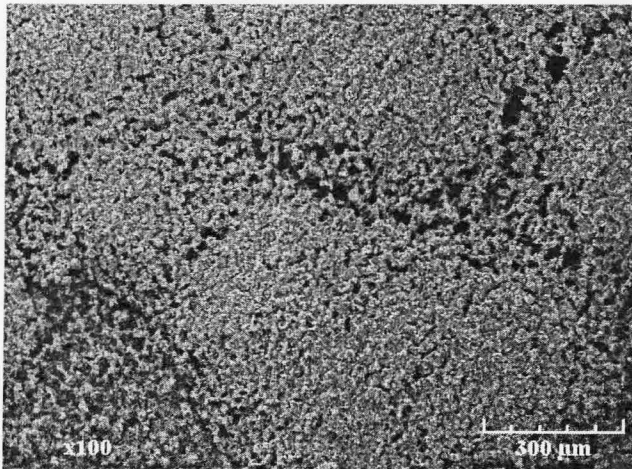
Vue 4.24b : 710 s



Vue 4.24c : 2700 s



Vue 4.24d : 3915 s

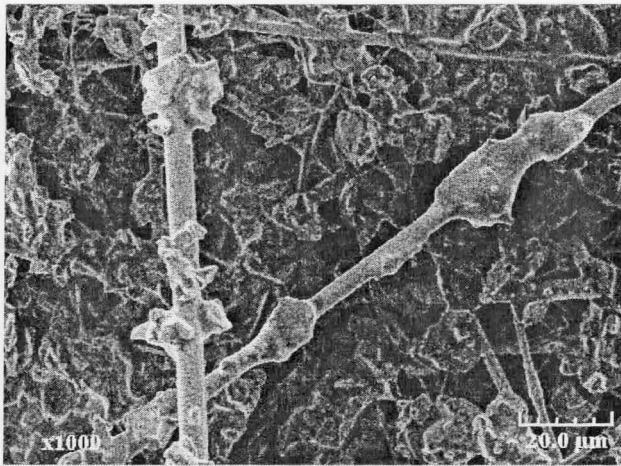


Vue 4.24e : 7700 s

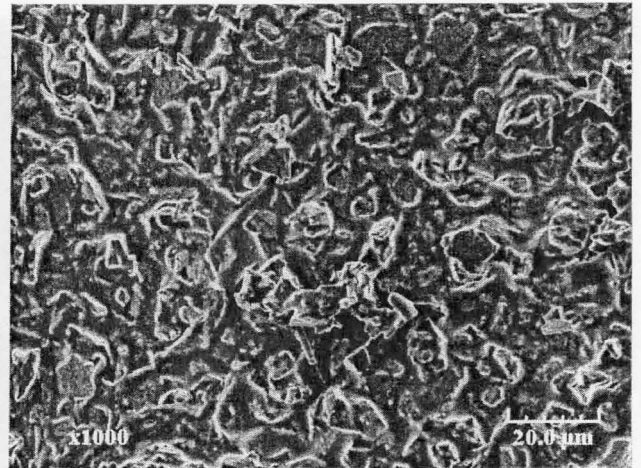
Figure 4.24: Photos au microscope électronique à balayage pour différentes durées de filtration (13,5% de solide et 86,5% de liquide, grossissement 100x) pour un filtre THE D309

Aux plus forts grossissements, on peut voir plus précisément l'aspect du dépôt. Pour des faibles temps d'expérience (400 s et 710 s), les fibres constitutives du filtre sont encore bien visibles (vues 4.25).

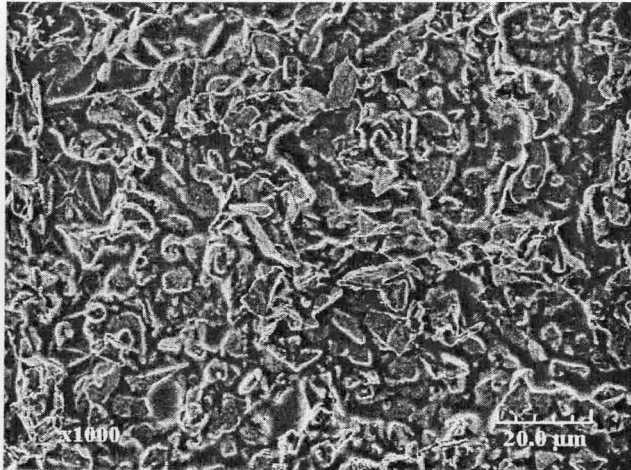




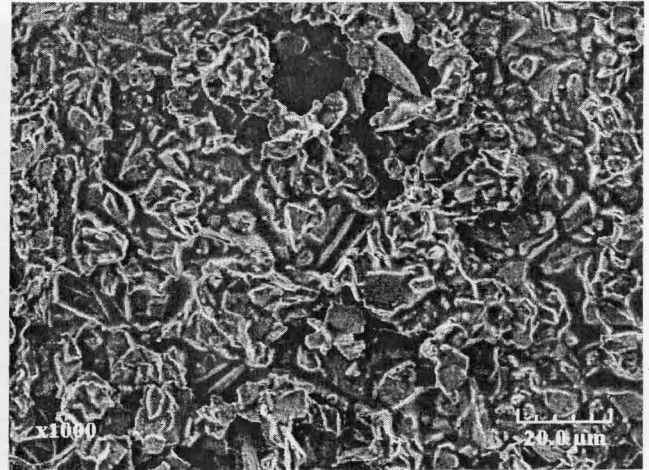
Vue 4.25a : 400 s



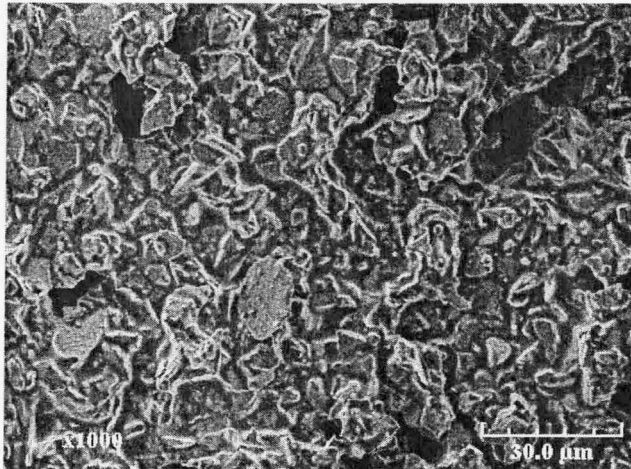
Vue 4.25b : 710 s



Vue 4.25c : 2700 s



Vue 4.25d : 3915 s



Vue 4.25e : 7700 s

Figure 4.25 : Photos au microscope électronique à balayage pour différentes durées de filtration (13,5% de solide et 86,5% de liquide, grossissement 1000x) pour un filtre THE D309

On voit notamment à 400 s que des particules ont commencé à se déposer sur les fibres, il semble cependant qu'elles se déposent préférentiellement les unes sur les autres car on peut observer des agrégats de particules à certains endroits de la surface des fibres. Ceux-ci apparaissent également recouverts de liquide, au grossissement  $\times 1000$ , sur la vue 4.25.

Au fur et à mesure du colmatage, le dépôt de particules grossit de plus en plus et comble petit à petit les interstices. On voit également bien la présence d'un film de liquide, recouvrant les particules.

Pour les autres pourcentages de solide et de liquide étudiés, on peut voir un aspect identique à celui observé pour le mélange de 13,5% de solide à 7700 s, pour un même grossissement. En effet, on retrouve bien les agglomérats en surface du filtre et le film de liquide recouvrant les particules, aux plus forts grossissements, ce qui confirme bien les observations de la première série d'expériences.

Pour les filtres Reemay 2033 et AX 1923, les observations au microscope électronique à balayage n'ont pas pu être exploitées. La structure du gâteau semble en effet avoir été altérée avec le temps. On peut cependant supposer une même structure du dépôt, dans le cas de l'AX 1923 et dans celui du D 309.

#### 4.4. SYNTHÈSE DES RESULTATS ET EXPLICATIONS PROPOSÉES

Les essais réalisés avec les mélanges d'aérosols solide et liquide ont montré une évolution de la perte de charge caractérisée par cinq étapes : une faible augmentation, une forte croissance, un pseudo-palier où la perte de charge croît légèrement, une seconde croissance, puis un deuxième palier. Ce même comportement a été observé pour tous les mélanges étudiés.

Les observations des filtres colmatés à l'issue de ces expériences, en particulier pour celles correspondant à différentes durées de filtration, ainsi que les mesures de perméance réalisées, vont permettre d'expliquer ces différentes phases et de mieux comprendre la façon dont s'effectue le colmatage. Les caractéristiques du dépôt influencent en effet directement les performances du filtre.

Les différentes étapes de l'évolution de la perte de charge peuvent dans un premier temps être expliquées à l'image de ce qu'on obtient pour le solide seul et le liquide seul.

Pour le solide seul, les particules solides microniques sont d'abord collectées à l'intérieur du médium filtrant, en profondeur, avec formation d'aggrégats, et à partir d'une masse seuil, la filtration se fait uniquement en surface avec formation d'un gâteau d'épaisseur croissante. Pour le liquide, les gouttelettes se déposent autour des fibres en début de la filtration, puis à la fin, un film liquide recouvre la surface du filtre.

Pour les mélanges, on a pu constater, comme pour le solide seul et le liquide seul, que le dépôt se fait d'abord en profondeur, puis en surface. Les observations effectuées au microscope électronique à balayage ont montré que les particules se déposent d'abord autour des fibres par paquets et qu'elles se recouvrent petit à petit d'un film de liquide. Puis, au fur et à mesure du colmatage, les interstices se comblerent et le dépôt peut alors s'effectuer en surface. On peut donc penser qu'il existe une compétition entre les comportements du solide seul et du liquide seul, avec la formation à la fois d'aggrégats de particules solides et d'un film de liquide. Les particules liquides semblent ainsi interagir avec la formation d'un gâteau en surface du filtre. Les particules solides collectées les unes sur les autres peuvent jouer le rôle de fibres et les gouttelettes de liquide vont ensuite s'y déposer, d'où l'aspect « d'enrobage » observé sur les photographies au microscope électronique à balayage.

On peut alors attribuer à chaque partie de la courbe d'évolution de la perte de charge un scénario de dépôt de particules sur le filtre, en confrontant les observations du filtre obtenu après différentes durées de colmatage et en utilisant les résultats des mesures d'efficacité

faites sur l'AX 1923, puisqu'on peut supposer, vis-à-vis des mélanges, un comportement similaire au filtre D309.

**- Etape 1 :**

La perte de charge augmente d'abord assez lentement car le dépôt, essentiellement situé sur la surface des fibres, ne perturbe pas l'écoulement à travers le filtre. Les particules sont en effet collectées par les fibres à l'intérieur du filtre au début du colmatage. C'est la phase dite de filtration en profondeur, on n'observe pas encore de gâteau en surface du filtre.

Les particules se déposent préférentiellement sur des particules déjà collectées par des fibres, il y a ainsi formation d'agréats qui peuvent alors jouer le rôle de nouvelles fibres. On a également observé des paquets de particules déposées sur les fibres enrobées de liquide, certaines particules pouvant déjà être agglomérées par le liquide avant d'arriver sur le filtre.

Dans le même temps, la surface disponible à la capture de particules diminue.

**- Etape 2 :**

A partir d'une certaine quantité de particules collectées à l'intérieur du filtre, un gâteau commence à apparaître en surface. Celui-ci semble être réparti de manière homogène sur toute la surface du filtre. Dans le même temps, la croissance de la perte de charge devient plus importante.

En effet, au fur et à mesure du colmatage, le dépôt de particules (recouvert d'un film de liquide) grossit de plus en plus et les interstices se combent peu à peu, augmentant de manière importante la résistance à l'écoulement, ce qui entraîne une augmentation exponentielle de la perte de charge.

Le dépôt qui apparaît en surface améliore les performances, la perméance diminue alors fortement et donc l'efficacité augmente fortement.

**- Etape 3 :**

Le gâteau devient ensuite plus apparent mais le dépôt n'est plus uniforme à la surface du filtre. Il se caractérise en effet par la présence d'agglomérats de particules de tailles différentes et de forme arrondie, laissant apparaître préférentiellement au centre du filtre les marques de la grille du porte-filtre.

Les particules semblent ainsi se déposer en premier lieu sur les mailles de la grille, (les marques de la grille étant bien visibles sur le filtre). On peut donc supposer que le mécanisme de capture mis en jeu est un mécanisme d'impaction (qui se produit majoritairement pour des particules de diamètre supérieur à 5  $\mu\text{m}$ ).

Lors de cette étape, la perte de charge atteint un premier pseudo-palier à croissance lente et dans le même temps, la chute de la perméance est moins importante. Ce palier peut être dû à une redistribution du liquide au sein du filtre. En effet on avait vu qu'un réarrangement interne était possible pour des particules de liquide seul. Le liquide peut alors être distribué plus uniformément dans la matrice du filtre.

**- Etape 4 :**

Cette étape se caractérise par une seconde montée exponentielle de la perte de charge.

On peut remarquer que le gâteau devient de plus en plus apparent, avec la présence d'un plus grand nombre d'agglomérats, de taille plus importante.

L'augmentation de la perte de charge devient plus forte au fur et à mesure de l'accroissement de l'épaisseur du gâteau, la résistance offerte au passage du fluide étant toujours plus grande. Dans le même temps, la réduction de la surface de passage s'accompagne d'une augmentation

de la vitesse interstitielle du fluide entraînant donc une plus forte diminution de la perméance grâce à l'impaction qui est favorisée dans ces conditions.

On peut aussi penser que les particules se déposent préférentiellement autour des agglomérats, où la résistance du dépôt est moins grande, augmentant ainsi leur taille et faisant petit à petit disparaître les marques de la grille.

#### **- Etape 5 :**

Le nombre d'agglomérats ainsi que leur taille continuent ensuite à augmenter, au fur et à mesure du colmatage. Ceux-ci semblent bien répartis sur toute la surface du filtre.

Un état pseudo-stationnaire s'établit alors en raison du drainage du liquide, se traduisant par la présence d'un palier sur les courbes de perte de charge et de perméance, les valeurs de la perte de charge et respectivement de la perméance ne varient quasiment plus.

Le liquide emprisonné jusque là dans le gâteau, commence en effet à s'écouler dans les récipients de collecte situés en aval du porte-filtre. La perte de charge est cependant beaucoup plus élevée que pour le palier atteint avec le liquide seul, où le dépôt offre moins de résistance à l'écoulement du liquide.

*Remarque 1 :* On a pu constater que du liquide commençait à drainer seulement au moment de l'obtention de ce second palier, alors que rien n'est récupéré dans les récipients au niveau du premier « pseudo palier », caractérisé par une légère augmentation de la perte de charge.

Des explications ont donc pu être avancées pour décrire les évolutions observées, la présence de la deuxième montée et du second palier étant cependant difficile à justifier.

Les expériences réalisées sur les différents mélanges ont aussi permis de voir l'influence du pourcentage de solide sur la valeur prise par la perte de charge, en particulier au niveau du deuxième palier.

Le tracé des courbes en fonction du temps et de la masse de liquide générée a en effet montré une tendance à l'augmentation de la perte de charge quand la proportion de solide dans le mélange augmente, ceci a également pu être observé au regard des valeurs de perte de charge obtenues en fin d'expérience.

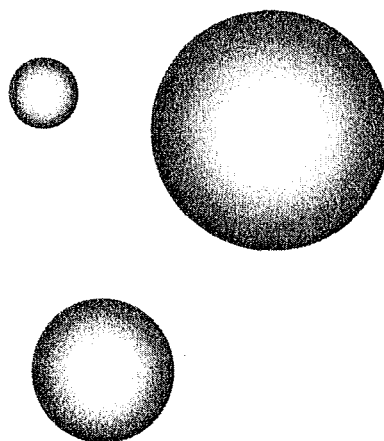
On a également pu voir que la première montée de la perte de charge s'effectue pour une masse de solide générée d'autant plus faible que la proportion de liquide dans le mélange est importante et pour une masse de liquide générée plus grande pour le mélange à 13,5% de solide que pour les pourcentages de solide plus élevés.

Des expériences supplémentaires semblent cependant nécessaires pour pouvoir mieux interpréter ces comportements. Certaines difficultés doivent également être résolues. Il n'est pas évident de trouver un moyen de représenter correctement l'évolution de la perte de charge à cause des deux types d'aérosols de densités très différentes. On peut également s'interroger sur la validité des mesures d'efficacité, notamment si le mélange échantillonné en aval du filtre est encore dans les mêmes proportions solide/liquide que celui en amont. Les mesures de granulométries nécessitent également d'être approfondies : est-on en présence de particules solides et liquides indépendantes (et donc d'une granulométrie bi-modale) ou de particules solides enrobées de liquide ? Le comportement différent des particules liquides et solides doit également être éclairci : les particules solides et liquides ont-elles la même efficacité ? la proportion solide/liquide reste-t-elle constante entre la génération et le filtre ou l'un des deux se dépose-t-il préférentiellement ? Ces questions (et beaucoup d'autres) doivent faire l'objet d'études futures.





## Conclusion générale et perspectives





L'objet de ce travail était de contribuer à l'amélioration des connaissances de l'évolution de la perte de charge et de l'efficacité de filtres à fibres lors de la filtration d'aérosols liquides, quitte à s'écarter parfois volontairement des conditions opératoires traditionnellement rencontrées pour des applications industrielles.

Les résultats concernant la perte de charge et l'efficacité initiales constituent la première partie de ce travail. Deux approches théoriques de modélisation ont été mises au point dans cette partie : l'approche parallèle découpe le filtre en  $n$  couches constituées de fibres placées les unes à côté des autres alors que l'approche série place ces mêmes couches les unes derrière les autres. Nos travaux ont montré que l'approche parallèle n'est pas satisfaisante, certainement parce qu'elle est trop éloignée de la structure d'un filtre réel. L'approche série en revanche constitue un certain avantage par rapport à l'approche monodisperse classique. Son développement pourrait améliorer dans le futur la modélisation de l'efficacité initiale de media filtrants à condition de disposer de meilleurs modèles d'efficacité unitaire de fibre.

Les résultats concernant la filtration des aérosols liquides et l'évolution de la perte de charge et de l'efficacité pendant la durée de la filtration constituent l'essentiel de ce travail. La distinction du colmatage en différentes étapes, déjà observée par quelques auteurs, a pu être confirmée au cours de ce travail. L'influence du filtre, de la vitesse de filtration et de la distribution de tailles des particules liquides sur la perte de charge et la perméance d'un filtre à très haute efficacité (THE) et un filtre moyenne efficacité (ME) ont été étudiées. Deux conclusions fortes se dégagent de cette étude. Les perméances du filtre HE et du filtre ME n'évoluent pas dans le même sens pendant la filtration. En effet, celle du filtre HE augmente au début de la filtration avant de se stabiliser. Ce comportement confirme des travaux antérieurs. Celle du filtre ME en revanche diminue au cours de la filtration pour se stabiliser à un niveau plus bas que celui de la perméance initiale. La deuxième conclusion importante concerne l'influence de la vitesse sur la perméance des filtres. La perméance des deux filtres testés diminue quand la vitesse augmente. Ceci nous amène à conseiller l'utilisation de vitesses plutôt élevées en filtration des aérosols liquides, contrairement à ce qui est pratiqué en filtration de poussières solides.

Des expériences s'intéressant plus particulièrement au palier de drainage ont permis de confirmer qu'il s'agit effectivement d'un état pseudo-stationnaire, i.e. que le débit de liquide drainé par le filtre est égal au débit de liquide dans le flux filtré. Deux corrélations ont pu être mises au point pour déterminer la perte de charge finale sur ce palier de drainage, l'une en fonction de la vitesse pour chaque classe de filtre (moyenne efficacité, haute efficacité et très haute efficacité), l'autre rassemblant tous les filtres testés dans une même expression qui a néanmoins l'inconvénient de nécessiter la connaissance du diamètre moyen des fibres du filtre, grandeur assez difficile à déterminer. Une étude préliminaire concernant l'influence de la tension superficielle sur la perte de charge a également été entreprise. Il est néanmoins trop tôt pour tirer des conclusions univoques du fait du fort lien qui existe entre tension superficielle et viscosité des liquides utilisés.

Afin de se rapprocher du fonctionnement industriel une étude originale sur l'influence de l'interruption de la génération de particules et de l'arrêt des systèmes de filtration sur la perte de charge des filtres constitue la deuxième partie du chapitre traitant de la filtration des aérosols liquides. Il en ressort que si la filtration est tout simplement interrompue alors que la perte de charge du filtre est au niveau du palier de drainage, la perte de charge sera plus importante lors de la reprise de la filtration qu'elle ne l'était avant cette interruption. Aucune modification de la perte de charge n'a par contre pu être identifiée si l'interruption a lieu avant d'atteindre le palier de drainage. Une solution très simple pour prévenir cette montée de

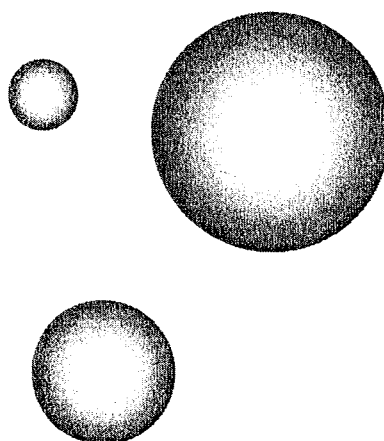
la perte de charge, certainement due à un réarrangement du liquide au sein du filtre, consiste à réaliser une perméation à l'air propre à une vitesse identique à la vitesse de filtration à travers le filtre ce qui empêche largement le réarrangement du liquide. Une vitesse de perméation supérieure à la vitesse de filtration tend même à diminuer la perte de charge. Ceci pourrait ainsi constituer un moyen de régénérer les filtres en filtration des aérosols liquides. Nous avons également pu déterminer qu'une même perte de charge n'est pas forcément occasionnée par une même quantité de liquide collectée au sein du filtre. Une théorie des « zones mortes » a été développée pour expliquer ce phénomène.

Une modélisation phénoménologique de la perte de charge et de la perméance de filtres pendant toute la durée de la filtration constitue la dernière partie du chapitre. Elle est fondée sur le principe de la prise en compte de plusieurs mécanismes de migration du liquide sur une fibre et dans le filtre au cours de la filtration. En divisant ainsi la filtration en trois étapes distinctes, nous avons réussi à décrire d'une manière satisfaisante l'évolution de la perte de charge ainsi que celle de la perméance. En effet, c'est la première fois, à notre connaissance, qu'un modèle phénoménologique permet de décrire à la fois la perte de charge et la perméance d'une manière tout à fait satisfaisante pendant toute la durée de la filtration. Cette modélisation constitue donc, à nos yeux, une première ébauche intéressante dans le domaine de la description et de la compréhension théoriques des mécanismes de filtration des aérosols liquides. Elle nécessitera cependant des études complémentaires afin de mieux appréhender le mouillage des fibres ainsi que le développement d'un modèle de perte de charge plus complet.

Le dernier chapitre de ce travail traite de la filtration de mélanges d'aérosols liquides et solides. Cette première approche a permis de déterminer l'évolution de la perte de charge dans ce cas, évolution tout à fait différente de celle rencontrée en filtration d'aérosols liquides ou solides seuls. Elle a également permis de différencier cinq étapes distinctes de l'évolution de la perte de charge. Par ailleurs, nous avons pu montrer que plus la quantité de solide dans le mélange est importante, plus la perte de charge est importante, ce qui confirme et complète les rares études qui existent dans ce domaine.

En résumé, on doit bien reconnaître que le filtre à tout faire n'existe pas et n'existera probablement jamais. Dans l'avenir l'amélioration des procédés de filtration des aérosols liquides passera probablement par deux voies distinctes. Dans le domaine des sciences fondamentales, la compréhension plus fine des mécanismes de capture des particules liquides nécessitera probablement des études physico-chimiques du dépôt et du comportement de gouttelettes sur des fibres, avec et sans flux d'air. Cette compréhension semble effectivement nécessaire à une modélisation fine des processus physiques ayant lieu au sein du filtre. Des expériences de microscopie électronique environnementale ou de tomographie pourraient également se révéler utiles afin de mieux comprendre la distribution du liquide à l'intérieur du filtre au cours de la filtration. Dans le domaine du génie des procédés, des études plus proches de la réalité industrielle seront probablement nécessaires : prise en compte de la géométrie des filtres plissés qui aura vraisemblablement une influence considérable sur les mécanismes de capture, utilisation de conditions expérimentales plus proches de la réalité (huiles entières, copeaux métalliques, suie, filtres à plusieurs étages d'efficacités différentes, interruption quotidienne des systèmes de filtration, etc.) L'étude de ces paramètres nécessitera certainement l'utilisation d'installations pilote, voire d'installations de taille réelle instrumentée ainsi que des huiles à base aqueuse (utilisées dans un grand nombre d'applications industrielles mais plus difficiles à étudier compte tenu de leur taux d'évaporation élevé). Il apparaît ainsi deux directions distinctes: la compréhension des phénomènes microscopiques et l'étude d'installations à l'échelle industrielle.

# Nomenclature





## Nomenclature

## Lettres latines

a	Longueur moléculaire	m
A	Constante de Hamaker	J
A, B, C	Facteurs du coefficient de correction de Cunningham	-
$A_f$	Surface spécifique des fibres	$m^2 m^{-3}$
$A_i$	Somme des surfaces projetées par les fibres de diamètre $d_i$	$m^2$
$C_1, C_2$	Constantes d'orientation de fibres	-
$C_{\text{massique amont}}$	Concentration massique de particules en amont	$kg m^{-3}$
$C_{\text{amont}}$	Concentration totale en amont du filtre	$m^{-3}$
$C_{\text{amont},j}$	Concentration en particules de diamètre $d_j$ en amont du filtre	$m^{-3}$
$C_{\text{amont},i,j}$	Concentration en particules de diamètre $d_i$ en amont des fibres de diamètre $d_j$	$m^{-3}$
$C_{\text{massique aval}}$	Concentration massique de particules en aval	$kg m^{-3}$
$C_{\text{aval},j}$	Concentration en particules de diamètre $d_j$ non collectées par le filtre	$m^{-3}$
$C_{\text{avali},j}$	Concentration en particules de diamètre $d_j$ non collectées par les fibres de diamètre $d_i$	$m^{-3}$
Cd, Cd'	Facteurs dus au glissement du fluide	-
$C_j$	Concentration de particules de diamètre $d_j$	$m^{-3}$
$C_{\text{nombre amont}}$	Concentration en nombre de particules en amont	$m^{-3}$
$C_{\text{nombre amont}, i}$	Concentration en nombre de particules comprises dans la tranche granulométrique $i$ en amont	$m^{-3}$
$C_{\text{nombre aval}}$	Concentration en nombre de particules en amont	$m^{-3}$
$C_{\text{nombre aval}, i}$	Concentration en nombre de particules comprises dans la tranche granulométrique $i$ en aval	$m^{-3}$
$C_p$	Concentration de particules	$mg Nm^{-3}$
Cu	Coefficient de correction de Cunningham	-
D	Coefficient de diffusion	$m^2 s^{-1}$
$d_f$	Diamètre de fibre	m
$d_f$	Diamètre moyen arithmétique de fibre	m
$d_{f1}, d_{f2}$	Diamètres de fibres fines et grosses respectivement	m
$d_{f\text{Davies}}$	Diamètre de Davies de fibre	m
$d_{f\text{Davies mouillé}}$	Diamètre de Davies de fibre mouillée	m
$d_{f\text{mouillé}}$	Diamètre de fibre mouillée	m
$d_g$	Diamètre de goutte	m
$d_g$	Diamètre moyen géométrique	m
$d_{\text{gaine}}$	Diamètre maximal de la gaine de liquide autour de la fibre	m
$d_i$	Diamètre des fibres de la classe granulométrique $i$	m
$d_j$	Diamètre des particules de la classe granulométrique $j$	m
$d_p$	Diamètre de particule	m
$d_{\text{pore}}$	Diamètre de pore	m
E	Efficacité du medium filtrant	-
$E_0$	Efficacité initiale	-
$E_m$	Efficacité massique du medium filtrant	-

$E_n$	Efficacité en nombre du medium filtrant	-
$E_i$	Efficacité fractionnelle de la tranche granulométrique $i$	-
$f$	Fréquence de gouttes impactantes	-
$F$	Force exercée par la lame sur le liquide	N
$f_i$	Fraction des fibres de diamètre $d_i$	-
$f_{pj}$	Fraction numérique des particules de diamètre $d_j$	-
$g$	Accélération de la gravité	$m\ s^{-2}$
$G$	Grammage	$g\ m^{-2}$
$H_{Fan}$	Facteur hydrodynamique de Kirsch et Stechkina	-
$H_{Ha}$	Facteur hydrodynamique de Happel	-
$H_{Ku}$	Facteur hydrodynamique de Kuwabara	-
$H_{La}$	Facteur hydrodynamique de Lamb	-
$H_{Pi}$	Facteur hydrodynamique de Pich	-
$H_{Ye}$	Facteur hydrodynamique de Yeh et Liu	-
$K$	$Oh.Re^{1,25}$	-
$K_0, K_1$	Fonctions de Bessel d'ordre 0 et 1 respectivement	-
$k_B$	Constante de Boltzmann ( $=1,37\ 10^{-23}$ )	$J\ K^{-1}$
$Kn_f$	Nombre de Knudsen de fibre	-
$Kn_p$	Nombre de Knudsen de particule	-
$L$	Longueur des fibres	m
$L_i$	Longueur des fibres de diamètre $d_i$	m
$l_v$	Longueur totale de fibres par unité de volume	$m\ m^{-3}$
$m$	Masse mesurée par la balance	kg
$m_1, m_2$	Fractions massiques de fibres	-
$m_f$	Masse du medium filtrant	kg
$m_l$	Masse du liquide collecté	kg
$m_{liq}$	Masse du liquide collecté	kg
$n$	$x_1/x_2$	-
$n$	Nombre de classes granulométriques	-
$N$	Nombre de particules	-
$n_{cf}$	Nombre de classes granulométriques de fibres	-
$n_{cp}$	Nombre de classes granulométriques de particules	-
$n_i$	Nombre de fibres de diamètre $d_i$	-
$Oh$	Nombre d'Ohnsorge	-
$P$	Perméance (1-efficacité)	-
$P$	Périmètre de la lame	m
$P_{amont}$	Pression statique en amont du filtre	Pa
$P_{aval}$	Pression statique en aval du filtre	Pa
$Pb_i$	Probabilité pour qu'une particule de diamètre $d_j$ se situe en amont d'une fibre de diamètre $d_i$	-
$Pe$	Nombre de Péclet	-
$P_{(i,j)}$	perméance des particules de diamètre $d_j$ vis-à-vis des fibres de diamètre $d_i$	-
$P_j$	Perméance liée au mécanisme de capture $j$	-
$P_j$	Perméance des particules de diamètre $d_j$ vis-à-vis du filtre	-
$Q_{Pamont}$	Flux de particules en amont du filtre	$s^{-1}$
$q_{amont}$	Débit massique de particules en amont	$kg\ s^{-1}$
$Q_{Paval}$	Flux de particules en aval du filtre	$s^{-1}$
$q_{aval}$	Débit massique de particules en aval	$kg\ s^{-1}$



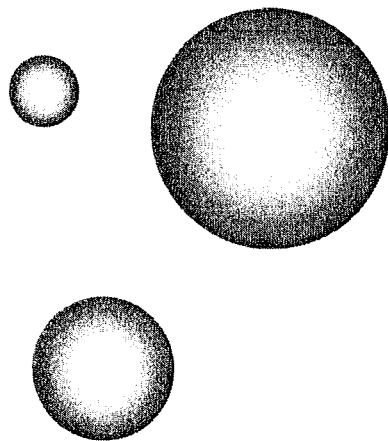
$q_m$	Débit massique de particules	$g\ s^{-1}$
$q_v$	Débit volumique de particules	$m^3\ s^{-1}$
R	Rapport d'interception	-
R	Résistance du filtre à l'écoulement	$m^{-1}$
$R_{\text{filtre}}$	Résistance d'un filtre vierge	$mbar.s\ m^{-1}$
$R_1, R_2$	Rayons de courbure de goutte	m
Re	Nombre de Reynolds	-
$Re_f$	Nombre de Reynolds de fibre	-
$Re_{po}$	Nombre de Reynolds de pore	-
$r_f$	Rayon de fibre	m
S	$\gamma_{LV}(\cos\theta-1)$ pouvoir d'étalement	$N\ m^{-1}$
S	Fraction de vide remplacé par le liquide	-
Sc	Pouvoir d'étalement critique	$N\ m^{-1}$
St	Nombre de Stokes	-
T	température	K
$U_f$	Vitesse de filtration	$m\ s^{-1}$
$U_{\text{goutte}}$	Vitesse de chute de goutte	$m\ s^{-1}$
$V_{\text{fibres}}$	Volume des fibres	$m^3$
$V_i$	Volume des fibres de diamètre $d_i$	$m^3$
$V_{\text{mont}}$	Vitesse de montée du piston du générateur de particules solides	$m\ h^{-1}$
$V_T$	Volume total du filtre	$m^3$
We	Nombre de Weber	-
$x_1$	Rayon de fibre	m
$x_2$	Rayon de goutte	m
$Y_i$	Fraction massique des fibres de diamètre $d_i$	-
Z	Épaisseur du filtre	m

## Lettres grecques

$\Delta C$	Concentration massique en particules collectées par la fibre	$kg\ m^{-3}$
$\Delta P$	Perte de charge	Pa
$\Delta P_0$	Perte de charge initiale, perte de charge du filtre vierge	Pa
$\Delta P_{\text{équilibre}}$	Perte de charge à l'équilibre	Pa
$\Omega$	Surface de filtration	$m^2$
$\alpha$	Compacité	-
$\alpha_f$	Compacité du medium filtrant	-
$\alpha_{\text{film}}$	Compacité liquide de la pelure à l'état de drainage	-
$\alpha_{\text{film expérimental}}$	Compacité liquide du filtre à l'état de drainage déterminée expérimentalement	-
$\alpha_{\text{gaine}}$	Compacité liquide de la pelure à la taille maximale de gaine	-
$\alpha_i$	Compacité des fibres de diamètre $d_i$	-
$\alpha_l$	Compacité liquide de la pelure considérée	-
$\alpha_{1P}$	Compacité liquide de la première pelure	-

$\alpha_{\text{mouillé}}$	Compacité du filtre mouillé	-
$\beta_{\text{max}}$	$D_{\text{max}}/d_p$	-
$\gamma$	Tension superficielle	$\text{N m}^{-1}$
$\gamma_{\text{SA}}$	Tension interfaciale solide – air	$\text{N m}^{-1}$
$\gamma_{\text{LA}}$	Tension interfaciale liquide – air	$\text{N m}^{-1}$
$\gamma_{\text{SL}}$	Tension interfaciale solide – liquide	$\text{N m}^{-1}$
$\eta$	Efficacité unitaire de collection d'une fibre	-
$\eta_d$	Efficacité unitaire de collection par le mécanisme de diffusion	-
$\eta_{\text{dr}}$	Efficacité unitaire de collection par l'interaction de la diffusion et de l'interception	-
$\eta_i$	Efficacité unitaire de collection par le mécanisme d'impaction	-
$\eta_{i,j}$	Efficacité unitaire de collection de la fibre de diamètre $d_i$ par rapport aux particules de diamètre $d_j$	-
$\eta_j$	Efficacité unitaire de collection par le mécanisme j	-
$\eta_r$	Efficacité unitaire de collection par le mécanisme d'interception	-
$\eta_{10}, \eta_{20}$	Efficacités initiales unitaires de capture	-
$\lambda$	Libre parcours moyen de la molécule	m
$\mu$	Viscosité dynamique	$\text{Pa s}$
$\nu_{\text{liq}}$	Viscosité cinématique du liquide	$\text{m}^2 \text{s}^{-1}$
$\theta$	Angle de contact	°
$\rho$	Masse volumique du fluide	$\text{kg m}^{-3}$
$\rho_f$	Masse volumique des fibres	$\text{kg m}^{-3}$
$\rho_l, \rho_{\text{liq}}$	Masse volumique du liquide	$\text{kg m}^{-3}$
$\rho_p$	Masse volumique des particules	$\text{kg m}^{-3}$
$\sigma_a$	Écart-type arithmétique	-
$\sigma_g$	Écart-type géométrique	-
Signes		
$\%_{\text{masqué}}$	Fraction masquée du filtre	-

# Références





## Références

- Agranovski, I.E., Braddock, R.D., (1998)**, *Filtration of liquid aerosols on wettable fibrous filters*, AICHE Journal, Vol. 44, No. 12, pp. 2775-2783
- Allen, A.F., Raabe, O.G., (1982)**, *Reevaluation of Millikan's oil drop data for the motion of small particles in air*, Journal of Aerosol Science, 6, pp. 537-547
- Allen, T., (1981)**, *Particle size measurement*, Powder Technology Series, 3<sup>rd</sup> edition, Chapman and Hall
- Amaro-González, D., Biscans, B., (2002)**, *Spherical agglomeration during crystallization of an active pharmaceutical ingredient*, Powder Technology, Vol. 128, No. 2-3, pp. 188-194
- Babut, L., Gonze, E., Bernis, A., Corradini, R., (2002)**, *Etude du comportement de filtres déshuileurs coalesceurs industriels*, 18<sup>ème</sup> Congrès Français sur les Aérosols, Paris, 11-12 décembre 2002
- Bémer, D., Callé, S., (2000)**, *Evolution of the efficiency and pressure drop of a filter media with loading*, Aerosol Science and Technology, Vol. 33, pp. 427-439
- Bergelin, O.P., Brown, G.A.n Hull, H.L., Sullivan, F.W., (1950)**, *Heat transfer and fluid friction during viscous flow across banks of tubes – III: A study of tube spacing and tube size*, Trans. ASME, pp. 881-888
- Bergman, W., Taylor, R.D., Miller, H.H., (1978)**, 15th DOE Nuclear Air Cleaning Conference CONF-780819, Boston
- Blake, T.D., Shikmurzaev, Y.D., (2002)**, *Dynamic wetting by liquids of different viscosity*, Journal of Colloid and Interface Science, Vol. 253, pp. 196-202
- Boße, D., Nitschke, E., Robel, H., (1982)**, *Der Einfluß der Grenzflächenspannung auf die Filtration von Flüssigaerosolen*, Chem. Techn., Vol. 34, No. 11, pp.573-575
- Boulaud, D., (1988)**, *Les paramètres physiques qui caractérisent la particule d'aérosol: leur calcul et les applications en mécanique des aérosols*, Filtra 88, Paris, pp. 136-152
- Boundy, M., Leith, D., Hands, D., Gressel, M., Burroughs, G.E., (2000)**, *Performance of industrial mist collectors over time*, Applied Occupational and Environmental Hygiene, Vol. 15, No. 12, pp. 928-935
- Briscoe, B.J., Galvin, K.P., Luckham, P.F., Saeid, A.M., (1991)**, *Droplet coalescence on fibres*, Colloids and Surfaces, Vol. 56, pp. 301-312
- Briscoe, B.J., Jayarajah, J.N., Luckham, PF., (2000)**, *Wetting of fibres : capture & growth of oil droplets on a single fibre*, World Congress on particle technology 3, No. 286 (CD-Rom)
- Brochard, F., (1986)**, *Spreading of liquid drops on thin cylinders : The 'manchon/droplets' transition*, J. Phys. Chem., Vol. 84, No. 8, pp. 4664-4672

- Brown, J.C., (1950)**, *The determination of the exposed specific surface of pulp fibers from air permeability measurements*, TAPPI, Vol. 33, pp. 130-137
- Brown, R.C., (1993)**, *Theory of airflow through filters modelled as arrays of parallel fibres*, Chemical Engineering Science, 48, pp. 3535-3543
- Callé, S., (2000)**, *Etude de la performance des media filtrants utilisés en dépolluissage industriel*, Thèse, Institut National Polytechnique de Lorraine, Nancy
- Carman, P.C., (1938)**, *The determination of the specific surface of powders*, Society Chem. Industry (Trans. And Communications), Vol. 57, pp. 225-234
- Caroll, B.J., (1986)**, *Equilibrium conformation of liquid drops on thin cylinders under forces of capillarity. A theory for the roll-up process*, Langmuir, Vol. 2, pp. 248-250
- Casey, P., Hagger, R., Harper, P., (1983)**, *A collaborative study of 'ink mist' in U.K. newspaper press-rooms*, Annals of Occupational Hygiene, Vol. 27, No. 2, pp. 127-135
- Centre Technique des Industries Mécaniques, (1989)**, *Guide d'emploi des fluides de coupe*, 2<sup>ème</sup> édition
- Chay, E., Chen, D.-R., (2004)**, *Relative Humidity effect on the filter loading characteristics*, 9<sup>th</sup> World Filtration Conference, 18-24 Avril 2004, Nouvelle-Orléans, Etats-Unis
- Chen, C.Y., (1955)**, *Filtration of aerosols by fibrous media*, Chemical revue, Vol. 55, pp. 595-623
- Conder, J.R., Liew, T.P., (1989)**, *Fine mist filtration by wet filters – II: Efficiency of fibrous filters*, Journal of Aerosol Science, Vol. 20, No. 1, pp. 45-57
- Contal, P., Simao, J., Thomas, D., Bémer, D., Leclerc, D., (2001)**, *Description phénoménologique du colmatage des filtres à fibres par un aérosol liquide submicronique*, Récents progrès en génie des procédés, Vol. 15, pp. 253-260
- Cooper, S.J., Raynor, P.C., Leith, D., (1996)**, *Evaporation of mineral oil in a mist collector*, Applied Occupational and Environmental Hygiene, Vol. 11, No. 10, pp. 1204-1211
- Darcy, H. (1856)**, *Les Fontaines Publiques de la Ville de Dijon*, Dalmont, Paris. 647 p. & atlas, Appendice – Note D, Détermination des lois d'écoulement de l'eau à travers le sable
- Davies, C.N., (1973)**, *Air filtration*, Academic Press London, New York
- Davies, C.N., (1983)**, *Filtration of aerosols*, Journal of Aerosol Science, Vol. 14, No. 2, pp. 147-161
- Drummond, J.E., Tahir, M.I., (1984)**, *Laminar viscous flow through regular arrays of parallel solid cylinders*, International Journal of Multiphase Flow, Vol. 10, pp. 515-540
- Friedländer, S.K., (1967)**, *Biochemical and biological engineering*, ed. N. Blakenbrough, Academic Press, London

- Gougeon, R., (1994)**, *Filtration des aérosols liquides par les filtres à fibres en régimes d'interception et d'inertie*, Thèse, Université Paris XII
- Gougeon, R., Boulaud, D., Renoux, A., (1994)**, *Theoretical and experimental study of fibrous filters loading with liquid aerosols in the inertial regime*, Journal of Aerosol Science, Vol. 25, Supplement 1, pp. 189-190
- Guichard, J.C.**, *Guide de la filtration*, Société Française de Filtration, éd. IDEXPO
- Gunter, K.L., Sutherland, J.W., (1999)**, *An experimental investigation into the effects of process conditions on the mass concentration of cutting fluid mist in turning*, Journal of cleaner production, 7, pp. 341-350
- Hall, R.M., Heitbrink, W.A., Reed, L.D., (2002)**, *Evaluation of a tractor cab using real-time aerosol counting instrumentation*, Applied Occupational and Environmental Hygiene, Vol. 17, No. 1, pp. 47-54
- Happel, J., (1959)**, *Viscous flow in arrays of cylinders*, American International Chemical Engineering Journal, 5, pp. 174-177
- Hasimoto, H., (1959)**, *On the periodic fundamental solutions of the Stokes equations and their application to viscous flow past a cubic array of spheres*, Journal of Fluid Mechanics, Vol. 5, pp. 317-328
- Heitbrink, W.A., Yacher, J.M., Deye, G.J., Spencer, A.B., (2000)**, *Mist control at a machining center, Part 1: Mist characterization*, American Industrial Hygiene Association Journal, Vol. 61, pp. 275-281
- Henry, F.S., Ariman, T., (1983)**, *An evaluation of the Kuwabara model*, Particulate Science and Technology, 1, pp. 1-20
- Hidy, G.M., (1984)**, *Aerosols. An industrial and environmental science*, Academic Press London, New York
- Ii, M., Eda, H., Imai, T., Nishimura, M., Kawasaki, T., Shimizu, J., Yamamoto, T., Zhou, L., (2000)**, *Development of high water-content cutting fluids with a new concept. Fire prevention and environmental protection*, Journal of the International Societies for Precision Engineering and Nanotechnology, 24, pp. 231-236
- Ilias, S., Douglas, P.L., (1989)**, *Inertial impaction of aerosol particles on cylinders at intermediate and high Reynolds numbers*, Chemical Engineering Science, 44, pp. 81-99
- Ingmanson, W.L., Andrew, B.D., Johnson, R.C., (1959)**, *Internal pressure distributions in compressible mats under fluid stress*, TAPPI, Vol. 42, pp. 840-849
- INRS, (1995)**, *Guide pratique de ventilation, 6. Captage et traitement des brouillards d'huiles entières*, Editions INRS ED 680, 3<sup>ème</sup> édition,
- INRS, (1998)**, *Epurateurs de brouillards d'huile*, Editions INRS, ND 2072-170-98

- ISO 10263-2:1994**, (1994), *Engins de terrassement. Ambiance dans l'enceinte de l'opérateur. Partie 2 : essai de l'élément du filtre à air*. Paris – La Défense, AFNOR
- ISO 14269-1:1997**, (1997), *Tracteurs et machines automotrices pour l'agriculture et la sylviculture. Ambiance dans l'enceinte de l'opérateur*. Paris – La Défense, AFNOR
- Jackson, G.W., James, D.F., (1982)**, *The hydrodynamic resistance of hyaluronic acid and its contribution to tissue permeability*, *Biorheology*, Vol. 19, pp. 317-330
- Jackson, G.W., James, D.F., (1986)**, *The permeability of fibrous porous media*, *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, Vol. 64, pp. 364-374
- Japuntich, D.A., Stenhouse, J.I.T., Liu, B.Y.H., (1997)**, *Effective pore diameter and monodisperse particle clogging of fibrous filters*, *Journal of Aerosol Science*, Vol. 26, No. 1, pp. 147-158
- Joanny, J.F., (1985)**, *Le mouillage : quelques problèmes statiques et dynamiques*, Thèse de Doctorat ès Sciences Physiques, Université Pierre et Marie Curie, Paris VI
- Kasper, G., Preining, O., Matteson, M.J., (1978)**, *Penetration of a multistage diffusion battery at various temperatures*, *Journal of Aerosol Science*, 9, p. 331
- Kirsch, A.A., Fuchs, N.A., (1967)**, *Studies on fibrous aerosol filters – II. Pressure drops in systems of parallel cylinders*, *Ann. Occ. Hyg.*, Vol. 10, pp. 23-30
- Kirsch, A.A., Fuchs, N.A., (1968)**, *Studies on fibrous aerosol filters – III – Diffusional deposition of aerosol in fibrous filters*, *Annals of Occupational Hygiene*, 11, pp. 299-304
- Kirsch, A.A., Zhulanov, Ur.V., (1978)**, *Measurement of aerosol penetration through high efficiency filters*, *Journal of Aerosol Science*, 9, pp. 291-298
- Kostornov, A.G., Shevchuck, M.S., (1977)**, *Hydraulic characteristics and structure of porous metal fiber materials III. Laws of liquid permeability of materials*, *Poroshkovaya Metallurgiya*, Vol. 9, No. 177, pp. 50-56
- Krzywda-Pogorzelska M., (2001)**, *Caractérisation du comportement de filtres à air vis-à-vis d'un aérosol liquide par des essais d'imbibition*, Rapport de DEA, INPL Nancy, 2001
- Kuwabara, S., (1959)**, *The forces experienced by randomly distributed parallel circular cylinders or spheres in a viscous flow at small Reynolds numbers*, *Journal of the Physical Society of Japan*, 14, pp. 527-532
- Lamb, H., (1932)**, *Hydrodynamics*, Cambridge University Press, London
- Labdhal, H., Hermann, K., (1949)**, *Sampling of liquid aerosol by wires, cylinders and slides and the efficiency of impaction of droplets*, *Journal of Colloid Science*, 4, p. 103
- Labrecque, R.P., (1968)**, *The effects of fiber cross-sectional shape on the resistance to the flow of fluids through fiber mats*, *TAPPI*, Vol. 51, pp. 8-15



- Langmuir, I., (1942)**, *Report on smokes and filters, Section I*, U.S. Office of Scientific Research and Development, 865, part IV.
- Langmuir, I., (1948)**, *J. Meteorol.*, Vol. 5, p. 175
- Lee, K.W., Liu, B.Y.H., (1982a)**, *Theoretical study aerosol filtration by fibrous filters, Aerosol Science and Technology*, 1, pp. 147-161
- Lee, K.W., Liu, B.Y.H., (1982b)**, *Experimental study of aerosol filtration by fibrous filters, Aerosol Science and Technology*, 1, pp. 35-46
- Lee, M.A., (1999)**, *Controlling emissions stemming from the hot air solder leveling process*, *Circuit World*, Vol. 25, No. 4, pp. 28-32
- Leon, D.A., Thomas, P., Hutchings, S., (1994)**, *Lung cancer among newspaper printers exposed to ink mist: a study of trade union members in Manchester, England*, *Occupational and Environmental Medicine*, Vol. 51, No. 2, pp.87-94
- Lettre des Techniques de l'ingénieur, (2004)**, *La légionellose n'est pas une fatalité*, mars-avril 2004, pp. 4-5
- Liew, T.P., Conder, J.R., (1985)**, *Fine mist filtration by wet filters – I. Liquid saturation and flow resistance of fibrous filters*, *Journal of Aerosol Science*, Vol. 16, No. 6, pp. 497-509
- Liu, B.Y.H., Rubow, K.L., (1990)**, *Efficiency, pressure drop and figure of merit of high efficiency fibrous and membrane filter media*, 5<sup>th</sup> World Filtration Conference, Nice, France
- Mailfert, E., (2001)**, *Filtration d'aérosols liquides*, Rapport de stage DUT, LSGC
- McHale, G., Newton, M.I., (2002)**, *Global geometry and the equilibrium shapes of liquid drops on fibers*, *Colloids and Surfaces*, Vol. 206, pp. 79-86
- Meyer, R., Wahren, D., (1965)**, *On the elastic properties of three-dimensional fiber networks*, *Svensk Papperstidning*, Vol. 68, pp. 432-436
- Miecret, G., Gustavsson, J., (1989)**, *Mathematic expression of HEPA and ULPA filters efficiency experimental verification – Practical alliance to new efficiency test methods*, Contaminexpert, Versailles, France
- Millikan, R.A., (1923)**, *The Physical review*, Vol. 22, p 1
- Minor, F.W., Schwartz, A.M., Wulkow, E.A., Buckles, L.C., (1959)**, *Part III: Behavior of liquids on single textile fibers*, *Textile Research Journal*, Vol. 29, pp. 940-949
- Mullins, B.J., Agranovski, I.E., Braddock, R.D., Ho, C.M., (2004)**, *Effect of fiber orientation on fiber wetting processes*, *Journal of Colloid and Interface Science*, à paraître
- Natanson, G.L., (1987)**, *Filtration: principles and practices*, Marcel Dekker, New York

- NF EN 13091, (2000)**, *Biotechnologie - Critères de performance pour les éléments filtrants et les filtres*. Paris – La Défense, AFNOR
- NF EN 1822-5, (2000)**, *Filtres à air à très haute efficacité et filtres à air à très faible pénétration (HEPA et ULPA) - Partie 5 : mesure de l'efficacité de l'élément filtrant*. Paris – La Défense, AFNOR
- NF EN 60 335 – 2 – 69, (2002)**, *Particular requirements for vacuum cleaners, suction sweeping machines and dust extractors for the collection of dusts hazardous to health*. Paris – La Défense, AFNOR
- NF EN 779, (1993)**, *Filtres à air de ventilation générale pour l'élimination des particules - Détermination des performances de filtration*. Paris – La Défense, AFNOR
- NF EN ISO 9073-2, (1997)**, *Textiles - Méthodes d'essai pour nontissés - Partie 2 : détermination de l'épaisseur*. Paris – La Défense, AFNOR
- NF X 44-001, (1981)**, *Séparateurs aérauliques. Vocabulaire*. Paris – La Défense, AFNOR, 6p.
- NF X44-011, (1972)**, *Séparateurs aérauliques - Méthode de mesure de l'efficacité des filtres au moyen d'un aérosol d'uranine (fluorescéine)*, Paris – La Défense, AFNOR
- NF X44-013, (1983)**, *Séparateurs aérauliques - Méthode d'essai des filtres à l'aérosol de chlorure de sodium par photométrie de flamme*, Paris – La Défense, AFNOR
- NF X44-060, (1993)**, *Séparateurs aérauliques - Épurateurs de brouillard d'huile avec ventilateur intégré pour l'industrie du décolletage - Méthode d'essai*. La Défense, AFNOR
- NF X44-061, (1992)**, *Séparateurs aérauliques - Méthodes d'essai de filtres à air utilisés en ventilation générale - Méthode rapide*. Paris – La Défense, AFNOR
- Osaki, M., Kanagawa, A., (1989)**, *Performance of high-efficiency particulate air filters under severe conditions*, Nuclear Technology, Vol. 85, pp. 274-284
- Payet, S., (1991)**, *Filtration stationnaire et dynamique des aérosols liquides submicroniques*, Thèse, Université Paris XII
- Payet, S., Boulaud, D., Madeleine, G., Renoux, A., (1992)**, *Penetration and pressure drop of a HEPA filter during loading with submicron liquid particles*, Journal of Aerosol Science, Vol. 23, No. 7, pp. 723-735
- Pénicot, P., (1998)**, *Etude de la performance de filtres à fibres lors de la filtration d'aérosols liquides ou solides submicroniques*, Thèse, Institut National Polytechnique de Lorraine, Nancy
- Piacitelli, G.M., Sieber, W.K., O'Brien, D.M., Hughes, R.T., Glaser, R.A., Catalano, J.D., (2001)**, *Metalworking fluid exposures in small machine stops : an overview*, American Ind. Hyg. Ass. J., Vol. 62, No., 3, pp. 356-370

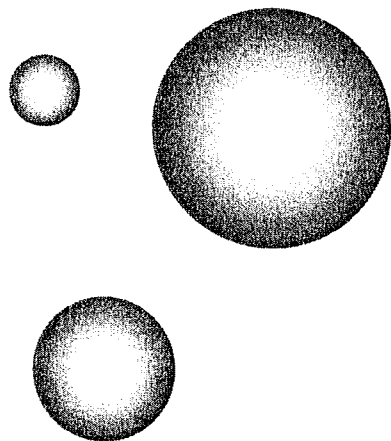
- Pich, J., (1966)**, *Theory of aerosol filtration by fibrous and membrane filters*, in *Aerosol Science*, Academic Press, London, New York, pp. 223-285
- Pich, J., (1977)**, *Gas filtration theory, Filtration – Principles and Practices*, (Orr. C. Ed.) Part I, Marcel Dekker, New York
- Rader, D.J., (1990)**, *Momentum slip correction factor for small particles in nine common gases*, *Journal of Aerosol Science*, Vol. 21, No. 2, pp. 161-168
- Rao, N., Faghri, M., (1988)**, *Computer modelling of aerosol filtration by fibrous filters*, *Aerosol Science and Technology*, 8, pp. 133-156
- Rault, J.Y., (1991)**, *La filtration de l'air*, Les éditions parisiennes
- Raynor, P.C., Leith, D., (1999)**, *Evaporation of accumulated, multicomponent liquids from fibrous filters*, *Annals of Occupational Hygiene*, Vol. 43, No; 3, pp. 181-192
- Raynor, P.C., Leith, D., (2000)**, *The influence of accumulated liquid on fibrous filter performance*, *Journal of Aerosol Science*, Vol. 31, No. 1, pp. 19-34
- Renoux, A., Boulaud, D., (1998)**, *Les aérosols – Physique et métrologie*, Editions Lavoisier Technique et documentation, Paris, 301p.
- Roe, R.J., (1975)**, *Wetting of fine wires and fibers by a liquid film*, *Journal of Colloid and Interface Science*, Vol. 50, No. 1, pp.70-79
- Rosati, J., Leith, D., Raynor, P.C., (1999)**, *Determinants of filter lifetime*, *Filtration & Separation*, No. Décembre 1999, pp. 30-32
- Sakano, T., Otani, Y., Namiki, N., Emi, H., (2000)**, *Particle collection of medium performance air filters consisting of binary fibers under dust loaded conditions*, *Separation and Purification Technology*, Vol. 19, pp. 145-152
- Sangani, A.S., Acrivos, A., (1982)**, *Slow flow past periodic arrays of cylinders with application to heat transfer*, *International Journal of Multiphase Flow*, Vol. 8, pp. 193-206
- Sauer-Kunze, M., (2002)**, *Classification of depth-filters for air filtration*, *Filtration and Separation*, International edition, No. 2, pp.52-58
- Simao, J., (1999)**, *Filtration dynamique des aérosols*, Rapport de stage IUT Nancy-Brabois
- Simpson, A.T., Groves, J.A., Unwin, J., Piney, M., (2000)**, *Mineral oil metal working fluids (MWFs) – development of practical criteria for mist sampling*, *Annals of Occupational Hygiene*, Vol. 44, No. 3, pp. 165-172
- Spielman, L., Goren, S.L., (1968)**, *Model for predicting pressure drop and filtration efficiency in fibrous media*, *Environmental Science and Technology*, Vol. 2, pp. 279-287
- Spurny, K.R., (1997)**, *On the history of air filters and aerosol filtration*, *Journal of Aerosol Science*, Vol. 28, Suppl. 1, pp; S391-S392

- Stechkina, I.B., Fuchs, N.A., (1966)**, *Studies on fibrous aerosol filters – I – Calculation of diffusional deposition of aerosols in fibrous filters*, Annals of Occupational Hygiene, 9, pp. 59-64
- Stechkina, I.B., Kirsch, A.A., Fuchs, N.A., (1969)**, *Investigations of fibrous filters for aerosols calculation of aerosol deposition in model filters in the region of maximum particle breakthrough*, Kolloidnyi zhurnal, Vol. 31, No. 1, pp. 121-126
- Stenzel, K.H., Rubin, A.L., Yamayoshi, W., Suzucki, T., Sohde, T., Nishizawa T., (1971)**, *Optimization of collagen dialysis membranes*, Trans. Amer. Soc. Artif. Int. Organs, Vol. 17, pp. 293-298
- Stevens, G.A., Moyer, E.S., (1989)**, *“Worst case” aerosol testing parameters: I. Sodium chloride and dioctyl phtalate aerosol filter efficiency as a function of particle size and flow rate*, American Industrial Hygiene Association Journal, Vol. 50, No. 5, pp. 257-264
- Sullivan, R.R., (1974)**, *Specific surface measurements on compact bundles of parallel fibers*, J. of Applied Physics, Vol. 13, pp. 725-730
- Sun, W., Chen, D.-R., (2001)**, *Filter loading characteristics of liquid-coated particles*, Indoor Air Quality Filtration Conference, American Filtration Society, Cincinnati, USA
- Suneja, S.K., Lee, C.H., (1974)**, *Aerosol filtration by fibrous filters at intermediate Reynolds numbers (< 100)*, Atmospheric Environment, Vol. 8, pp. 1081-1094
- Thomas, D., (2001)**, *Etude de la filtration des aérosols par des filtres à fibres, Habilitation à diriger des recherches*, Université Henri Poincaré, Nancy I
- Thornburg, J., Leith, D., (2000)**, *Size distribution of mist generated during metal machining*, Applied Occupational and Environmental Hygiene, Vol. 15, No. 8, pp. 618-628
- Thornburg, J., Leith, D., (2000)**, *Mist generation during metal machining*, Journal of Tribology, Vol. 122, No. 3, pp. 544-549
- U.S. Department of Health and Human Services, (1998)**, Public Health Service, Center for Disease Control and Prevention, National Institute for Occupational Safety and Health, *‘What you need to know about occupational exposure to metalworking fluids’*, DHHS Publication No. 98-116
- US MIL STD 282, (1995)**, *Filter units, protective clothing, gas-mask components and related products: performance test methods (with changes 1 through 4)*, United States Department of Defence
- Viswanadham. R., Agrawal, D.C., Kramer, E.J., (1978)**, *Water transport through reconstructed collagen hollow-fiber membranes*, J. of Appl. Poly. Sci., Vol. 22, pp. 331-363
- Volckens, J., Boundy, M., Laith, D., (2000)**, *Mist concentration measurements II: Laboratory and field evaluations*, Applied Occupational and Environmental Hygiene, Vol. 15, No. 4, pp. 370-379

- Wahlmüller, E., Neubauer, H., Höflinger, W., (1999),** *Reduction and avoidance of lubricant mist demands an integrated assessment approach*, Journal of Environmental Monitoring, Vol. 1, pp. 389-394
- Walsh, D.C., Stenhouse, J.I.T., (1996),** *The effect of solid and liquid aerosol particle loading on fibrous filter material performance*, Journal of Aerosol Science, Vol. 27, Suppl. 1, pp. 5617-5618
- Wheat, J.A.,(1963),** *The air flow resistance of glass fiber filter paper*, Can. J. Chem. Eng., Vol. 41, pp. 67-72
- White, M.L., (1960),** *The permeability of an acrylamide polymer gel*, J. Phys. Chem., Vol 64, pp. 1563-1565
- Wiggins, E.J., Campbell, W.B., Maass, O., (1939),** *Determination of the specific surface of fibrous materials*, Can. J. Research, Vol. 17-B, pp. 318-324
- Yeh, H.C., Liu, B.Y.H., (1974),** *Aerosol filtration by fibrous filters – II. Experimental*, Journal of Aerosol Science, 5, pp. 205-217
- Zhu, S., Pelton, R.H., Collver, K., (1995),** *Mechanistic modelling of fluid permeation through compressible fiber beds*, Chemical Engineering Science, Vol. 50, No. 22, pp. 3557-3572



# Annexes







## Table des matières

Annexe 1. Les filtres à fibres	171
A1.1. Caractéristiques des filtres	173
A1.1.1. Grammage	173
A1.1.2. Epaisseur	173
A1.1.3. Mouillabilité	174
A1.1.4. Compacité	176
A1.1.5. Diamètre des pores	176
A1.1.6. Diamètre des fibres	176
A1.1.7. Détermination de l'efficacité	176
A1.2. Qualification des filtres.	177
A1.2.1. Filtres de ventilation générale	178
A1.2.1.1. Les filtres à moyenne efficacité	178
A1.2.1.2. Les filtres à haute efficacité	178
A1.2.1.3. Filtres à très haute efficacité	178
A1.2.2. Filtres d'entrée d'air pour les moteurs à combustion interne et les compresseurs	179
A1.2.3. Filtres et systèmes d'épuration pour utilisation spécifique, notamment pour le traitement des polluants particuliers industriels type poussières de bois, fumées de soudure, etc.	179
A1.2.3.1. Brouillards d'huile	179
A1.2.3.2. Fumées de soudage	179
A1.2.3.3. Dépoussiériers industriels	179
A1.2.3.4. Filtres à air des habitacles de machines de terrassement et agricoles	180
A1.2.3.5. Aérosols biologiques	180
A1.2.3.6. Epurateurs d'amiante	180
Annexe 2. Générateurs de particules	181
A2.1. Générateur d'aérosols liquides PLG - 2000 HC	181
A2.2. Générateur de particules liquides monodisperses Palas MAG-2010	182
A2.3. Générateur de particules solides RBG 1000	183
Annexe 3. Impacteur en cascade Dekati	185
Annexe 4. Tension superficielle	188
A4.1. Hydrophile Lipophile Balance (HLB)	188
A4.2. Détermination de la tension superficielle	188



## **ANNEXE 1. LES FILTRES A FIBRES**

Il existe sur le marché une grande variété de media filtrants et de systèmes filtrants. Généralement, selon notre expérience, les fabricants ne font pas de différence entre media filtrants destinés aux aérosols solides ou liquides. Les mêmes media sont utilisés indifféremment, à quelques exceptions près. La variété des matériaux est très large comme le montre le tableau ci-dessous.

Nature du medium filtrant	Densité	Résistance à la température			Résistance à la corrosion			Résistance à l'hydrolyse	Résistance à l'abrasion	Inflammabilité	Résistance à la rupture (kg.mm <sup>-2</sup> )
		Chaleur sèche (°C)		Chaleur humide (°C)	Acides	Bases	Solvants organiques				
		Fonct. continu	Pointe								
Coton	1,50	85	100	60	-	-	+	-	0	Oui	3 à 6
Laine	1,3	95	120	70	+ (sauf acide fort)	-	+	-	-	Oui	2 à 7
Polyamide 6 (Perlon <sup>®</sup> ) 11 (Rilsan <sup>®</sup> ) 66 (Nylon <sup>®</sup> )	1,04 1,17	100	120	70	-	+	+ (sauf phénol)	0	++	Oui	4 à 5
Polyamide aromatique (Nomex <sup>®</sup> , Conex <sup>®</sup> )	1,04	200 à 220	230 à 260	Hydrolyse	-	+	+ (sauf phénol)	0	++	Non	5 à 6
Polyester (Dacron <sup>®</sup> , Tergal <sup>®</sup> , Terylène <sup>®</sup> )	1,28 à 1,38	130 à 180	160 à 170	Hydrolyse	+	0	+ (sauf phénol)	-	++	Oui	6 à 8
Polypropylène	0,91	90 à 100	120	90 à 100	+	+	+	++	+	Oui	6 à 8
Polyacrylonitrile (Dralon <sup>®</sup> , Crylor <sup>®</sup> , Orlon <sup>®</sup> )		130	140	120 à 140	+	0	+	+	0	Oui	4 à 6
Polychlorure de vinyle (Rhovyl <sup>®</sup> , Thermovyl <sup>®</sup> )	1,40	60 à 70	70 à 80	60 à 70	++	+	0 (sauf phénol)	+	0	Non	1 à 4
Polysulfure de phénylène (Ryton <sup>®</sup> )	1,37	190	230		++ (sauf HNO <sub>3</sub> )	++	+	++	0	Non	3 à 4
Polytétrafluoréthylène (Téflon <sup>®</sup> )	2,30	240	280		++	++	+	++	-	Non	1,5
Fibres de verre	2,50 à 2,55	280	300		+ (sauf HF)	-	+	++	-	Non	3 à 7
Fibres d'acier inoxydable		450			Variable selon acide	+	+	++		Non	3 à 5

Tableau A1.1 Caractéristiques des principaux matériaux utilisés en fabrication de media filtrant en fibres (d'après Thomas (2001))

- mauvaise résistance      0 résistance passable      + bonne résistance      ++ très bonne résistance

## A1.1. CARACTERISTIQUES DES FILTRES

Un medium filtrant est caractérisé par un certain nombre de grandeurs physiques dont les plus importantes sont présentées ci-dessous.

### A1.1.1. Grammage

Exprimé en  $\text{g m}^{-2}$ , il s'agit du rapport de la masse du medium à sa surface. Il peut rendre compte de la densité des fibres et/ou de la compacité.

### A1.1.2. Epaisseur

Il s'agit d'une grandeur très importante puisqu'elle est en partie responsable de la perte de charge et de l'efficacité du medium. Sa détermination exacte est en revanche très difficile. La méthode normalisée consiste à employer un micromètre qui comprime le medium d'une pression connue (8 psi) (NF EN ISO 9073-2 (1997)). Or du fait de cette compression, cette technique comporte une erreur systématique qui nous a convaincus de ne pas l'utiliser. Pénicot (1998) a employé une méthode optique utilisant un microscope optique ou un microscope électronique à balayage. Hormis le fait qu'elle nécessite un placement très précis afin de minimiser les erreurs expérimentales dues à la profondeur du champ ou à l'inclinaison du medium, cette technique est très attrayante. Elle nécessite cependant beaucoup de mesures pour pouvoir obtenir un résultat statistiquement acceptable.

Nous avons surtout utilisé le test de Washburn pour déterminer l'épaisseur des filtres. Il est basé sur le principe l'imbibition capillaire tous les pores du medium sont remplis de liquide mouillant à l'équilibre (Krzywda-Pogorzelska (2001)).

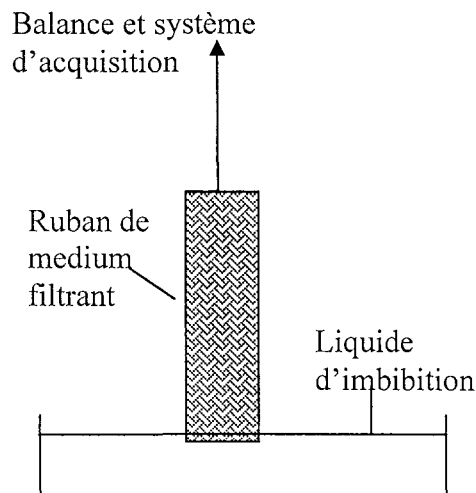


Figure A1.1 Représentation schématique du dispositif expérimental du test de Washburn

Moyennant l'hypothèse que le medium ne gonfle pas pendant l'imbibition (l'épaisseur reste constante), l'épaisseur du filtre est donnée par la relation suivante :

$$Z = \frac{G}{\rho_f} \left( 1 + \frac{m_l \rho_f}{m_f \rho_l} \right) \quad (\text{A1.1})$$

avec  $G$  le grammage,  $\rho_f$  et  $\rho_l$  les masses volumiques des fibres et du liquide respectivement et  $m_f$  et  $m_l$  les masses du medium avant imbibition et du liquide imbibé respectivement. Les valeurs de  $Z$  obtenues pour les filtres testés sont données dans le tableau 1.6.

### A.1.1.3. Mouillabilité

Quelques expériences de mouillabilité ont été réalisées afin de savoir si les filtres utilisés dans les expériences sont facilement mouillables par la surface par le DEHS ou non. En effet, le test de Washburn décrit ci-dessus, ne donne que des indications sur la mouillabilité par la tranche du medium comme c'est cette dernière qui trempe dans le liquide d'imbibition. C'est pour cette raison que nous avons développé le dispositif expérimental suivant qui vise à déterminer la mouillabilité par la surface. En effet avec ce dispositif on suit la prise de liquide d'un certain nombre de couches de medium dont seule la couche inférieure trempe dans le liquide. Il est nécessaire d'utiliser plusieurs couches pour pouvoir observer l'imbibition dans un délai assez long pour être enregistré.

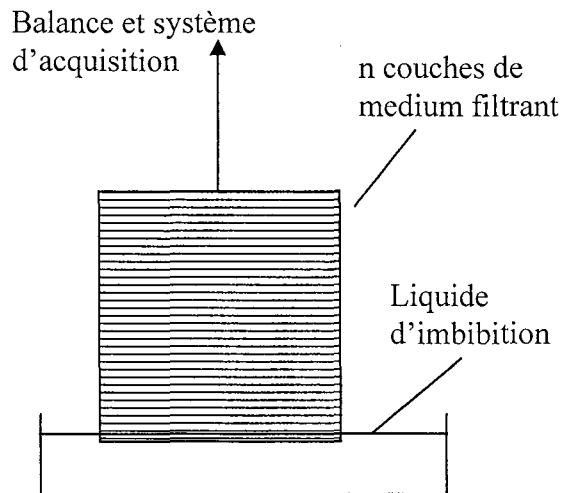


Figure A1.2. Représentation schématique du dispositif expérimental de détermination de mouillabilité

En mesurant le temps nécessaire pour arriver à l'équilibre, on peut déterminer la « vitesse de mouillabilité » pour chaque medium filtrant.

La figure A1.3 présente l'évolution de la masse de 30 couches de filtres AX4450 et D309 respectivement.

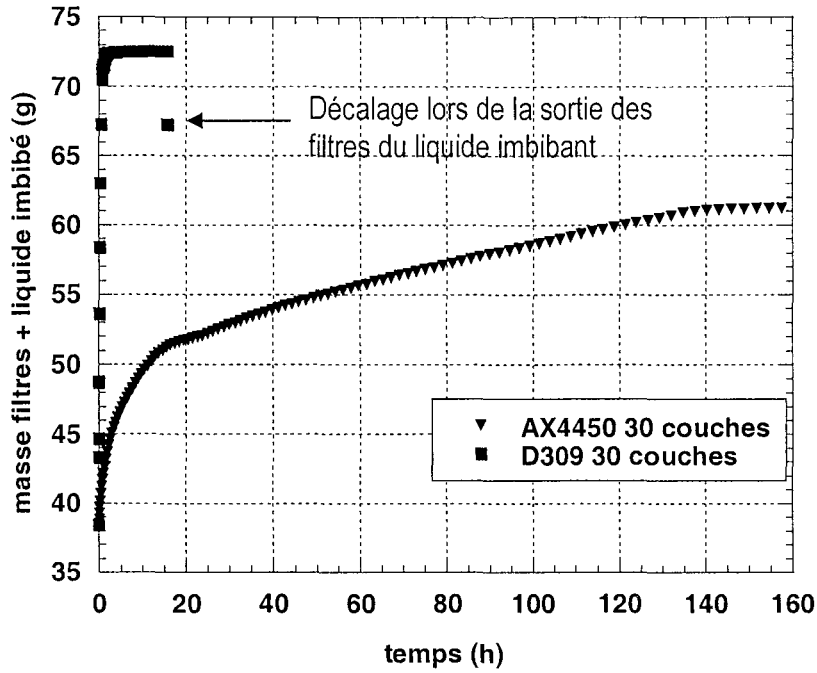


Figure A1.3 : Evolution de la masse de 30 couches de filtres AX4450 et D309 pendant une expérience d'imbibition par la surface

Ces expériences, reproductibles, montrent que le filtre D309 imbibe beaucoup plus vite que le filtre AX4450, il est donc beaucoup plus mouillable. De plus, comme le montre la figure A1.4, il peut absorber beaucoup plus de liquide, il a donc une rétention plus grande également.

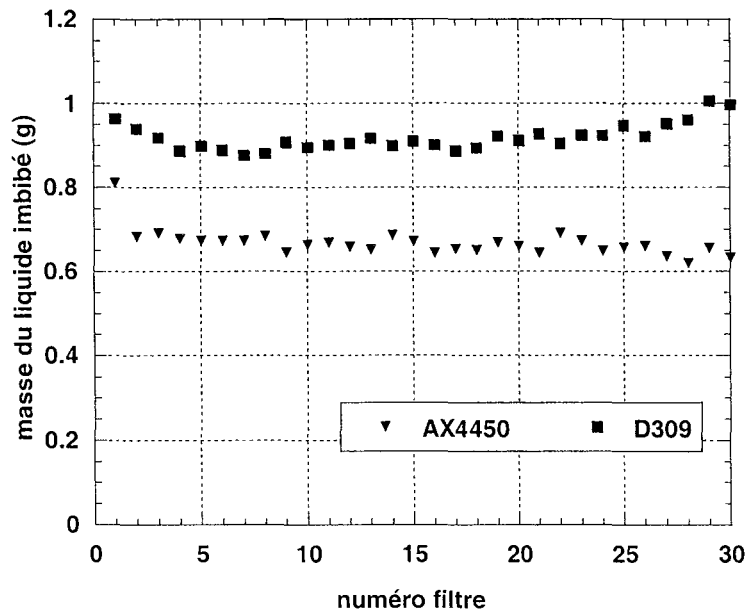


Figure A1.4 : Masse de liquide contenu dans chaque couche de filtre D309 et AX4450 après une expérience d'imbibition par la surface

La figure A1.4 renseigne également sur le fait que les trente couches imbibent chacune à peu près la même quantité de liquide. La légère augmentation pour les couches inférieure et

supérieure qui est observée pour le D309 peut être expliquée par une migration gravitaire du liquide lors de la manipulation des filtres pendant la pesée finale.

#### A1.1.4. Compacité

Calculée par :

$$\alpha = \frac{G}{\rho_f Z} \quad (\text{A1.2})$$

elle exprime le rapport du volume des fibres sur le volume du filtre total. Les filtres utilisés en filtration de l'air ont généralement des compacités inférieures à 0,1. Les valeurs de compacité obtenues pour nos filtres par cette méthode sont résumées dans le tableau 1.6 du chapitre 1.

#### A1.1.5. Diamètre des pores

Le diamètre moyen des pores peut être déterminé à partir de la relation donnée par Chen (1955) en fonction du diamètre médian des fibres et de la compacité du filtre :

$$d_{pore} = d_f \left( \sqrt{\frac{\pi}{2\alpha}} - 1 \right) \quad (\text{A1.3})$$

Les diamètres moyens des pores des media filtrants utilisés dans cette étude ont ainsi pu être calculés. Les valeurs obtenues par cette expression pour nos filtres se trouvent également dans le tableau 1.6.

#### A1.1.6. Diamètre des fibres

Il est également très important de connaître la distribution de diamètres de fibre le plus exactement possible avant d'entreprendre une modélisation de la perte de charge ou de la perméance. Sa détermination reste en revanche très difficile. La méthode employée au laboratoire consiste à analyser numériquement à l'aide du logiciel VISILOG un certain nombre d'images prises au microscope électronique de la surface du medium filtrant. Moyennant l'hypothèse de la circularité des fibres (réaliste pour des fibres de verre, plus hasardeuse pour des fibres synthétiques), on peut ainsi déterminer la distribution granulométrique de tailles de fibres. Cette méthode et ses résultats sont décrits un peu plus en détail dans le chapitre 1 : Matériel et méthodes.

#### A.1.1.7. Détermination de l'efficacité

L'efficacité d'un medium filtrant peut être déterminée de deux façons :

- L'efficacité gravimétrique. Elle permet d'accéder à l'efficacité moyenne en masse pendant la filtration.
- L'efficacité numérique. Elle est déterminée par comptage de particules en amont et en aval du medium filtrant.

C'est cette seconde méthode qui a été choisie pour les déterminations d'efficacité pendant ce travail.



L'instrument choisi pour effectuer les comptages de particules est l'impacteur électrique à basse pression fourni par Dekati. Sa description est faite en annexe 3.

L'impacteur Dekati est branché en amont du filtre test afin de mesurer la concentration particulaire arrivant sur le filtre. Ceci est réalisé avant que le filtre test ne soit en place. Une fois celui-ci placé dans le porte-filtre, l'expérience de filtration est réalisée en branchant l'impacteur en aval du filtre. Ainsi la concentration particulaire en aval du filtre peut être mesurée en continu ou ponctuellement pendant la filtration. Une fois l'expérience de filtration terminée, la concentration est mesurée une deuxième fois en amont du filtre afin de s'assurer d'une génération constante dans le temps. L'efficacité peut ainsi être déterminée en appliquant l'expression classique :

$$E = 1 - \frac{C_{aval}}{C_{amont}} \quad (A1.4)$$

### A1.2. QUALIFICATION DES FILTRES.

Deux normes européennes régissent les performances des filtres à air. Elles les classent selon leur efficacité comme le montre le tableau ci-dessous.

<b>EN779</b>	<b>EN779</b>	<b>EN1822</b>
<b>Filtres grossiers</b>	<b>Filtres fins</b>	<b>Filtres HEPA et ULPA</b>
<b>Efficacité moyenne finale à <math>\Delta P=250</math> Pa</b>	<b>Efficacité fractionnelle (0,4<math>\mu</math>m) finale à <math>\Delta P=450</math> Pa</b>	<b>Efficacité initiale, DEHS, MPPS environ 0,1 à 0,3 <math>\mu</math>m</b>
G1 > 50%		
G2 > 65%		
G3 > 80%		
G4 > 90%		
	F5 > 40%	
	F6 > 60%	
	F7 > 80%	
	F8 > 90%	
	F9 > 95%	
		H10 > 85%
		H11 > 95%
		H12 > 99,5%
		H13 > 99,95%
		H14 > 99,995%
		U15 > 99,9995%
		U16 > 99,99995%
		U17 > 99,999995%

Tableau A1.2 : Différentes classes de filtres selon les normes européennes (d'après Sauer-Kunze (2002))

Différentes catégories de filtres à air peuvent ainsi être identifiés :

### **A1.2.1. Filtres de ventilation générale**

Cette catégorie est encore subdivisée en deux sous-catégories :

#### A1.2.1.1. Les filtres à moyenne efficacité

Ce sont des filtres dont l'efficacité initiale pour des particules de diamètre 0,4 µm au débit nominal, déterminée par la méthode de la norme EN 779 (1999) est inférieure à 40%, mesurée par comptage optique. Quatre groupes de filtres G1 à G4 sont définis en fonction de l'efficacité gravimétrique moyenne déterminée par une méthode gravimétrique à partir d'une poussière test type ASHRAE 52.1, présentant un diamètre médian en masse de l'ordre de 10µm, jusqu'à l'obtention de la perte de charge finale de 250 Pa.

Les caractéristiques suivantes sont déterminées :

- Evolution de la perte de charge initiale en fonction du débit ;
- Efficacités gravimétriques initiale et moyenne pour le débit nominal ;
- Evolution de la perte de charge en fonction du colmatage à la poussière d'essai ;
- Capacité de colmatage vis-à-vis de la poussière d'essai.

#### A1.2.1.2. Les filtres à haute efficacité

Ce sont des filtres dont l'efficacité initiale ( $d_p = 0,4\mu\text{m}$ ) au débit nominal, déterminée au banc par la méthode de la norme EN 779 (1999) est supérieure à 40%. Cinq groupes de filtres F5 à F9 sont définis en fonction de l'efficacité moyenne déterminée à partir de particules liquides de DEHS de diamètre 0,4µm (perte de charge finale 450Pa). En plus des caractéristiques énumérées ci-dessus, les efficacités initiales et moyenne au diamètre 0,4µm pour le débit nominal sont déterminées.

Les caractéristiques de ces deux catégories de filtres peuvent aussi être déterminées au moyen de la méthode d'essai normalisée NF X 44-061 basée sur Eurovent 4/9. Mesure de l'efficacité fractionnelle par comptage optique au moyen d'un aérosol synthétique (acétate de vinyle ou 'latex') polydisperse dans un domaine granulométrique compris entre 0,1 et 12µm. Compte tenu de la relative bonne sphéricité des particules générées et de leur densité proche de l'unité, l'efficacité est exprimée directement en fonction du diamètre aérodynamique des particules.

La méthode fournit :

- L'efficacité fractionnelle, initiale et en fonction du colmatage au moyen de la poussière standardisée ASHRAE ;
- L'évolution de la perte de charge en fonction du colmatage.

#### A1.2.1.3. Filtres à très haute efficacité

Ce sont des filtres dont l'efficacité initiale au débit nominal, déterminée par l'une des méthodes des normes NF X 44-013, NF X 44-011, US MIL STD282, est supérieure à 99,97%. La norme NF X 44-011 décrit une méthode de mesure de l'efficacité des filtres au moyen d'un aérosol d'uranine (fluorescéine sodée). L'aérosol est un aérosol solide, sphérique, produit par pulvérisation et évaporation d'une solution aqueuse. L'aérosol a un diamètre médian de 0,15 µm. L'efficacité des filtres est déterminée par méthode fluorimétrique. La norme NF X 44-013 décrit une méthode d'essai des filtres à l'aérosol de chlorure de sodium par photométrie de flamme. Cette méthode est issue de recommandation Eurovent 4/4 basée sur la norme BS.3928. L'aérosol d'essai est un aérosol solide de chlorure de sodium produit par pulvérisation et évaporation d'une solution saline. L'aérosol a un diamètre aérodynamique

médian de 0,6 $\mu$ m. L'efficacité du filtre neuf est déterminée par méthode photométrique sur une flamme alimentée par l'air prélevé en aval, puis en amont du filtre. Aucun test de colmatage n'est réalisé. La norme US MIL STD 282 décrit une méthode de mesure de l'efficacité au moyen d'un aérosol de DOP. L'aérosol d'essai est un aérosol liquide produit par pulvérisation, vaporisation et condensation de DOP. L'aérosol a un diamètre médian de 0,3 $\mu$ m. L'efficacité du filtre est déterminée par méthode photométrique sur l'aérosol. La norme EN 1822 (2000) subdivise cette catégorie en deux sous-catégories des filtres à air à haute efficacité (HEPA) et à ultra faible pénétration (ULPA).

#### **A1.2.2. Filtres d'entrée d'air pour les moteurs à combustion interne et les compresseurs**

Les filtres destinés à ces applications sont testés par les méthodes NF EN 779 et NF X 44-061 lorsqu'ils sont assimilés à des filtres de ventilation générale ou selon la recommandation SAE lorsqu'ils sont assimilés à des filtres pour véhicules automobiles. Dans ce cas, l'aérosol d'essai est un aérosol de silice (AC coarse de diamètre médian 40 $\mu$ m ou AC fine de diamètre médian 9 $\mu$ m)

#### **A1.2.3. Filtres et systèmes d'épuration pour utilisation spécifique, notamment pour le traitement des polluants particuliers industriels type poussières de bois, fumées de soudure, etc.**

Les méthodes de test des matériels d'épuration de l'air destinés au traitement des polluants spécifiques sont beaucoup moins développées que celles concernant les filtres de ventilation générale ou des salles à empoussièremement contrôlé. Néanmoins, quelques méthodes ont été élaborées pour différents types de polluants. En ce qui concerne les autres polluants, en l'absence de méthodes d'essais, les caractéristiques sont déterminées en fonction des cahiers des charges élaborés par le laboratoire d'essai en fonction de l'application.

##### A1.2.3.1. Brouillards d'huile

La méthode normalisée NF X 44-060 (1993) permet de mesurer l'efficacité initiale de séparation des épurateurs de brouillards d'huile. L'efficacité gravimétrique totale est mesurée pour un aérosol d'huile de référence, de diamètre médian massique compris entre 1,5 et 2 $\mu$ m, ainsi que l'efficacité fractionnelle pour différents cycles de colmatage. Cette méthode n'est applicable qu'aux épurateurs de brouillards d'huile entière. L'épuration des brouillards produits à partir d'émulsions aqueuses ou de fluides synthétiques n'est pas prise en compte par cette méthode.

##### A1.2.3.2. Fumées de soudage

La norme prescrit un test et marquage des matériels de filtration des fumées de soudure : suivi des variations de l'efficacité de séparation et de la perte de charge de l'épurateur (élément filtrant muni ou non d'un ventilateur) en cours de fonctionnement (appareil soumis à plusieurs cycles de colmatage et de décolmatage).

##### A1.2.3.3. Dépoussiéreurs industriels

La méthode BIA 550 210 est largement utilisée pour mesurer l'efficacité des media constitutifs des manches ou des cartouches filtrantes des dépoussiéreurs industriels. Les media sont classés en deux familles :

- 1<sup>ère</sup> famille : classes L (risque faible), M (risque moyen), H (risque élevé) décrit dans l'annexe AA de la norme EN 60 335 – 2 – 69. Cette norme exige une perméance inférieure à 5% pour la classe L, inférieure à 0,5% pour la classe M et inférieure à 0,005 % pour la classe H. Cette dernière classe s'applique notamment à toutes les poussières cancérigènes et pathogènes.
- 2<sup>ème</sup> famille : classes K1 et K2 : un aérosol liquide de paraffine est utilisé pour les tests. 90% de la distribution en nombre est inférieure à 1µm (diamètre de Stokes). L'efficacité est déterminée par photométrie. Deux classes de media sont définies en fonction de leurs domaines d'application : K1, poussières cancérogènes et K2, virus, bactéries pathogènes. Pour ces deux classes, la perméance ne doit pas excéder 0,05%.

#### A1.2.3.4. Filtres à air des habitacles de machines de terrassement et agricoles

Les méthodes de test du medium filtrant sont les normes ISO/FDIS 14269 – 1997 et ISO 10263-2 – 1994. La poussière test est composée essentiellement d'un mélange d'oxyde de silicium et d'aluminium. Deux grades sont proposés : poussière fines de diamètre médian en masse égal à 8µm, poussière grossière de diamètre médian en masse égal à 30µm. Mesure de l'efficacité gravimétrique du filtre neuf pour le débit nominal ; aucun essai de colmatage n'est prévu par la norme.

#### A1.2.3.5. Aérosols biologiques

La norme NF EN 13091 'Biotechnologies – critères de performances pour les filtres et les équipements de filtration' (1998) s'applique à ce type de filtre. Elle prévoit la mesure de caractéristiques de perte de charge et d'efficacité de l'élément filtrant constitué du média et de son support.

#### A1.2.3.6. Epurateurs d'amiante

Appelée méthode d'essai et de marquage NF des matériels d'épuration de l'air en milieu amianté, la norme décrit la détermination de la caractéristique aéraulique débit – perte de charge de l'élément filtrant et de l'évolution de la perte de charge en fonction du colmatage au moyen d'une poussière test type ASHRAE ainsi qu'une mesure de l'efficacité au moyen de la méthode au DOP (US MIL STD 282) de particules de diamètre égal à 0,7µm.

## ANNEXE 2. GENERATEURS DE PARTICULES

### A2.1. GENERATEUR D'AEROSOLS LIQUIDES PLG - 2000 HC

C'est avec ce générateur que la plupart des expériences ont été réalisées. Le principe de fonctionnement de ce générateur de particules liquides polydisperses est très simple : le liquide utilisé est nébulisé par de l'air filtré, séché et sous pression arrivant dans une buse Laskin baignant dans le liquide. L'aérosol est ainsi généré. La concentration et la polydispersité de l'aérosol généré dépendent essentiellement du liquide utilisé et de la pression de l'air comprimé en amont du générateur.

La photo et le schéma de principe du générateur sont montrés A2.1 et A2.2.

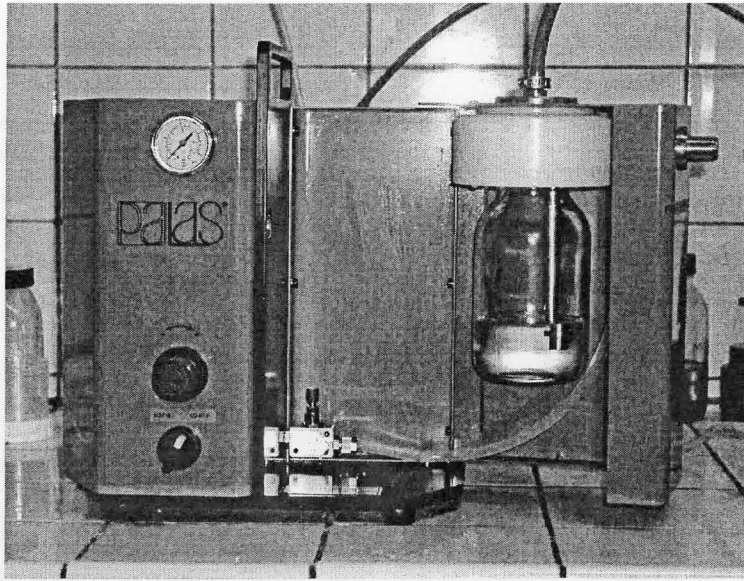


Figure A2.1: Photo du générateur d'aérosols liquides

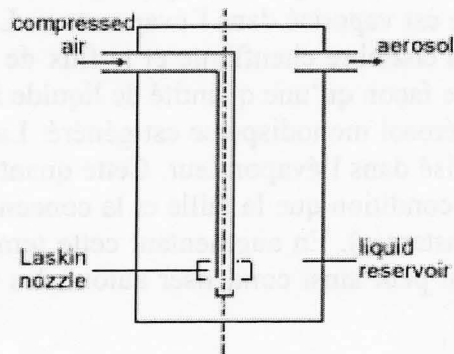


Figure A2.2 : Schéma de principe

## A2.2. GENERATEUR DE PARTICULES LIQUIDES MONODISPENSES PALAS MAG-2010

Le générateur de particules liquides monodisperses MAG 2010 également fourni par la société Palas fonctionne selon le principe de l'évaporation – condensation du liquide autour d'un nucleus de NaCl (principe de Sinclair-La Mer). La taille des particules est ici directement proportionnelle à la température d'évaporation du liquide. Selon le constructeur, le générateur est capable de produire des particules monodisperses entre 0,5 et 8  $\mu\text{m}$  de diamètre selon la température de la chambre chauffante. Il nous a par contre été impossible d'obtenir des particules dépassant les 1,5 $\mu\text{m}$  de diamètre. Cette constatation a considérablement amoindri l'utilité et l'utilisation du générateur MAG 2010 de telle façon qu'il n'a pas pu être utilisé pour des séries d'expériences complètes. Le principe de fonctionnement du générateur MAG-2010 est décrit dans la figure A.2.4.

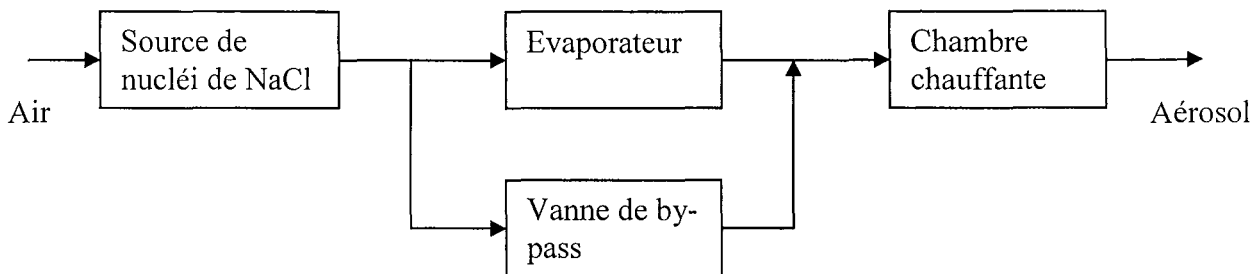


Figure A.2.4 Principe de fonctionnement du générateur de particules liquides monodisperses

Selon le fournisseur, le principe de Sinclair-La Mer ou principe de la condensation hétérogène, utilisé pour produire des particules hautement monodisperses, est comparable à la création des marques de condensation derrière un avion à réaction. Des nucléi de condensation se forment dans une atmosphère de vapeur. La vapeur se condense ensuite autour des nucléi.

Un générateur Sinclair-La Mer consiste également principalement d'une source de particules et d'un évaporateur. Le liquide est vaporisé dans l'évaporateur. L'équilibre thermodynamique est atteint par l'évaporateur, la chambre chauffante et le flux de condensation. Les nucléi de condensation sont créés de telle façon qu'une quantité de liquide identique se condense autour de chaque nucleus. Ainsi un aérosol monodisperse est généré. La taille des particules dépend de la quantité de liquide vaporisé dans l'évaporateur. Cette quantité dépend de la température dans l'évaporateur (toujours à condition que la taille et la concentration des nucléi issus de la source de particule restent constantes). En augmentant cette température dans l'évaporateur, on vaporise plus de liquide qui peut ainsi condenser autour des nucléi et donc augmenter le diamètre de particule.

Les données techniques mentionnées par le fournisseur sont résumées dans le tableau suivant :

Diamètre de particule ajustable (DEHS)	Environ 0,3 à 9 $\mu$ m
Ecart-type géométrique	<1,15
Concentration en nombre	Jusqu'à 10 <sup>6</sup> cm <sup>-3</sup>
Gaz	N <sub>2</sub>
Débit volumique	3,5 à 4,5 l min <sup>-1</sup>
Tension	230V / 50Hz
Dimensions (H x L x P)	610 x 300 x 300 mm
Poids	Environ 22 kg

Tableau A2.1 Données techniques du fournisseur pour le générateur monodisperse MAG 2010

Une vue du générateur MAG 2010 est présentée dans la figure A.2.5

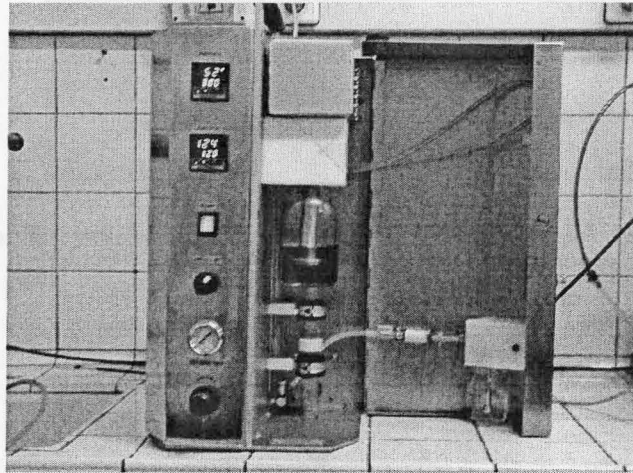


Figure A.2.4 Vue du générateur de particules liquides monodisperses MAG 2010

### A2.3. GENERATEUR DE PARTICULES SOLIDES RBG 1000

Ce générateur a été utilisé conjointement avec le générateur d'aérosols liquides monodisperses mentionné ci-dessus. Le générateur à brosse tournante permet la génération de particules d'alumine (entre autres). Il fonctionne selon le principe de la mise en contact d'une quantité de particules solides avec une brosse tournante qui les entraîne dans un flux d'air. L'aérosol est ainsi généré.

Les particules sont placées dans un réservoir muni d'un piston sur lequel repose le lit de particules. Ce réservoir est placé en dessous de la brosse. Au-dessus de celle-ci se trouve une arrivée d'air filtré et séché et tangentielle dont le débit peut être réglé au moyen d'une vanne manuelle. Dans notre cas le débit de génération des particules solides a été maintenu constant à 50 NI min<sup>-1</sup>.

La mise en route se fait en plusieurs temps. L'air d'entraînement est tout d'abord admis dans le générateur puis la brosse est mise en mouvement. L'alimentation se fait par le déclenchement de la montée du piston à une valeur choisie en fonction des conditions de génération souhaitées. La vitesse de montée du piston peut varier de 20 à 700 mm h<sup>-1</sup> ce qui équivaut à un débit massique entre 640 mg h<sup>-1</sup> et 400 g h<sup>-1</sup>.

La photo du générateur ainsi que son schéma de principe sont montrés ci-dessous.



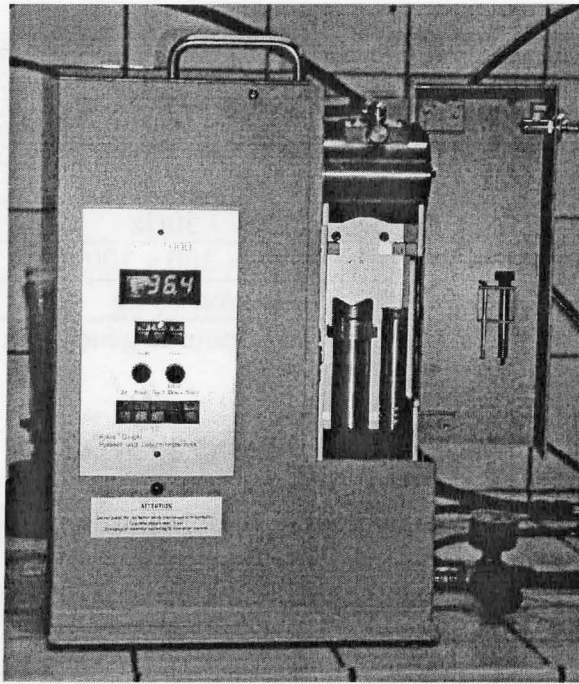


Figure A2.5 : Photo du générateur de particules solides

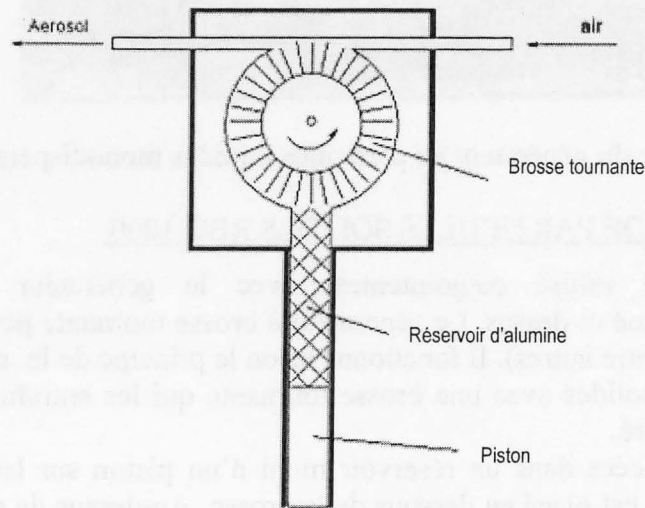


Figure A2.6 : Schéma de principe



**ANNEXE 3. IMPACTEUR EN CASCADE DEKATI**

L'ELPI (Electrical Low Pressure Impactor) est un spectromètre de particules en temps réel conçu à l'Université technologique de Tampere (Finlande) pour le suivi en temps réel de distributions de taille de particules d'aérosol.

L'ELPI mesure la distribution de taille de particule d'aérosol dans la gamme de 0,03 à 10  $\mu\text{m}$  en 12 classes.

Le principe est fondé sur le chargement, la classification inertielle et la détection électrique des particules.

L'instrument consiste principalement d'un chargeur à couronne, d'un impacteur en cascade basse pression et d'un électromètre multi-canaux.

L'échantillon passe d'abord à travers un chargeur unipolaire à polarité positive où les particules sont chargées électriquement par des petits ions produits par décharge en couronne. Après le chargeur, les particules sont classées selon leur taille dans l'impacteur électrique à basse pression. L'impacteur classe les particules inertiellement selon leur diamètre aérodynamique (non pas selon leur charge). Les étages de l'impacteur sont isolés électriquement et chaque étage est connecté individuellement à un amplificateur de courant électrique. Les particules collectées sur un étage particulier créent un courant électrique qui est enregistré par l'électromètre de l'étage en question.

La valeur du courant de chaque canal est proportionnel au nombre de particules collectées et donc à la concentration de particules dans la classe granulométrique en question. Les valeurs du courant sont converties en distribution de taille (aérodynamique) en utilisant des relations dépendant de la taille de particule qui décrivent les propriétés du chargeur et des étages d'impacteur.

Les spécifications données par le fournisseur sont les suivantes :

Débit d'air nominal	10 l min <sup>-1</sup>
Gamme de taille de particules	0,03 à 10 $\mu\text{m}$
Nombre de classes	12
Résolution de temps	5s
Conditions opératoires (instrument)	0 à 40°C, 0 à 60% hum. rel.
Conditions opératoires (aérosol)	< 100°C
Poids	28 kg
Dimensions (H x L x P)	560 x 400 x 250 mm
Dimensions de l'impacteur	Ø 65 x 300 mm
Tension	230 V, 50 Hz
Spécifications pompe	Minimum 7 m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup> à 100 mbar abs Recommandé 21 m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup> à 100 mbar abs

Tableau A3.1 Spécifications de l'impacteur Dekati

Les spécifications de l'impacteur sont les suivantes :

Etage	D <sub>50%</sub> µm	D <sub>i</sub> µm	Nombre min (cm <sup>-3</sup> )	Nombre max (cm <sup>-3</sup> )	Masse min (µg m <sup>-3</sup> )	Masse max (mg m <sup>-3</sup> )
13	9,97					
12	6,8	8,4	0,08	8 10 <sup>3</sup>	22	2100
11	4,4	5,3	0,16	2 10 <sup>4</sup>	12	1200
10	2,5	3,2	0,36	4 10 <sup>4</sup>	6,3	630
9	1,6	2,0	0,8	8 10 <sup>4</sup>	3,5	350
8	1,0	1,3	1,6	2 10 <sup>5</sup>	2	200
7	0,65	0,81	3	3 10 <sup>5</sup>	1	90
6	0,40	0,51	5	5 10 <sup>5</sup>	0,4	40
5	0,25	0,33	9	9 10 <sup>5</sup>	0,17	170
4	0,17	0,21	15	2 10 <sup>6</sup>	0,078	7,8
3	0,108	0,14	26	3 10 <sup>6</sup>	0,035	3,5
2	0,060	0,081	50	5 10 <sup>6</sup>	0,015	1,5
1	0,030	0,042	90	9 10 <sup>6</sup>	0,005	0,5

Tableau A3.2 : Caractéristiques des plateaux de l'impacteur

Les figures A3.1 et A3.2 montrent l'aspect extérieur et le principe de fonctionnement de l'impacteur Dekati.



Figure A3.1 : Vue extérieure de l'impacteur Dekati

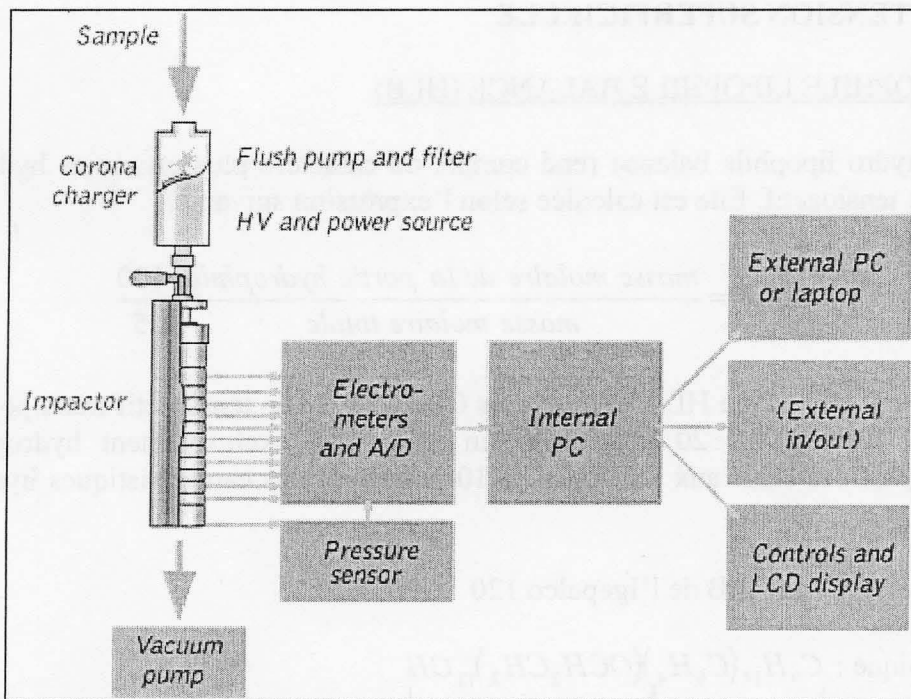


Figure A3.2 : Schéma explicatif du fonctionnement de l'impacteur Dekati

Sample	Flow rate (L/min)	Flow rate (m³/h)
100	1.2	0.072
200	2.4	0.144
300	3.6	0.216
400	4.8	0.288
500	6.0	0.360

## ANNEXE 4. TENSION SUPERFICIELLE

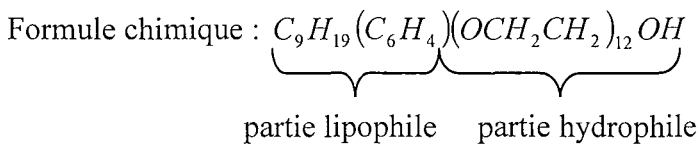
### A4.1. HYDROPHILE LIPOPHILE BALANCE (HLB)

La HLB ou hydro lipophile balance rend compte du caractère plus ou moins hydrophile ou lipophile d'un tensioactif. Elle est calculée selon l'expression suivante.

$$HLB = \frac{\text{masse molaire de la partie hydrophile}}{\text{masse molaire totale}} \cdot \frac{100}{5}$$

Elle varie entre 0 et 20. Une HLB tendant vers 0 caractérise un tensioactif très lipophile alors qu'une HLB tendant vers 20 caractérise un tensioactif exclusivement hydrophile. Des tensioactifs ayant des HLB aux alentours de 10 possèdent des caractéristiques hydrophile et lipophile.

Exemple du calcul de la HLB de l'Igepalco 120



Donc  $M_{\text{hydrophile}} = 545 \text{ g mol}^{-1}$

Et  $M_{\text{totale}} = 748 \text{ g mol}^{-1}$

$$\text{D'où } HLB = \frac{545}{748} \cdot \frac{100}{5} = 14,57$$

Le tableau ci-dessous récapitule les valeurs de HLB des tensioactifs considérés.

Tensioactif	Hydrophile Lipophile Balance (HLB)
Span 80	4,5
Span 20	9
Tween 85	11
Igepalco 120	14,6

Tableau A4.1 : Tableau récapitulatif des HLB des tensioactifs utilisés

### A4.2. DETERMINATION DE LA TENSION SUPERFICIELLE

Au cours de ces travaux, il s'est avéré nécessaire de déterminer la tension superficielle de certains liquides. Ces mesures de tension superficielle ont été réalisées par la méthode de Wilhelmy. Une fine lame de verre est approchée du liquide jusqu'à ce qu'elle soit « happée » par le liquide qui exerce une force sur la lame. Cette force peut être mesurée par l'intermédiaire d'une balance au dixième de milligramme et d'un logiciel d'acquisition de la masse mesurée. On peut également mesurer la force nécessaire pour extraire la lame du mélange (figure A4.1).

Il est alors possible d'appliquer la relation de Wilhelmy :

$$F = m \cdot g = P \cdot \gamma \cdot \cos \theta \quad (\text{A4.1})$$

avec  $F$  la force exercée par la lame sur le liquide et inversement

$m$  la masse mesurée par la balance

$g$  l'accélération de la gravité

$P$  le périmètre de la lame

$\gamma$  la tension superficielle

$\theta$  l'angle de contact entre la lame et le liquide

Si on considère que le liquide mouille parfaitement, i.e. formant un angle de contact de  $0^\circ$ , les fibres en fibres de verre et donc la lame de verre (ce qui est le cas pour les couple huiles/verre), on peut considérer que l'angle de contact est nul ce qui simplifie la relation de Wilhelmy comme suit :

$$F = m \cdot g = P \cdot \gamma \quad (\text{A4.2})$$

et donc

$$\gamma = \frac{m \cdot g}{P} \quad (\text{A4.3})$$

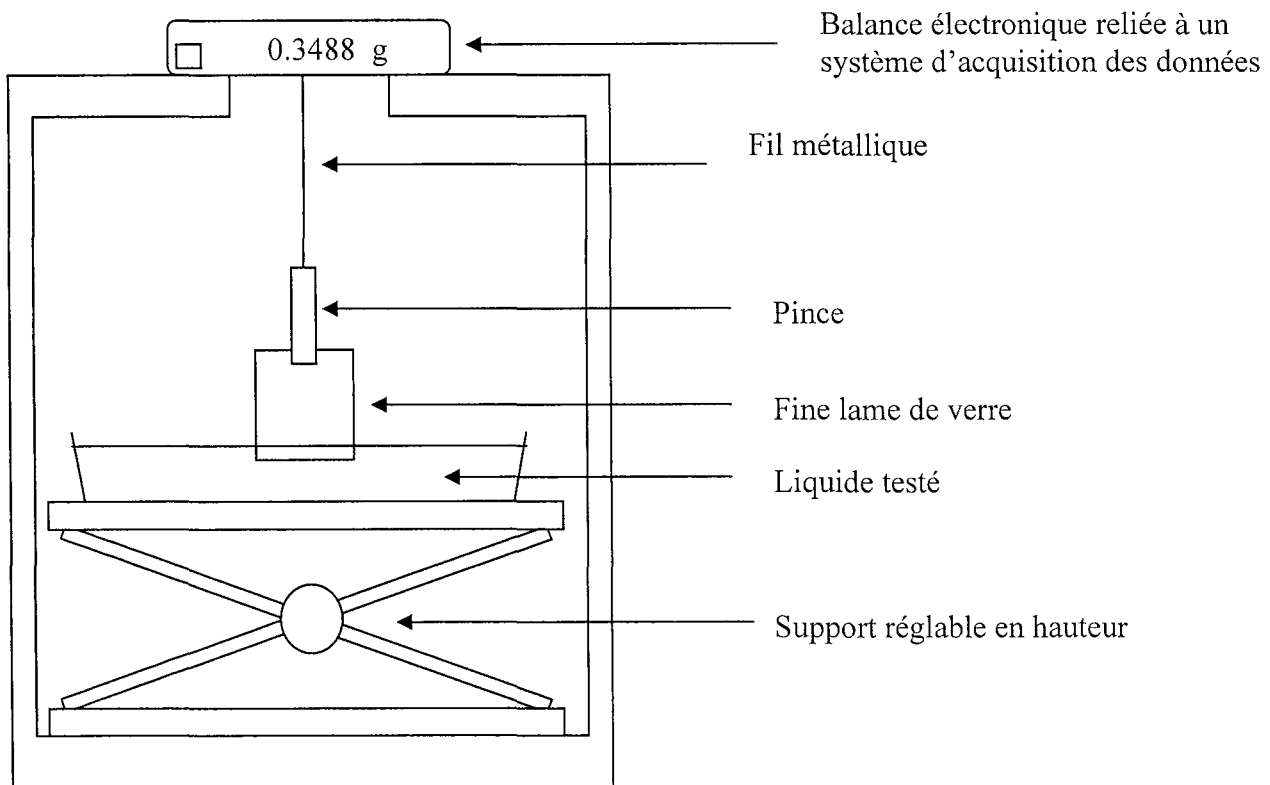


Figure A4.1 : Schéma du dispositif expérimental de mesure de tension superficielle

Cette méthode, quoi qu'assez peu précise, a l'avantage d'être simple et rapide à mettre en œuvre et de donner un bon ordre de grandeur de la tension superficielle.



Service Commun de la Documentation  
INPL  
Nancy-Brabois

AUTORISATION DE SOUTENANCE DE THESE  
DU DOCTORAT DE L'INSTITUT NATIONAL  
POLYTECHNIQUE DE LORRAINE

o0o

VU LES RAPPORTS ETABLIS PAR :

**Monsieur Alain BERNIS, Professeur, Université de Savoie, Le Bourget du Lac**

**Monsieur Denis BOULAUD, Directeur de Recherche, IRSN, Fontenay-aux-Roses**

Le Président de l'Institut National Polytechnique de Lorraine, autorise :

**Monsieur FRISING Tom**

à soutenir devant un jury de l'INSTITUT NATIONAL POLYTECHNIQUE DE LORRAINE,  
une thèse intitulée :

**"Étude de la filtration des aérosols liquides et des mélanges d'aérosols liquides et solides"**

en vue de l'obtention du titre de :

**DOCTEUR DE L'INSTITUT NATIONAL POLYTECHNIQUE DE LORRAINE**

Spécialité : « **Génie des procédés** »

Fait à Vandoeuvre, le 24 septembre 2004

Le Président de l'I.N.P.L.,

L. SCHUFFENECKER



NANCY BRABOIS  
2, AVENUE DE LA  
FORET-DE-HAYE  
BOITE POSTALE 3  
F - 54501  
VANCEUVRE CEDEX





---

## Résumé

---

Cette étude vise à contribuer à une meilleure compréhension des phénomènes et mécanismes rencontrés en filtration des aérosols liquides ou en filtration de mélanges d'aérosols liquides et solides afin d'améliorer la qualité de l'air dans les locaux de travail des industries mécaniques entre autres. La perte de charge et l'efficacité, caractéristiques principales de la performance d'un filtre à fibres, ont été étudiées principalement.

Les résultats bibliographiques concernant le comportement de filtres vierges ont été complétés par une modélisation prenant en compte la distribution des diamètres de fibres.

L'évolution de la perte de charge et de l'efficacité d'un filtre à très haute efficacité (THE) et d'un filtre à moyenne efficacité (ME) a été suivie en fonction de la durée de filtration, de la vitesse de filtration et du diamètre des particules liquides. On a pu démontrer que l'efficacité des deux filtres évolue différemment au cours de filtration : elle augmente au fil du temps pour un filtre ME alors qu'elle diminue pour le filtre THE. Une étude originale s'intéressant à l'influence de l'interruption de la génération de particules sur la perte de charge a montré que la perte de charge du filtre augmente pendant un repos du système de filtration. Cette augmentation peut être contrée par le passage d'un flux d'air propre à une vitesse au moins égale à la vitesse de filtration à travers le filtre dans le sens habituel de la filtration. Une modélisation de la perte de charge et de la perméance d'un filtre pendant toute la durée de la filtration complète cette étude. Pour la première fois un seul modèle arrive à décrire fidèlement les évolutions assez complexes de la perte de charge et de la perméance de filtres à fibres.

Une étude originale sur la filtration de mélanges de particules liquides et solides conclut ce travail. L'évolution de la perte de charge est décrite et expliquée pour la première fois pour ce genre de système. Elle est divisée en cinq étapes distinctes. De plus la perte de charge est d'autant plus élevée que le pourcentage de solides contenu dans le mélange est élevé.

Mots-clefs : Filtration, aérosols liquides, brouillards d'huile, perte de charge, efficacité, mélanges de particules liquides et solides, colmatage

---

## Abstract

---

### Filtration of liquid aerosols and mixtures of liquid and solid aerosols

The aim of this study is a better comprehension of the phenomena and mechanisms encountered in liquid aerosol filtration and the filtration of mixtures of liquid and solid aerosols in order to improve indoor air quality in the mechanical industries amongst others. The pressure drop and efficiency which are the main indicators of filtration performance were the main characteristics studied.

A modelling taking the fibre diameter distribution into account is presented for the determination of the initial filtration efficiency.

The pressure drop and penetration of a high efficiency filter (HEPA) and a medium efficiency filter (ME) have been monitored as a function of filtration time, filtration velocity and liquid particle size distribution. A completely opposite behaviour of the filtration efficiency with filtration time has been observed for the two filters: the filtration penetration drops at some point during the filtration for the ME filter while it increases for the HE filter. The influence of an interruption of the generation of the challenge aerosol has also been dealt with. A considerable pressure drop increase has been observed if the filtration system is switched off. This pressure drop increase can be counterbalanced by a clean air flow of at least filtration velocity in the same direction than the filtration flow. A pressure drop and penetration modelling for the whole duration of the filtration process closes this part of the study. For the first time, a single model is able to closely describe the rather complex pressure drop and penetration evolution curves of a fibre filter in liquid aerosol filtration.

An investigation of the filtration behaviour of a fibre filter when challenged with a mixture of liquid and solid particles constitutes the last chapter. The pressure drop evolution has been described and explained. Five different stages can be distinguished. It has also been observed that the higher the solid particle percentage in the mixture, the higher the pressure drop.

Keywords: Filtration, liquid aerosol, oil mists, pressure drop, efficiency, liquid and solid particle mixtures, clogging

Discipline: Génie des Procédés

Laboratoire des Sciences du Génie Chimique, 1 rue Grandville BP 451, 54001 Nancy Cédex