



**HAL**  
open science

# Étude du colmatage de filtres métalliques par un aérosol liquide

Marie Lecoq

► **To cite this version:**

Marie Lecoq. Étude du colmatage de filtres métalliques par un aérosol liquide. Génie des procédés. Université de Lorraine, 2023. Français. NNT : 2023LORR0006 . tel-04295169

**HAL Id: tel-04295169**

**<https://hal.univ-lorraine.fr/tel-04295169v1>**

Submitted on 20 Nov 2023

**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.



**UNIVERSITÉ  
DE LORRAINE**

**BIBLIOTHÈQUES  
UNIVERSITAIRES**

## 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 bibliothèque : [ddoc-theses-contact@univ-lorraine.fr](mailto:ddoc-theses-contact@univ-lorraine.fr)  
*(Cette adresse ne permet pas de contacter les auteurs)*

## 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>

Ecole Doctorale : Science et Ingénierie des Molécules, des Produits, des  
Procédés et de l'Énergie (SIMPPE)

Laboratoire de Réactions et Génie des Procédés &  
Laboratoire d'Expérimentations sur le Comportement des Equipements et de la  
Ventilation

## Thèse

Présentée et soutenue publiquement pour l'obtention du titre de

DOCTEUR DE L'UNIVERSITE DE LORRAINE

Mention : Génie des Procédés, des Produits et des Molécules

par Marie LECOQ

# Etude du colmatage de filtres métalliques par un aérosol liquide

Soutenance publique le 6 Février 2023

### Membres du jury :

Présidente de jury :	Evelyne GEHIN	Professeure, Université Paris-Est Créteil, Créteil
Directeur(s) de thèse :	Dominique THOMAS	Professeur, Université de Lorraine, Nancy
Rapporteurs :	Aurélien JOUBERT	Maîtresse de conférences (HDR), IMT Atlantique, Nantes
	François-Xavier OUF	Docteur (HDR), Laboratoire national de métrologie et d'essais, Trappes
Membres invités :	Soleiman BOURROUS	Docteur, IRSN, Saclay
	Jean-Christophe APPERT-COLLIN	Maître de conférences, Université de Lorraine, Nancy
	Fabien FLOC'HLAY	Ingénieur, Novintec, Sully-sur-Loire
	Céline MONSANGLAN LLOUVET	Docteur, IRSN, Saclay





# Remerciement

*Cette thèse s'est déroulée à l'Institut de Radioprotection et de Sûreté Nucléaire (IRSN), au sein du Service du Confinement et de l'Aérodispersion des polluants, tenu par Laurent BOUILLOUX. C'est tout naturellement que je commence par le remercier pour m'avoir accueilli au sein de son service. Le laboratoire dans lequel s'est effectuée la thèse est le Laboratoire d'Expérimentations sur le Comportement des Equipements et de la Ventilation (LECEV), dirigé initialement par Alain BRUNISSO, puis par Céline MONSANGANT LOUVET. Ainsi je les remercie tous les deux de m'avoir accueilli et d'avoir permis au bon déroulement de la thèse, au sein de leur laboratoire.*

*C'est avec une vive émotion que je tiens, maintenant, à remercier l'équipe qui m'a encadré durant ces trois années de thèse :*

- *Dominique THOMAS, qui a dirigé ces travaux, et apporté un soutien et une aide précieuse malgré la distance.*
- *Soleïman BOURROUS, qui m'a encadré au sein de l'IRSN, soutenu et fait me surpasser (notamment en gagnant un MacDo). Un chercheur passionné et passionnant.*
- *Fabien FLOC'HLAY et Philippe LOUVET, qui ont suivi et soutenu le projet, malgré la distance.*
- *Jean-Christophe APPERT-COLLIN, d'avoir co-diriger cette thèse.*

*Je remercie les personnes d'avoir participé au jury de thèse : Evelyne GEHIN d'avoir présidé le jury de la thèse et, Aurélie JOUBERT et François-Xavier OUF d'avoir rapporté mon manuscrit. Je remercie également Sandrine CHAZELET et Thibault ROQUES-CARMES d'avoir participé au comité de suivi de ma thèse. Je remercie Laurent RICCIARDI et Jean-Claude LABORDE pour les nombreuses relectures et corrections qu'ils ont apportées.*

*Le bon déroulement d'une thèse n'est pas que basé sur l'encadrement, mais également sur l'ambiance et la bonne humeur des personnes qui t'entoure au quotidien. Je remercie DANY, dit « Florent », pour la rigueur, la prise de risque et les bons plats d'un autre temps qu'il mijote. Mathieu BAURRAULT, je te remercie pour l'aide que tu as apporté et ton âme rebelle. Je remercie aussi Nadia LATIMI, pour son thé, sa bienveillance et son âme de sportive. Je remercie également Quentin, son alternant pour les nombreux kinders qu'il a ramené et qu'il doit encore me ramener, et pour avoir rajouté de la difficulté à ma thèse (mais cela ne m'a pas arrêté). Je remercie également un grand chercheur/une légende qui fait disparaître de la matière, étudie les gouttes d'eaux mais pas que, la science des « métros » aussi, des blagues pas drôles et plein d'autre chose secrète (que nul ne connaît), pour avoir apporté une grande aide à la thèse, se nommant Pascal LEMAITRE.*

*Je remercie les habitants d'une contrée lointaine de m'avoir soutenu. Le premier habitant que je remercie est Monsieur CHEBIBI, alias « Mouheb », un des organisateurs d'activité (bar, bar, foot/bar, bar et barbecue), et un mauvais joueur (même en créant ses propres règles). Le deuxième habitant à être remercié est un autre élément moteur d'activité, Amel KORT, pour sa bonne humeur et sa gentillesse. Pauline (dont le nom de famille est imprononçable), autre habitant, que je remercie d'avoir mis de la bonne humeur et être le dernier élément moteur des activités organisés au sein du service. Je remercie également Grégoire, pour sa folie : création de lampe de poche à gouttelette, éleveur et dompteur de BLOB. Enfin je remercie toutes les personnes que j'ai pu oublier et qui m'ont aidé.*

*Je remercie mes amis et ma famille également du soutien qu'ils m'ont apporté. Enfin, on garde le meilleur pour la fin, je remercie un futur grand chercheur, rempli d'ambition et d'émotion, Modou, du soutien, de l'aide, de la motivation, de la joie qu'il a pu m'apporter.*



# Table des matières

Introduction générale .....	1
Chapitre 1 : Etat de l'art.....	3
1.1 Généralités.....	5
1.1.1 Les médias filtrants.....	5
1.1.2 Les aérosols .....	6
1.2 Ecoulement et collecte autour d'une fibre .....	9
1.2.1 Régime d'écoulement autour d'une fibre .....	9
1.2.2 Mécanismes de collecte des particules sur les fibres .....	10
1.3 Filtration d'un aérosol liquide.....	13
1.3.1 Accumulation du liquide sur une fibre .....	15
1.3.2 Accumulation de liquide dans le média.....	21
1.3.3 Le réentraînement de particules liquides.....	28
1.4 Modélisation du colmatage d'un filtre par un aérosol liquide .....	32
1.4.1 Modèle en phase stationnaire.....	33
1.4.2 Modèle en phase dynamique .....	34
1.5 Conclusion.....	40
Chapitre 2 : Matériel et méthodes.....	43
2.1 Caractérisation / paramétrage de l'étude.....	45
2.1.1 Caractérisation des filtres métalliques .....	45
2.1.2 Caractérisation des liquides .....	53
2.1.3 Interaction fibre/goutte .....	58
2.2 Banc d'essais.....	60
2.3 Méthode opératoire .....	64
Chapitre 3 : Résultats et discussion .....	65
3.1 Cas des filtres monocouches.....	67
3.1.1 Evolution de la perte de charge et de l'efficacité .....	68
3.1.2 Influence de l'arrêt de la génération de l'aérosol.....	73
3.1.3 Influence de la vitesse de filtration .....	75
3.1.4 Conclusion .....	77
3.2 Cas des filtres multicouches.....	78
3.2.1 Les filtres symétriques.....	78
3.2.2 Les filtres asymétriques.....	83
3.2.3 Conclusion .....	91

3.3	Filtre mono et multicouches .....	94
3.3.1	Point sur les masses surfaciques à saturation et restante .....	94
3.3.2	Perte de charge à saturation, efficacité initiale et point bulle .....	97
3.4	Essais avec les résines .....	98
3.4.1	Colmatage du filtre $\alpha$ avec différentes résines .....	98
3.4.2	Evolution de la perte de charge .....	99
3.4.3	Masse surfacique à la saturation .....	102
3.4.4	Visualisation de la résine dans le filtre .....	103
3.5	Conclusion .....	105
Chapitre 4 :	Modèle .....	107
4.1	Modélisation .....	109
4.1.1	Caractéristiques du média filtrant modélisé .....	109
4.1.2	Évolution de la perte de charge au cours du colmatage .....	110
4.2	Comparaison modèle / expérience .....	112
4.3	Conclusion .....	116
	Conclusion générale .....	117
	Nomenclature .....	119
Références		121
Annexes		125

# Table des illustrations

Figure 1 : Nature, origine et taille de différentes particules dans l'air. ....	7
Figure 2 : Lignes de courant pour un écoulement visqueux. ....	9
Figure 3 : Lignes de courant pour un écoulement idéal. ....	10
Figure 4 : Schéma du mécanisme de capture par interception. ....	11
Figure 5 : Schéma du mécanisme de capture par impaction. ....	11
Figure 6 : Schéma du mécanisme de capture par diffusion. ....	12
Figure 7 : Efficacité de filtration en fonction du diamètre des particules caractérisant les mécanismes de capture [6]. ....	13
Figure 8 : Comportement schématique d'un filtre face à un aérosol liquide. ....	14
Figure 9 : Représentation schématique de l'évolution de la perte de charge et de la perméance en fonction du temps. ....	15
Figure 10 : Représentation schématique des trois grandes configurations possibles des gouttes sur une fibre (d'après [1]). ....	16
Figure 11 : 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 [14]. ....	16
Figure 12 : Goutte onduloïde avec et sans point d'inflexion (d'après [1]). ....	17
Figure 13 : Représentation schématique de l'interaction entre une fibre et une goutte. ....	17
Figure 14 : Représentation schématique de $R1$ et $R2$ . ....	18
Figure 15 : Instabilité de Plateau - Rayleigh sur une fibre [19]. ....	20
Figure 16 : Drainage du liquide sur la face aval d'un filtre : pour un filtre non-mouillable (a) et pour un filtre mouillable (b) (filtre 8 x 8cm) [11]. ....	23
Figure 17 : Evolution de la perte de charge au cours du temps lors de la filtration d'un brouillard d'huile, pour un filtre mouillable (a) et pour un filtre non-mouillable (b) [11]. ....	23
Figure 18 : Mise en évidence d'un canal de drainage dans un filtre non-mouillable (d'épaisseur d'environ 0,5 mm), à l'aide d'une résine polymérisée dans le filtre sous UV [11]. ....	25
Figure 19 : Distribution de liquide dans les différentes couches consécutives d'un filtre non mouillable (images du haut) et superposition des zones de liquide de différentes couches (image en bas à droite) [11]. ....	26
Figure 20 : Représentation schématique de la distribution de liquide dans un milieu inhomogène (à droite) et un milieu homogène (à gauche) [33]. ....	26
Figure 21 : Représentation schématique de la couche de "drainage" ajoutée au filtre dans l'étude de Chang et al. [26]. ....	27
Figure 22 : Les différentes configurations de filtre étudiés par Patel et al. [34]. ....	27
Figure 23 : Diagramme d'une gouttelette en forme de clam-shell (sphérique) sur une fibre, avec centre de masse (G) déplacé d'une distance $r$ de la position axisymétrique. Le point A fait référence à un point arbitraire sur la ligne de contact, avec le paramètre $\psi$ position de mesure sur le cercle de contact (voir encadré). Chaque point sur la ligne de contact posséderait un angle de contact gouttelette-fibre correspondant, ( $\theta$ ), mesuré parallèle à l'axe des fibres [37]. ....	28
Figure 24 : Distribution de la taille des gouttes réentraînées, à différente région de la surface du filtre (vitesse frontale de 25 cm/s, débit de liquide (1,5 mg/min/cm <sup>2</sup> ) [40]. ....	29
Figure 25 : Evolution de la pression différentielle et du taux d'entraînement (basés sur le nombre de particules en fonction du temps) en fonction du temps pour des filtres mouillable (b) et non mouillable (a) en fibres de verre (à une vitesse frontale du filtre de 25 cm/s et un débit de charge de 0,4 kg/h/m <sup>2</sup> ) [27]. ....	30

## Table des illustrations

Figure 26 : Images obtenues par fluorescence, sur la face aval d'un filtre non-mouillable, des premières gouttes de liquide émergeant (avant d'atteindre l'état d'équilibre) (a), et des traces de liquide laissées par les gouttes drainantes (b) [27].	30
Figure 27 : Evolution du liquide sur la face aval d'un filtre non mouillable (5 x 5 cm) durant la stabilisation de la perte de charge (état d'équilibre du filtre) [27].	31
Figure 28 : Evolution d'une goutte sur la face aval d'un filtre non mouillable [27].	31
Figure 29 : Formation des bulles sur la surface aval des filtres pendant la phase de drainage : pour un filtre non mouillable, formation d'une texture « moussante » (fragments de bulles éclatées dispersées autour de la goutte (a)) et pour un filtre mouillable, formation d'une bulle à l'intérieur du film de liquide recouvrant une surface du filtre (b) [27].	32
Figure 30 : Capillaire théorique coupé par plusieurs fibres [41].	33
Figure 31 : Comparaison du modèle de Davies avec les points expérimentaux décrivant l'évolution de la perte de charge en fonction de la masse surfacique, pour un aérosol mouillable (aérosol DMP, à gauche), et un non-mouillable (aérosol de glycérol, à droite) [42].	35
Figure 32 : Evolution de la perte de charge en fonction de la masse surfacique, avec le point A de transition (à gauche), et schématisation de la décomposition du filtre [42].	36
Figure 33 : Représentation schématique d'un pont liquide (et ainsi de la diminution de la surface de collecte) et de la gaine de liquide entre deux fibres dans le modèle de Frising [1].	37
Figure 34 : Les différentes étapes du modèle de Frising [1].	37
Figure 35 : Évolution temporelle de l'augmentation de $\Delta P$ pour des médias multicouches mouillables (en noir) et non mouillables (en bleu) à l'huile. Les temps caractéristiques marquent l'achèvement de la formation des canaux ( $t_2$ ), du film liquide ( $t_1$ , non mouillable et $t_3$ , mouillable), et de l'augmentation de $\Delta P$ . [43].	40
Figure 36 : Configurations et adaptation du liquide (formation des canaux et du film de liquide) dans l'ensemble des médias. [30].	41
Figure 37 : Image de microscopie électronique, de coupe dans l'épaisseur d'un média multicouche et des médias monocouches le composant.	45
Figure 38 : Schéma d'une vue en coupe d'une fibre.	46
Figure 39 : Ellipse des objets considérés.	47
Figure 40 : Détermination de l'épaisseur avec le programme Matlab.	47
Figure 41 : Maillage entre les fibres.	48
Figure 42 : Détection des fibres hautes et basses.	48
Figure 43 : Détection des chemins préférentiels.	49
Figure 44 : Vue en coupe d'un filtre industriel ayant un agencement symétrique et un autre asymétrique.	50
Figure 45 : Evolution de la perte de charge initiale en fonction de la vitesse de perméation pour les filtres monocouches A, D et E.	51
Figure 46 : Exemple de rhéogramme (résine ARP_671.01).	54
Figure 47 : Evolution de la viscosité dynamique lors de l'évaporation du solvant des résines.	55
Figure 48 : Evolution de la tension superficielle des résines en fonction du temps de vieillissement.	57
Figure 49 : Evolution de la viscosité dynamique en fonction de la tension superficielle, à 20°C (surligner en orange = sélectionnées pour l'étude ; surligner en blanc = non sélectionnées).	57
Figure 50 : Observation de gouttes sur des fibres : (A) gouttes de glycérol sur une fibre de 12 $\mu\text{m}$ (vue de dessous), (B) gouttes de DEHS sur une fibre de 6,5 $\mu\text{m}$ (vue de dessous), (C) gouttes de glycérol sur une fibre de 12 $\mu\text{m}$ (vue de profil) et (D) gouttes de DEHS sur une fibre de 6,5 $\mu\text{m}$ (vue de profil).	59
Figure 51 : Fibres de 12 $\mu\text{m}$ fixés sur le support fait en imprimante 3D.	59
Figure 52 : Schéma de la mesure de l'angle de contact.	60

Figure 53 : Porte filtre. ....	61
Figure 54 : Atomiseur utilisé pour les résines (CH Technologies, Collison Nebulizer). ....	62
Figure 55 : Banc expérimental .....	62
Figure 56 : Distribution granulométrique de l'aérosol pour la voie amont et au travers du porte filtre, à différents débits de filtration. ....	63
Figure 57 : Evolution de la perte de charge en fonction du temps, pour différents filtres monocouches, à une vitesse de filtration de 7 cm/s. ....	69
Figure 58 : Evolution de la perte de charge en fonction du temps, pour le filtre A et un doublement de celui-ci (A+A), à une vitesse de filtration de 3,5 cm/s. ....	70
Figure 59 : Perte de charge et efficacité massique en fonction du temps et à une vitesse de filtration de 7 cm/s (filtre A). ....	72
Figure 60 : Perte de charge et efficacité massique en fonction du temps et à une vitesse de filtration de 7 cm/s (filtre D). ....	72
Figure 61 : Perte de charge et efficacité massique en fonction du temps et à une vitesse de filtration de 7 cm/s (filtre E). ....	73
Figure 62 : Vue de la surface aval du filtre monocouche A, à la saturation. ....	73
Figure 63 : Evolution de la perte de charge avec l'arrêt de la génération de l'aérosol, pour les filtres monocouches, à une vitesse de filtration de 7 cm/s. ....	74
Figure 64 : Evolution de la masse surfacique de liquide en fonction de la vitesse de filtration frontale. ....	2
Figure 65 : Résistance aéraulique en fonction de la vitesse de filtration. ....	77
Figure 66 : Evolution de la perte de charge en fonction du temps, pour les filtres multicouches symétriques et le monocouche A, à une vitesse de filtration de 7 cm/s. ....	79
Figure 67 : Evolution de la perte de charge et de l'efficacité en fonction du temps, pour le filtre $\alpha$ (7 cm/s). ....	81
Figure 68 : Evolution de la perte de charge et de l'efficacité en fonction du temps, pour le filtre $\delta$ (7 cm/s). ....	81
Figure 69 : Vue en aval du filtre multicouche $\alpha$ , à la saturation. ....	82
Figure 70 : Evolution de la perte de charge avec l'arrêt de la génération de l'aérosol, pour les filtres multicouches symétriques ( $\alpha$ et $\delta$ ), à une vitesse de filtration de 7 cm/s. ....	83
Figure 71 : Evolution de la perte de charge, pour le filtre multicouche asymétrique $\gamma$ , à une vitesse de filtration de 7 cm/s. ....	84
Figure 72 : Evolution de la perte de charge, pour le filtre multicouche asymétrique $\beta$ et le filtre monocouche associé, à une vitesse de filtration de 7 cm/s. ....	85
Figure 73 : Evolution de la perte de charge, pour le filtre multicouche asymétrique $\epsilon$ et le filtre monocouche associé, à une vitesse de filtration de 7 cm/s. ....	85
Figure 74 : Schéma représentatif de l'adaptation de canaux de liquide dans le filtre $\gamma$ . ....	87
Figure 75 : Perte de charge et efficacité massique en fonction du temps pour le filtre $\gamma$ (7 cm/s). ....	88
Figure 76 : Perte de charge et efficacité massique en fonction du temps pour le filtre $\beta$ (7 cm/s). ....	88
Figure 77 : Perte de charge et efficacité massique en fonction du temps pour le filtre $\epsilon$ (7 cm/s). ....	89
Figure 78 : Evolution de la perte de charge en fonction du temps, avec l'arrêt de la génération de l'aérosol, pour le filtre $\gamma$ (7cm/s). ....	90
Figure 79 : Evolution de la perte de charge en fonction du temps, avec l'arrêt de la génération de l'aérosol, pour le filtre $\beta$ (7cm/s). ....	90
Figure 80 : Evolution de la perte de charge en fonction du temps, avec l'arrêt de la génération de l'aérosol, pour le filtre $\epsilon$ (7cm/s). ....	91
Figure 81 : Représentation schématique de l'accumulation de liquide dans le filtre symétrique $\alpha$ , à une vitesse de filtration de 7 cm/s. ....	1

## Table des illustrations

Figure 82 : Représentation schématique de l'échantillon de filtre.....	95
Figure 83 : Point bulle pour les différents filtres (en vert les filtres monocouches, en rouge les filtres multicouches symétriques, en jaune les filtres multicouches asymétriques et les barres d'erreur représentent les écarts types des essais).....	97
Figure 84 : Efficacité initiale en fonction du point bulle pour les différents filtres (en vert les filtres monocouches, en rouge les filtres multicouches symétriques et en jaune les filtres multicouches asymétriques). ....	98
Figure 85 : Evolution de la perte de charge en fonction du temps pour le filtre $\alpha$ , colmaté avec la résine ARN_2220, vitesse de filtration 7 cm/s. ....	99
Figure 86 : Evolution de la perte de charge en fonction du temps pour le filtre $\alpha$ , colmaté avec la résine ARP_671.01, vitesse de filtration 7 cm/s.....	100
Figure 87 : Evolution de la perte de charge à la saturation en fonction de la viscosité des différents liquides de colmatage, pour le filtre $\alpha$ , vitesse de filtration 7 cm/s. ....	101
Figure 88 : Evolution de la perte de charge à la saturation en fonction de la tension superficielle des différents liquides de colmatage, pour le filtre $\alpha$ , vitesse de filtration 7 cm/s.....	102
Figure 89 : Evolution de la perte de charge à la saturation en fonction de la masse de liquide dans le filtre $\alpha$ , pour les différents liquides, vitesse de filtration 7 cm/s.....	103
Figure 90 : Vues 3D du filtre $\alpha$ . ....	103
Figure 91 : Vue en coupe du filtre $\alpha$ , à deux endroits différents, colmaté avec de la résine SU8_2002 (vitesse de filtration 7 cm/s). ....	104
Figure 92 : Détection des chemins préférentiels du filtre $\alpha$ , colmaté avec de la résine SU8_2002 (vitesse de filtration 7 cm/s) (l'image de gauche correspond aux fibres qui sont détectées, en bleu, et l'image de droite correspond aux chemins préférentiels qui sont calculés, en rouge). ....	104
Figure 93 : Représentation schématique du média filtrant modélisé. ....	109
Figure 94 : Représentation schématique du capillaire qui se remplit de manière homogène. ....	110
Figure 95 : Comparaison Modèle / expérience (Média A).....	112
Figure 96 : Comparaison Modèle / expérience (Média D).....	113
Figure 97 : Comparaison Modèle / expérience (Média E). ....	113
Figure 98 : Evolution de la masse surfacique à saturation expérimentale et théorique en fonction de la vitesse de filtration pour les trois médias monocouches.....	114
Figure 99 : Evolution de la perte de charge expérimentale et théorique en fonction de la vitesse de filtration pour les trois médias monocouches.....	115
Figure 100 : Schéma de la caractérisation de la viscosité.....	C
Figure 101 : Schéma de mesure de la viscosité.....	D
Figure 102 : Rhéogramme de la résine SU8_2000.5.....	F
Figure 103 : Rhéogramme de la résine ARP_1230.....	F
Figure 104 : Rhéogramme de la résine SU8_2002.....	G
Figure 105 : Rhéogramme de la résine ARP_1220.....	G
Figure 106 : Rhéogramme de la résine ARP_6200.04.....	H
Figure 107 : Rhéogramme de la résine ARP_631.01.....	H
Figure 108 : Rhéogramme de la résine ARN_2220. ....	I
Figure 109 : Rhéogramme de la résine ARP_631.09.....	I
Figure 110 : Schéma du tensiomètre.....	J
Figure 111 : Lame dans liquide.....	K
Figure 112 : Porte-filtre.....	L
Figure 113 : Trajectoire des particules dans le porte- filtre de diamètre 40 mm. ....	M
Figure 114 : Trajectoire des particules dans le porte-filtre à différents diamètres de rétrécissement en amont du canal de drainage.....	N



## **Table des illustrations**

Figure 115 : Trajectoire des particules dans le porte-filtre à différents angles en amont du filtre (aval du premier canal de drainage).....	N
Figure 116 : Porte-filtre final .....	O
Figure 117 : Distribution granulométrique de l'aérosol à une vitesse de filtration de 7 cm/s.....	P
Figure 118 : Distribution granulométrique en aval du filtre $\alpha$ , à une vitesse de filtration de 7 cm/s, à différents temps de colmatage. ....	Q
Figure 119 : Evolution de la perte de charge en fonction du temps pour le filtre $\alpha$ , colmaté avec la résine SU8_2000.5, vitesse de filtration 7 cm/s.....	S
Figure 120 : Evolution de la perte de charge en fonction du temps pour le filtre $\alpha$ , colmaté avec la résine SU8_2002, vitesse de filtration 7 cm/s.....	S
Figure 121 : Evolution de la perte de charge en fonction du temps pour le filtre $\alpha$ , colmaté avec la résine ARP_6400.04, vitesse de filtration 7 cm/s.....	T
Figure 122 : Evolution de la perte de charge en fonction du temps pour le filtre $\alpha$ , colmaté avec la résine ARP_632.04, vitesse de filtration 7 cm/s.....	T
Figure 123 : Evolution de la perte de charge en fonction du temps pour le filtre $\alpha$ , colmaté avec la résine ARP_631.04, vitesse de filtration 7 cm/s.....	U

# Table des tableaux

Tableau 1 : Résumé de quelques travaux sur le colmatage des filtres par des aérosols liquides : nature et propriétés des filtres, taux de filtration et taille des aérosols. ....	42
Tableau 2 : Caractéristiques des filtres monocouches (en acier inoxydable). ....	49
Tableau 3 : Caractéristiques des filtres multicouches (en acier inoxydable). ....	50
Tableau 4 : Point bulle des différents médias étudiés .....	52
Tableau 5 : Caractéristiques des filtres monocouches. ....	52
Tableau 6 : Caractéristiques des filtres multicouches. ....	53
Tableau 7 : Viscosité dynamique des liquides. ....	55
Tableau 8 : Mesure de la tension superficielle (à 20°C). ....	56
Tableau 9 : Perte en volume et en masse des résines séchées à 50°C, après 5 jours. ....	58
Tableau 10 : Mesure de l'angle de contact pour certains liquides (à 20°C). ....	60
Tableau 11 : Colmatage des filtres monocouches, à une vitesse de 7 cm/s. ....	69
Tableau 12 : Colmatage des filtres monocouches A et A+A, à une vitesse de 3,5 cm/s. ....	71
Tableau 13 : Caractérisation à saturation des filtres symétriques et les monocouches associées (avec l'écart type obtenu avec trois essais). ....	80
Tableau 14 : Résultats pour les filtres asymétriques .....	86
Tableau 15 : Résumé des résultats. ....	72
Tableau 16 : Perte de charge à la saturation sur les filtres $\alpha$ des différents liquides (vitesse 7 cm/s) .....	100
Tableau 17 : Synthèse des liquides de colmatages. ....	102
Tableau 18 : Comparaison expérience / modèle .....	114
Tableau 19 : Mise en correspondance des normes EN 779-2012 et ISO 16-890, suivant l'efficacité des filtres. ....	A
Tableau 20 : Résultats viscosimètre chute de bille .....	E

# Introduction générale

La filtration est définie comme un procédé de séparation, permettant d'épurer un fluide d'un ou de plusieurs composants, comme par exemple la séparation de composés solides d'un liquide ou la séparation de particules solides ou liquides d'un gaz (épuration des effluents gazeux dans les réseaux de ventilation, filtre à air dans les voitures, appareil de protection respiratoire...).

Dans les installations industrielles susceptibles de contenir de la matière dangereuse, le confinement de cette dernière est assuré en grande partie par des filtres à très haute efficacité (THE) intégrés dans les réseaux de ventilation. Dans des procédés, mis en œuvre dans l'industrie nucléaire, certains scénarios accidentels peuvent conduire au dégagement de liquide (rupture de conduite surchauffée ou sous pression au sein de locaux confinés, condensation de vapeur, ...) sous forme de gouttelettes en suspension (aérosol liquide). Dans ce cas de figure, la présence d'espèces liquides peut affecter les performances des filtres THE en engendrant une élévation rapide et importante de leur perte de charge qui peut conduire à une diminution notable du débit de ventilation, voire atteindre la limite de leur résistance mécanique et leur capacité à retenir les contaminants aéroportés.

Pour pallier ce problème, une des solutions envisagées est d'utiliser un préfiltre métallique (plus résistant mécaniquement mais moins efficace) pour protéger le filtre THE constituant le dernier niveau de filtration ; ou du moins augmenter sa durée de vie en cas de scénarios accidentels. Ainsi, se pose la question de comment assurer la fiabilité de cette solution et anticiper le comportement de ces équipements. Pour tenter d'y répondre, la présente étude s'intéresse au comportement de médias en fibres métalliques vis-à-vis d'un aérosol liquide.

Des études antérieures ont permis de montrer que le comportement d'un filtre dépend des conditions aérauliques (vitesse de filtration), des propriétés physico-chimiques du liquide (masse volumique, viscosité, tension de surface...) mais également des caractéristiques physiques du filtre (diamètre des fibres, compacité, épaisseur ...).

Ainsi, la problématique qui se pose est la suivante : comment lier les propriétés physico-chimiques du liquide, et la structure du média filtrant, à sa résistance aéraulique et à la quantité de liquide accumulée à la saturation lorsque la perte de charge augmente rapidement ?

Pour répondre à la problématique et orienter l'étude, une première partie du travail se portera sur un état de l'art, afin de définir les lacunes de la littérature pour permettre une description, voire une prédiction, du comportement spécifique des médias métalliques. Ensuite dans une deuxième partie, les méthodes de caractérisation des aérosols liquides, le banc d'essais et le protocole opératoire pour l'étude du colmatage des filtres métalliques seront présentés. La troisième partie sera consacrée à la présentation des principaux résultats obtenus, en étudiant l'influence des caractéristiques structurales des médias sur l'efficacité des filtres, mais aussi l'influence des propriétés du liquide sur le comportement des filtres (perte de charge, efficacité, résistance aéraulique). Cette partie soulèvera de nouvelles questions, notamment sur l'accumulation du liquide dans les filtres selon sa structure. Enfin, dans une quatrième partie, un développement préliminaire de modèle sera présenté. Ce modèle permettra de prédire le comportement des filtres dans leur état de saturation.





# **Chapitre 1 : Etat de l'art**





La filtration des aérosols reste une thématique importante qui continue de susciter de nombreuses interrogations ; tant sur le plan sanitaire avec les masques de protection respiratoire pendant l'épisode de Covid 19 que sur le plan de la sûreté avec la question de la durée de vie des filtres assurant le confinement d'une installation nucléaire de base face à un aérosol d'incendie. Les performances des médias fibreux largement utilisés dans ce domaine sont largement tributaires entre autres de la nature des aérosols et des fibres, de la structure du média et des conditions opératoires et ont fait l'objet de nombreuses études.

Cette première partie bibliographique se focalisera sur les nombreux écrits recensés dans la littérature en commençant par la caractérisation de ces médias filtrants et les mécanismes de collecte mis en jeu pour capter des aérosols. Une partie sera consacrée à la filtration des aérosols liquides thème majeur de cette présente étude et aux différents modèles de la littérature décrivant l'évolution de la perte de charge du filtre au cours du colmatage.

## 1.1 Généralités

### 1.1.1 Les médias filtrants

De nos jours, dans le domaine de la ventilation, les médias filtrants les plus utilisés sont constitués d'assemblage de fibres de natures diverses (polymère, verre, acier...). La classification européenne différencie les filtres à air pour une application HVAC (heating, ventilation and air-conditioning) et les filtres à air à très haute efficacité (Annexe 1). Ces médias fibreux non-tissés sont plissés pour favoriser une grande surface de filtration tout en minimisant leur encombrement spatial. Ils sont caractérisés par leur surface, leur épaisseur, leur compacité et par le diamètre des fibres qui les composent.

Dans la plupart des cas, le diamètre des fibres dans un filtre est très rarement monodispersé. Ainsi, dans la littérature, le diamètre des fibres ( $d_f$ ) est défini comme un diamètre moyen, déterminé à partir de la distribution granulométrique des fibres, obtenue à l'aide de méthodes directes ou indirectes [1].

La compacité ( $\alpha$ ) d'un filtre correspond au rapport du volume des fibres sur le volume total du filtre, et peut être calculée par l'équation ( 1.1 ) :

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

Avec  $Z$  l'épaisseur du média,  $G$  le grammage (rapport entre la masse du média filtrant et sa surface) et  $\rho_f$  la masse volumique du matériau constituant les fibres. Cette grandeur peut aussi être exprimée en fonction de la porosité  $\varepsilon$  (rapport entre le volume de vide du filtre et le volume total du filtre) [2], [3] :

$$\alpha = 1 - \varepsilon. \quad (1.2)$$

Les caractéristiques géométriques du média filtrant ont une grande influence sur ses performances (perte de charge et efficacité de collecte) lorsqu'il sera traversé par un débit d'air chargé

## Chapitre 1 : Etat de l'art

en particules. Cet écoulement va engendrer une perte d'énergie, induite par la résistance du filtre, qui se traduit par une différence de pression entre l'amont et l'aval du filtre, appelée perte de charge et notée ( $\Delta P$ ) :

$$\Delta P = P_{amont} - P_{aval} \quad (1.3)$$

avec  $P_{amont}$  et  $P_{aval}$ , les pressions en amont et en aval du filtre. En écoulement laminaire, la perte de charge peut être calculée avec la loi de Darcy qui relie le gradient de pression à la vitesse de l'écoulement ( $U_f$ ) et à l'épaisseur du milieu poreux ( $Z$ ), de la manière suivante [2, 4]:

$$\Delta P = \frac{1}{\kappa} \mu U_f Z \quad (1.4)$$

où  $U_f$  est la vitesse du fluide,  $\mu$  la viscosité dynamique du fluide et  $\kappa$  la perméabilité du milieu filtrant.

Un autre paramètre important permettant de caractériser un filtre est son efficacité. Elle correspond à la capacité de celui-ci à collecter des particules. Dans la littérature, l'efficacité d'un filtre, est déterminée en mesurant les concentrations de particules en amont ( $C_{amont}$ ) et en aval ( $C_{aval}$ ) de manière à définir différentes grandeurs caractéristiques, dont l'efficacité ( $E$ ) qui correspond au rapport suivant (le débit volumique de gaz étant constant) [1, 3, 5] :

$$E = \frac{C_{amont} - C_{aval}}{C_{amont}} \quad (1.5)$$

L'efficacité d'un filtre peut être également exprimée par le coefficient d'épuration,  $CE$ , défini par le rapport entre la quantité d'aérosol en amont et en aval du filtre (cette grandeur est la plus utilisée lorsqu'il s'agit de filtres très efficaces) :

$$CE = \frac{C_{amont}}{C_{aval}} \quad (1.6)$$

Enfin l'efficacité peut également être caractérisée par la perméance ( $P$ ) qui est l'inverse du coefficient d'épuration :

$$P = \frac{1}{CE} \quad (1.7)$$

### 1.1.2 Les aérosols

Par définition, un aérosol est une suspension de particules solides ou liquides, dans un milieu gazeux, et dont la vitesse de chute est négligeable. Typiquement, dans des conditions normales de pression et de température, seules les particules de taille inférieure à 100  $\mu\text{m}$  présentent une vitesse de chute qui peut être considérée comme négligeable. Les particules aéroportées peuvent être de différentes natures et origines (Figure 1).



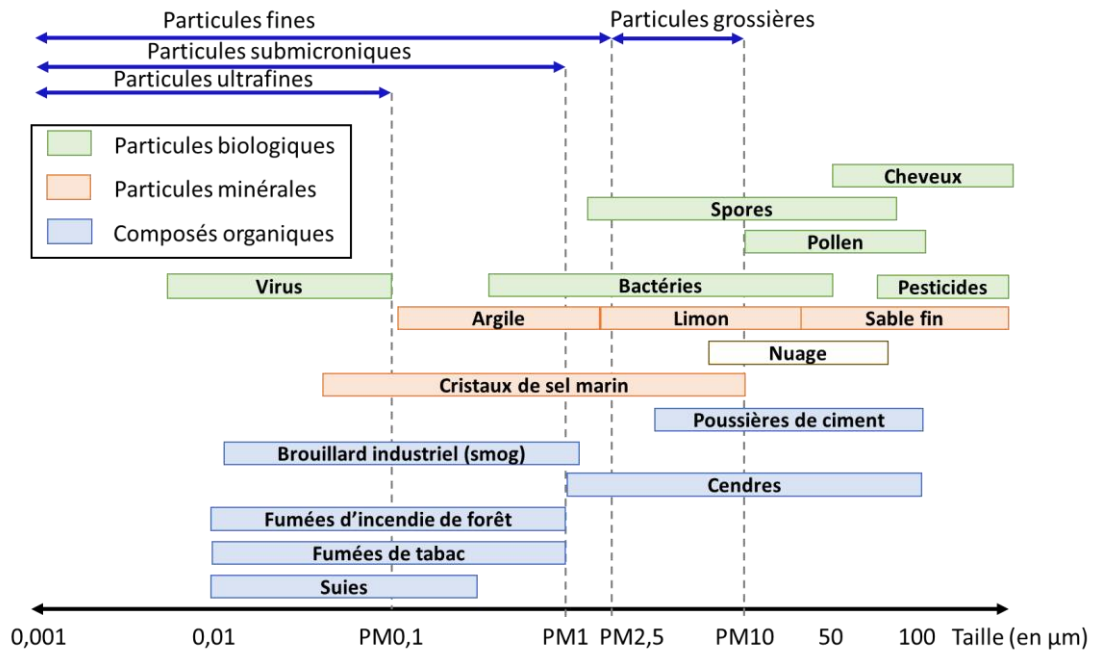


Figure 1 : Nature, origine et taille de différentes particules dans l'air<sup>1</sup>.

Par définition, le terme aérosol désigne la suspension de particules dans un gaz mais, par abus de langage, il est souvent utilisé pour désigner les particules seules. Le comportement des aérosols est décrit, dans les installations (ou dans l'environnement), à partir de diamètres équivalents dont les principaux sont :

- le diamètre équivalent en volume  $d_{ev}$ , qui est le diamètre d'une particule sphérique ayant la même masse ( $m_p$ ) et la même masse volumique ( $\rho_p$ ) que la particule considérée. Soit :

$$d_{ev} = \sqrt[3]{\frac{6m_p}{\pi\rho_p}} \quad (1.8)$$

- le diamètre équivalent de mobilité électrique  $d_{me}$ , qui est le diamètre d'une particule sphérique portant une charge électrique  $e$  et ayant la même mobilité électrique  $Z_{me}$  que la particule considérée. Soit :

$$d_{me} = \frac{eCu(d_{me})}{3\pi\mu Z_{me}} \quad (1.9)$$

le facteur de Cunningham ( $Cu$ ) est défini dans la partie 1.2.2 ( 1.18 ),

<sup>1</sup> [https://www.notre-planete.info/environnement/pollution\\_air/particules-fines.php](https://www.notre-planete.info/environnement/pollution_air/particules-fines.php)

## Chapitre 1 : Etat de l'art

- le diamètre équivalent aérodynamique ( $d_{ae}$ ), qui est le diamètre d'une particule sphérique de même vitesse de chute ( $U_{ts}$ ) et ayant une masse volumique de  $1000 \text{ kg/m}^3$ . Soit :

$$d_{ae} = \sqrt{\frac{18 \mu U_{ts}}{\rho_p C_u(d_{ae})}} \quad (1.10)$$

Les particules aéroportées peuvent être classées selon leur diamètre [4] :

- les particules grossières, de diamètre aérodynamique inférieur à  $10 \mu\text{m}$ , appelées PM10 ;
- les particules fines, de diamètre aérodynamique inférieur à  $2,5 \mu\text{m}$ , appelées PM2,5 ;
- les particules très fines, de diamètre aérodynamique inférieur à  $1 \mu\text{m}$ , appelées PM1 ;
- les particules ultrafines ou nanoparticules, de diamètre aérodynamique inférieur à  $0,1 \mu\text{m}$ , appelées PM0,1.

Outre la taille des particules, le gaz (composé de molécules en constante agitation) est également un élément à considérer pour le transport des particules. Une des grandeurs caractéristiques du gaz est le libre parcours moyen d'une molécule. Ce paramètre correspond à la distance moyenne que parcourt une molécule entre deux collisions [4]. Il est dépendant des conditions thermodynamiques du gaz. Quand la pression du gaz diminue ou que la température de celui-ci augmente, cela engendre une expansion du gaz. Ainsi, la distance moyenne que parcourt une molécule augmente de même que, le libre parcours moyen [4]. A l'aide de ce paramètre, il est possible de caractériser le nombre de collisions inter-particulaires, en déterminant le nombre adimensionnel de Knudsen ( $Kn$ ) qui traduit la continuité du milieu vis-à-vis de l'aérosol de la manière suivante :

$$Kn = \frac{2 \lambda}{d_p} \quad (1.11)$$

avec  $\lambda$  le libre parcours moyen des molécules ( $67 \text{ nm}$  dans les conditions normales de température et de pression) et  $d_p$ , le diamètre de particule. Ainsi, les trois régimes de continuité décrits par le nombre de Knudsen ( $Kn$ ) sont [4] :

- $Kn \ll 1$  : domaine continu (le système gaz-particule constitue un milieu continu) ;
- $Kn \gg 1$  : domaine moléculaire (le domaine ne peut pas être considéré comme continu car les collisions entre les molécules du gaz porteur se font plus rares que les collisions gaz-particules) ;
- $0,4 < Kn < 20$  : domaine de transition (réduction des forces de frottement due à l'apparition de discontinuités interfaciales, souvent imagée par des molécules de gaz « glissant » à la surface des particules, au lieu de rentrer en collision).

## 1.2 Ecoulement et collecte autour d'une fibre

### 1.2.1 Régime d'écoulement autour d'une fibre

Le régime d'écoulement nécessite d'être pris en compte pour le calcul de l'efficacité de filtration [3]. De manière similaire à sa prise en compte dans le transport des particules, il existe deux régimes d'écoulement qui sont les régimes où le fluide est considéré comme un milieu continu ou discontinu.

Pour que le fluide soit considéré comme un milieu continu, il faut que le nombre de Knudsen, relatif à la fibre, soit inférieur à  $10^{-3}$ . Le nombre de Knudsen relatif à la fibre ( $Kn_f$ ) est défini par la relation suivante [3] :

$$Kn_f = \frac{2 \lambda}{d_f} \quad (1.12)$$

où  $d_f$  est le diamètre de la fibre et  $\lambda$  est le libre parcours moyen des molécules du gaz porteur (pour un libre parcours moyen de l'ordre de  $6,7 \cdot 10^{-8}$  m, dans les conditions normales de température et de pression, cela correspond à des diamètres de fibres supérieurs à  $100 \mu\text{m}$ ).

Quand le fluide est considéré comme un milieu continu, l'efficacité de collecte d'une fibre se calcule en résolvant les équations de Navier-Stokes [3], pour un fluide incompressible, et trois régimes d'écoulement sont distingués en fonction du nombre de Reynolds de fibre ( $Re_f$ ), défini par :

$$Re_f = \frac{d_f U_f \rho_g}{\mu_g} \quad (1.13)$$

avec  $U_f$  la vitesse frontale de filtration,  $\rho_g$  et  $\mu_g$  représentant la masse volumique et la viscosité dynamique du gaz.

Les trois régimes d'écoulement découlant de ce nombre de Reynolds sont [3] :

- à faible  $Re_f$  ( $<1$ ): écoulement autour de la fibre purement visqueux car les forces d'inerties sont faibles, et ainsi la perturbation des lignes de courant débute très loin en amont de la fibre (l'obstacle) (Figure 2) ;

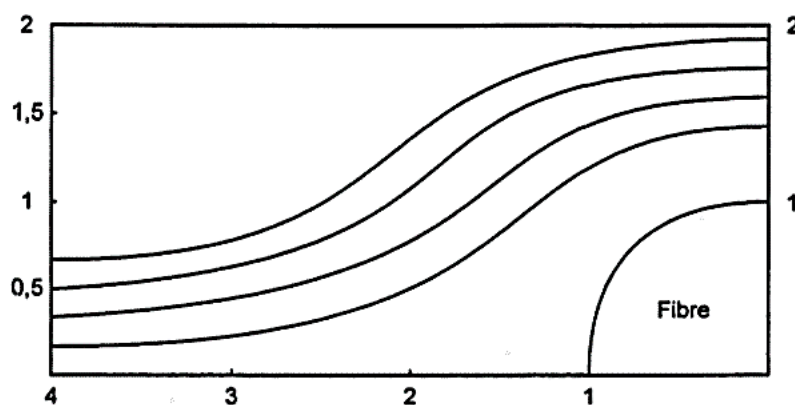


Figure 2 : Lignes de courant pour un écoulement visqueux.

## Chapitre 1 : Etat de l'art

- à grand  $Re_f$  ( $>1000$ ): écoulement gouverné par les forces d'inertie du fluide, dit « écoulement idéal » (avec des forces visqueuses très faibles). Ainsi, les lignes de courant vont s'approcher très près de la fibre avant de dévier fortement pour la contourner (favorisant la collecte des particules par la fibre) (Figure 3) ;

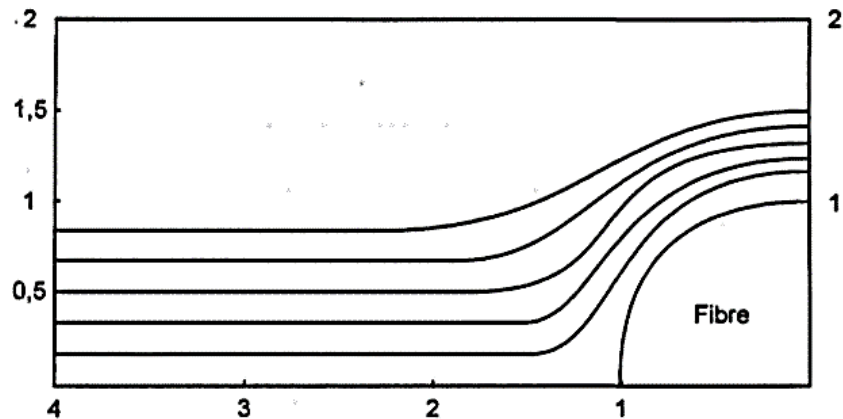


Figure 3 : Lignes de courant pour un écoulement idéal.

- à  $Re_f$  intermédiaire ( $1 < Re_f < 1000$ ) : écoulement transitoire, le fluide est considéré comme un milieu discontinu quand le diamètre des fibres tend vers la valeur du libre parcours moyen [3]. Dans ce cas, l'efficacité de captation d'une fibre se calcule également en résolvant les équations de Navier-Stokes et les conditions aux limites changent afin de tenir compte des effets de glissement du fluide sur la surface de la fibre.

### 1.2.2 Mécanismes de collecte des particules sur les fibres

D'après Mead-hunter et al. [5] les différents mécanismes de collecte de particules sont :

- Interception : les particules suivent les lignes de courant, en raison de leur faible inertie (Figure 4). Pour que les particules soient interceptées lorsqu'elles passent à proximité de la fibre, il faut que la distance du centre de la particule à la fibre soit inférieure à son rayon. Le rapport des diamètres ( $R$ ) est ainsi la grandeur caractéristique du mécanisme d'interception [1] :

$$R = \frac{d_p}{d_f} \quad (1.14)$$

où  $d_p$  et  $d_f$  sont respectivement les diamètres de la particule et de la fibre.

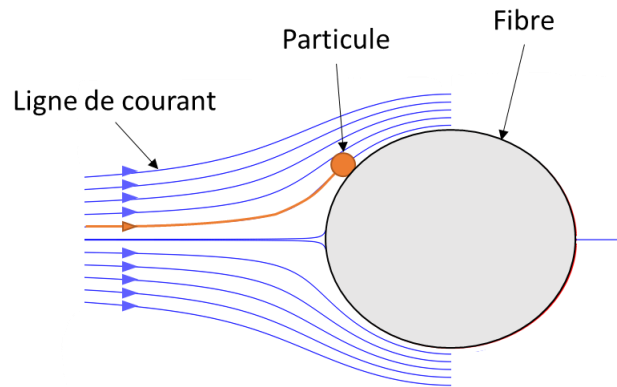


Figure 4 : Schéma du mécanisme de capture par interception.

- Impaction : contrairement à l'interception, les particules dévient des lignes de courant en raison de leur inertie (Figure 5). Ainsi, les particules rentrent en collision avec la fibre et sont collectées. Le nombre adimensionnel qui décrit ce mécanisme est le nombre de Stokes ( $St$ ) défini par :

$$St = \frac{\rho_p d_p^2 U_f}{18 \mu_g d_f} \quad (1.15)$$

avec  $\rho_p$  et  $d_p$  respectivement la masse volumique et le diamètre de la particule,  $\mu_g$  la viscosité du gaz,  $d_f$  le diamètre de fibre et  $U_f$  la vitesse de filtration. Ce mécanisme de collecte et le mécanisme par interception sont les mécanismes dominants pour des particules microniques.

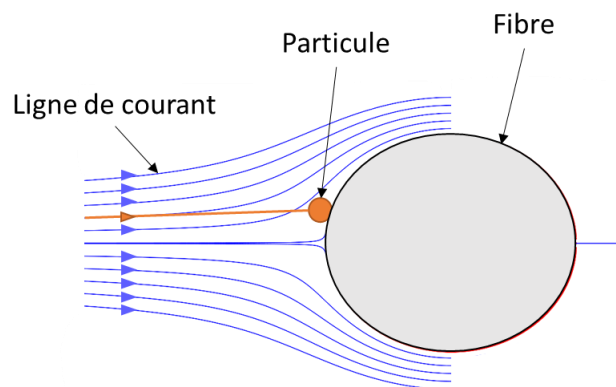


Figure 5 : Schéma du mécanisme de capture par impaction.

- Diffusion : du fait du phénomène de diffusion brownienne, les particules ont des trajectoires aléatoires liées à l'agitation thermique, augmentant ainsi la probabilité d'être collectées par la fibre (Figure 6). Ce mécanisme est significatif pour des particules submicroniques ou pour des écoulements très lents. Ce mécanisme sera d'autant plus marqué que les forces diffusionnelles sont plus importantes que les forces convectives, et ainsi ce rapport se détermine à l'aide du nombre de Péclet ( $Pe$ ) [1] défini par :

## Chapitre 1 : Etat de l'art

$$Pe = \frac{U_f d_f}{D} \quad (1.16)$$

où  $U_f$  est la vitesse de filtration,  $d_f$  le diamètre des fibres et  $D$  le coefficient de diffusion des particules, caractérisé par :

$$D = \frac{k_b T C_u}{3 \pi \mu d_p} \quad (1.17)$$

avec  $T$  la température,  $k_b$  la constante de Boltzmann ( $k_b = 1,37 \cdot 10^{-23}$  J/K),  $d_p$  le diamètre des particules et  $C_u$  le coefficient de correction de Cunningham, défini par :

$$C_u = 1 + Kn \left( A + B \exp\left(-\frac{C}{Kn}\right) \right) \quad (1.18)$$

où  $A$ ,  $B$  et  $C$  sont des coefficients et  $Kn$  est le nombre de Knudsen de particule.

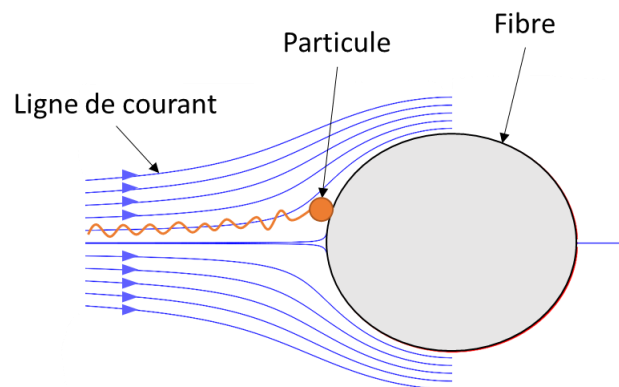


Figure 6 : Schéma du mécanisme de capture par diffusion.

D'autres mécanismes peuvent être considérés, bien qu'ils ne soient pas significatifs dans le cas des filtres à air utilisés dans les installations industrielles :

- effet tamis : il correspond à la collecte de particules dont le diamètre est supérieur à la distance entre 2 fibres ;
- sédimentation gravitationnelle : ce mécanisme de collecte est important pour des particules de plusieurs dizaines de micromètre et si les vitesses de filtrations sont faibles. Ainsi, il est négligeable dans notre domaine d'intérêt. Il dépend fortement de l'orientation du filtre et de la vitesse frontale ;

- effet électrostatique : l'efficacité de collecte dépend des charges électriques de la fibre ou des particules. Ce mécanisme est difficile à quantifier car le niveau de charge des fibres et des particules est très variable et difficile à déterminer.

Ces différents mécanismes de collecte dépendent de la taille des particules, mais également du diamètre des fibres (Figure 7) et du régime d'écoulement autour de la fibre [6].

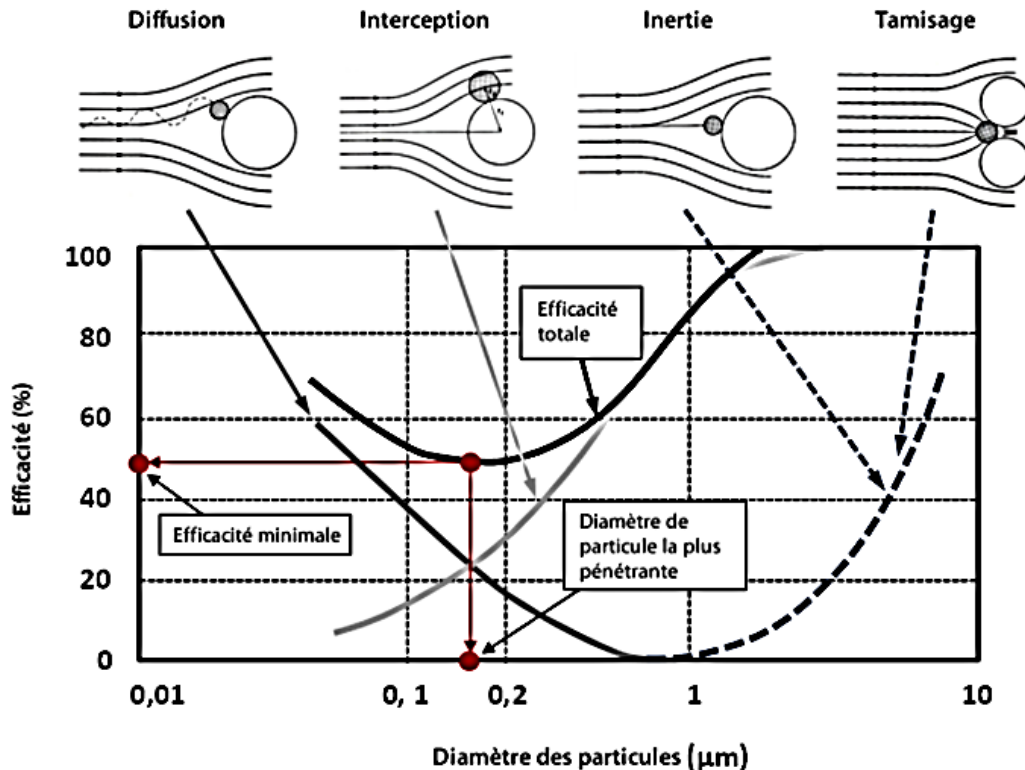


Figure 7 : Efficacité de filtration en fonction du diamètre des particules caractérisant les mécanismes de capture [6].

En résumé, la filtration des aérosols dépend des caractéristiques du filtre, de l'aérosol et des conditions aérauliques. Le colmatage d'un filtre par un aérosol solide ou par un aérosol liquide met en jeu les mêmes mécanismes de collecte des particules, et diffère par la suite, lorsque les particules s'accumulent dans le filtre. L'étude étant centrée sur la filtration des aérosols liquides, seuls ces derniers seront abordés dans le paragraphe consacré au colmatage des filtres.

### 1.3 Filtration d'un aérosol liquide

Lors de la filtration d'un aérosol liquide, plusieurs phénomènes peuvent avoir lieu (Figure 8). Tout d'abord, en amont du filtre, la présence de gouttelettes de liquide s'accompagne potentiellement de la présence de vapeur provenant de composés volatils ou semi-volatils. La vapeur traverse le média fibreux, tandis que certaines gouttelettes de liquide vont être collectées et drainées en aval du filtre

## Chapitre 1 : Etat de l'art

[1]. En aval du filtre, la présence de gouttelettes de liquide peut être imputée aux gouttelettes non collectées par le média filtrant, au réentraînement de gouttelettes de liquide accumulé dans le filtre ou à la condensation d'une partie de la vapeur.

Ces phénomènes sont dépendants de plusieurs paramètres, d'une part les caractéristiques du liquide (masse volumique, composition, taille des gouttelettes, viscosité, tension superficielle...) et les caractéristiques du filtre (diamètre de fibre, compacité, mouillabilité ...), et d'autre part les conditions opératoires (vitesse d'écoulement, température ...). La filtration d'aérosol liquide reste un phénomène complexe car les quantités de liquide collectée, drainée, évaporée et ré-entraînée peuvent varier au cours du temps et selon les conditions opératoires. La Figure 8 résume les phénomènes à l'œuvre lors de la filtration d'un aérosol liquide.

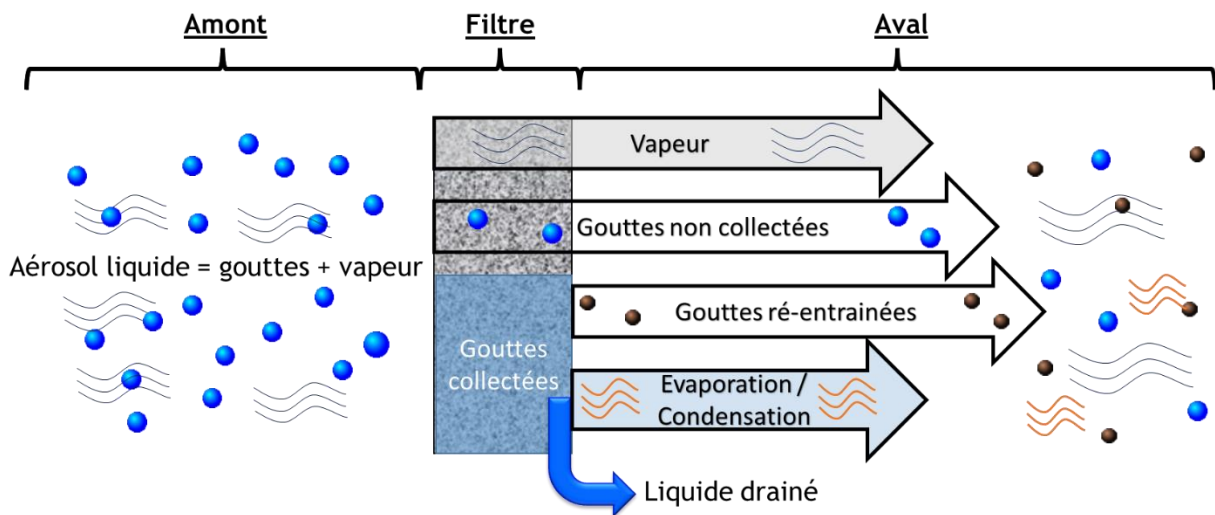


Figure 8 : Comportement schématique d'un filtre face à un aérosol liquide.

La plupart des études sur le colmatage d'un filtre par un aérosol liquide, dans la littérature, sont réalisées avec des aérosols stables dans le temps, tels que ceux issus d'huile (DEHS : di(ethylhexyl) sébacate), afin de s'affranchir de tout problème d'évaporation. Une étude portant sur les phénomènes prépondérants dans l'évaporation d'un aérosol semi-volatil collecté sur un média fibreux [8], a montré que les phénomènes mis en jeu lors de l'évaporation d'une goutte sur une fibre restent complexes à modéliser car la cinétique d'évaporation n'est pas constante au cours du temps, et que cette cinétique va dépendre de la taille de la goutte initiale (plus la goutte est importante, plus la vitesse d'évaporation est importante).

Le colmatage d'un filtre par un aérosol liquide diffère par rapport à la filtration d'un aérosol solide, car les gouttelettes collectées peuvent coalescer (fusionner) entre elles, contrairement aux particules solides qui s'agglomèrent en formant des dépôts poreux. D'après la littérature [1, 5, 9, 10], l'évolution de la perte de charge au cours du colmatage peut se décomposer en 4 étapes (Figure 9) :

- Etape 1 : la capture des gouttelettes sur des fibres (face amont du filtre), se traduisant par une augmentation de la perte de charge et de la perméance car la surface de frottement augmente et la surface effective de collecte par les fibres diminue ;



- Etape 2 : la coalescence des gouttelettes et le mouillage des fibres. Cette réorganisation peut être une résultante des forces capillaires, correspondant au point d'inflexion observé sur l'évolution de la perte de charge ;
- Etape 3 : la formation de ponts liquides aux interstices des fibres, se traduisant par une augmentation exponentielle de la perte de charge et par une diminution de la perméance, due à l'augmentation de la vitesse interstitielle de passage de l'air, favorisant le mécanisme de capture par impaction ;
- Etape 4 : la formation d'un film en surface du filtre, correspondant à l'état d'équilibre entre la quantité de liquide incident et la quantité de liquide drainé et traduisant un état pseudo-stationnaire de la perte de charge et de la perméance. Quand le filtre atteint cette étape, on dit qu'il est saturé. La perte de charge n'évolue plus, et est nommée perte de charge à la saturation.

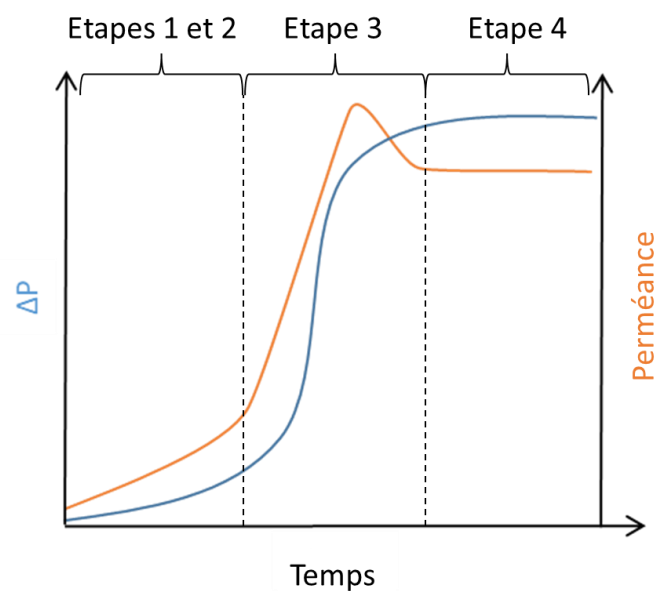


Figure 9 : Représentation schématique de l'évolution de la perte de charge et de la perméance en fonction du temps.

Au cours de ces différentes étapes de colmatage, la quantité de l'aérosol liquide va évoluer dans le filtre. Lors de la première étape, les gouttelettes vont s'accumuler autour des fibres. Ensuite elles vont croître par coalescence, créant un réseau de liquide dans le filtre. Comme nous le verrons par la suite, la répartition du liquide dans le filtre va dépendre de la mouillabilité du liquide et des canaux de drainage. Au cours du colmatage et à l'état de saturation du filtre (quand la perte de charge n'évolue plus), des gouttes de liquide peuvent être ré-entraînées. Ces différentes étapes seront abordées plus en détails dans les paragraphes suivants.

### 1.3.1 Accumulation du liquide sur une fibre

## Chapitre 1 : Etat de l'art

La mouillabilité du filtre conditionne l'interaction entre les fibres et les gouttelettes et en conséquence le drainage du liquide dans le filtre (formation d'un film de liquide ou liquide perlant en aval du filtre) [11].

Le premier à avoir mis en évidence trois configurations de liquide sur une fibre est (Minor 1959) : une goutte allongée symétrique (« ondoloïde »), une goutte sphérique n'entourant pas la fibre, et un film de liquide entourant complètement la fibre. Une quatrième configuration a été proposée par Briscoe et *al.* [13], dans laquelle le liquide enveloppe la fibre de façon non-symétrique (sans posséder un axe de symétrie avec la fibre), nommée « clam-shell » (Figure 10).

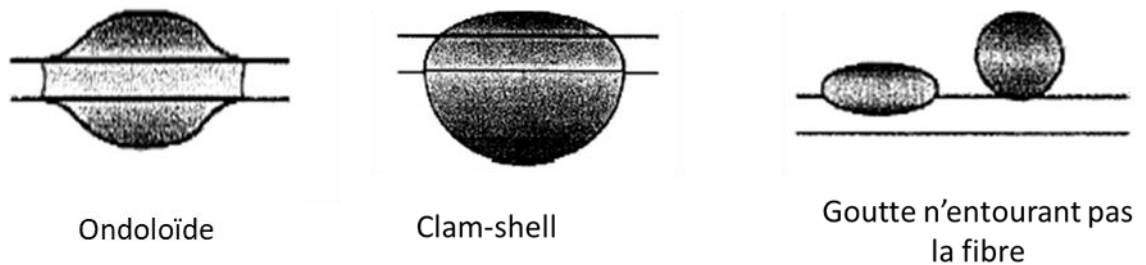


Figure 10 : Représentation schématique des trois grandes configurations possibles des gouttes sur une fibre (d'après [1]).

D'après Mc Hale et Newton [14], qui ont déterminé théoriquement la forme de la goutte en effectuant le rapport des rayons de la fibre ( $x_1$ ) et de la goutte ( $x_2$ ) en fonction de l'angle de contact, plus le diamètre de la goutte est petit ou plus l'angle de contact est grand, plus la forme préférentielle des gouttes sera de type « clam-shell ». Inversement, pour des gouttes ayant un diamètre important ou un angle de contact faible, la forme préférentielle des gouttes sera de type « ondoloïde » (Figure 11).

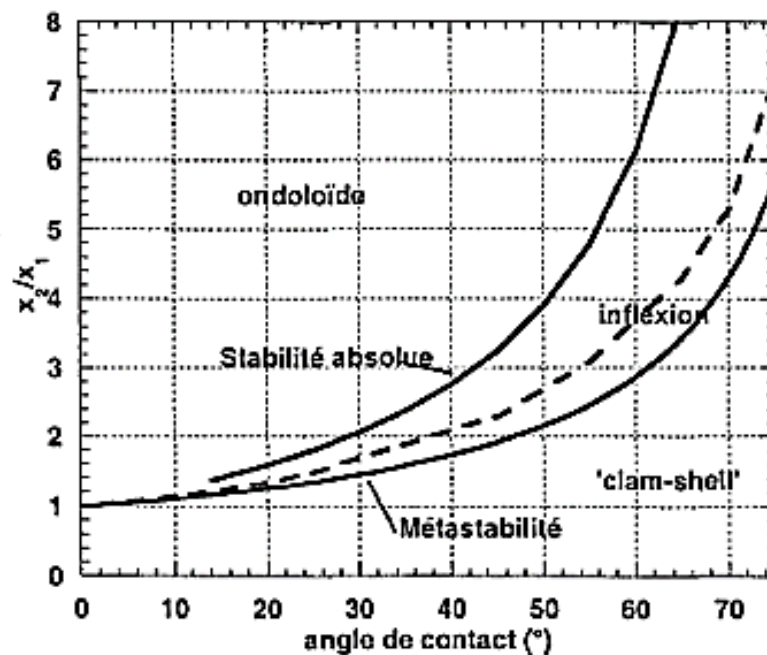


Figure 11 : Zones de présence théoriques des différentes configurations de gouttes sur une fibre en fonction de l'angle de contact et du rapport des diamètres de goutte et de fibre [14].

A noter que la goutte de type « ondoloïde » peut présenter ou non un point d'inflexion (Figure 12).

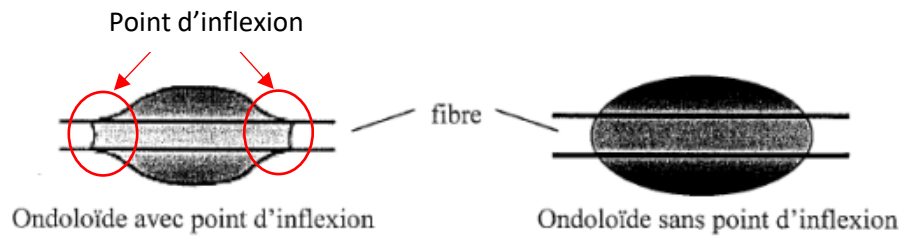


Figure 12 : Goutte ondoloïde avec et sans point d'inflexion (d'après [1]).

Le paramètre le plus important dans l'interaction entre une fibre et une goutte est l'angle de contact (Figure 13). Ce dernier est déterminé le plus souvent en régime statique, entre une goutte et une surface plane, à l'aide de l'équation de Young [5] :

$$\cos \vartheta_e = \frac{\sigma_{SV} - \sigma_{SL}}{\sigma_{LV}} \quad (1.19)$$

avec  $\theta_e$  l'angle de contact, et  $\sigma_{SV}$ ,  $\sigma_{SL}$  et  $\sigma_{LV}$  les tensions interfaciales solide-vapeur, solide-liquide et liquide-vapeur respectivement.

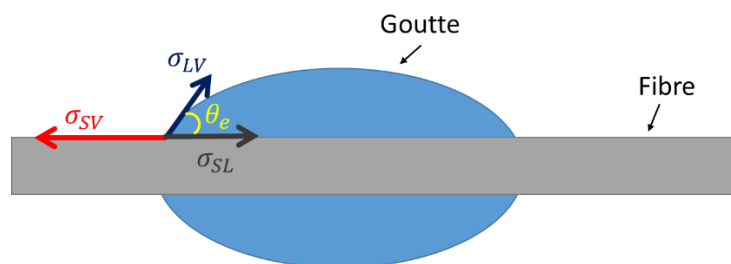


Figure 13 : Représentation schématique de l'interaction entre une fibre et une goutte.

Cette équation n'est valable que pour des angles de contact supérieurs à 0 et ainsi ne s'applique pas au liquide mouillant entièrement la surface (formant un film mince) [5]. Il a été montré que les angles de contact faibles favorisent la coalescence des gouttes et une saturation liquide élevée, tandis que des grands angles de contact entraînent peu ou pas de coalescence et conduisent à de faibles valeurs de perte de charge [15].

Un autre coefficient permettant de caractériser la formation de gouttelettes ou d'un film liquide sur une surface est le coefficient d'étalement ( $S_p$ ) défini par la relation :

$$S_p = \sigma_{SV} - \sigma_{SL} - \sigma_{LV} \quad (1.20)$$

Avec ce coefficient d'étalement, il est possible de définir deux cas [16] :

- si le coefficient d'étalement est supérieur à 0, alors le liquide mouille en totalité la surface et il y a apparition d'un film mince de liquide à la surface ;

## Chapitre 1 : Etat de l'art

- si le coefficient est inférieur à 0, alors l'étalement est partiel et il y a formation de gouttes à la surface, dont l'angle de contact peut être déterminé à l'aide de l'équation de Young (1.18) (si la gravité est négligeable).

La mouillabilité peut également être déterminée en mesurant l'angle de contact de Young-Laplace (YLCA, pour Young-Laplace contact angle, correspondant également à l'angle de contact intrinsèque de la surface) [17]. L'angle de contact de Young-Laplace est obtenu en plaçant une petite gouttelette sur une surface et en mesurant l'angle entre la tangente à la gouttelette à la ligne de contact solide-liquide-air et à la surface [17]. Dans leurs travaux, Farhan et *al.* [17] ont proposé une méthode de mesure de l'angle de contact de Young-Laplace à partir d'une vue longitudinale, qui est également indépendante du volume de la gouttelette ou de la force externe agissant sur la gouttelette. Leur méthode est valable pour déterminer l'angle de contact de Young-Laplace, sur des fibres mouillantes et non mouillantes.

Une autre façon d'étudier la mouillabilité est d'étudier la surpression des gouttelettes sur les fibres [16]. Si une goutte de liquide est suffisamment petite, alors il est possible de négliger les forces gravitationnelles et, ainsi, la goutte est en équilibre avec la surface et donc sa surpression de Laplace est constante :

$$\Delta P_l = \sigma \left( \frac{1}{R_1} + \frac{1}{R_2} \right) = K_1 \quad (1.21)$$

avec  $\Delta P_l$  la surpression de Laplace,  $R_1$  et  $R_2$  les rayons de courbure (Figure 14),  $\sigma$  la tension superficielle et  $K_1$  une constante.

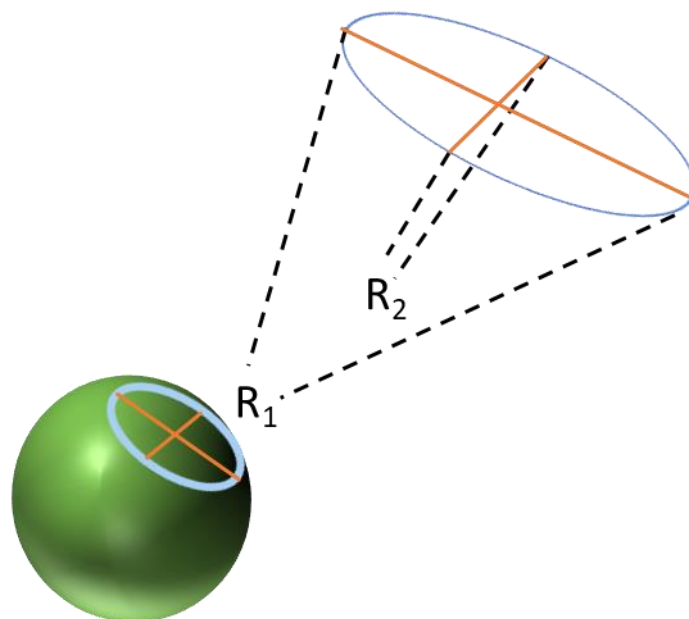


Figure 14 : Représentation schématique de  $R_1$  et  $R_2$ .

Carroll et al. [18] ont exprimé la surpression de Laplace en termes de géométrie de gouttelettes, en dérivant une expression utilisée pour le profil d'une goutte ondoloïde. L'expression est la suivante :

$$\Delta P_l = \sigma \left( \frac{1}{R_1} + \frac{1}{R_2} \right) = \frac{2\sigma}{d_f} \left( \frac{n_d - \cos \vartheta_e}{n_d^2 - 1} \right) \quad (1.22)$$

où  $d_f$  est le diamètre de la fibre,  $d_d$  le diamètre de la goutte et  $n_d$  le diamètre réduit de la goutte, se traduisant par le rapport suivant :

$$n_d = \frac{d_d}{d_f} \quad (1.23)$$

Cette relation implique que la surface externe des gouttelettes peut être traitée comme une surface à courbure constante et ainsi exprime la forme des gouttelettes uniquement en fonction de la surpression de Laplace (interaction vapeur-liquide), ne prenant pas en compte les forces d'adhérence (interactions solide-liquide).

Dans l'interaction entre le liquide et la fibre, les forces les plus importantes sont la force gravitationnelle et la force de capillarité (tension de surface). Afin de pouvoir déterminer quelle est la force prédominante, il faut s'intéresser à la longueur capillaire ( $l_c$ ), qui correspond à la taille limite de la goutte pour laquelle on peut déterminer la prédominance des forces capillaires. La longueur capillaire est définie comme étant le rapport entre la pression hydrostatique et la pression capillaire :

$$l_c = \sqrt{\frac{\sigma}{\rho_l g}} \quad (1.24)$$

avec  $\sigma$  la tension superficielle,  $\rho_l$  la masse volumique du liquide et  $g$  l'accélération de la pesanteur. En définissant la longueur capillaire, deux cas se présentent : si le rayon de la goutte est inférieur à la longueur capillaire, alors la force capillaire prédomine (le liquide est en « apesanteur ») ; sinon, si le rayon de la goutte est supérieur à la longueur capillaire, alors la force gravitationnelle prédomine (pour de l'eau pure à 20C, la longueur capillaire est de 2,7 mm, avec une tension superficielle de 70 mN/m et une masse volumique de 1 kg/L).

L'évolution de la forme du film de liquide sur une fibre en fonction de la quantité accumulée tend vers une instabilité hydrodynamique, connue sous le nom d'instabilité de Plateau-Rayleigh [19] (Figure 15).

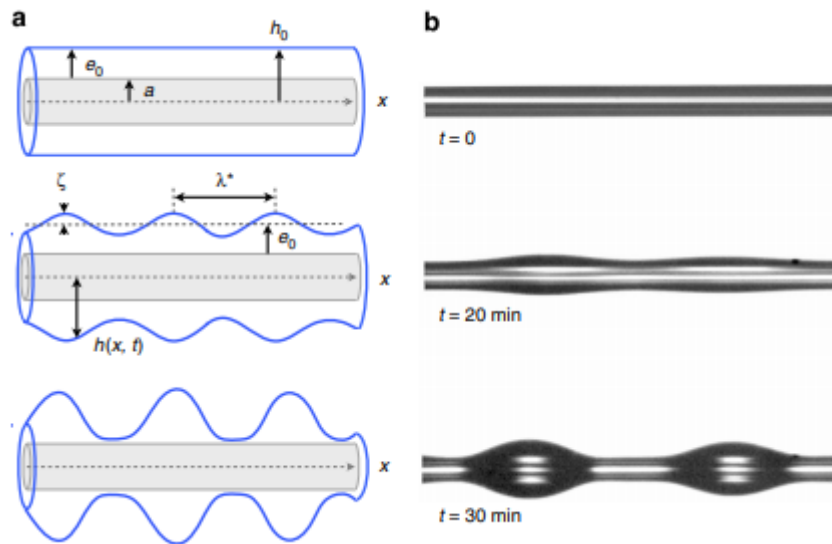


Figure 15 : Instabilité de Plateau - Rayleigh sur une fibre [19].

C'est Plateau (1873) qui a démontré que toutes les longueurs d'ondes asymétriques, supérieures à la circonférence du cylindre liquide (film recouvrant la fibre), sont instables. Pour un film mince sur une fibre, la longueur d'onde prédominante sera  $2\pi\sqrt{2r}$  où  $r$  est le rayon de la fibre.

Cela induit qu'il existe une épaisseur maximale du film qui correspondrait à l'équivalence entre la longueur d'onde et la circonférence du cylindre liquide recouvrant la fibre, de telle sorte que :

$$2\pi\sqrt{2r} = 2\pi(r + h_t) \quad (1.25)$$

avec  $r$  le rayon de la fibre et  $h_t$  l'épaisseur limite du film décrite par Mullin et Kasper [20] :

$$h_t = r(\sqrt{2} - 1) \quad (1.26)$$

La forme d'une goutte sur une fibre est caractérisée par le nombre adimensionnel de Bond ( $Bo$ ). Le nombre de Bond correspondant au rapport entre les forces gravitationnelles et la tension de surface est défini par la relation suivante [16] :

$$Bo = \frac{\Delta\rho g L^2}{\sigma} \quad (1.27)$$

avec  $\Delta\rho$ , la différence des masses volumiques entre les deux fluides et  $L$  la longueur caractéristique (rayon de la goutte).

Le nombre de Bond permet de caractériser la déformation d'une goutte. Ainsi, si le nombre de Bond est inférieur à 1, alors la goutte reste sphérique car la tension superficielle l'emporte sur la gravité. Sinon, si le nombre de Bond est grand, la goutte est aplatie sous l'effet de la gravité.

Un autre paramètre qui va également avoir un impact sur le déplacement de la goutte sur la fibre est la rugosité de celle-ci. Gac et Gradon [21] ont simulé le déplacement d'une goutte sur une fibre, à l'aide de la méthode de Lattice-Boltzman. Leurs travaux ont mené à la conclusion que la rugosité impacte le drainage du liquide sur les fibres selon les propriétés de la fibre, mais également la taille de la goutte. Cette conclusion est basée sur les observations qu'ils ont pu faire sur le déplacement d'une goutte sur des fibres ayant des rugosités contrôlées. La goutte peut se déplacer plus rapidement sur une fibre rugueuse que sur une fibre lisse car elle ne mouille pas la fibre (elle ne remplit pas les aspérités de liquide) et ainsi la goutte glisse sur l'air qui comble les aspérités. Ce comportement va dépendre des aspérités car, pour des gouttes ayant un diamètre comparable au diamètre de la fibre et sur une fibre comprenant des aspérités régulières (ou presque) et symétriques, les gouttes se déplacent plus lentement que sur une fibre lisse.

La modélisation du mouvement des gouttes de liquide et de la tension interfaciale dans les filtres a été développée dans les travaux de Mullins et *al.* [22]. Le déplacement des gouttes de liquide reste complexe car les auteurs ne possèdent pas suffisamment de données permettant un ajustement précis du modèle par rapport à leurs expérimentations (ils ne considèrent que les termes de premier et de second ordres) [22].

Sur les fibres, les gouttelettes de liquide vont s'accumuler et coalescer, formant un film liquide autour des fibres. Le diamètre des fibres va ainsi augmenter progressivement avec le chargement du filtre en particules liquides, entraînant une augmentation de la zone de contact et réduisant la pénétration des gouttelettes dans le filtre [9].

En résumé, l'accumulation de liquide autour d'une fibre va dépendre des caractéristiques de la fibre, telles que la rugosité et la nature du matériau, mais également des propriétés des liquides, telles que la tension superficielle. Dans notre étude, la rugosité et la nature du matériau sont fixées par la nature des fibres que nous utiliserons. Ainsi, la variable influente sera la nature du liquide.

### 1.3.2 Accumulation de liquide dans le média

Au cours du colmatage, la distribution de liquide au sein du média n'est pas uniforme [9, 23]. Cette distribution a été observée par holotomographie à rayons X, dans les travaux de Charvet et *al.* [23]. Cette méthode a permis de mettre en évidence la formation de ménisques en profondeur dans le filtre et la répartition hétérogène du liquide dans son épaisseur. Cela conduit à ne pas considérer le média comme homogène mais à considérer différentes caractéristiques locales, telles que la densité de remplissage et la vitesse interstitielle, pour chaque tranche théorique [23]. Ces résultats présentent néanmoins un biais car une légère redistribution du liquide doit avoir lieu durant la filtration en raison des forces aérauliques à l'œuvre [23]. Certains travaux ont également permis de mettre en évidence la distribution du liquide au sein du filtre, via l'ajout de plateaux de drainage entre chaque couche d'une cartouche filtrante [9]. Cela a permis de réduire la masse de liquide accumulée à la saturation et la perte de charge de la cartouche filtrante [8, 9].

La distribution du liquide dans le filtre a été également observée par Kampa et *al.* [11], qui ont montré que le liquide migre de l'amont vers l'aval (et ainsi alimente un film de liquide) grâce à des canaux de liquide qui se forment au sein du média. Ils dépendent de la mouillabilité du filtre et des effets capillaires mis en jeu dans le déplacement de liquide dans le filtre.

## Chapitre 1 : Etat de l'art

Ces études ont permis de mesurer l'accumulation de liquide à travers un filtre en liant la présence de canaux de drainage aux propriétés du milieu. Penner et *al.* [24] se sont intéressés à l'accumulation du liquide dans le filtre en faisant varier, non pas les propriétés du média filtrant (mouillable, non mouillable), mais la vitesse frontale de filtration, le taux de chargement du filtre et l'épaisseur du filtre. Ils ont constaté que lorsque les canaux sont formés, la pénétration globale augmente, et que le dépôt, la coalescence des gouttelettes et le transport du liquide à travers le filtre dans des canaux engendrent une diminution de la surface de collecte et une augmentation de l'écoulement entre les fibres (vitesse interstitielle). En revanche, la formation d'un film liquide favorise le mécanisme de collecte des gouttelettes par impaction. Ils ont également mis en évidence que la pénétration de liquide dans le filtre est influencée par les conditions de fonctionnement : une diminution des vitesses engendre une forte augmentation de la pénétration globale, lorsque les canaux sont formés, pouvant être assimilée à une perte d'efficacité pour les gouttelettes plus petites que le MPPS (Most Penetrating Particle Size). Les mêmes observations ont été faites lors de l'augmentation du taux de chargement (augmentation de la quantité de liquide) mais pas de façon aussi distincte.

Charvet et *al.* [25] ont également constaté que la vitesse de filtration est un paramètre important, en remarquant que plus la vitesse est élevée, plus vite la masse critique piégée et par conséquent la saturation du filtre sont atteintes. Dans cette étude, ils ont mis en évidence l'avantage de travailler à des hautes vitesses de filtration, car cela permet de minimiser la résistance du milieu et améliore l'efficacité massique du filtre [25].

En résumé, l'accumulation de liquide dans le filtre n'est pas homogène et dépend aussi bien des propriétés du filtre que des paramètres de fonctionnement. Par ailleurs, le liquide collecté se déplace à travers le filtre via des canaux de drainage.

### 1.3.2.1 La mouillabilité

La mouillabilité est une mesure de la tendance d'une surface à rester en contact avec un liquide [26]. Ainsi, la mouillabilité d'un filtre est un paramètre important car elle va conditionner le déplacement du liquide et le drainage dans le filtre. Pour un filtre mouillable, les canaux alimenteront un film de liquide en sortie, traduisant un écoulement uniforme du liquide de drainage (Figure 16,b), tandis que pour un filtre non-mouillable, le liquide perlera sur la face aval du filtre, traduisant un écoulement discontinu du liquide de drainage (à la sortie des canaux, il y a formation de grosses gouttelettes) (Figure 16,a) [11].



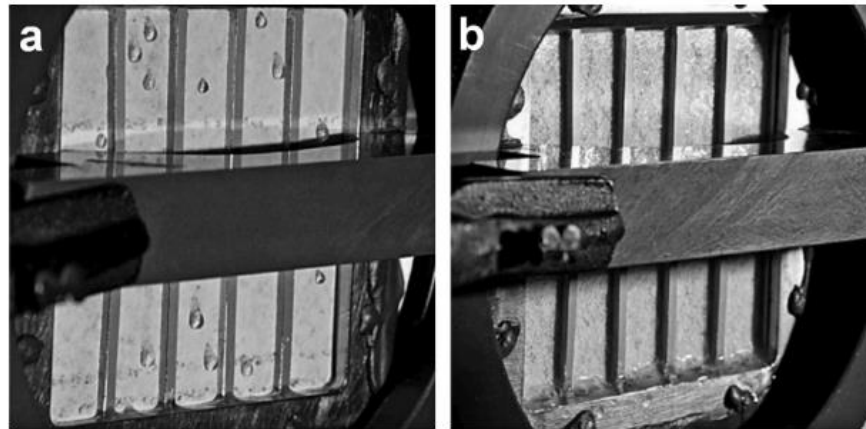


Figure 16 : Drainage du liquide sur la face aval d'un filtre : pour un filtre non-mouillable (a) et pour un filtre mouillable (b) (filtre 8 x 8cm) [11].

Wurster et *al.* [27] ont montré que, pour les filtres non-mouillables, les gouttes de liquide perlant (au début de l'état stable), sur la face aval du filtre, vont laisser des traces de liquide, formant ainsi un film très mince non uniforme.

La mouillabilité d'un filtre conditionne également l'évolution de la perte de charge au cours de la filtration [11]. Un filtre mouillable aura une augmentation progressive (quasi-linéaire) (force capillaire pour passer à la couche suivante), puis un saut (pour vaincre les forces de rétention capillaire à l'arrière du filtre et drainer) et une stabilisation de la perte de charge, tandis qu'un filtre non-mouillable aura directement un saut (représentant la force nécessaire pour que la pression capillaire pousse le liquide, en l'occurrence l'huile en Figure 17, dans le milieu et il y a un film de quelques micromètres d'épaisseur sur la face avant du filtre), puis une augmentation progressive (flux d'huile traversant les différentes couches) de la perte de charge, avant l'état d'équilibre (Figure 17) [11].

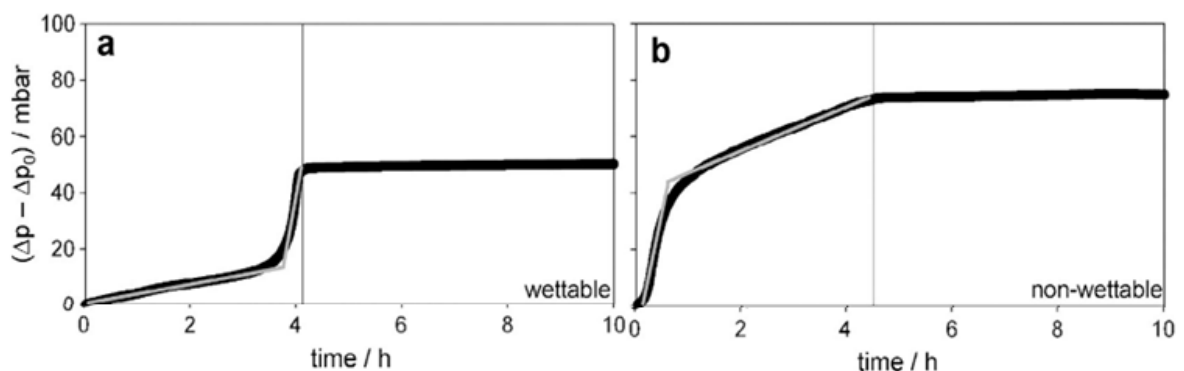


Figure 17 : Evolution de la perte de charge au cours du temps lors de la filtration d'un brouillard d'huile, pour un filtre mouillable (a) et pour un filtre non-mouillable (b) [11].

## Chapitre 1 : Etat de l'art

Kampa et *al.* [28] se sont intéressés à la dépendance de la mouillabilité du milieu sur la perte de charge et la saturation du filtre, en faisant varier la viscosité de l'huile. Ils en ont déduit que, pour les filtres non-mouillables, la réponse de la perte de charge et de la saturation du filtre était proportionnelle à la viscosité, et que, pour un filtre mouillable, l'augmentation de la viscosité n'influait pas la perte de charge et la saturation du filtre [28]. Chen et *al.* [29] ont également étudié l'effet de la mouillabilité sur la performance de filtration des filtres par des aérosols liquides. Ils ont conclu que les filtres oléophiles (mouillables à l'huile) avaient des performances de filtration moindres que leurs homologues oléophobes (non-mouillables) qui avaient des efficacités de filtration nettement supérieures à l'état d'équilibre (et des pertes de charge comparables)[29]. Penner et *al.* [30] ont également montré que la perte de charge est influencée par la mouillabilité des filtres, en étudiant la superposition de média mouillable et non-mouillable. Ils expliquent cela par le fait que le liquide doit s'adapter quand il passe d'une couche à une autre couche, et ainsi entre les couches on peut avoir un film liquide, ou un élargissement des canaux par exemple, influençant la perte de charge [30]. Ainsi la structure et la mouillabilité influencent la perte de charge [31].

Dans la littérature, la mouillabilité d'un filtre est souvent déterminée expérimentalement, à l'aide du test de Washburn [1, 32]. Ce test est utilisé car il est difficile de déterminer l'angle de contact dans un média filtrant. Il est basé sur la vitesse du liquide qui est « aspiré » par le milieu poreux, en raison des forces capillaires. Pour ce faire, l'échantillon est suspendu au-dessus du liquide étudié, de sorte que le bord inférieur du filtre soit en contact avec la surface du liquide. Ainsi, le liquide est aspiré vers le haut de l'échantillon grâce aux forces capillaires. De fait, il est possible de relier la hauteur de liquide pénétrant ( $h$ ) dans le filtre au temps ( $t$ ), avec l'angle de contact avancé ( $\theta_a$ ) du liquide montant dans les pores, grâce à l'équation de Washburn [32] :

$$h^2 = \frac{r_{eff} \cos(\theta_a) \gamma t}{2 \mu_l} \quad (1.28)$$

où  $\gamma$  correspond à la tension de surface du liquide,  $\mu_l$  est la viscosité du liquide et  $r_{eff}$  est le rayon effectif, défini comme étant le rayon de pore d'un milieu constitué de capillaires uniformes ayant les mêmes performances que ceux observés dans le milieu réel. Ce rayon est difficile à déterminer car, dans les filtres, la structure des pores est non uniforme, ce qui a pour conséquence d'induire une erreur significative sur le taux de pénétration du liquide. Afin de limiter cela, le rayon effectif peut être regroupé dans une constante ( $C$ ), d'après l'équation suivante [32] :

$$w^2 = \frac{C \rho_l^2 \cos(\theta_a) \gamma t}{\mu} \quad \text{avec } C = \frac{r_{eff} \varepsilon^2 A^2}{2} \quad (1.29)$$

où  $w$  est la masse de liquide pénétrant,  $\varepsilon$  la porosité du média filtrant,  $\rho_l$  la masse volumique du liquide et  $A$  la surface en coupe transversale du milieu filtrant. Le coefficient  $C$  peut être déterminé lorsque l'angle de contact est nul, et donc lorsque le liquide mouille entièrement la surface. Frising [1] détermine la mouillabilité également avec le test de Washburn, à la différence qu'il suit la masse de

liquide accumulé dans le filtre au cours du temps, en accrochant l'échantillon à une balance. Il utilise un échantillon de plusieurs couches de média afin d'avoir un temps assez long pour enregistrer l'imbibition du filtre. Une fois l'équilibre atteint, il calcule la vitesse de mouillabilité du filtre et en conclut que plus l'imbibition est rapide, plus le filtre est mouillable.

### 1.3.2.2 Les canaux de drainage

Les canaux de drainage correspondent aux chemins empruntés par le liquide dans le filtre ; ils permettent ainsi de relier les faces amont et aval du filtre (Figure 18) et pourraient expliquer les observations de non-uniformité du liquide dans celui-ci. Le paramètre le plus important influençant la formation de canaux de drainage dans le filtre est la mouillabilité de celui-ci [11]. Ils se forment une fois que la saturation du liquide de la première couche est proche de l'état stable (coalescence des gouttes en plus grosses gouttes), parce que le liquide va traverser le filtre (chaque couche) en trouvant le chemin le plus favorable [10, 11].

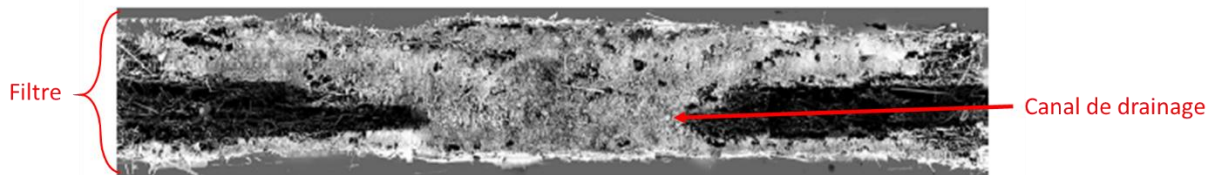


Figure 18 : Mise en évidence d'un canal de drainage dans un filtre non-mouillable (d'épaisseur d'environ 0,5 mm), à l'aide d'une résine polymérisée dans le filtre sous UV [11].

Kampa et al. [11] mettent en évidence que les canaux transportant le liquide dans la matrice filtrante sont distincts et parallèles, et qu'ils correspondent à des régions saturées en liquide, se chevauchant d'une couche à l'autre dans le sens de l'écoulement (Figure 19). De ces observations, on peut supposer que les canaux de liquide correspondent aux chemins les plus courts entre les fibres.

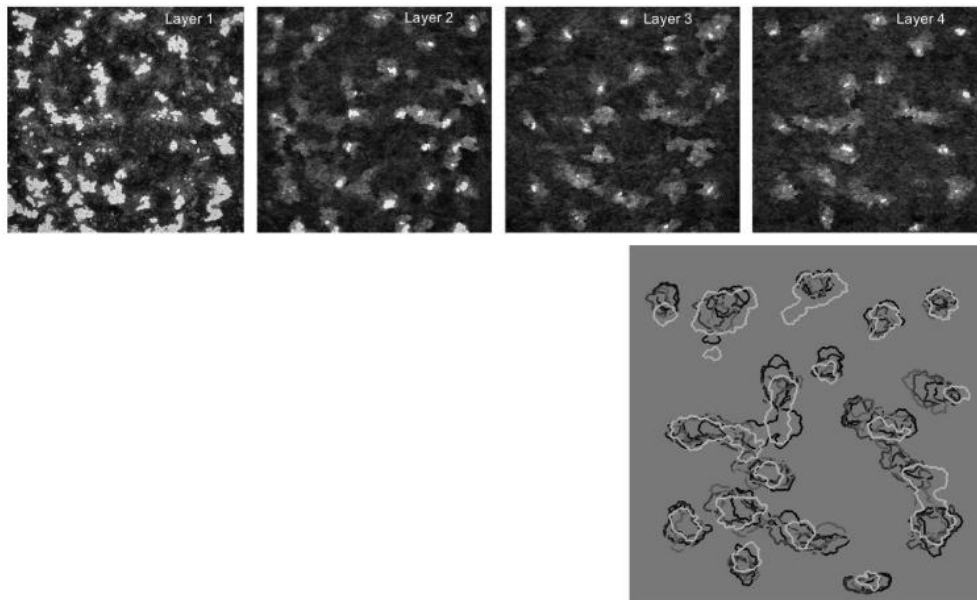


Figure 19 : Distribution de liquide dans les différentes couches consécutives d'un filtre non mouillable (images du haut) et superposition des zones de liquide de différentes couches (image en bas à droite) [11].

De plus, dans leurs travaux, ils montrent que les canaux de drainage sont beaucoup plus nombreux (densité significativement plus élevée) et plus fins dans un milieu mouillable que dans un milieu non mouillable (les canaux sont plus nets et étudiés plus en détail en polymérisant un monomère via des UV) [11].

L'homogénéité du média est un autre facteur influençant la distribution du liquide dans le filtre, et ainsi les canaux de drainage [33]. Penner et *al.* [33] ont montré dans leurs travaux que dans les milieux inhomogènes le liquide est transporté dans un système de canaux interconnectés, tandis que pour les milieux homogènes, le liquide est transporté vers l'arrière du filtre dans des canaux de forme conique effilée (Figure 20). Ils expliquent cette différence par la différence des effets capillaires entre les milieux.

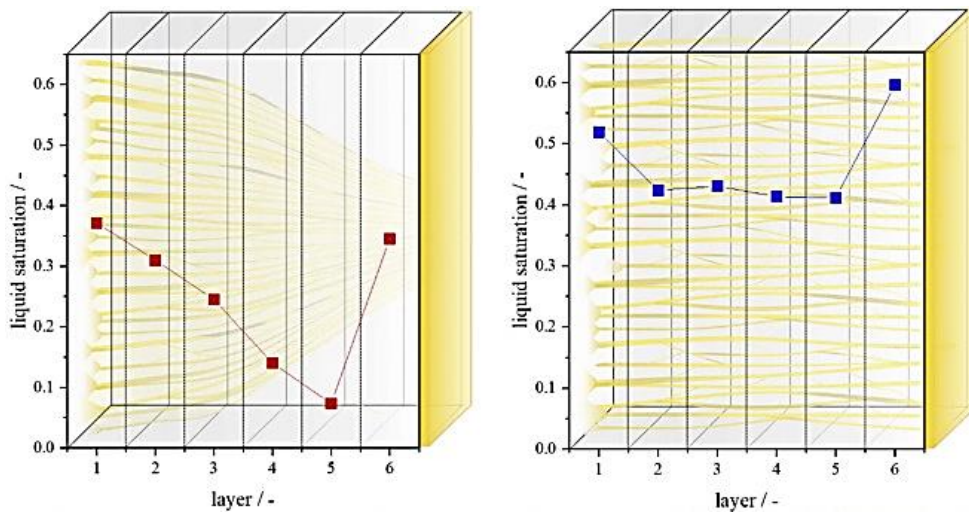


Figure 20 : Représentation schématique de la distribution de liquide dans un milieu inhomogène (à droite) et un milieu homogène (à gauche) [33].

Pour étudier l'influence du drainage sur les performances de filtration, des travaux ont été menés en ajoutant une couche dite de « drainage », non tissée, à l'extérieur de filtres cylindriques en fibres de verre (Figure 21) [26].

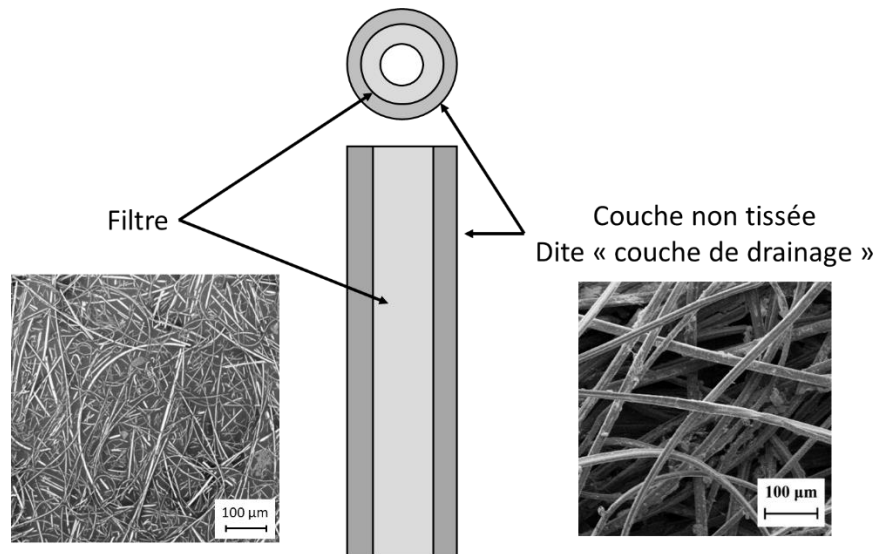


Figure 21 : Représentation schématique de la couche de "drainage" ajoutée au filtre dans l'étude de Chang et al. [26].

De cette étude, Chang et al. [26] ont conclu que les performances de filtration de tous les filtres ont été améliorées avec l'ajout de la couche de drainage, car l'efficacité de filtration et de saturation a considérablement augmenté, du fait que la couche de drainage augmentait la résistance au film liquide et modifiait la distribution du film liquide. Patel et al. [34] ont également mis en évidence que les canaux de drainage inclinés augmentent également l'efficacité (Figure 22).

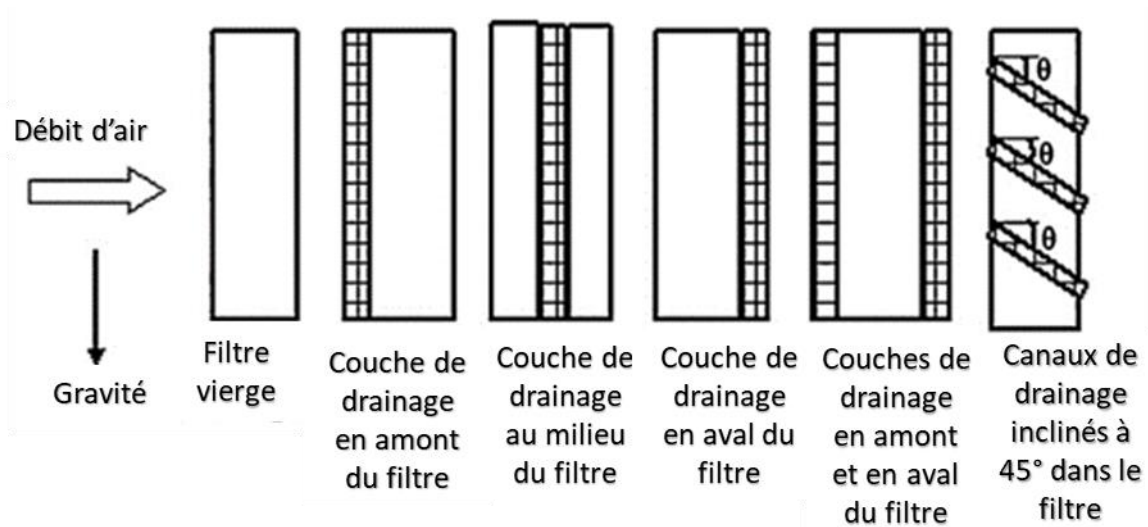


Figure 22 : Les différentes configurations de filtre étudiés par Patel et al. [34].

## Chapitre 1 : Etat de l'art

Une étude a été menée sur les performances des médias filtrants ayant des canaux de drainage construits en différents matériaux fibreux, afin d'offrir une gamme de propriétés de mouillage de surface (étude de l'effet de l'énergie de surface (c'est-à-dire l'angle de contact) des canaux de drainage dans un milieu filtrant) [35]. Les auteurs de l'étude ont observé que tous les médias filtrants équipés de canaux de drainage avaient une efficacité de capture supérieure à 90% et dépassaient l'échantillon contrôle (filtre sans canaux de drainage rajoutés) [35, 36].

### 1.3.3 Le réentraînement de particules liquides

De nombreux travaux [11, 27, 37-39] ont permis de montrer qu'il y avait apparition de gouttelettes en aval du filtre, à l'état d'équilibre du colmatage. Ces particules liquides peuvent être des gouttelettes non collectées par le média filtrant ou des vésicules liquides réentraînées.

Le détachement d'une gouttelette déposée sur une fibre est fonction de l'interaction goutte-fibre, de l'orientation de la goutte, de la mouillabilité et du diamètre de la fibre, mais également du nombre de fibres impliquées [27]. Des premiers travaux ont porté sur l'étude du détachement de gouttelettes (en forme ondoïde) sur différentes natures de fibres (acier inoxydable, verre et polymère) [37]. Au cours de cette étude, un modèle de tension interfaciale fibre-goutte a été développé afin de prédire la force maximale requise pour détacher la gouttelette et celle nécessaire pour éloigner la gouttelette de sa position axisymétrique sur la fibre (Figure 23). Ce modèle repose sur l'hypothèse que la gouttelette conserve sa forme sphérique et que la rugosité de surface de fibre est insignifiante [38].

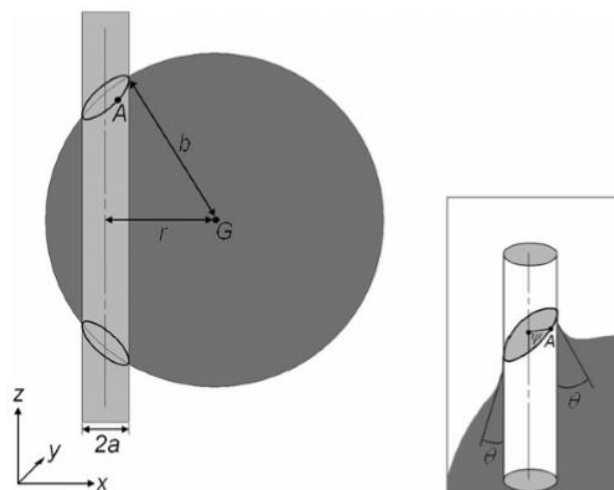


Figure 23 : Diagramme d'une gouttelette en forme de clam-shell (sphérique) sur une fibre, avec centre de masse (G) déplacé d'une distance  $r$  de la position axisymétrique. Le point A fait référence à un point arbitraire sur la ligne de contact, avec le paramètre  $\psi$  position de mesure sur le cercle de contact (voir encadré). Chaque point sur la ligne de contact posséderait un angle de contact gouttelette-fibre correspondant, ( $\vartheta$ ), mesuré parallèlement à l'axe des fibres [37].



Etudiant la répartition de l'huile à l'intérieur et à la surface d'un filtre plat (colmaté par des aérosols liquides), Kampa et *al.* [11] ont constaté que la surface aval du filtre était recouverte par une couche de liquide contenant des petits trous (correspondant au passage de l'air). Cette observation a été confirmée par Wurster et *al.* [39] qui se sont intéressés à l'entraînement des gouttelettes de liquide dans le média. Les auteurs ont constaté que l'entraînement des gouttelettes commence avant la stabilisation de la perte de charge. Ils suggèrent que le processus dominant, lors de l'entraînement des gouttelettes de liquide, est l'éclatement des bulles d'air formées à la surface du liquide qui s'écoule sur la face aval du filtre. Ce phénomène appelé « bouillonnement » (« boiling ») par les auteurs a également été observé par Liu et *al.* [9] et confirmé par la même équipe en 2017 [40]. Ces derniers ont aussi observé que le taux de formation des bulles, le taux d'entraînement du liquide (sous forme de gouttelettes) et l'épaisseur du liquide augmentent proportionnellement entre le haut et le bas du filtre (qui est placé à la verticale). L'épaisseur du film augmentait d'environ 30 à 70  $\mu\text{m}$  entre le haut et le bas du filtre, tandis le nombre de bulles est passé de 500 à 5000 bulles par seconde et par  $\text{cm}^2$  entre le haut et le bas. Le débit spécifique de gouttelettes de taille comprise entre 1 et 2  $\mu\text{m}$ , en aval du filtre est passé de 1500 à 3000 gouttes. $\text{s}^{-1}\text{cm}^{-2}$  [40] (Figure 24).

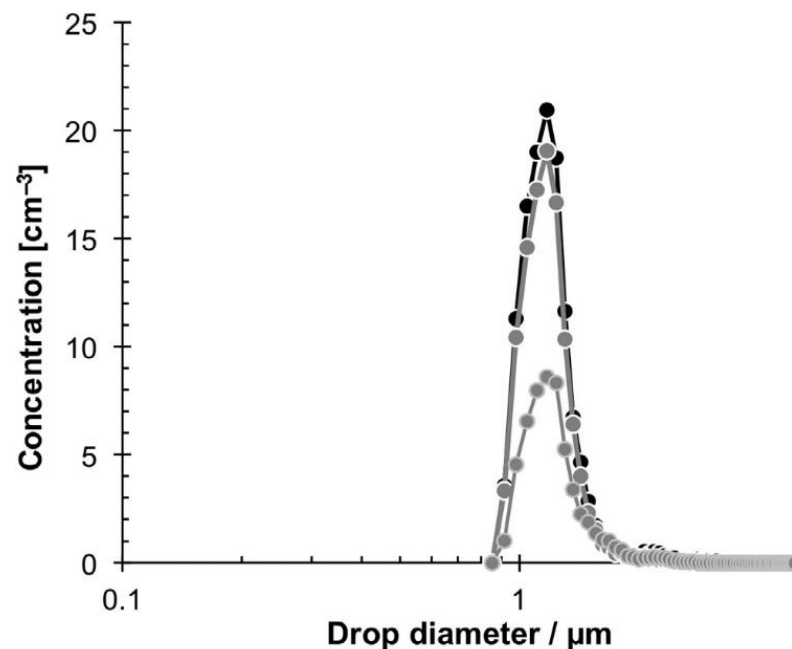


Figure 24 : Distribution de la taille des gouttes réentraînées, à différente région de la surface du filtre (vitesse frontale de 25 cm/s, débit de liquide (1,5 mg/min/cm<sup>2</sup>) [40].

Le réentraînement du liquide dépend également de la mouillabilité du filtre. Dans une autre étude, Wurster et *al.* [27] ont mis en évidence que le taux d'entraînement se stabilisait au fur et à mesure que les filtres mouillables atteignaient l'état stationnaire, tandis que pour les filtres non mouillables une augmentation du taux d'entraînement a été observée au moment où la perte de charge atteint l'état d'équilibre, avant de se stabiliser à un niveau plus bas (Figure 25).

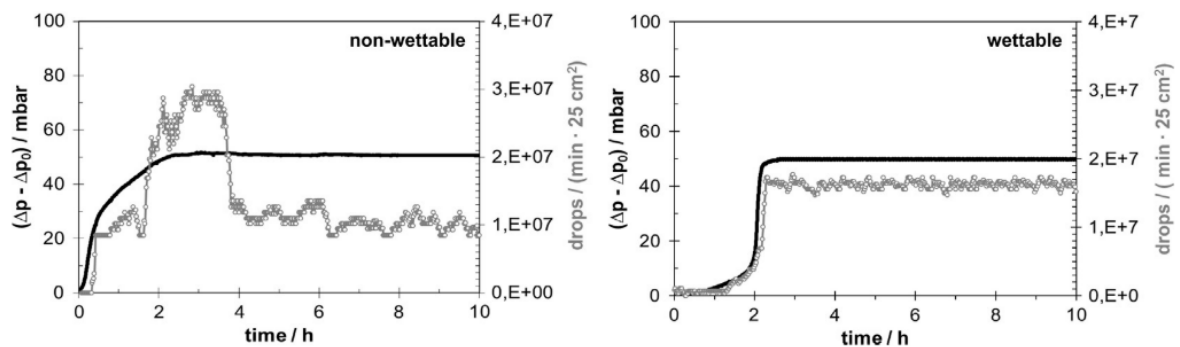


Figure 25 : Evolution de la pression différentielle et du taux d'entraînement (basés sur le nombre de particules en fonction du temps) en fonction du temps pour des filtres mouillable (b) et non mouillable (a) en fibres de verre (à une vitesse frontale du filtre de 25 cm/s et un débit de charge de 0,4 kg/h/m<sup>2</sup>) [27].

Wurster et al. [27] montrent que la phase où les gouttes perlent sur la face aval d'un filtre non-mouillable n'est qu'un état transitoire, visible au début de l'état stationnaire, car les gouttes vont laisser des traces en se déplaçant sur cette face et ainsi il devient difficile de voir les autres gouttes perler si elles naissent sur les traces d'une ancienne (Figure 26). Les gouttes perlent sur la surface du filtre lorsqu'elles atteignent un diamètre suffisamment important, dit diamètre critique de détachement.

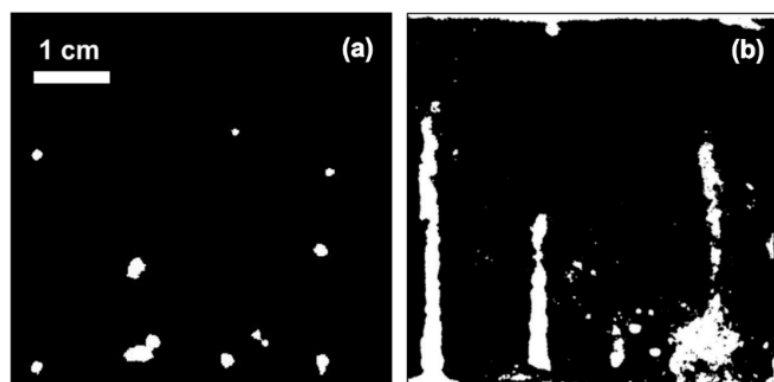


Figure 26 : Images obtenues par fluorescence, sur la face aval d'un filtre non-mouillable, des premières gouttes de liquide émergeant (avant d'atteindre l'état d'équilibre) (a), et des traces de liquide laissées par les gouttes drainantes (b) [27].

En aval des filtres non mouillables, les premières gouttes vont ruisseler sur la face aval du filtre laissant derrière elle un microfilm. Ce microfilm modifie la mouillabilité du filtre et à terme les gouttes perlent en laissant des microfilms de liquide, qui vont finir par recouvrir toute la surface aval du filtre (Figure 27).



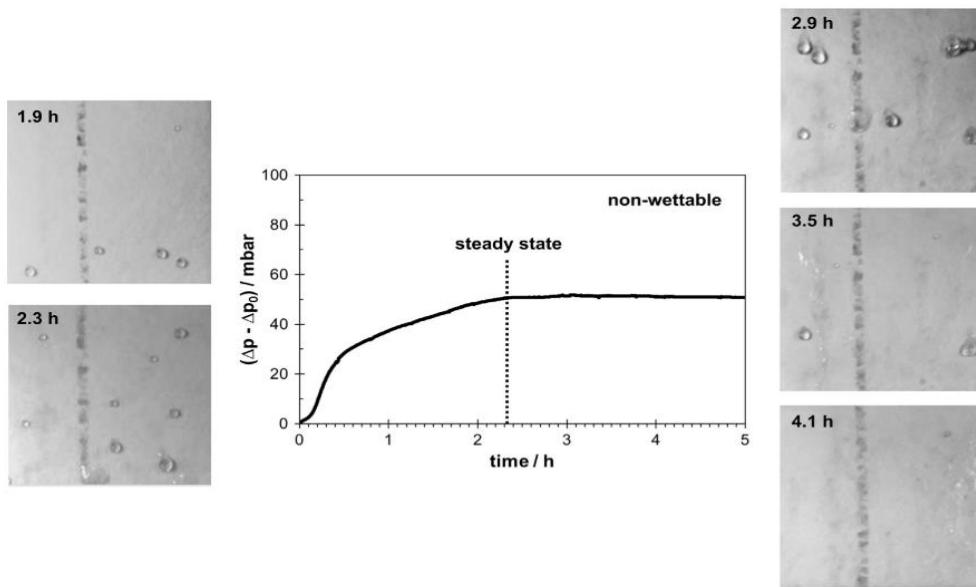


Figure 27 : Evolution du liquide sur la face aval d'un filtre non mouillable (5 x 5 cm) durant la stabilisation de la perte de charge (état d'équilibre du filtre) [27].

Wurster et *al.* [27] mettent également en évidence que, pour les filtres non mouillables, le bouillonnement des gouttes se fait uniquement lorsqu'une goutte s'écoule sur une zone où de l'air passe (une fois que la goutte est passée il n'y a plus de bulle d'air) (Figure 28).

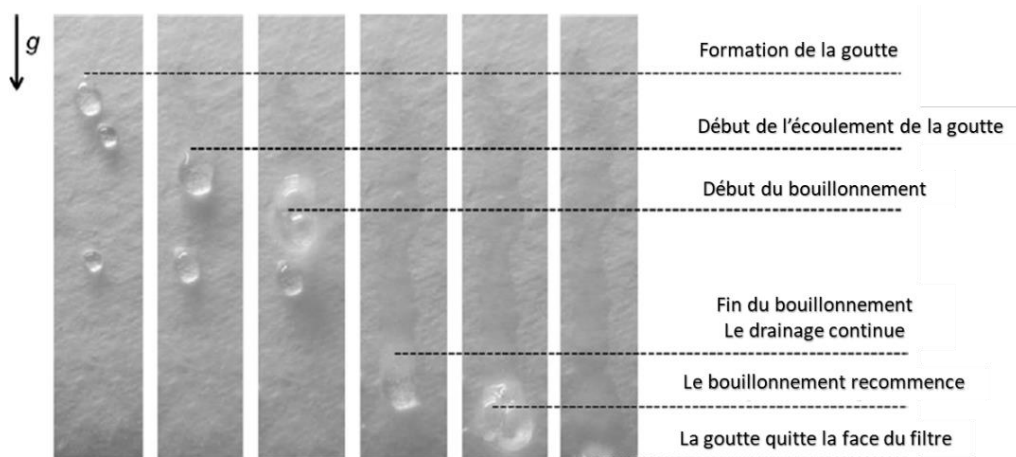


Figure 28 : Evolution d'une goutte sur la face aval d'un filtre non mouillable [27].

Ils en concluent que, pour un filtre non mouillable, deux mécanismes d'entraînement sont mis en jeu : un mécanisme lié à l'éclatement des bulles dans le film mince (similaire aux filtres mouillables), se traduisant par un taux d'entraînement stable, et un autre mécanisme dû à l'éclatement de bulles (texture de mousse visible sur la face aval du filtre (Figure 29)) se traduisant par une augmentation du taux d'entraînement [27].

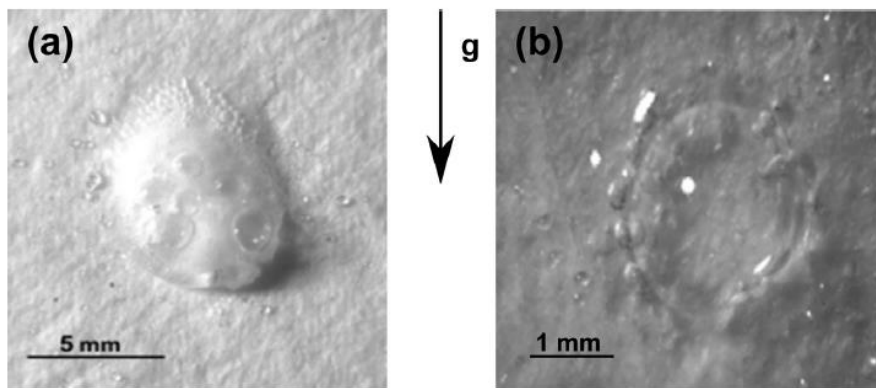


Figure 29 : Formation des bulles sur la surface aval des filtres pendant la phase de drainage : pour un filtre non mouillable, formation d'une texture « moussante » (fragments de bulles éclatées dispersées autour de la goutte (a)) et pour un filtre mouillable, formation d'une bulle à l'intérieur du film de liquide recouvrant une surface du filtre (b) [27].

## 1.4 Modélisation du colmatage d'un filtre par un aérosol liquide

Dans la littérature, il existe une multitude de modèles permettant de décrire le colmatage d'un filtre par un aérosol en termes de perte de charge et d'efficacité. L'efficacité de capture d'un filtre est basée sur la théorie de la fibre unique [16], c'est-à-dire l'efficacité de capture d'une fibre ou unitaire ( $\eta_F$ ) face à un écoulement perpendiculaire d'aérosols. L'efficacité unitaire prend en compte différents mécanismes de capture. Ces mécanismes de capture ont donné lieu à de nombreuses relations empiriques ou semi-empiriques dont le caractère prédictif reste bien souvent limité aux conditions dans lesquelles elles ont été établies. Ainsi, Raynor et Leith [7] décrivent l'efficacité unitaire de collecte d'une fibre à l'aide de l'équation suivante :

$$\eta_F = \eta_R + \eta_I + \eta_D - \eta_D(\eta_R + \eta_I) \quad (1.30)$$

avec  $\eta_D$ ,  $\eta_I$  et  $\eta_R$ , les efficacités unitaires de collecte des particules respectivement par diffusion, impaction et interception. Mead-Hunter et *al.* [16] tiennent compte de l'interaction entre les mécanismes de collecte par diffusion et par interception ( $\eta_{DR}$ ) et proposent l'équation suivante pour définir l'efficacité unitaire de capture d'une fibre :

$$\eta_F = 1 - (1 - \eta_R)(1 - \eta_I)(1 - \eta_D)(1 - \eta_{DR}) \quad (1.31)$$

A partir d'un bilan massique sur une fine couche de filtre perpendiculaire à l'écoulement, il est possible de lier l'efficacité d'une seule fibre ( $\eta_F$ ) à l'efficacité totale du filtre ( $\eta_T$ ) [7]. Pour cela, l'hypothèse que le taux de saturation (correspondant à la fraction de vide dans le filtre occupé par le

liquide accumulé) ne varie pas avec la distance à travers le filtre, est faite afin d'avoir la relation suivante :

$$\eta_T = 1 - \exp \left[ \frac{-4 \alpha f \eta_F Z}{\pi d_f (1 - \alpha) (1 - S_s)} \right] \quad (1.32)$$

avec  $Z$  l'épaisseur du filtre,  $S_s$  le taux de saturation,  $d_f$  le diamètre de la fibre,  $\alpha$  la compacité du filtre et  $f$  la fraction des surfaces des fibres non occupée par les gouttes de liquide. Mead-Hunter et *al.* [16], dans leurs simulations de collecte d'aérosol liquide par un filtre, partent du fait que l'écoulement d'air est incompressible et peut être décrit par les équations de continuité et de quantité de mouvement ; ainsi, ils obtiennent l'équation de l'efficacité de capture totale d'un filtre suivante :

$$\eta_T = 1 - \exp \left[ \frac{-4 \alpha \eta_F Z}{\pi d_f} \right] \quad (1.33)$$

Ces équations ne sont valables qu'au tout début du colmatage d'un filtre par un aérosol, indépendamment de sa nature.

Dans la suite de cette partie deux types de modèle vont être décrits : un modèle en phase stationnaire et des modèles en phase dynamique. Le modèle en phase stationnaire permet de déterminer la perte de charge à la saturation. Les modèles en phases dynamiques décriront quant à eux la perte de charge et l'efficacité du filtre au cours du colmatage par l'aérosol liquide.

### 1.4.1 Modèle en phase stationnaire

Mead-Hunter et *al.* [41] déterminent la perte de charge à la saturation de filtres monocouches et multicouches, en fibres de verre et en acier inoxydable, à l'aide d'un modèle capillaire. Dans ce modèle, Mead-Hunter et *al.* [41] assimilent le colmatage du filtre à celui d'un capillaire qui se remplit de liquide (Figure 30). La figure 29 représente le capillaire qu'ils imaginent dans le média fibreux.

Le modèle capillaire qu'utilise Mead-Hunter et *al.* [41] s'inspire des travaux de Mullins et *al.* [38]. Ce modèle capillaire est fondé sur l'équation de Washburn modifiée, dans laquelle le gradient de pression en haut et en bas du capillaire est pris en compte.

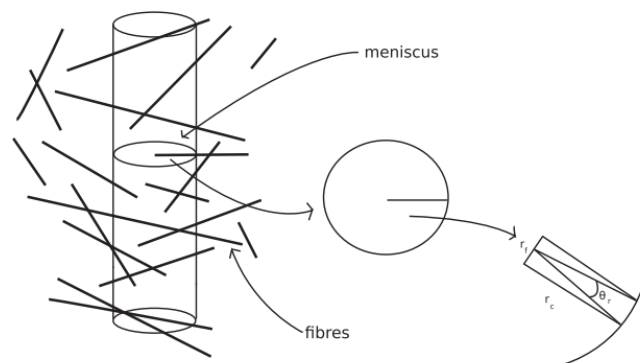


Figure 30 : Capillaire théorique coupé par plusieurs fibres [41].

## Chapitre 1 : Etat de l'art

Le bilan des forces sur les capillaires à l'équilibre peut s'écrire de la manière suivante [41] :

$$\Delta P A_c + A_c \rho g x_\infty - C \sigma \cos(\theta) = 0 \quad (1.34)$$

avec  $x_\infty$ , la hauteur d'élévation du capillaire à l'équilibre,  $A_c$  l'aire de la section transversale du capillaire,  $C$  le périmètre mouillé,  $\rho$  la masse volumique du liquide,  $\sigma$  la tension superficielle du liquide,  $g$  l'accélération due à la gravité et  $\theta$  l'angle de contact.

En exprimant, l'aire de la section transversale du capillaire ( $A_c$ ) par  $\pi r_c^2$  où  $r_c$  est le rayon capillaire, la relation (1.34) peut s'écrire :

$$\Delta P = - \frac{\pi r_c^2 \rho g x_\infty + C \sigma \cos(\theta)}{\pi r_c^2} \quad (1.35)$$

Cette équation met en évidence deux variables pouvant créer des écarts par rapport au cas idéal (comme la différence entre un capillaire théorique et un capillaire réel), qui sont [41] :

- l'aire de la section transversale du capillaire ( $A_c$ ), dépendant du rayon capillaire ( $r_c$ ) qui, dans le cas d'un média fibreux, peut être décrit en fonction du rayon de la fibre ( $r_f$ ) ;
- le périmètre mouillé ( $C$ ).

Le périmètre mouillé est une variable car, dans le cas simple (capillaire cylindrique, dans le média, contenant un mélange d'espaces libres et de fibres, de compacité comparable à celle du filtre, avec un ménisque décrit par  $C \sigma \cos(\theta)$  quand la hauteur d'élévation du capillaire est à l'équilibre), il est égal à  $2\pi r_c$ , alors que dans la réalité, le capillaire dans le média sera traversé par des fibres, modifiant le périmètre mouillé (en réalité, il existe une multitude de configurations, étant donné l'orientation aléatoire des fibres dans le média).

Mead-Hunter et *al.* [41] concluent que le modèle capillaire permet de déterminer la perte de charge à la saturation (à l'état d'équilibre des filtres) et qu'il est plus adapté que le modèle de Raynor et Leith [7]. De plus, ils concluent qu'il faudrait des travaux supplémentaires afin de définir précisément le facteur de correction (qui se trouve dans la détermination du rayon du capillaire), utilisé dans leur modèle, et qui semble être fonction du diamètre de la fibre. En revanche, le modèle est basé sur des expériences et n'est ainsi applicable qu'à des filtres similaires ayant une capillarité importante et des limites nettes entre les zones mouillées et non mouillées [41].

### 1.4.2 Modèle en phase dynamique

#### 1.4.2.1 Modèle de Penicot-Bauge

Penicot-Bauge [42] a essayé de modéliser l'évolution de la perte de charge d'un filtre par un aérosol liquide au cours de son colmatage en prenant en compte :

- une augmentation du diamètre initial des fibres du filtre (hypothèse valable pour les liquides mouillants) ;
- une augmentation de la compacité.

Ainsi, elle définit un nouveau rayon des fibres ( $r'_f$ ) (tenant compte du volume de liquide entourant les fibres cylindriques) et une nouvelle compacité ( $\alpha$ ) (tenant compte de la présence de liquide) de la manière suivante :

$$r'_f = r_f \sqrt{1 + \frac{1}{\rho_l \alpha Z} \left( \frac{m_l}{S} \right)} \quad \text{et} \quad \alpha = \alpha_f + \frac{1}{\rho_l Z} \left( \frac{m_l}{S} \right) \quad (1.36)$$

où  $r_f$  est le rayon des fibres,  $m_l$  la masse de liquide,  $S$  la surface du filtre,  $Z$  l'épaisseur,  $\alpha_f$  la compacité du filtre sec et  $\rho_l$  la masse volumique du liquide.

Elle calcule alors la perte de charge en intégrant l'évolution de  $r'_f$  et  $\alpha_f$  à l'aide de l'équation de Davies (1.37).

$$\Delta P = 16\mu_g U_0 Z \frac{\alpha_f^{3/2}}{r'^2_f} (1 + 56\alpha^3) \quad (1.37)$$

avec  $\mu_g$  la viscosité du gaz, et  $U_0$ , la vitesse frontale de filtration. En comparant ce modèle et l'expérience, elle constate que ce modèle décrit la première partie du colmatage des filtres (augmentation légère de la perte de charge, lors de la capture et de la coalescence des gouttelettes de liquide) pour les aérosols liquides mouillants (Figure 31).

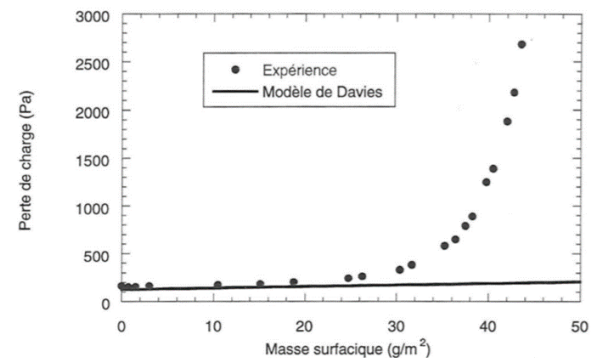
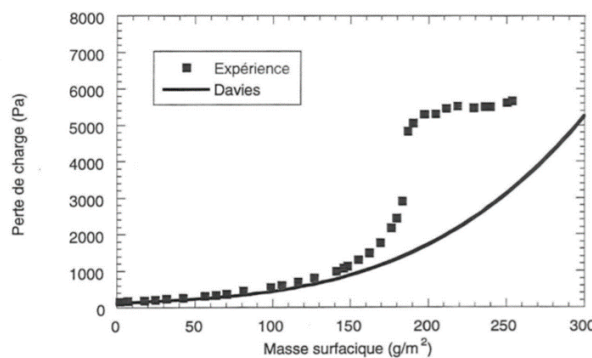


Figure 31 : Comparaison du modèle de Davies avec les points expérimentaux décrivant l'évolution de la perte de charge en fonction de la masse surfacique, pour un aérosol mouillable (aérosol DMP, à gauche), et un non-mouillable (aérosol de glycérol, à droite) [42].

Pour améliorer son modèle, Penicot-Bauge [42] fait l'hypothèse que la montée exponentielle est liée à la formation de film liquide en amont du filtre. Ainsi, elle définit une masse surfacique de liquide collecté ( $m_A/S$ ) (Figure 32) appelée point de transition découpant son modèle en deux parties : la première partie de la filtration est modélisée par la loi de Davies vue précédemment et la seconde partie est définie à l'aide d'un modèle combiné dans lequel le filtre est assimilé à deux couches filtrantes en série (Figure 32).

## Chapitre 1 : Etat de l'art

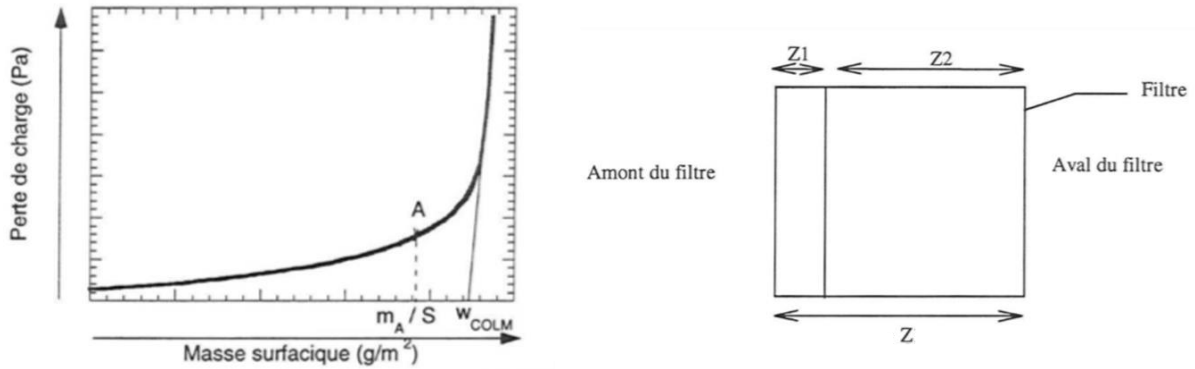


Figure 32 : Evolution de la perte de charge en fonction de la masse surfacique, avec le point A de transition (à gauche), et schématisation de la décomposition du filtre [42].

Lorsque la masse surfacique collectée est supérieure au point de transition, un film liquide apparaît dans une première couche du filtre sur une épaisseur  $Z_1$ . Dès cet instant, elle considère que la perte de charge du filtre résulte de la contribution de deux filtres en série (le premier filtre d'épaisseur  $Z_1$ ) et le second d'épaisseur ( $Z_2 = Z - Z_1$ ) (Figure 32). La perte de charge est alors calculée de la manière suivante :

- pour  $m_l/S < m_A/S$  (masse de transition entre les deux parties, au point A) avec l'équation de Davies tenant compte de l'évolution du diamètre des fibres et de la compacité ( 1.38 ),
- pour  $m_l/S > m_A/S$  :

$$\Delta P = 16 \mu_g U_0 Z_1 \frac{\alpha^{3/2}}{r_{fA}^2} (1 + 56 \alpha^3) + 16 \mu_g U_0 (Z - Z_1) \frac{\alpha_A^{3/2}}{r_{fA}^2} (1 + 56 \alpha_A^3), \quad (1.38)$$

avec  $\alpha_A$  et  $r_{fA}$ , respectivement la compacité et le rayon des fibres au point A sur la courbe de gauche dans la Figure 32.

Ce modèle traduit juste l'allure de l'évolution de la perte de charge en fonction de la masse surfacique de liquide collecté mais ne présente pas un caractère prédictif dans la mesure où le point de transition et l'épaisseur de la couche amont du filtre restent à estimer. Par ailleurs, ce modèle suppose une répartition uniforme du liquide sur toute la surface et les épaisseurs des deux sous-couches.

### 1.4.2.2 Modèle de Frising

Frising [1] va reprendre l'approche de Penicot-Bauge [42] pour développer un modèle phénoménologique décrivant l'évolution de la perte de charge ( $\Delta P$ ) et de la perméance ( $P$ ) du filtre au cours du colmatage. Son approche consiste à découper le filtre en  $n$  tranches d'épaisseur  $dZ$ . Dans chacune des tranches, il prend en compte la modification du diamètre de fibre et de la compacité car, au cours du colmatage, les gouttelettes collectées par la fibre, en début de filtration, vont coalescer, jusqu'à former une gaine de liquide autour de celle-ci (augmentant ainsi le diamètre des fibres) (Figure 33). Frising considère que la gaine de liquide va croître jusqu'à un diamètre limite dépendant essentiellement des paramètres du fluide, tels que sa viscosité, le poids de la gaine et l'interaction fibre

goutte (les tensions interfaciales). La suite du scénario que Frising utilise pour son modèle, est la formation de ponts liquides (Figure 34) entre les fibres, diminuant la surface de collecte, et augmentant la compacité de liquide jusqu'à une valeur limite, correspondant à l'apparition d'un film liquide obstruant une grande partie de la tranche. Enfin, il considère le mécanisme de mouillage (se déroulant généralement dans la phase 2 et 3 (Figure 34)) qui favorise la migration du liquide dans la tranche suivante sous l'action de l'écoulement d'air ou sous l'effet de la capillarité.

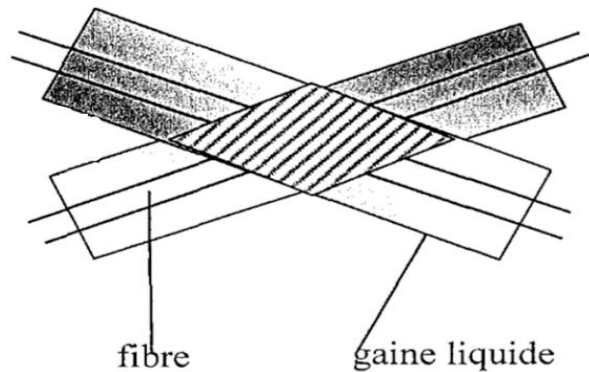


Figure 33 : Représentation schématique d'un pont liquide (et ainsi de la diminution de la surface de collecte) et de la gaine de liquide entre deux fibres dans le modèle de Frising [1].

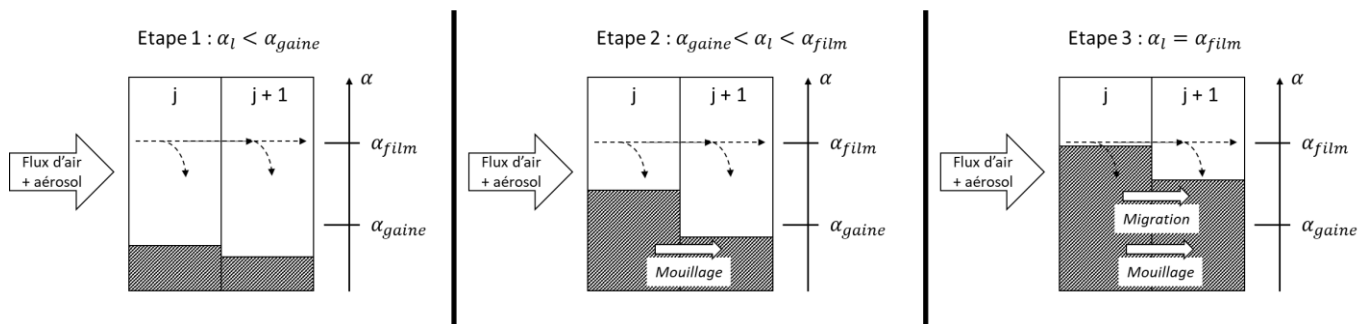


Figure 34 : Les différentes étapes du modèle de Frising [1]

Dans la première phase de filtration (Figure 34) (correspondant à la collecte et à la coalescence des gouttelettes de liquide par les fibres, se traduisant par une augmentation de la compacité de liquide ( $\alpha_l$ ) jusqu'à la compacité limite de la gaine ( $\alpha_{gaine}$ ), qui est liée au diamètre maximal de la gaine, et une diminution de la surface de collecte), la perméance ( $P$ ) de la couche considérée peut-être déterminée de la manière suivante :

$$P = \exp\left(\frac{-4 \eta}{\pi d_f \text{ mouillé}} (\alpha_f + \alpha_l) dZ \cdot \left(1 - \frac{2 \sqrt{\alpha_f + \alpha_l}}{\sqrt{2 \pi}} + \frac{2 \sqrt{\alpha_f}}{\sqrt{2 \pi}}\right)\right), \quad (1.39)$$

## Chapitre 1 : Etat de l'art

où  $\eta$  est l'efficacité unitaire de collecte, et  $\alpha_f$  la compacité du filtre.

La perte de charge ( $\Delta P$ ) peut, quant à elle, s'exprimer de la manière suivante (expression similaire à celle de Davies) :

$$\Delta P = 64\mu U_0 dZ \frac{(\alpha_f + \alpha_l)(\alpha_f + \alpha_l)^{0,5}}{d_f^2 \text{ Davies mouillé}} \left(1 + 16(\alpha_f + \alpha_l)^{2,5}\right), \quad (1.40)$$

avec  $\mu$  la viscosité dynamique et  $U_0$  la vitesse frontale de filtration.

La deuxième phase de filtration (Figure 34) considérée par Frising est le transfert du liquide collecté par la tranche de liquide vers la tranche suivante. Ce transfert est conditionné par les effets capillaires, par la formation de ponts liquides entre les fibres et la formation de films aux intersections des fibres (diminution de la surface de collecte). Il considère que le diamètre de la gaine de liquide reste constant et que la première couche aura une influence sur la couche suivante, en supposant que la restriction de surface de la première couche influence l'écoulement de l'air dans la couche suivante (qui est encore en phase 1). Ainsi, l'expression de la perméance s'écrit :

$$P = \exp\left(\frac{-4\eta}{\pi d_f \text{ mouillé}} (\alpha_f + \alpha_{\text{gaine}}) dZ \left(1 - \frac{2\sqrt{\alpha_f + \alpha_{\text{gaine}}}}{\sqrt{2\pi}} + \frac{2\sqrt{\alpha_f}}{\sqrt{2\pi}}\right) \left(1 - \frac{\alpha_{l1P} - \alpha_{\text{gaine}}}{1 - (\alpha_f + \alpha_{\text{gaine}})}\right)\right) \quad (1.41)$$

où  $\alpha_{l1P}$  est la compacité de la première couche et  $\alpha_l$  la compacité de la couche considérée.

La perte de charge est décrite par la relation suivante :

$$\Delta P = 64 \mu U_0 dZ \frac{(\alpha_f + \alpha_{\text{gaine}})(\alpha_f + \alpha_l)^{0,5}}{d_f^2 \text{ Davies mouillé}} \left(1 + 16 (\alpha_f + \alpha_l)^{2,5}\right) \frac{U_0}{1 - \alpha_l + \alpha_{\text{gaine}}}, \quad (1.42)$$

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

$$\alpha_{l \text{ transféré}} = \frac{(\alpha_{lJ} - \alpha_{lJ+1})}{\alpha_{\text{film}}} (\alpha_{lJ} - \alpha_{\text{gaine}}), \quad (1.43)$$

où  $\alpha_{\text{film}}$  est la compacité de liquide maximale dans la couche.



La troisième phase de colmatage d'un filtre ((Figure 34), que décrit Frising [1], est la migration du liquide collecté, vers la tranche suivante, sous l'action des forces liées à l'écoulement ou des forces capillaires, se traduisant par une compacité constante et maximale dans la couche considérée. Par conséquent, dans cette étape, la perméance et la perte de charge restent constantes et sont exprimées de la manière suivante :

$$P = \exp\left(\frac{-4 \eta}{\pi d_f \text{ mouillé}} (\alpha_f + \alpha_{\text{gaine}}) dZ \cdot \left(1 - \frac{2 \sqrt{\alpha_f + \alpha_{\text{gaine}}}}{\sqrt{2 \pi}} + \frac{2 \sqrt{\alpha_f}}{\sqrt{2 \pi}}\right) \left(1 - \frac{\alpha_{\text{film}} - \alpha_{\text{gaine}}}{1 - (\alpha_f + \alpha_{\text{gaine}})}\right)\right), \quad (1.44)$$

et

$$\Delta P = 64 \mu U_0 dZ \frac{(\alpha_f + \alpha_{\text{gaine}})(\alpha_f + \alpha_{\text{film}})^{0,5}}{d_f^2 \text{ Davies mouillé}} \left(1 + 16 (\alpha_f + \alpha_{\text{film}})^{2,5}\right) \frac{U_0}{1 - \alpha_{\text{film}} + \alpha_{\text{gaine}}}, \quad (1.45)$$

Enfin, la dernière phase considérée par Frising [1] est la saturation du filtre en liquide. Toutes les tranches ont atteint la compacité liquide de la couche à l'état de drainage ( $\alpha_{\text{film}}$ ) et le liquide est drainé vers l'extérieur du filtre. Ce modèle 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 ( $\alpha_{\text{film}}$ ). Si le deuxième paramètre peut être déterminé expérimentalement, le premier ne peut être qu'estimé. Par ailleurs, il faudrait tenir compte, en toute rigueur, de l'instabilité de Plateau-Rayleigh, pour calculer à partir de cette valeur un diamètre moyen de fibre.

Ce modèle surestime l'efficacité par rapport aux expériences. Cette surestimation de l'efficacité est peut-être due au fait que Frising découpe son filtre en plusieurs tranches. En revanche, il prédit convenablement le début (avant l'augmentation exponentielle : stade 1 et 2) et la fin (stabilisation : stade 4) de l'évolution de la perte de charge.

### 1.4.2.3 Modèle de Kolb et al.

Kampa et al. [11] ont modélisé la perte de charge ( $\Delta P$ ) d'un filtre chargé par un aérosol liquide en dissociant les régions où le liquide est sous forme d'un film mince et les régions où le liquide est organisé en canaux parallèles (nommé respectivement  $\Delta P_{\text{jump}}$  et  $\Delta P_{\text{channel}}$ ). Dans cette partie le modèle de Kampa et al. [11] ne sera pas détaillé, mais celui de Kolb et al. [43], qui s'appuie sur leurs travaux pour définir un modèle. Kolb et al. [43] ont développé un modèle empirique pour définir l'efficacité des filtres multicouches vis à vis d'un brouillard d'huile. Ils modélisent l'efficacité comme étant le produit des pénétrations associées aux différentes régions caractéristiques de la distribution interne du liquide. Pour les filtres non-mouillables, ils ont subdivisé en deux régions caractéristiques de pénétration ( $P$ ) : une région correspondant à un film de liquide en amont du filtre ( $P_{\text{film}}$ ), et une

## Chapitre 1 : Etat de l'art

région de canal à travers les couches ( $P_{channel}$ ) [43] (Figure 35). Tandis que pour les filtres mouillables, ils ont identifié trois régions caractéristiques : une région correspondant à la première couche ( $P_{layer\ 1st}$ ) (cette première couche agit comme la couche de coalescence et d'alimentation avec une saturation très élevée), une région également de canal étendue à travers le filtre ( $P_{channel}$ ), et une dernière région de film mince en aval du filtre ( $P_{film}$ ),) [43].

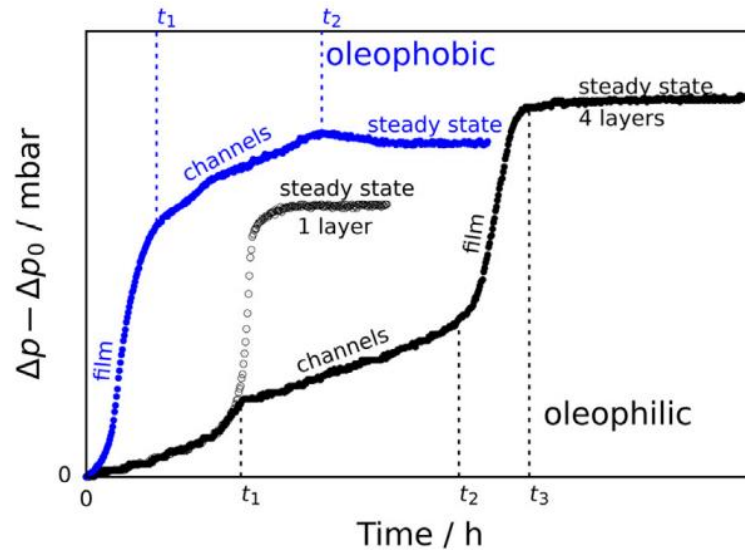


Figure 35 : Évolution temporelle de l'augmentation de  $\Delta P$  pour des médias multicouches mouillables (en noir) et non mouillables (en bleu) à l'huile. Les temps caractéristiques marquent l'achèvement de la formation des canaux ( $t_2$ ), du film liquide ( $t_1$ , non mouillable et  $t_3$ , mouillable), et de l'augmentation de  $\Delta P$ . [43]

## 1.5 Conclusion

Pour conclure, de nombreuses études ont été effectuées sur le colmatage des filtres en fibres non métalliques, par un aérosol liquide (Tableau 1). Notamment [44], qui décrit l'évolution de la perte de charge lors du colmatage d'un filtre en fibres de verre par un aérosol liquide submicronique, en différentes étapes (Figure 9) [5] :

- dans un premier temps, les gouttelettes de liquide collectées par les fibres ont une faible incidence sur la structure interne du média filtrant et par conséquent sur l'évolution de la perte de charge et sur la pénétration qui augmentent lentement au cours du temps ;
- Puis, on a une accumulation de liquide dans le filtre. Les gouttelettes de liquides collectées vont s'accumuler et coalescer jusqu'à former des ponts liquides entre les fibres. La perte de charge va augmenter de façon exponentielle, durant cette étape, de même que la perméance en raison de l'augmentation de la vitesse interstitielle qui a un effet négatif sur le mécanisme de collecte par diffusion.

- Enfin, un état d'équilibre s'instaure au bout d'un certain temps. Lors de cette phase, les gouttelettes collectées sont drainées hors du média conduisant à une masse de liquide accumulée dans le filtre, une perte de charge et une perméance constantes.

Pendant la phase stationnaire, certains auteurs [25, 27] ont noté un phénomène de bullage sur la surface aval du média. Ce bullage, correspond à l'éclatement de bulles présentes dans le film liquide qui s'est formé et qui draine le liquide collecté pendant cette phase stationnaire hors du média. Lors de l'éclatement des bulles, des particules de liquide peuvent être remises en suspension et réentraînées [25, 27, 45]. Charvet et *al.* [25] ont étudié l'influence de la vitesse de filtration sur les performances du filtre et ont conclu que la résistance à l'écoulement était plus faible à vitesses de filtration élevées.

La superposition de média filtrants en fibres de verre a été étudiée dans le but d'améliorer l'efficacité des filtres, en ajoutant une couche filtrante (souvent appelée couche de drainage) [26, 34]. Chang et *al.* [26] ont mis en évidence que les performances de filtration des filtres étudiés étaient améliorées avec l'ajout de la couche de drainage, car l'efficacité de filtration à la saturation a considérablement augmenté. Ils ont également montré que la couche de drainage augmentait la résistance au film liquide et modifiait la distribution du film liquide (l'ajout de la couche de drainage engendre une diminution de l'épaisseur du film qui draine liquide). Penner et *al.* [30] ont observé que la perte de charge augmente selon la configuration des médias (assemblage de médias mouillables avec des médias non mouillable, avec des grosses ou des petites fibres (Figure 36)), et ils expliquent cela par une adaptation du liquide selon le milieu (création d'un film de liquide sur une surface libre (amont ou aval) ou entre deux milieux différents (filtres mouillable et non mouillable)).

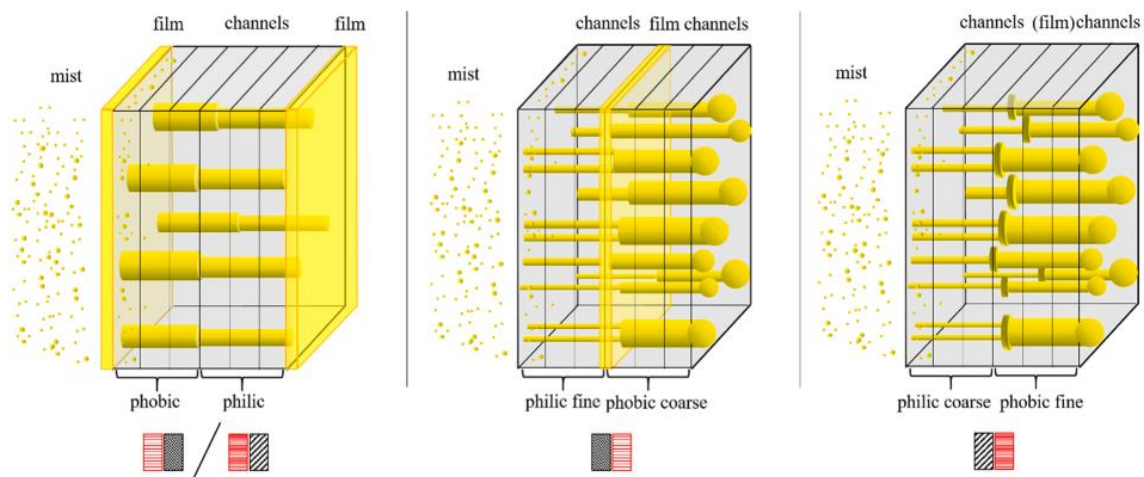


Figure 36 : Configurations et adaptation du liquide (formation des canaux et du film de liquide) dans l'ensemble des médias. [30]

La majorité des études portant sur le colmatage de filtre par un aérosol liquide (Tableau 1) concerne des filtres en fibres de verre. Il est légitime de se demander si les filtres à fibres métalliques ont le même comportement. De plus, la majorité des études portent sur la superposition de filtres mouillables et non mouillables ; or, les filtres à fibres métalliques sont constitués de couches ayant toutes la même affinité pour le liquide. De plus la plupart des modèles développés en phase

## Chapitre 1 : Etat de l'art

dynamique, ne sont utilisables que si toutes les conditions opératoires sont identiques à celle utilisée pour leur développement (modèle empirique). De plus, ces modèles ne sont pas développés sur la base des modèles capillaires, mais sur la croissance du liquide autour des fibres. Seul Mead-Hunter et al. [41] fait une approche de détermination de la perte de charge à la saturation (stabilisation de la perte de charge), par un capillaire qui se remplit. Ces approches considèrent un capillaire de longueur égale à l'épaisseur du filtre et il est traversé par des fibres ; or, il faudrait peut-être considérer une tortuosité du capillaire sans qu'il ne soit traversé par des fibres. A la saturation, on a un film liquide qui apparaît, et ainsi on peut supposer que la pression capillaire est un paramètre clé pouvant expliquer la perte de charge limite.

Tableau 1 : Résumé de quelques travaux sur le colmatage des filtres par des aérosols liquides : nature et propriétés des filtres, taux de filtration et taille des aérosols.

Articles	Matériaux des filtres	Diamètre moyen des fibres (µm)	Epaisseur (mm)	Compacité	Vitesse de filtration (cm/s)	Taille des particules de l'aérosol (µm)
Bredin et al. [46]	Acier inoxydable	4,2 ; 2,3 ; 7,8	8 ; 9	0,019 ; 0,024	6,8	-
Charvet et al. [25]	Cellulose	-	0,68	0,05	5 ; 42	0,3 ; 20
Charvet et al. [10]	Cellulose	-	0,34	0,28	11 ; 42	-
Chang et al. [26]	Verre Couche de drainage : Polyester, Polypropylène, Polyamid (Non-mouillable et mouillable)	-	Filtre : 0,58 Couche de drainage : 1,60 ; 2,20	-	10	0,3 ; 0,6
Contal et al. [44]	Verre	0,36 ; 3,19	410 ; 460	0,061 ; 0,078	2,5 ; 19	0,6
Frasing et al. [47]	Verre	1,21	409	0,078	5,8 ; 15,4 ; 25	0,18
Kampa et al. [11]	Verre	≈ 1	0,5	0,05	25	0,3
Liew et al. [48]	Acier inoxydable	4 ; 22	3 ; 10	0,004 ; 0,012	5	entre 0,2 et 8
Manzo et al. [15]	Acier inoxydable ou verre	Verre : 2 ; 6 Acier inoxydable : 2 ; 6,5	10	-	100	-
Mead-Hunter et al. [41]	Acier inoxydable ou verre	Fibres en verre : 0,62 ; 1,24 Fibres en acier inoxydable : 4 ; 6,4	Verre : 0,39 ; 0,65 mm Acier inoxydable : 5,08 ; 6,90	Verre : 0,54 ; 0,074 Acier inoxydable : 0,016 ; 0,022	3,3 ; 92,8	-
Penner et al. [30]	Verre (mouillable et non-mouillable)	-	0,4 ; 0,7	0,06 ; 0,07	25	-
Wurster et al. [27]	Verre (mouillable et non-mouillable)	1,5	0,5	0,05	15 ; 65	0,3



## **Chapitre 2 : Matériel et méthodes**





Ce chapitre se focalise dans un premier temps sur la caractérisation des médias métalliques et des liquides utilisés puisque le chapitre précédent a mis en évidence que les propriétés des filtres (diamètre de fibre, compacité, épaisseur, mouillabilité (affinité avec le liquide)) et les propriétés des liquides (tension de surface, viscosité, taille de l'aérosol) ont une influence sur les performances des filtres (perte de charge et efficacité) lors de leur colmatage. La seconde partie sera consacrée à la présentation du banc d'essais spécifiquement développé pour l'étude du colmatage de ces médias.

## 2.1 Caractérisation / paramétrage de l'étude

Cette partie s'intéresse à la caractérisation des filtres métalliques en termes de diamètre de fibres, de compacité et d'épaisseur, et des liquides utilisés (propriétés physico-chimiques), ainsi qu'à l'interaction entre une fibre métallique et les gouttelettes liquides.

### 2.1.1 Caractérisation des filtres métalliques

#### 2.1.1.1 Traitement d'image

Les filtres métalliques industriels étudiés sont composés de fibres en acier inoxydable et de plusieurs couches de médias (Figure 37) de caractéristiques différentes, en termes de compacité, d'épaisseur et de diamètre de fibres qui auront, comme relevé dans le chapitre bibliographie, un impact lors du colmatage tant sur l'évolution de l'efficacité de collecte que sur celle de la perte de charge. Afin de comprendre l'influence des différentes couches, l'étude s'est également portée sur des médias filtrants monocouches identiques à celles constitutives des médias manufacturés.

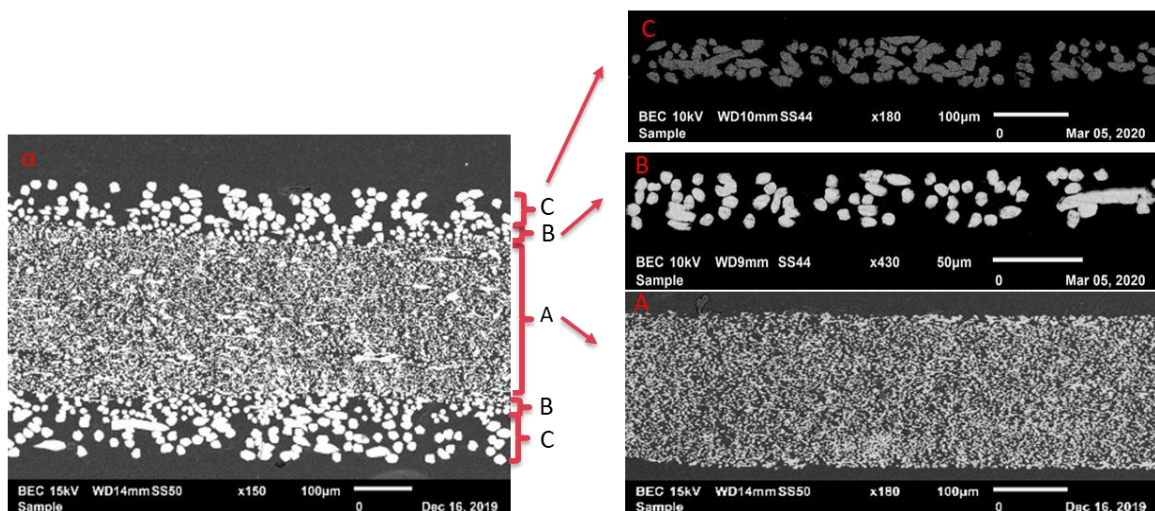


Figure 37 : Image de microscopie électronique, de coupe dans l'épaisseur d'un média multicouche et des médias monocouches le composant.

## Chapitre 2 : Matériel et méthodes

Les paramètres géométriques des filtres ont été déterminés à l'aide d'un traitement d'image effectué sur des clichés de Microscopie Electronique à Balayage (MEB) (JEOL, JSM-6010LA). Pour ce faire, les filtres métalliques sont figés dans de la résine époxy et coupés dans l'épaisseur, avant d'être observés au MEB. Les échantillons de résines sont composés de trois morceaux de filtre métallique d'une longueur variant entre 1 et 2 cm. Sur ces échantillons, plusieurs images sont faites sur l'ensemble de la longueur de l'échantillon de filtre. Enfin trois échantillons de résine par filtre sont caractérisés. Le programme de traitement d'image, développé dans le cadre de cette thèse sous Matlab, binarise et prétraite (rognage des bords de l'image pour ne conserver que le filtre, ...) les images obtenues avec le MEB. Le code permet la détection du centre des fibres et détermine plusieurs grandeurs indiquées ci-après.

### ➤ La distribution granulométrique de diamètre des fibres

Les fibres sont cylindriques mais en fonction de leur inclinaison par rapport au plan de coupe, leur section est elliptique et non forcément circulaire (Figure 38). Le code Matlab détermine donc les caractéristiques de l'ellipse (petit et grand diamètre) qui décrit au mieux la section du plan de coupe.

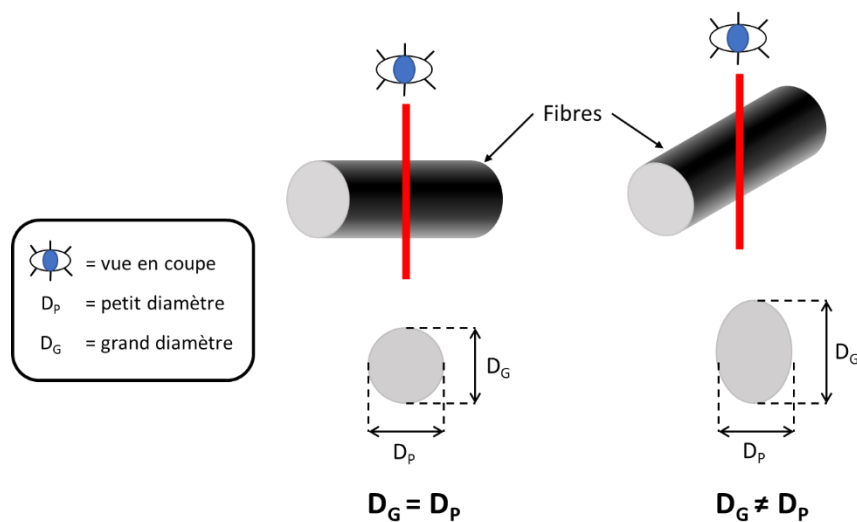


Figure 38 : Schéma d'une vue en coupe d'une fibre.

Pour tracer les ellipses, le code détermine le centre des objets à partir duquel il estime les grand et petit diamètres afin de remplir le critère suivant :

$$\text{critère} = \frac{\text{aire de l'ellipse} - \text{aire de l'objet}}{\text{aire de l'ellipse}} < 0,05 \quad (2.1)$$

C'est-à-dire qu'il ne considère que les ellipses qui ne contiennent que 5% de pixels noirs au maximum (les ellipses s'approchant au mieux de l'objet considéré) car au-delà l'ellipse est plus grande que la fibre à considérer et donc on surestimerait le diamètre de la fibre (Figure 39).



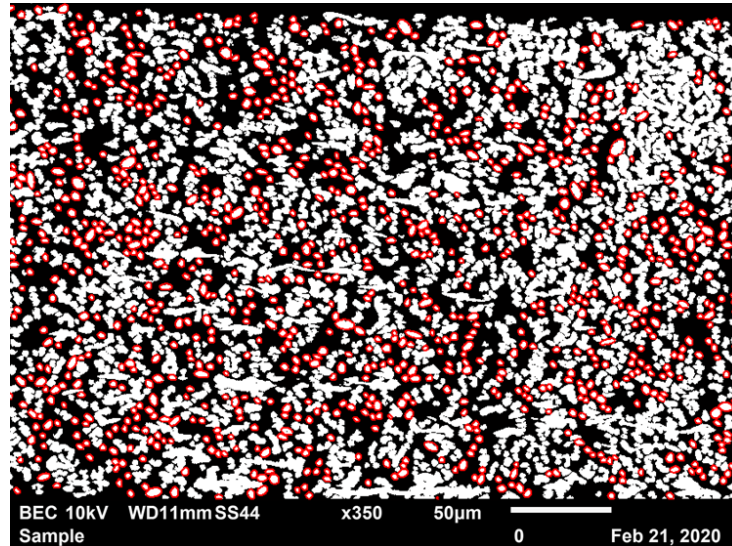


Figure 39 : Ellipse des objets considérés.

Dans un deuxième temps, le code trace l'histogramme de la distribution granulométrique des fibres considérées, en ne prenant en compte que la plus petite longueur qui est celle du diamètre des fibres. De cette distribution granulométrique de taille de fibres, on détermine le diamètre moyen.

- L'épaisseur du média est déterminée en calculant la distance entre deux droites parallèles tangentes aux fibres situées à l'extrémité du filtre, correspondant aux lignes rouges sur la Figure 40. Pour connaître l'épaisseur des couches dans les filtres multicouches, des masques sont établis afin d'isoler chaque couche du média métallique. Ces masques sont déterminés manuellement en différenciant visuellement les couches selon le diamètre des fibres.

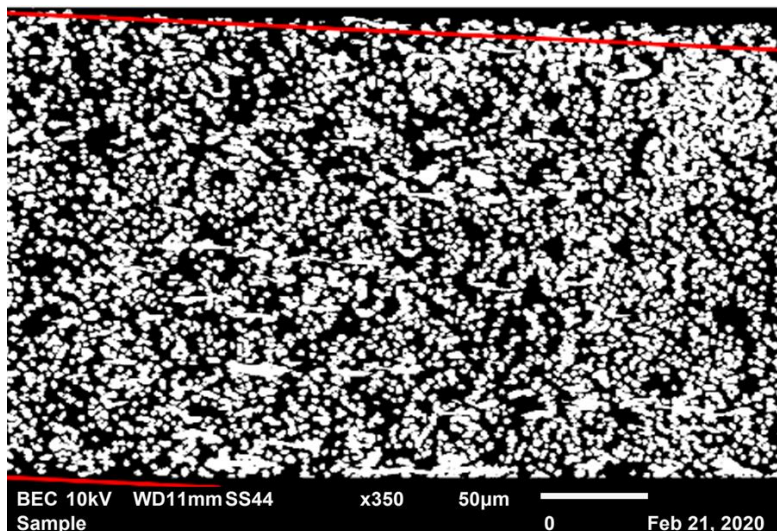


Figure 40 : Détermination de l'épaisseur avec le programme Matlab.

## Chapitre 2 : Matériel et méthodes

- La compacité est déterminée en faisant le rapport entre le nombre de pixels blancs (matière) sur le nombre de pixels totaux de la surface comprise entre les lignes rouges.
- Le calcul des chemins préférentiels du liquide : c'est-à-dire le calcul du chemin le plus court entre les fibres (du haut et du bas) permettant de relier l'amont et l'aval du filtre. On suppose que ces chemins préférentiels correspondent aux chemins qu'empruntera le liquide pour traverser le filtre lors du colmatage. Pour cela, le programme trace un maillage entre les centres des fibres (Figure 41).

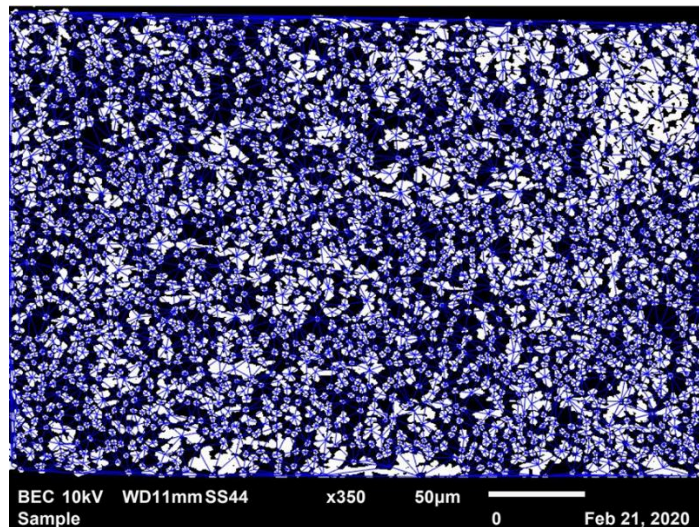


Figure 41 : Maillage entre les fibres.

Ensuite on va définir les fibres que le code va devoir relier : en bleu, les fibres de départ sur la face amont (les premières fibres qui seront en contact avec l'aérosol), et en vert les fibres d'arrivée sur la face aval du média (les dernières fibres qui seront en contact avec l'aérosol) (Figure 42).

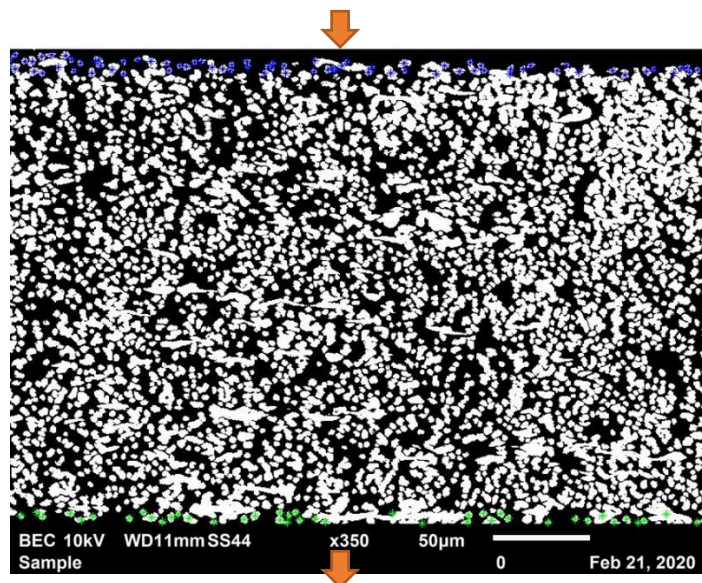


Figure 42 : Détection des fibres hautes et basses.



Enfin avec l’algorithme de « *dijkstra* », on détermine la distance la plus courte entre les fibres en bleu et les fibres en vert, on peut déterminer les chemins en rouge (Figure 43).

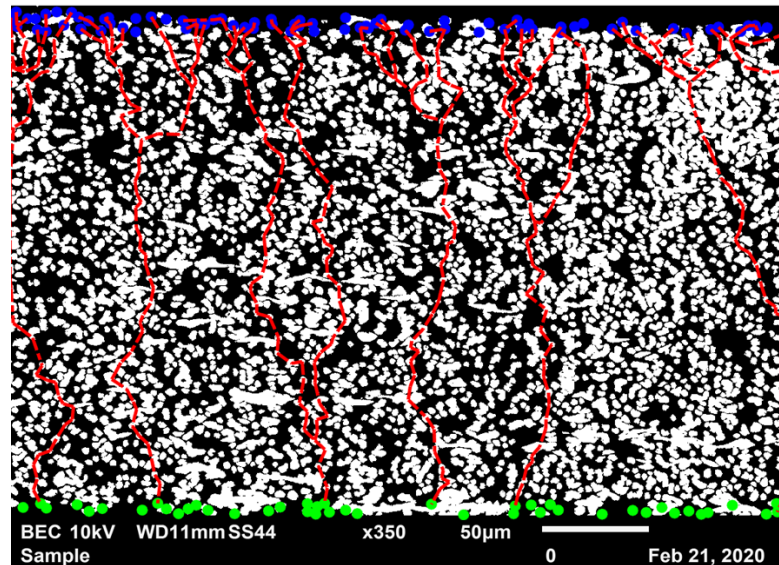


Figure 43 : Détection des chemins préférentiels.

Ainsi avec ce traitement d’image et sur un panel de plusieurs échantillons de filtres monocouches étudiés, le diamètre moyen des fibres est compris entre 1 et 13  $\mu\text{m}$ , l’épaisseur comprise entre 30 et 300  $\mu\text{m}$ , et la compacité varie de 0,2 à 0,5 (Tableau 2).

Tableau 2 : Caractéristiques des filtres monocouches (en acier inoxydable).

Filtres monocouches	Compacité	Diamètre de fibre moyen ( $\mu\text{m}$ )	Epaisseur ( $\mu\text{m}$ )
A	0,3	$d < 2$	$250 < e < 300$
D	0,5	$2 < d < 5$	$200 < e < 250$
E	0,4	$7 < d < 9$	$50 < e < 100$
B	0,3	$5 < d < 7$	$e < 50$
F	0,3	$12 < d < 15$	$100 < e < 150$
C	0,3	$10 < d < 12$	$50 < e < 100$
Z	0,4	$5 < d < 7$	$50 < e < 100$

Plusieurs médias multicouches métalliques (correspondant aux couches utilisées dans des filtres industriels) seront également étudiés. Ils sont composés de plusieurs couches afin d’augmenter leur résistance mécanique, car ils sont plissés dans leur utilisation industrielle. Dans notre étude, ces filtres ne seront pas plissés mais des études ultérieures s’intéresseront au colmatage sous humidité dans un pli. La différence entre ces filtres industriels porte sur l’agencement des différentes couches. La couche de médias ayant les plus petites fibres est entourée soit (Figure 44) par :

## Chapitre 2 : Matériel et méthodes

- des couches identiques de médias de grosses fibres, de manière symétrique.
- des couches différentes. Dans cette configuration, il n'y a pas d'axe de symétrie (ces filtres sont asymétriques).

Dans ce manuscrit, les filtres monocouches seront désignés par des lettres latines et les filtres multicouches par des lettres grecques.

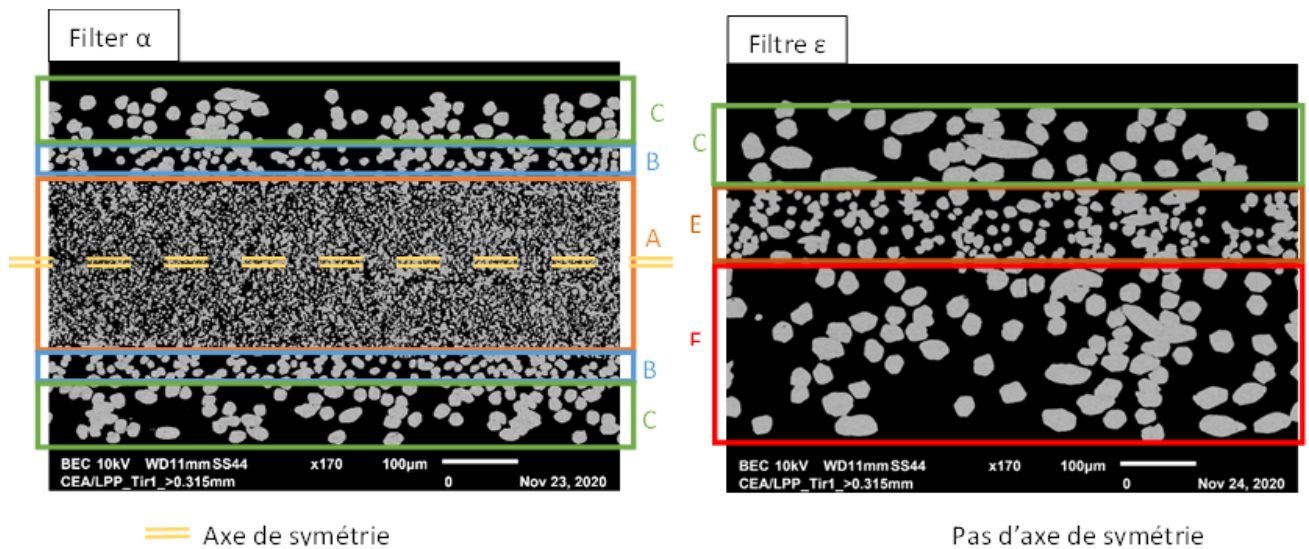


Figure 44 : Vue en coupe d'un filtre industriel ayant un agencement symétrique et un autre asymétrique

Les filtres  $\alpha$  et  $\delta$  sont des filtres symétriques, tandis que les filtres  $\gamma$ ,  $\beta$  et  $\varepsilon$  sont asymétriques. Les compositions de ces filtres sont présentées dans le Tableau 3.

Tableau 3 : Caractéristiques des filtres multicouches (en acier inoxydable).

Filtres multicouches	Couches de média
$\alpha$	C B A B C
$\delta$	C B D B C
$\gamma$	F E Z D E F
$\beta$	F E Z B F
$\varepsilon$	C E F

2.1.1.2 Caractérisation de la perméation pour les filtres monocouches

Les filtres monocouches A, D et E ont été caractérisés en termes de perméation. Lorsque l'on augmente la vitesse de perméation, on constate que la perte de charge augmente de manière linéaire pour les filtres A, D et E (Figure 45). Cette évolution linéaire confirme le régime d'écoulement laminaire et que par conséquent la loi de Darcy peut être appliquée :

$$\Delta P = \mu R v_f \tag{2.2}$$

avec  $\mu$ , la viscosité,  $R$ , la résistance du filtre à l'écoulement ( $m^{-1}$ ), et  $v_f$ , la vitesse de filtration.

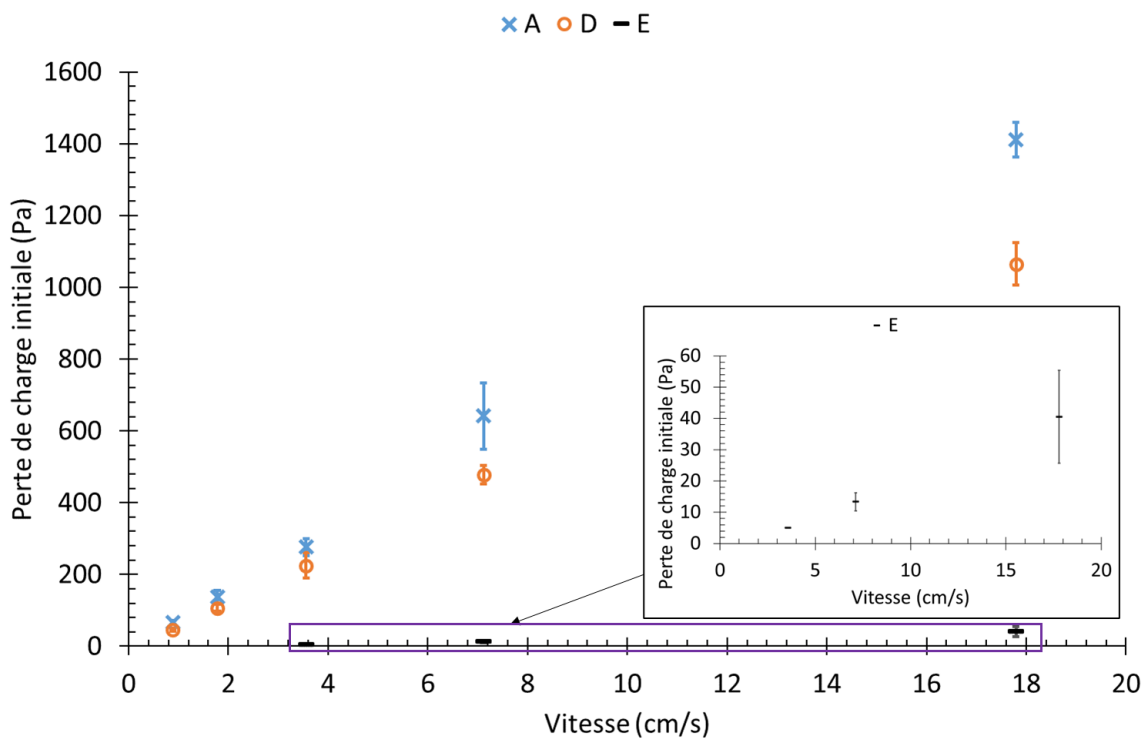


Figure 45 : Evolution de la perte de charge initiale en fonction de la vitesse de perméation pour les filtres monocouches A, D et E.

2.1.1.3 Point bulle

Une mesure du point bulle a également été entreprise selon la norme ISO2942-2018. Cette mesure consiste, après imprégnation par un liquide mouillant (Isopropanol), à exercer sur l'une des faces une pression d'air croissante. La pression à laquelle les premières bulles apparaissent est liée au diamètre équivalent du pore le plus gros, calculé à partir de la loi de Jurin. L'ensemble des valeurs liées

## Chapitre 2 : Matériel et méthodes

à la caractérisation des différents médias filtrants métalliques sont regroupées (Tableau 4) pour l'ensemble des médias sauf le média Z pour lequel nous ne disposons pas de la forme monocouche.

Tableau 4 : Point bulle des différents médias étudiés

Filtres monocouches	Point bulle (Pa)
A	10840
D	10398
E	2305
B	1188
F	1010
C	515
Z	-
Filtres multicouches	
$\alpha$	13897
$\delta$	13096
$\gamma$	10055
$\beta$	7169
$\varepsilon$	2844

### 2.1.1.4 Conclusion

Pour résumer, les tableaux 5 et 6 présentent l'ensemble des caractéristiques des médias métalliques. Les filtres monocouches ont un diamètre moyen de fibres compris entre 1 et 13  $\mu\text{m}$ , une épaisseur comprise entre 30 et 300  $\mu\text{m}$ , et une compacité variant de 0,2 à 0,5. Le point bulle de ces médias est compris entre 500 Pa et 11 000 Pa.

Le point bulle des filtres multicouches est compris entre 2 800 Pa et 14 000 Pa. On remarque que le point bulle des filtres multicouches est proche du point bulle du média le plus efficace (efficacité initiale des filtres déterminé à une vitesse de filtration de 7 cm/s, sur le banc d'essai qui sera présenté par la suite) qui le compose.

Tableau 5 : Caractéristiques des filtres monocouches.

Filtres monocouches	Compacité	Diamètre de fibre moyen ( $\mu\text{m}$ )	Épaisseur ( $\mu\text{m}$ )	Point bulle (Pa)	Efficacité initiale à (7 cm/s)
A	0,3	$d < 2$	$250 < e < 300$	10840	0,99
D	0,5	$2 < d < 5$	$200 < e < 250$	10398	0,92
E	0,4	$7 < d < 9$	$50 < e < 100$	2305	0,56
B	0,3	$5 < d < 7$	$e < 50$	1188	0,05
F	0,3	$12 < d < 15$	$100 < e < 150$	1010	0,39
C	0,3	$10 < d < 12$	$50 < e < 100$	515	< 0,05
Z	0,4	$5 < d < 7$	$50 < e < 100$	-	-

Tableau 6 : Caractéristiques des filtres multicouches.

Filtres multicouches	Couches de média	Point bulle (Pa)	Efficacité initiale à (7 cm/s)
$\alpha$	C B A B C	13897	0,99
$\delta$	C B D B C	13096	0,92
$\gamma$	F E Z D E F	10055	0,8
$\beta$	F E Z B F	7169	0,93
$\varepsilon$	C E F	2844	0,59

## 2.1.2 Caractérisation des liquides

L'aérosol liquide utilisé pendant les essais de colmatage des médias sera le DEHS (di(ethylhexyl) sébacate, provenant VWR). Cependant, afin de visualiser le dépôt de liquide collecté au sein du médium colmaté, nous avons utilisé d'utiliser des résines thermodurcissables (provenant de ALLRESIST et de KAYAKU advanced materials) afin de figer le liquide. Tout comme les caractéristiques géométriques des médias, les caractéristiques physico-chimiques des liquides auront une influence sur les performances de filtration. Les deux principales relevées dans la littérature sont la viscosité dynamique et la tension superficielle qui feront l'objet de cette partie.

### 2.1.2.1 Caractéristiques physiques des liquides

#### 2.1.2.1.1 Viscosité dynamique

La viscosité dynamique est un paramètre caractéristique dans l'étude de l'écoulement d'un fluide. Plus un fluide est visqueux, plus sa résistance à l'écoulement sera importante et son écoulement sera difficile. Il existe plusieurs méthodes de détermination de la viscosité. Les plus courantes sont la détermination de la viscosité par chute de bille dans le liquide et celle liée au cisaillement de deux plaques emprisonnant le film liquide. Ces deux méthodes ont été utilisées et elles sont décrites dans l'Annexe 2. Le comportement des résines peut se rapprocher de celui d'un fluide newtonien ou non-newtonien. Pour connaître la nature rhéologique du fluide, le rhéomètre applique une vitesse de cisaillement échelon et si la réponse de la contrainte du fluide est instantanée alors le fluide est newtonien. Pour confirmer, ce résultat une autre étude a été effectuée avec le viscosimètre plan/plan, dans laquelle on fait varier la vitesse de cisaillement, et on regarde l'évolution de la contrainte et de la viscosité. Si le liquide est newtonien, alors la viscosité est constante et la contrainte évolue linéairement, lorsque la vitesse de cisaillement augmente. Les rhéogrammes de la contrainte et de la viscosité en fonction de l'évolution de la vitesse de cisaillement confirment que les résines et le DEHS

## Chapitre 2 : Matériel et méthodes

sont des fluides newtoniens, ce qui a pu être montré à l'aide des rhéogrammes, mettant en évidence une viscosité constante avec l'augmentation de la contrainte (Figure 46).

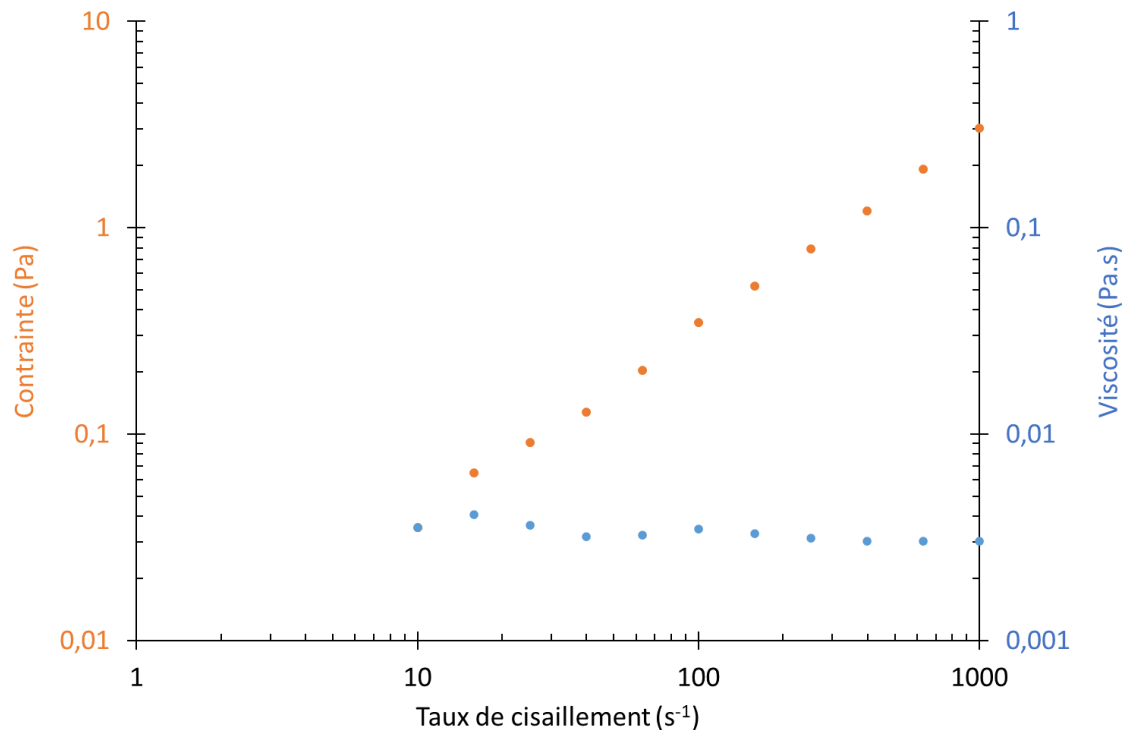


Figure 46 : Exemple de rhéogramme (résine ARP\_671.01).

Les analyses ont confirmé le comportement newtonien des différentes résines testées. Cependant les rhéogrammes de certaines résines ont atteint les limites de l'appareil, car les viscosités sont trop faibles (trop proches de celle de l'eau) (Annexe 2). La viscosité a alors été déterminée à l'aide d'un viscosimètre à chute de bille décrit dans l'Annexe 2. Pour résumer, le Tableau 7 donne les viscosités déterminées expérimentalement pour les liquides à 20°C et celles fournies par les fournisseurs à 25°C. On remarque que les viscosités mesurées à 20°C sont relativement proches des valeurs données par les fournisseurs (viscosité à 25°C).

Expérimentalement, les résines seront aérosolisées de telle sorte que les interactions gouttelettes / air peuvent favoriser l'évaporation des solvants présents et en conséquence modifier la viscosité dynamique. Des essais ont donc été réalisés pour apporter des éléments de réponse sur la modification de la viscosité dynamique lorsque le solvant s'évapore.



Tableau 7 : Viscosité dynamique des liquides.

Liquides		Viscosité mesurée (mPa.s) (à 20°C)	Viscosité fournisseur (mPa.s) (à 25°C)	Masse volumique fournisseur (g/cm <sup>3</sup> )	
Résines	ARN (ALLRESIST)	2220	0,58 ± 0,07	/	
		1220	0,68 ± 0,11	/	
		1230	1,33 ± 0,08	/	
		631.09	3,00 ± 0,09	3,10	
	ARP (ALLRESIST)	671.01	3,12 ± 0,09	3,20	
		631.01	1,02 ± 0,04	0,90	
		6200.04	2,98 ± 0,05	2,00	
		631.04	1,39 ± 0,04	/	
		632.04	1,66 ± 0,04	/	
		SU8 (KAYAKU)	2000.5	2,85 ± 0,10	2,61
			2002	8,16 ± 1,60	8,42
		DEHS (VWR)		21,40 ± 1,40	23,00 (à 20°C)
	Glycérol (VWR)		1273,86 ± 79,00	1490 (à 20°C)	

Une même quantité de résine a été placée dans des récipients identiques. Ces échantillons de résines ont été laissés à température ambiante pendant 1 jour. Après cette journée, la viscosité dynamique a été mesurée. La Figure 47 montre l'évolution de la viscosité au cours du temps et on remarque que l'évaporation de solvant n'a pas d'effet significatif sur la viscosité.

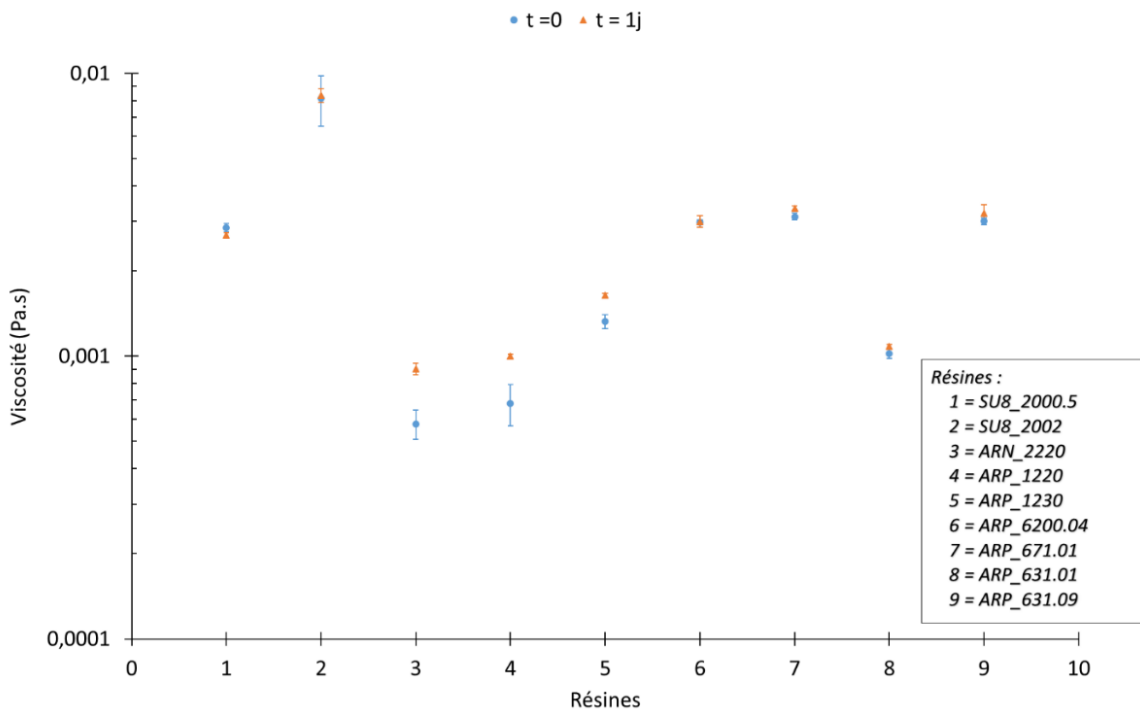


Figure 47 : Evolution de la viscosité dynamique lors de l'évaporation du solvant des résines.

## Chapitre 2 : Matériel et méthodes

### 2.1.2.1.2 Tension superficielle

La tension superficielle est un phénomène physico-chimique lié aux interactions moléculaires d'un liquide, noté  $\gamma$ , et mesuré en N/m. Elle correspond à la force qu'il faut pour maintenir un équilibre entre un liquide et une surface (Annexe 3). Il existe plusieurs méthodes pour mesurer la tension superficielle dont celle utilisant la lame de Wilhelmy qui sera utilisée dans cette étude et dont le principe est décrit dans l'Annexe 3. La tension superficielle a été mesurée pour tous les liquides utilisés dans ces travaux : le DEHS (di(ethylhexyl) sébacate) et des résines thermodurcissables (Tableau 8). Pour les résines on remarque que la mesure de la tension superficielle met en évidence 2 groupes : un premier groupe avec une tension superficielle comprise entre 25 et 28 mN/m, et enfin un deuxième groupe ayant une tension superficielle comprise entre 33 et 36 mN/m.

Tableau 8 : Mesure de la tension superficielle (à 20°C).

Liquides		Tension superficielle (mN/m)
ARN	2220	25,6 ± 0,2
	1220	25,9 ± 0,3
Résines	1230	27,4 ± 0,1
	631.09	33 ± 0,1
	671.01	33,4 ± 0,3
	631.01	33,7 ± 0,4
	6200.04	35,6 ± 0,2
	631.04	32,7 ± 0,1
	632.04	33,3 ± 0,3
	SU8	2000.5
	2002	34,5 ± 0,5
DEHS		32 ± 0,3
Glycérol		66 ± 0,3

Des essais complémentaires ont été menés sur l'impact de l'évaporation du solvant sur la tension superficielle. Pour cela, une même quantité de résine a été placée dans des récipients identiques. Ces échantillons de résines ont été « vieillis » à température ambiante pendant 64h. Tout au long du vieillissement des mesures de tensions superficielles ont été effectuées. La Figure 48 montre l'évolution de la tension superficielle au cours du temps ; on remarque que l'évaporation de solvant n'a pas d'effet significatif sur la tension superficielle, même si on peut noter une légère décroissance de celle-ci pour les résines SU8\_2002 et ARP\_631.09.

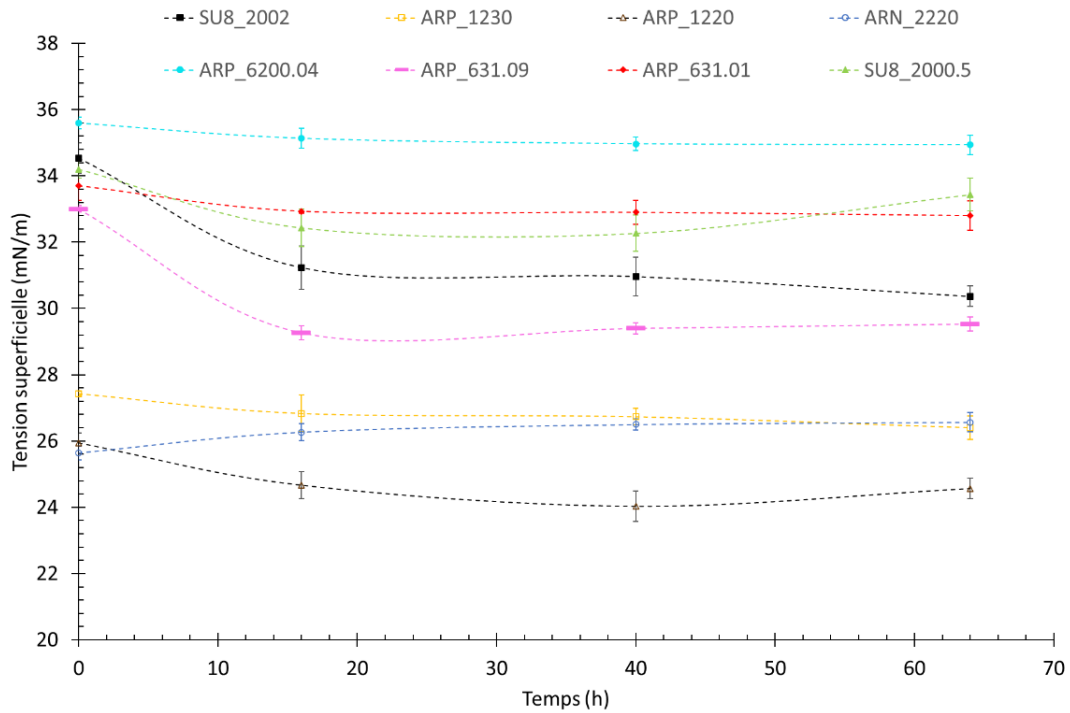


Figure 48 : Evolution de la tension superficielle des résines en fonction du temps de vieillissement.

### 2.1.2.1.3 Conclusion

Pour conclure, les liquides utilisés sont des liquides newtoniens. La Figure 49 présente la viscosité dynamique au regard de la tension superficielle pour les différentes résines testées et le DEHS.

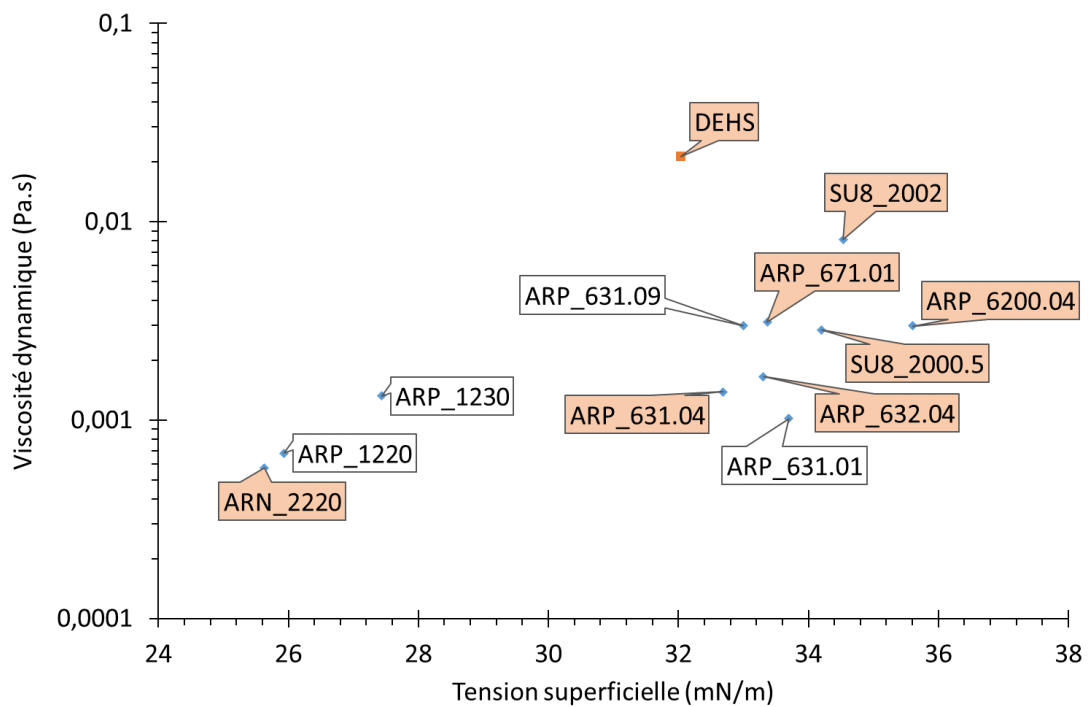


Figure 49 : Evolution de la viscosité dynamique en fonction de la tension superficielle, à 20°C (surligner en orange = sélectionnées pour l'étude ; surligner en blanc = non sélectionnées).

## Chapitre 2 : Matériel et méthodes

Afin de balayer un large éventail de viscosités et de tensions superficielles, nous sélectionnerons les résines suivantes pour la suite des travaux (surligner en orange sur la Figure 49) : ARN\_2220, SU8\_2000.5, SU8\_2002, ARP\_671.01, ARP\_632.04 et ARP\_6200.04.

### 2.1.2.2 Perte de volume

Dans le cas des résines, la présence de solvant peut conduire, après séchage, à une diminution du volume de liquide dans le filtre. Une étude de vieillissement en fiole a été réalisée, avec un volume et une masse connue de résine. Dans une petite fiole, on place 10 ml de résine que l'on pèse et on note la hauteur du liquide. La fiole est ensuite placée dans une étuve à 50°C pendant trois jours. Après cette période, la fiole est de nouveau pesée et la hauteur de liquide relevée, ce qui a permis de calculer la perte par évaporation en volume et en masse (Tableau 9).

Tableau 9 : Perte en volume et en masse des résines séchées à 50°C, après 5 jours.

Résines	Pourcentage de volume évaporé (%)	Pourcentage de masse évaporée (%)
ARN_2220	93	96
ARP_1230	93	95
ARP_671.01	98	99
ARP_632.04	93	95
ARP_631.04	93	95
ARP_6200.4	93	95
SU8_2000.5	85	84
SU8_2002	71	67

Pour conclure on remarque que les résines en séchant perdent environ 90 % en volume. Cette perte de volume peut conduire à une différence notable entre la perte de charge avant et après séchage des résines dans le filtre. Il pourra donc s'avérer important de tenir compte de cette perte de volume dans les interprétations qui seront tirées des essais avec les résines.

### 2.1.3 Interaction fibre/goutte

L'interaction entre une fibre et une goutte de liquide peut nous permettre de déterminer l'affinité entre le liquide et les fibres et par conséquent le comportement du liquide dans le filtre. En effet, il a été relevé dans le chapitre 1 que l'évolution de la perte de charge est différente selon l'aptitude du liquide à mouiller ou non les fibres.

Des essais sur des fibres de 6,5  $\mu\text{m}$  et 12  $\mu\text{m}$ , de même nature que les fibres des médias métalliques, nous ont permis d'appréhender l'affinité du liquide en calculant l'angle de contact, et ainsi d'anticiper le comportement du filtre, en termes d'évolution de perte de charge, quand il sera colmaté

avec l'aérosol liquide. Si l'angle de contact est inférieur à  $90^\circ$  alors le liquide a une affinité avec le solide (la fibre). Si l'angle de contact est supérieur à  $90^\circ$ , le liquide n'a pas d'affinité avec la fibre, et on dira qu'il est non-mouillable.

La Figure 50 montre un exemple de goutte de DEHS ayant une affinité avec la fibre (images B et D) et des gouttes de glycérol qui n'ont pas d'affinité avec la fibre (images A et C). Pour le DEHS, les gouttes forment des ondoloïdes. Pour le glycérol, les gouttes se présentent sous forme de petites sphères posées à la surface de la fibre métallique.

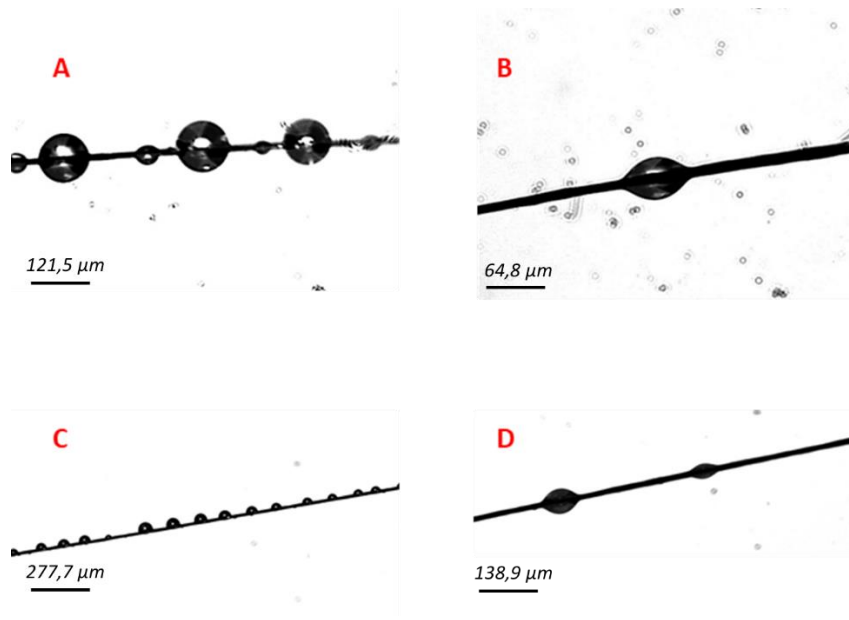


Figure 50 : Observation de gouttes sur des fibres : (A) gouttes de glycérol sur une fibre de  $12\mu\text{m}$  (vue de dessous), (B) gouttes de DEHS sur une fibre de  $6,5\mu\text{m}$  (vue de dessous), (C) gouttes de glycérol sur une fibre de  $12\mu\text{m}$  (vue de profil) et (D) gouttes de DEHS sur une fibre de  $6,5\mu\text{m}$  (vue de profil).

Pour la mesure de l'angle de contact, les fibres ont été fixées sur un support réalisé par imprimante 3D (Figure 51) par un point de colle.

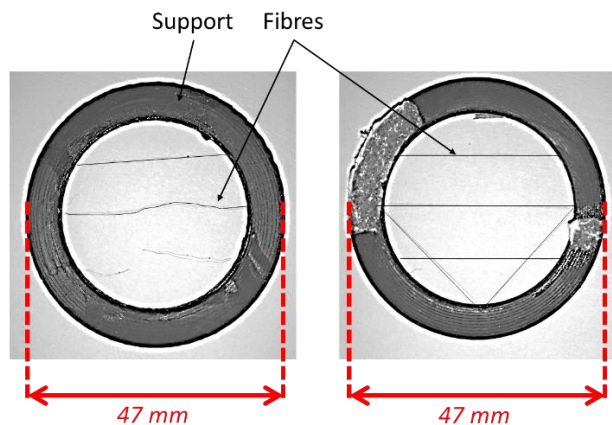


Figure 51 : Fibres de  $12\mu\text{m}$  fixées sur le support fait en imprimante 3D.

## Chapitre 2 : Matériel et méthodes

Les gouttes sont générées et directement déposées à l'aide d'une seringue (pour le DEHS) ou par pulvérisation (en ajoutant une tête de bombe de peinture) de petites gouttes (pour les résines) sur les fibres. A l'issue de cette opération, le support est placé sous un microscope optique pour réaliser des clichés dont le traitement à l'aide du logiciel Image J permet d'accéder à l'angle incident et par déduction à l'angle de contact (Figure 52).

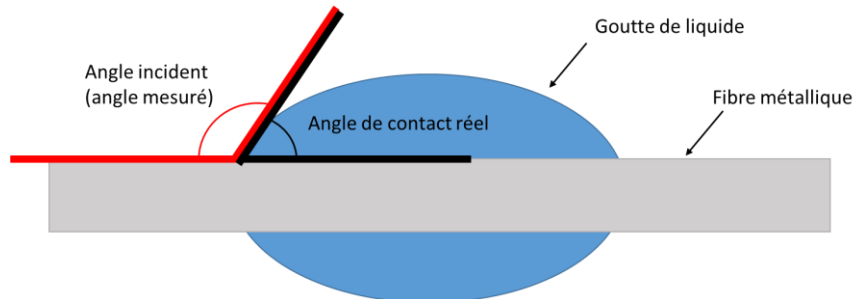


Figure 52 : Schéma de la mesure de l'angle de contact.

Le Tableau 10 récapitule les valeurs des angles mesurés pour le DEHS et quelques résines. Il est à noter que le trop faible volume des gouttelettes générées pour certaines résines couplées à une évaporation importante n'a pas permis de déterminer les angles de contact.

Tableau 10 : Mesure de l'angle de contact pour certains liquides (à 20°C).

Liquide	Angle mesuré (°)	Angle de contact (°)
DEHS	149 ± 7	31 ± 7
ARP-1230	157 ± 7	23 ± 7
ARN-2220	158 ± 5	22 ± 5
ARP-631.01	168 ± 2	12 ± 2
ARP-6200.04	161 ± 5	19 ± 5

Comme on peut le constater, la plupart des résines peuvent être considérées comme mouillable vis-à-vis des fibres compte tenu d'un angle de contact bien inférieur à 90°.

## 2.2 Banc d'essais

Le banc d'essais (Figure 55) destiné au colmatage des filtres a été spécifiquement développé pour cette étude et est composé de deux branches en parallèle équipées d'électrovannes. La première comprend un porte-filtre (Figure 53) relié en amont et en aval à un capteur de pression différentielle permettant de suivre l'évolution de la perte de charge du filtre métallique étudié au cours du

colmatage. Ce porte filtre a été développé spécifiquement pour ces essais et a fait l'objet d'une étude de l'écoulement par simulation numérique (Annexe 4). La deuxième branche permet de « court-circuiter » le filtre afin de caractériser l'aérosol généré. Le débit circulant au travers de l'installation est régulé par l'intermédiaire d'une vanne de régulation (Brook) permettant de faire varier la vitesse de filtration de 0,9 à 18 cm/s. L'amont du filtre métallique est maintenu à la pression atmosphérique. En aval du filtre, une partie du débit d'air est échantillonnée et dirigée vers deux appareils de mesure (SMPS (TSI (classifieur électronique modèle 3082 et compteur de particules modèle 3752)) ou Welas (Palas, digital 2000, cellule 2100)) afin de déterminer la concentration et la distribution granulométrique de l'aérosol. Lors du colmatage le SMPS et le Welas, mesurent également la concentration et la distribution de l'aérosol en aval du filtre au cours du temps. Le temps d'échantillonnage des appareils est de 60 s. La concentration en amont est déterminée une seule fois, en début d'essai, avec les mêmes appareils à l'aide de la deuxième branche du banc d'essai. Une partie du débit d'air rejeté par les appareils est filtrée puis injectée avec un débit contrôlé dans la boucle de prélèvement de l'aérosol afin de diluer ce dernier. L'excédent d'air est réinjecté dans la boucle principale afin de maintenir un débit constant et s'assurer ainsi d'une vitesse de filtration constante tout au long de l'essai.

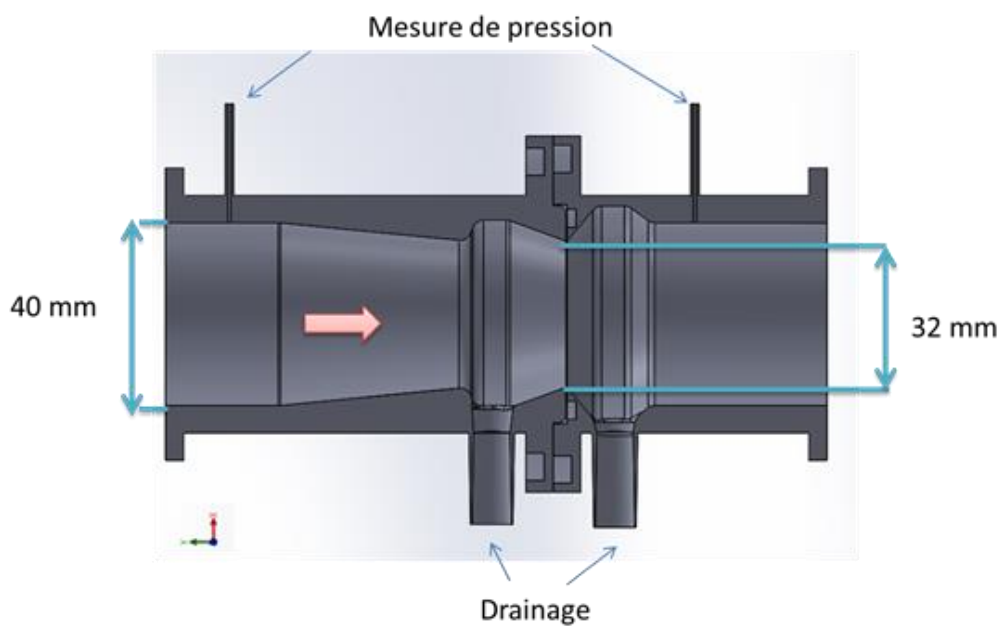


Figure 53 : Porte filtre.

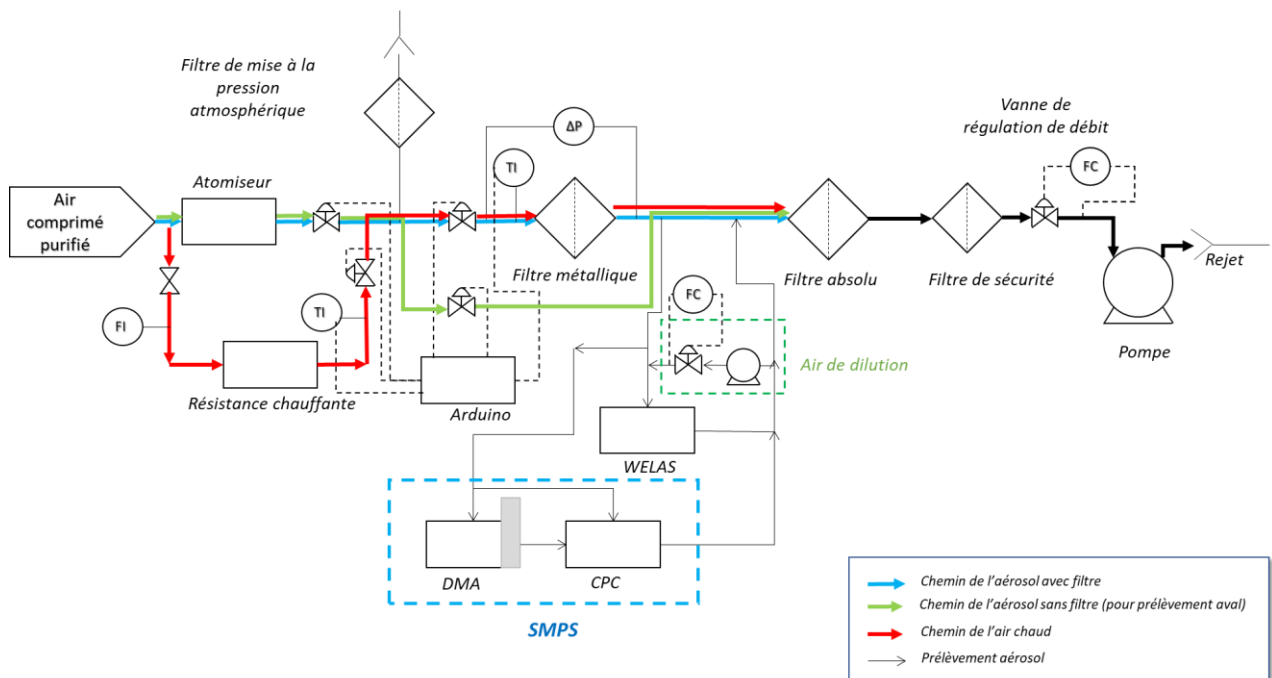
L'aérosol d'essai est généré par nébulisation de DEHS (di(ethylhexyl) sébacate) à l'aide d'un atomiseur AGF 2.0 (Palas). Pour les résines un autre atomiseur (CH Technologies, Collison Nebulizer) est utilisé (Figure 54), car les résines contiennent des solvants agressifs vis-à-vis des plastiques, pouvant détériorer l'atomiseur utilisé avec le DEHS. La plupart des essais ont été réalisés avec un aérosol de DEHS, dont le diamètre moyen en nombre de l'aérosol est d'environ 250 nm. La distribution granulométrique de l'aérosol, obtenue avec le SMPS, peut-être approchée par une loi log-normale de diamètre médian massique de 354 nm et d'écart type géométrique de 1,7. A partir des distributions granulométriques déterminées en amont et aval du filtre métallique, il est possible de calculer la concentration massique en amont ( $C_{am}$ ) et en aval ( $C_{av}$ ) du filtre métallique et d'en déduire la masse

## Chapitre 2 : Matériel et méthodes

de gouttelettes collectées à chaque pas de temps (ici 60 s) (Annexe 5). A noter que le DEHS a été préféré à l'eau afin de s'affranchir de tout phénomène d'évaporation.



Figure 54 : Atomiseur utilisé pour les résines (CH Technologies, Collison Nebulizer).



Le banc permet trois configurations de fonctionnement :

- La configuration 1 (circuit vert sur la Figure 55) permet de caractériser l'aérosol que l'on génère, en termes de taille des gouttes et de concentration. La vanne située en amont du filtre est fermée, ainsi l'aérosol passe dans le réseau parallèle.
- La configuration 2 (circuit bleu sur la Figure 55) correspond à la configuration de colmatage du filtre. L'aérosol est envoyé sur le filtre et on relève sa perte de charge, la granulométrie et la concentration d'aérosol en aval du filtre.



- La configuration 3 (circuit rouge sur la Figure 55) permet de durcir les résines sans arrêter l'écoulement. Dans cette configuration, seule la perte de charge du filtre est mesurée. Les appareils de caractérisation de l'aérosol (SMPS et Welas) sont déconnectés afin de les préserver des solvants que contiennent les résines. Dans cette configuration, la génération de l'aérosol est stoppée et seul un débit d'air chauffé par une résistance chauffante et un manteau chauffant s'écoule au travers du filtre.

La Figure 56 présente la distribution granulométrique de l'aérosol de DEHS dans la voie amont (configuration 1) et dans la voie du porte-filtre en l'absence du filtre (configuration 2), pour plusieurs débits de filtration. On peut constater que la configuration du banc d'essai (1 ou 2) n'influence pas la distribution granulométrique de l'aérosol. Par ailleurs, des mesures effectuées avec un compteur optique Welas n'ont pas mis en évidence la présence de gouttelettes supérieures à 1  $\mu\text{m}$  en amont et en aval du filtre.

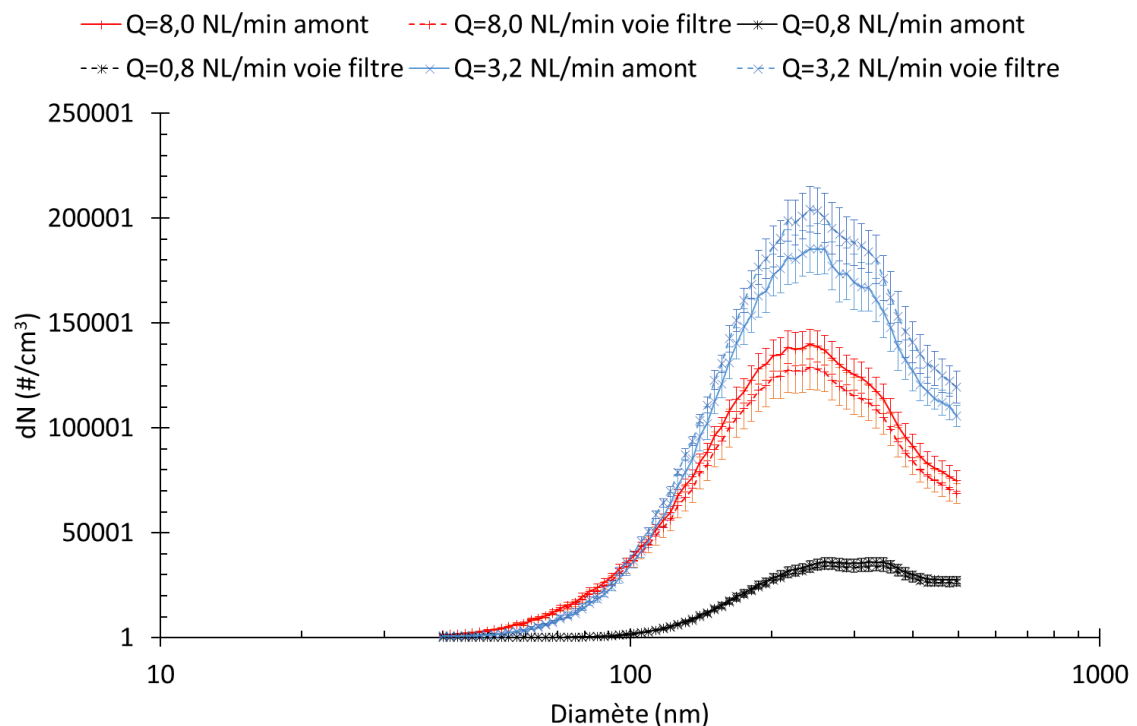


Figure 56 : Distribution granulométrique de l'aérosol pour la voie amont et au travers du porte filtre, à différents débits de filtration.

A noter que dans cette étude les gouttelettes micrométriques (supérieures à 1  $\mu\text{m}$ ) ne sont pas considérées car en cas d'une rupture de conduite produisant un brouillard d'huile ou de la vapeur, les plus grosses particules vont rapidement sédimenter ou se déposer en parois. Dans ces travaux, nous ne nous intéresserons qu'à l'état de saturation du filtre. Pour information, les efficacités initiales présentées précédemment, à une vitesse de filtration de 7 cm/s, ont été déterminée sur ce banc d'essai.

## 2.3 Méthode opératoire

Pour chaque média, deux types de protocoles ont été appliqués :

- lors du premier protocole, le filtre est chargé jusqu'à la saturation (lorsque la perte de charge atteint un état stable ( $\Delta P_S$ )). Directement après le chargement, le filtre est pesé afin de déterminer la masse de liquide saturant ( $m_S$ ) ;

- pour le second protocole, la génération d'aérosols est arrêtée tout en maintenant l'écoulement d'air dès la phase stationnaire de la perte de charge atteinte. L'essai est ensuite stoppé lorsqu'un nouvel état d'équilibre est atteint ( $\Delta P_R$ ). Le filtre est ensuite pesé pour évaluer la quantité de liquide restant après le test ( $m_R$ ).

La différence de masse ( $m_S - m_R$ ) doit permettre d'évaluer la masse de liquide présente sous forme de film liquide, c'est-à-dire celle qui est drainée.



## **Chapitre 3 : Résultats et discussion**





Ce chapitre traite des résultats liés au colmatage des différents médias caractérisés au chapitre 2, afin d'étudier l'influence des propriétés physico-chimiques du filtre et du liquide sur le comportement de celui-ci (perte de charge et efficacité).

L'étude a commencé par le colmatage des filtres monocouches, qui sont identiques aux couches composant les filtres multicouches, sur le banc d'essai décrit dans le chapitre 2. Ils ont, tout d'abord, été colmatés, avec du DEHS, à une seule vitesse de filtration. Cela a permis de voir l'influence des paramètres structurels (épaisseur, diamètre des fibres, compacité...) sur l'évolution temporelle de la perte de charge et de l'efficacité. Des essais ont également été menés sur l'influence de la vitesse de filtration sur la masse de liquide accumulé dans le filtre sur la résistance aéraulique des monocouches.

Dans un deuxième temps, les filtres multicouches ont été colmatés à une seule vitesse de filtration, avec du DEHS.

Lors de ces essais, la perte de charge et la concentration en aval d'aérosol ont été mesurées (comme pour les filtres monocouches). Pour rappel, la mesure de la concentration en aval de l'aérosol, associée à une mesure de la concentration en amont, permet de remonter à l'efficacité du filtre (comme abordé dans le chapitre 1). Une fois la perte de charge et l'efficacité des filtres (monocouches et multicouches) analysées, une attention particulière est portée sur les masses de liquide présentes dans les filtres. Deux types d'essais ont été menés pour chaque filtres métalliques (multicouches et monocouches) : un premier essai où le filtre est saturé en liquide, donnant la masse de liquide saturante, et un deuxième essai où une fois la saturation atteinte, la génération de l'aérosol est arrêtée mais pas l'écoulement d'air, donnant la masse de liquide restante (voir protocole donné dans le chapitre 2). Ces deux masses sont obtenues par pesée des filtres à la fin de chaque essai. Ces masses vont permettre d'estimer notamment la masse du film liquide en aval du filtre. Cette première campagne de colmatage sur un aérosol de DEHS sera poursuivie par une deuxième campagne avec des résines thermodurcissables afin d'évaluer d'une part l'influence des propriétés du liquide (tension superficielle et viscosité) sur l'évolution de la perte de charge du filtre et la possibilité de figer et de visualiser le liquide au sein du média d'autre part.

### 3.1 Cas des filtres monocouches

Avant d'étudier les filtres industriels (filtres multicouches), on s'intéresse donc au comportement des couches seules (filtres monocouches) lors de leur colmatage par l'aérosol de DEHS. Les filtres monocouches, de mêmes caractéristiques que les couches composant les filtres industriels, ont été spécialement conçues pour cette étude et ne sont donc pas commercialisés. En conséquence, cette fabrication spécifique a pu générer des lots de médias présentant une certaine inhomogénéité structurale pour une même référence.

Dans un premier temps, l'influence des caractéristiques structurales des médias est étudiée, en termes de diamètre des fibres, d'épaisseur et de compacité. La seconde partie se focalise sur l'influence de la vitesse de filtration sur la perte de charge, la masse de liquide accumulée à la saturation et sur la résistance aéraulique du média.

### 3.1.1 Evolution de la perte de charge et de l'efficacité

Dans cette étude, seuls les filtres monocouches A, D et E ont été colmatés. Les essais de colmatage des médias B, F et C n'ont pu être menés à terme en raison d'une efficacité initiale très faible (Tableau 5) conduisant à des durées de colmatage incompatibles avec notre installation. Les tests de colmatage ont été réalisés sur le banc d'essai décrit dans le chapitre 2, à une vitesse frontale de filtration de 7 cm/s. Au cours de l'essai, la perte de charge et la distribution granulométrique de l'aérosol en aval du filtre sont mesurées. La concentration de l'aérosol (et sa distribution granulométrique) en amont a été déterminée au préalable de l'essai de colmatage lui-même.

#### 3.1.1.1 Evolution de la perte de charge

L'évolution de la perte de charge en fonction du temps, pour les différents filtres monocouches (A, D et E) est représentée sur la Figure 57. Cette évolution de perte de charge est typiquement celle d'un filtre mouillable décrite par [1, 31, 44]. C'est-à-dire que la collecte des gouttes par les fibres, au début du colmatage, se traduit par une évolution linéaire de la perte de charge. Ces gouttes vont croître jusqu'à former des ponts liquides entre les fibres amenant le liquide à se répartir dans le filtre. Cette étape se traduit par une montée exponentielle de la perte de charge. Après un certain temps de colmatage, la masse de liquide accumulée dans le filtre se stabilise en raison de la compétition entre le liquide collecté et le liquide drainé en aval du filtre conduisant à une stabilisation de la perte de charge. Cette phase qualifiée de quasi-stationnaire est caractérisée par :

- Une perte de charge constante appelée perte de charge à saturation ( $\Delta P_{sat}$ )
- Une masse constante de liquide accumulée dans le filtre. Durant cette phase, la quantité de particules collectées est égale à celle drainée et par conséquent la masse accumulée pendant cette phase est nulle.

Les filtres A et D possèdent des caractéristiques très proches notamment en termes d'efficacité initiale (Tableau 5), ce qui peut expliquer des pertes de charge à l'état de saturation (quand la perte de charge se stabilise) similaires (Figure 57 et Tableau 11). On peut également noter une perte de charge à saturation du filtre E (4 000 Pa) plus faible que celle des filtres A et D (respectivement de 16 000 et 17 000 Pa) (Tableau 11). Cette différence s'explique par le fait que les filtres A et D sont initialement plus efficaces, avec un diamètre de fibres plus petit et une épaisseur plus grande que le filtre E. Ainsi leur résistance à l'écoulement est plus élevée et la perte de charge initiale des filtres A et D est plus grande que celle du filtre E (Tableau 11). Par ailleurs, les masses surfaciques de liquide accumulée à la saturation pour les filtres les plus résistants, *i.e.* A et D, (respectivement 354 g/m<sup>2</sup> et 353 g/m<sup>2</sup>) sont plus élevées que celle du filtre E (82 g/m<sup>2</sup>) (Tableau 11). Pour rappel, cette masse est obtenue par pesée de l'échantillon, une fois la saturation du filtre atteinte.

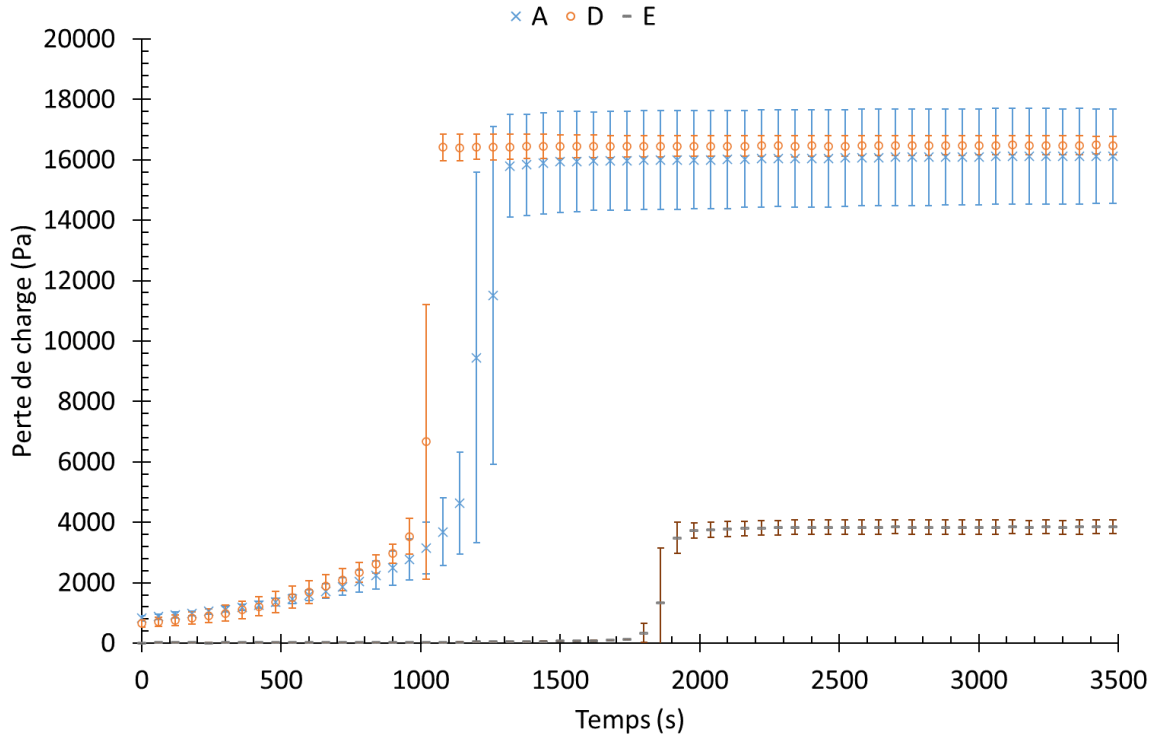


Figure 57 : Evolution de la perte de charge en fonction du temps, pour différents filtres monocouches, à une vitesse de filtration de 7 cm/s.

Tableau 11 : Colmatage des filtres monocouches, à une vitesse de 7 cm/s.

Filtres monocouches	Compacité	Diamètre de fibre moyen ( $\mu\text{m}$ )	Épaisseur ( $\mu\text{m}$ )	Efficacité initiale à (7 cm/s)	Perte de charge initiale (Pa)	Perte de charge à la saturation (Pa)	Masse surfacique à la saturation ( $\text{m}_s$ )( $\text{g}/\text{m}^2$ )
A	0,3	$d < 2$	$250 < e < 300$	0,99	$642 \pm 92$	$16077 \pm 1592$	$354 \pm 95$
D	0,5	$2 < d < 5$	$200 < e < 250$	0,92	$478 \pm 26$	$16647 \pm 267$	$358 \pm 58$
E	0,4	$7 < d < 9$	$50 < e < 100$	0,56	$13 \pm 3$	$3964 \pm 282$	$84 \pm 9$

Les résultats présentés précédemment (Tableau 11 et Figure 57) montrent surtout l'influence de l'efficacité initiale due aux caractéristiques du filtre (compacité, diamètre de fibres et épaisseur) : plus l'efficacité initiale est importante, plus la perte de charge à saturation sera importante.

Des essais expérimentaux ont été faits en doublant l'épaisseur du filtre A, en superposant deux filtres A. Ils ont été faits à une vitesse de filtration plus faible : 3,5 cm/s (les filtres monocouches ont

### Chapitre 3 : Résultats et discussion

été colmatés à différentes vitesses de filtration. Les résultats présentés précédemment sont à une vitesse de 7 cm/s). L'évolution de la perte de charge en fonction du temps pour le filtre A seul et deux filtres A accolés est représentée sur la Figure 58. Tout d'abord, on constate que l'évolution de la perte de charge n'a pas changé, par rapport à celle du filtre seul : augmentation linéaire, puis exponentielle de la perte de charge, avant de se stabiliser. De plus, l'évolution de la perte de charge, pour la superposition des filtres A, est continue, c'est-à-dire qu'il n'y a pas de palier traduisant le colmatage d'un filtre après l'autre. On constate également que la perte de charge se stabilise approximativement à la même valeur (Figure 58). Pour le filtre A, la perte de charge à saturation est approximativement 14 400 Pa, et pour la superposition de filtre A, la perte de charge à la saturation est d'environ 14 000 Pa (Tableau 12). On remarque également sur la Figure 58, que le fait d'ajouter une épaisseur, triple quasiment le temps pour atteindre l'état de saturation du filtre : la saturation du filtre A seul est atteinte à environ 8 000 s, alors que pour la superposition de filtre A, la saturation est atteinte au bout d'environ 22 000 s.

Bien que la perte de charge à saturation soit restée constante, la masse de liquide accumulée, à la saturation, dans le filtre a quasiment doublé lorsqu'on a doublé l'épaisseur : la masse surfacique accumulée, à la saturation, pour la superposition des deux filtres A est de 784 g/m<sup>2</sup>, et pour le filtre A seul, elle est de 461 g/m<sup>2</sup> (Tableau 12). Ainsi, en augmentant l'épaisseur du filtre, on collecte plus de liquide pour une perte de charge à la saturation approximativement identique à celle d'une couche seule de filtre.

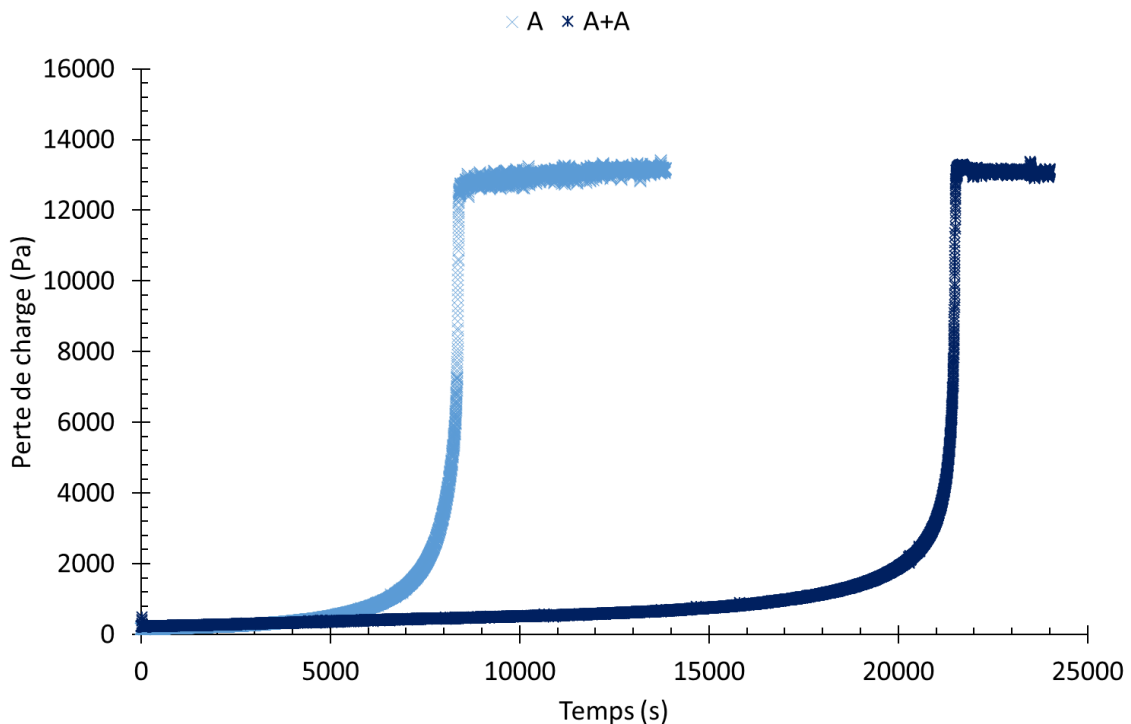


Figure 58 : Evolution de la perte de charge en fonction du temps, pour le filtre A et un doublement de celui-ci (A+A), à une vitesse de filtration de 3,5 cm/s.



Tableau 12 : Colmatage des filtres monocouches A et A+A, à une vitesse de 3,5 cm/s.

Filtres monocouches	Perte de charge initiale (Pa)	Perte de charge à la saturation (Pa)	Masse surfacique à la saturation ( $m_s$ )(g/m <sup>2</sup> )
A	276 ± 23	14399 ± 1200	461 ± 12
A + A	282 ± 36	14128 ± 1938	784 ± 24

### 3.1.1.2 Evolution de l'efficacité

L'efficacité des filtres a été déterminée à l'aide des concentrations en amont et en aval d'aérosol (chapitre 1, équation ( 1.5 )). Ces concentrations de DEHS, sont obtenues à partir des distributions granulométriques réalisées par un SMPS toutes les minutes. Ces données sont ensuite converties en concentration massique (voir explications données en Annexe 5) permettant ainsi le calcul de l'efficacité massique du filtre.

L'évolution de l'efficacité des filtres en fonction du temps est représentée sur les Figure 59 à Figure 61. En début de filtration, l'efficacité diminue avec l'augmentation de la perte de charge. Cette diminution, au début de colmatage, est due à une augmentation de la vitesse interstitielle (induite par le chargement des fibres en liquide). L'augmentation de la vitesse interstitielle engendre une diminution de l'efficacité de collecte par diffusion, pour des gouttelettes submicroniques. L'efficacité réaugmente ensuite avant de se stabiliser, quand la perte de charge augmente exponentiellement avant stabilisation. Cela s'explique par le fait que les forces liées à l'écoulement deviennent assez importantes pour drainer le liquide hors du filtre, générant un film liquide sur la face de sortie du média, et diminuant la compacité de liquide au sein du filtre. En conséquence, la vitesse interstitielle diminue conduisant à une augmentation de l'efficacité de collecte.

L'efficacité du filtre se stabilise à une efficacité plus faible que l'efficacité initiale car, à la saturation du filtre, il y a un « bullage » en aval du filtre, générant des particules liquides. Ce phénomène a été mis en évidence dans la littérature [25, 27] et a été vérifié dans cette étude, en plaçant en aval du filtre une caméra. La photographie (Figure 62) de la face aval du filtre A pendant la phase quasi-stationnaire (*i.e*  $\Delta P$  constante) montre le film liquide et la formation de bulles (bullage). De plus, on peut observer des passages d'air, représentés sur la Figure 62 par de petits trous en surface du film liquide.

### Chapitre 3 : Résultats et discussion

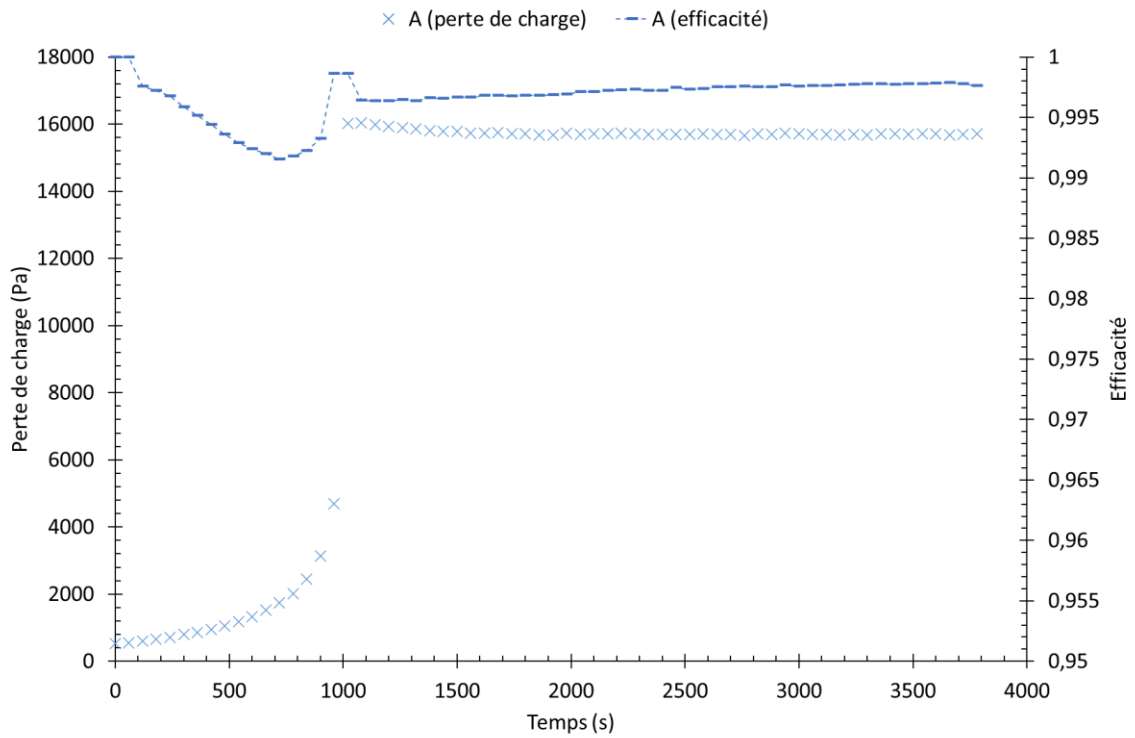


Figure 59 : Perte de charge et efficacité massique en fonction du temps et à une vitesse de filtration de 7 cm/s (filtre A).

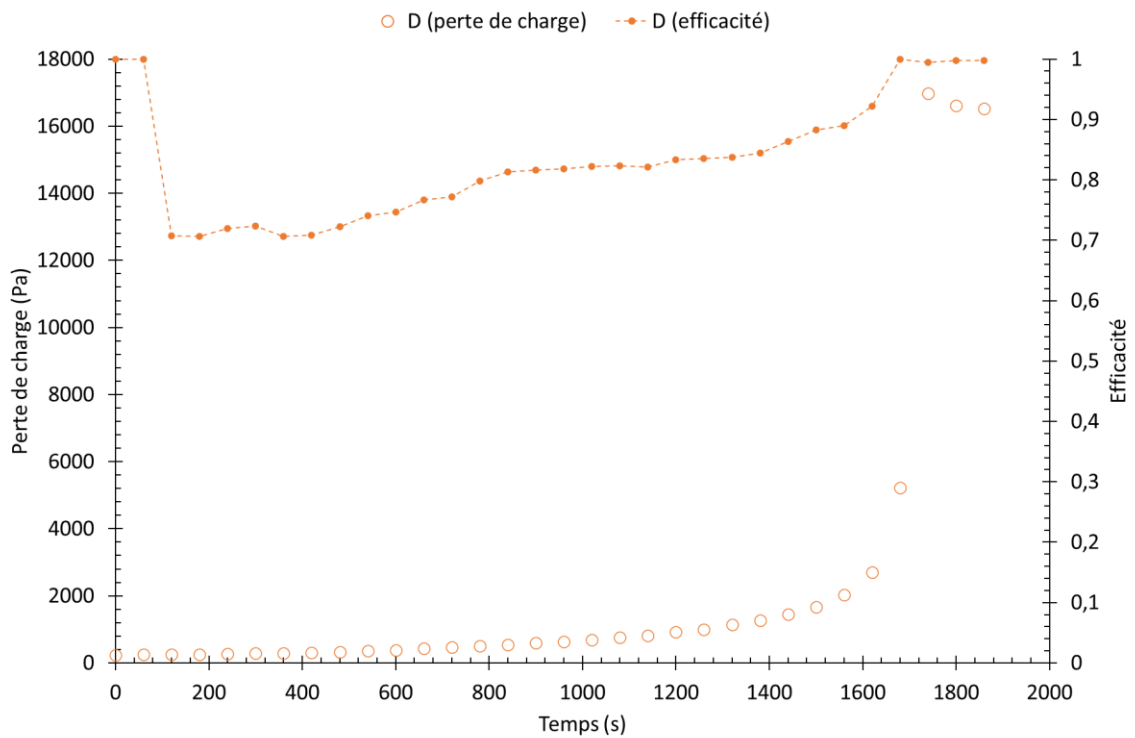


Figure 60 : Perte de charge et efficacité massique en fonction du temps et à une vitesse de filtration de 7 cm/s (filtre D).

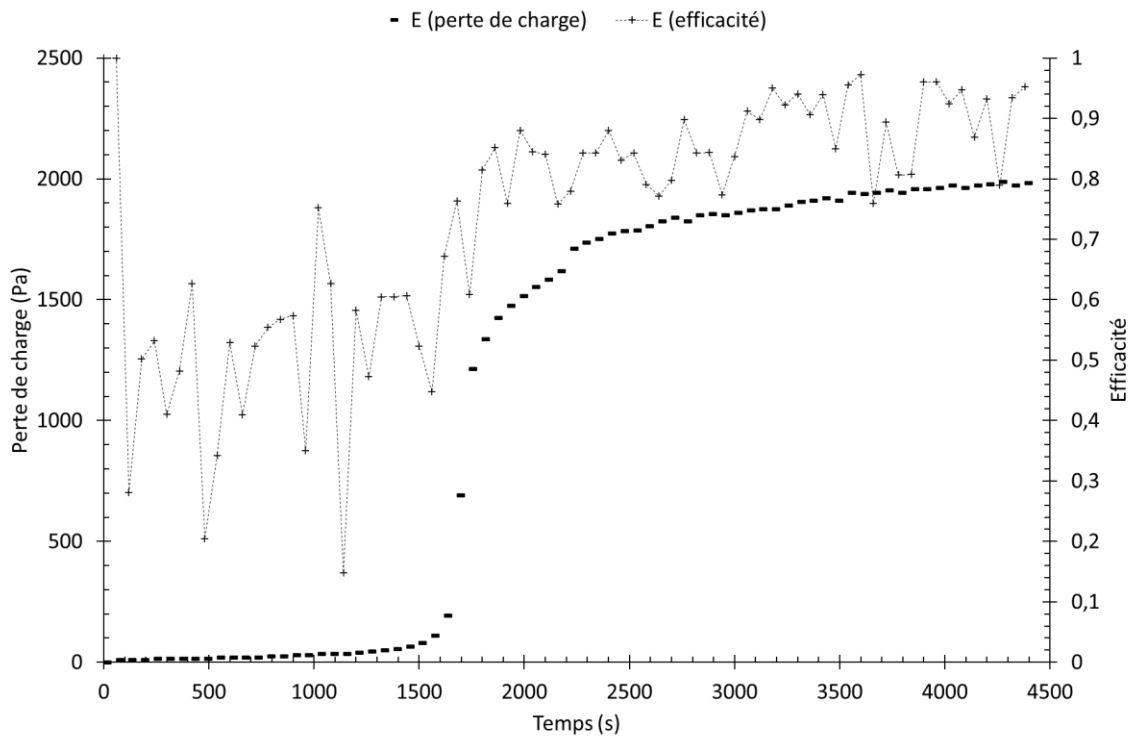


Figure 61 : Perte de charge et efficacité massique en fonction du temps et à une vitesse de filtration de 7 cm/s (filtre E).

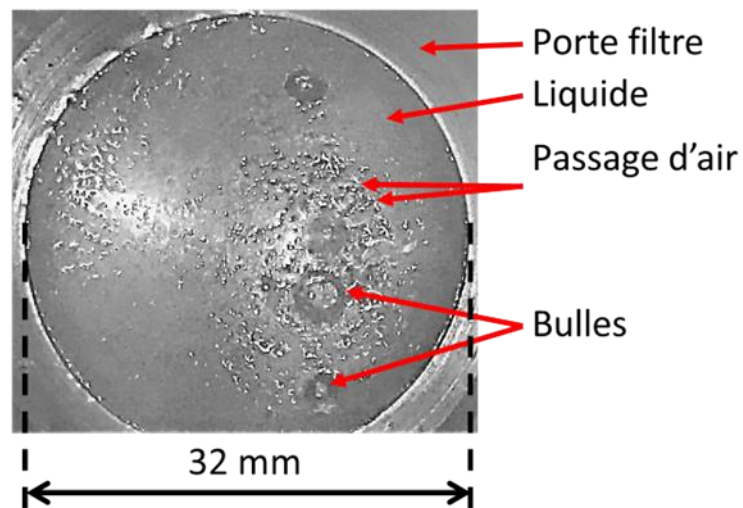


Figure 62 : Vue de la surface aval du filtre monocouche A, à la saturation.

### 3.1.2 Influence de l'arrêt de la génération de l'aérosol

Deux protocoles expérimentaux ont été réalisés pour chaque filtre. Dans le premier, l'essai est stoppé après saturation du filtre. Dans le second, la génération de l'aérosol est stoppée mais

### Chapitre 3 : Résultats et discussion

l'écoulement d'air est maintenu. Cette partie va s'intéresser à l'évolution de la perte de charge des essais lorsque la génération de l'aérosol a été arrêtée mais l'écoulement d'air maintenu.

Les filtres monocouches ont été colmatés avec de l'aérosol de DEHS, à une vitesse de filtration de 7 cm/s. L'évolution de la perte de charge, avant l'arrêt de la génération, correspond à celle qui a été décrite précédemment (3.1.1.1) : la perte de charge évolue linéairement, avant d'augmenter exponentiellement et de se stabiliser. Pour le filtre E, on peut remarquer un palier lors de la montée exponentielle de la perte de charge (Figure 63). On suppose que cela est dû au fait que ce filtre est créé à partir de deux couches de filtres monocouches B et qu'il y a eu un décollement entre les deux couches pour l'échantillon testé. Quand on arrête la génération de l'aérosol tout en maintenant l'écoulement d'air, on constate que la perte de charge diminue exponentiellement avant de se stabiliser (Figure 63). Pour les filtres monocouches efficaces initialement (filtres A et D), la diminution de la perte de charge est assez importante, lors de l'arrêt de la génération de l'aérosol. Pour le filtre A, on passe d'une perte de charge à la saturation de 16 500 Pa, à une perte de charge après l'arrêt de la génération de l'aérosol d'environ 7 000 Pa (Figure 63). Tandis que pour le filtre D, on a une perte de charge à la saturation d'environ 16 200 Pa et une perte de charge après l'arrêt de la génération d'aérosol, d'environ 3 700 Pa (Figure 63). En revanche, pour le filtre E, la diminution de la perte de charge est moins importante lorsque l'on arrête la génération de l'aérosol : on passe d'une perte de charge à la saturation de 3 500 Pa environ, à une perte de charge après l'arrêt de la génération d'aérosol de 3 200 Pa. Cela peut s'expliquer par le fait que le filtre est peu efficace initialement. Cette diminution de perte de charge peut être expliquée par le drainage du liquide présent au sein du média filtrant et en surface (film liquide).

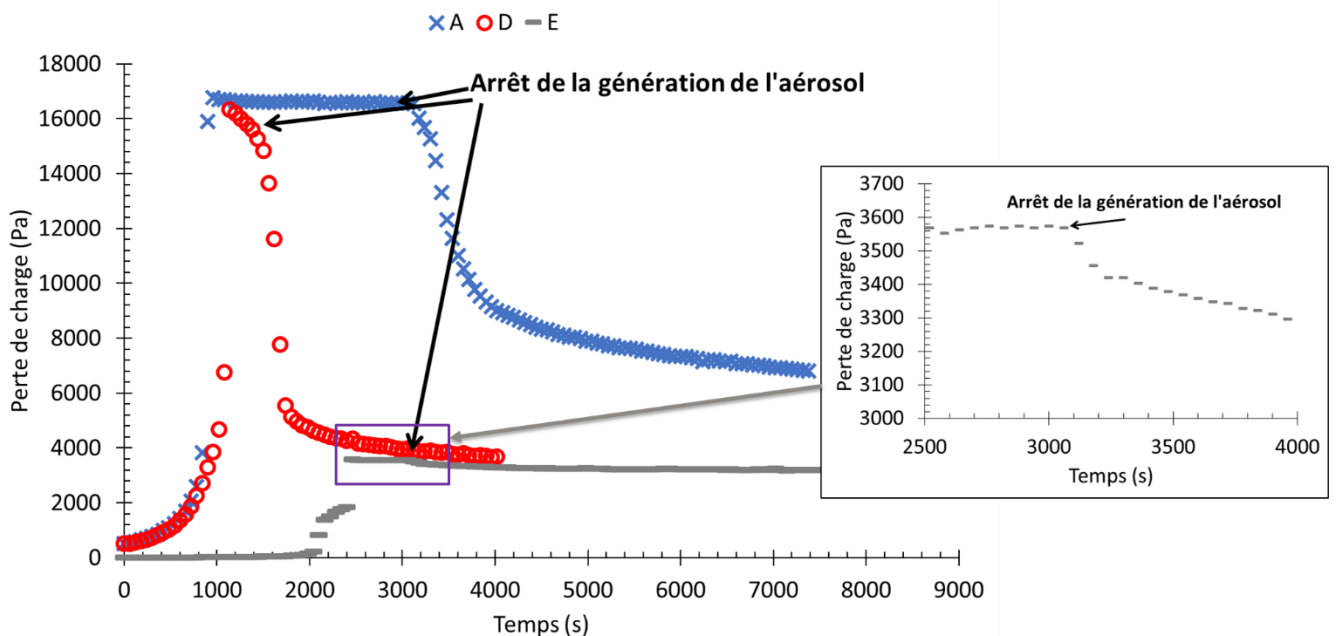


Figure 63 : Evolution de la perte de charge avec l'arrêt de la génération de l'aérosol, pour les filtres monocouches, à une vitesse de filtration de 7 cm/s.

### 3.1.3 Influence de la vitesse de filtration

Les différents filtres monocouches (A, D et E) ont été colmatés jusqu'à la phase quasi-stationnaire à différentes vitesses (variant entre 0,9 à 18 cm/s).

Certains essais ont été stoppés dès la phase stationnaire atteinte pour peser les filtres afin de déterminer la masse surfacique de DEHS accumulée à la saturation. L'évolution de cette masse surfacique à saturation en fonction de la vitesse de filtration est représentée sur la Figure 64. Pour un filtre donné, la masse surfacique de liquide à saturation n'évolue pas significativement avec la vitesse de filtration, ce qui laisse supposer qu'elle n'est fonction que de la structure du média filtrant et des interactions entre le liquide et le matériau filtrant. En revanche, lorsque la vitesse de filtration augmente, la perte de charge à la saturation augmente mais la résistance aéraulique (proportionnelle à  $\Delta P/U_f$ ) diminue (Figure 65) jusqu'à atteindre un seuil où la vitesse de filtration n'influence plus la résistance à l'écoulement du filtre.

Ces résultats confirment les travaux de [44] qui ont mis en évidence que le fait de travailler à des vitesses élevées minimise la résistance aéraulique. Par ailleurs, puisque les caractéristiques des médias A et D sont assez proches (Tableau 5), il est logique d'observer des valeurs similaires en termes de masse surfacique de liquide à saturation et de résistance aéraulique (Figure 64 et Figure 65). Au regard des observations faites sur la masse surfacique de liquide à saturation et la résistance aéraulique, on peut supposer que, pour un média donné, l'accroissement de la vitesse de filtration déplace le liquide accumulé vers des zones internes dites zones mortes du média filtrant ou/et vers la face aval du filtre (*i.e.* augmentation de l'épaisseur du film de drainage) minimisant de fait la résistance aéraulique à saturation et augmentant le diamètre des pores favorisant l'écoulement de l'air.

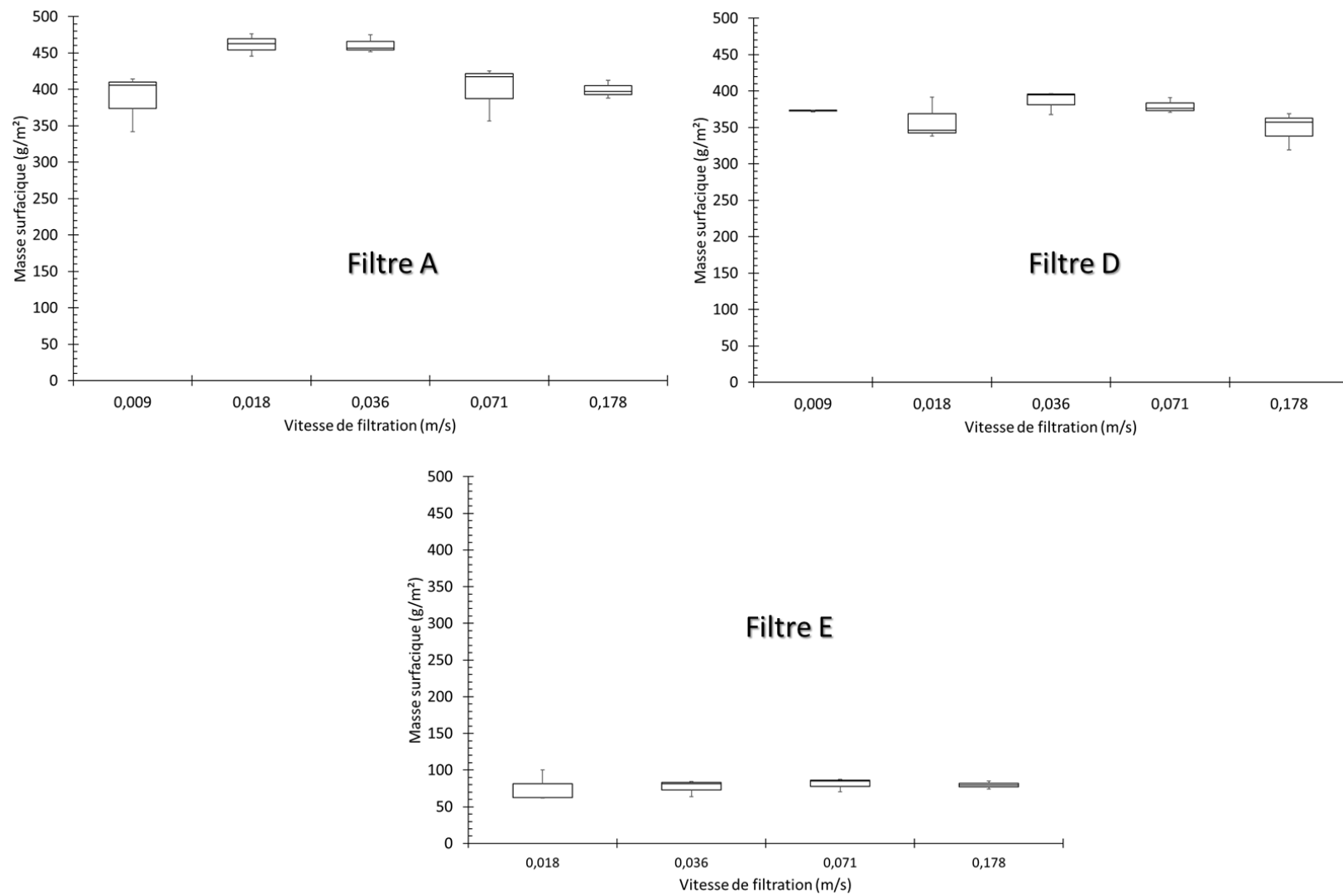


Figure 64 : Evolution de la masse surfacique de liquide en fonction de la vitesse de filtration frontale.

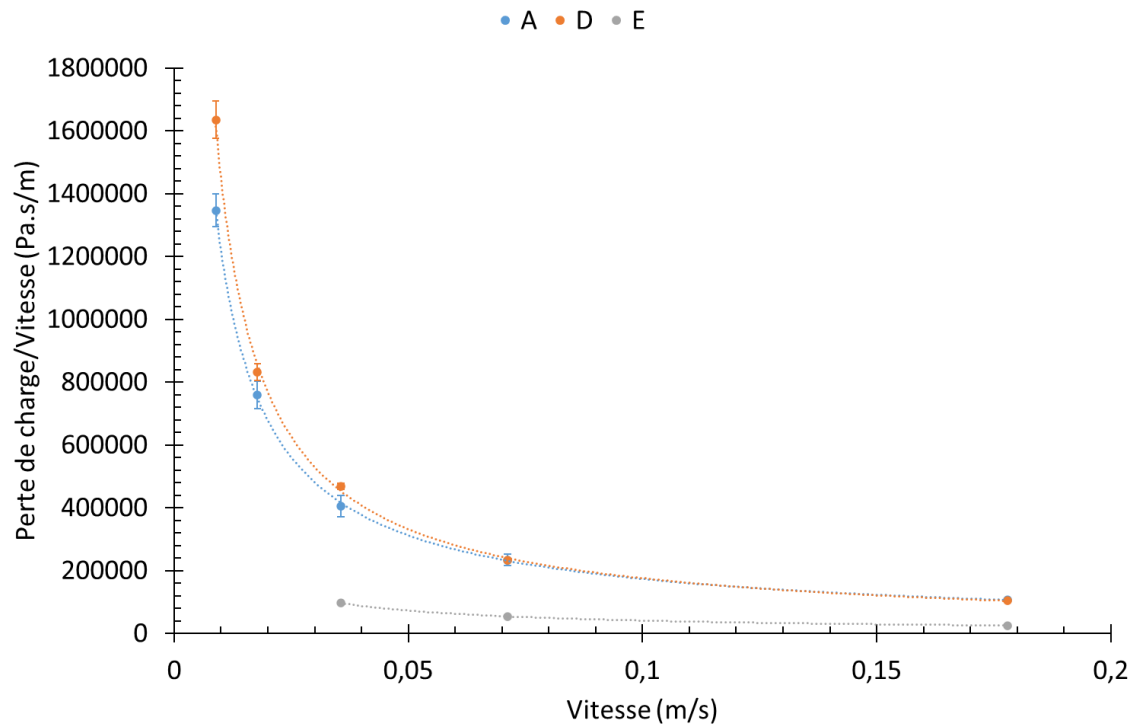


Figure 65 : Résistance aéraulique en fonction de la vitesse de filtration.

### 3.1.4 Conclusion

Pour conclure, les filtres monocouches présentent une évolution de la perte de charge conforme à celle qui est décrite dans la littérature :

- Evolution de manière linéaire de la perte de charge, dans un premier temps, correspondant à une collecte des gouttes par les fibres.
- Dans un deuxième temps, la perte de charge augmente de façon exponentielle, traduisant la formation de ponts liquides entre les fibres (dû à l'accroissement et à la coalescence des gouttes de liquide sur les fibres) et une accumulation de liquide dans le filtre.
- Enfin, la perte de charge se stabilise, caractérisant la saturation du filtre. Lors de cette phase, il existe un équilibre entre la masse de liquide collectée et celle drainée. On note également, en aval du filtre, la formation d'un film liquide favorisant le drainage et la présence d'un bullage.

La perte de charge est notamment contrainte par les caractéristiques structurales des filtres. Ainsi, à compacité quasi-identique (variant entre 0,3 et 0,5), un filtre composé de petites fibres présente une perte de charge à la saturation plus élevée qu'un filtre ayant des grosses fibres. En revanche si on augmente l'épaisseur, la perte de charge à la saturation n'augmente pas. Seule la masse de liquide collectée par le filtre augmente : si on double l'épaisseur, on double quasiment la masse de liquide collectée par le filtre. La masse de liquide collectée à la saturation n'est pas impactée par la

## Chapitre 3 : Résultats et discussion

vitesse de filtration. En revanche, la vitesse de filtration influence la résistance aéroulique à saturation: si on augmente la vitesse de filtration, on diminue la résistance aéroulique à saturation.

### 3.2 Cas des filtres multicouches

Les filtres testés sont des filtres industriels composés de plusieurs monocouches dont les caractéristiques sont données Tableau 6. Pour rappel, ces filtres sont composés de plusieurs couches afin d'augmenter leur résistance lorsqu'ils sont plissés. Dans notre cas, seule l'étude de médias plans a été faite afin de comprendre la contribution de chaque couche et leur rôle.

L'objectif de cette partie est d'étudier l'influence de la structure des filtres multicouches sur leurs performances en phase quasi-stationnaire. Deux types de structure ont été étudiés : les structures symétriques et asymétriques. Tous les essais de colmatage ont été réalisés à la vitesse de 7 cm/s permettant de réduire le temps de colmatage. Par ailleurs, c'est la vitesse minimale de filtration à partir de laquelle la résistance aéroulique des monocouches tend à devenir minimale. Comme pour les filtres monocouches, quelle que soit la structure du filtre multicouche, deux essais ont été menés jusqu'à la saturation du filtre puis :

- arrêt de l'essai , pour le premier protocole
- arrêt de la génération de l'aérosol mais l'écoulement d'air est maintenu, pour le second

#### 3.2.1 Les filtres symétriques

Parmi tous les filtres métalliques industriels qui ont pu être testés, seuls deux sont symétriques : les filtres  $\alpha$  et  $\delta$ . La différence entre ces deux filtres porte sur la couche la plus efficace, filtre A ou D pour respectivement le multicouche  $\alpha$  ou  $\delta$ . Les couches les plus efficaces sont généralement placées au centre du filtre multicouche. Cette couche est encadrée de part et d'autre de couches moins efficaces (plus on se rapproche de la couche la plus efficace, plus les efficacités initiales des couches augmentent). Les couches les moins efficaces composant ces filtres symétriques (soit les filtres B et C), n'ont pu être colmatées individuellement car leur efficacité initiale est bien trop faible (comme dit précédemment). En revanche, on sait que le filtre monocouche E est fabriqué en superposant deux couches du filtre B, et on sait également que lorsque l'on double l'épaisseur on ne change pas la perte de charge atteinte à la saturation. Ainsi le filtre E servira de comparaison, notamment pour la perte de charge à la saturation.

##### 3.2.1.1 Evolution de la perte de charge

Pour les filtres multicouches à structure symétrique, l'évolution de la perte de charge au cours du colmatage est similaire à celle d'un filtre monocouche mais la saturation est atteinte de manière progressive (Figure 66) après la montée exponentielle de la perte de charge. Cette évolution est typique de filtres multicouches composés d'une couche mouillable suivie d'une couche non mouillable selon la littérature [24, 28, 31]. A noter également que la perte de charge à la saturation reste proche



de celle de la couche la plus efficace pour les mêmes conditions de colmatage ; *i.e.* les filtres monocouches A ( $\Delta P_{\text{sat}} = 16\ 000\ \text{Pa}$ ) et D ( $\Delta P_{\text{sat}} = 16\ 600\ \text{Pa}$ ) pour les filtres multicouches respectifs  $\alpha$  ( $\Delta P_{\text{sat}} = 18\ 000\ \text{Pa}$ ) et  $\delta$  ( $\Delta P_{\text{sat}} = 16\ 000\ \text{Pa}$ ) (Tableau 13).

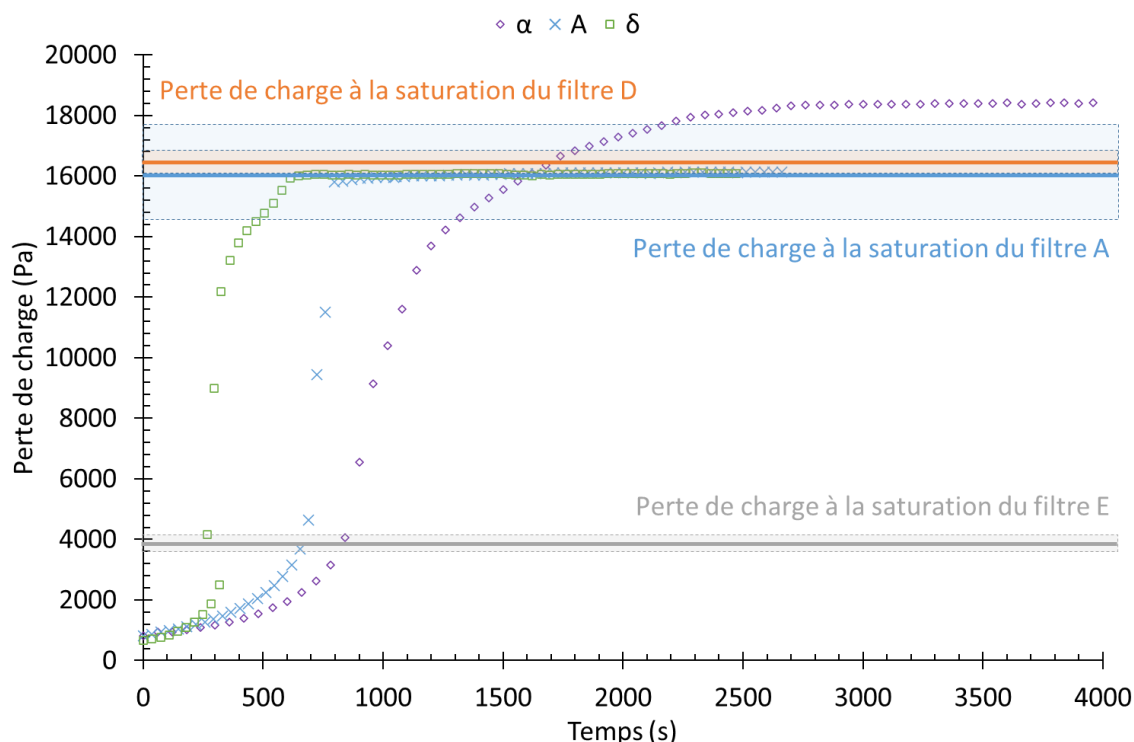


Figure 66 : Evolution de la perte de charge en fonction du temps, pour les filtres multicouches symétriques et le monocouche A, à une vitesse de filtration de 7 cm/s.

Comme pour les filtres monocouches, après avoir été saturés, les filtres multicouches ont été pesés afin de déterminer la masse de liquide accumulé dans les filtres. Ainsi les masses surfaciques des filtres  $\alpha$  et  $\delta$  sont respectivement 335 g/m<sup>2</sup> et 295 g/m<sup>2</sup> (Tableau 13). Et celle des filtres monocouches A, D, et E sont de 354 g/m<sup>2</sup>, 358 g/m<sup>2</sup> et 84 g/m<sup>2</sup>, respectivement (Tableau 13). Au premier abord, il semblerait que la masse à saturation des filtres multicouches est plus faible que celle des monocouches. Mais, au vu des incertitudes de mesure, cette différence de masse de liquide, à la saturation, dans le filtre, n'est pas significative. Ainsi, ne pouvant pas conclure sur la masse de liquide, à la saturation, on va s'intéresser au débit de drainage, car il a été montré dans la littérature que l'ajout de couche permet d'augmenter le débit de drainage. Pour rappel, le drainage apparaît lorsque le filtre a atteint un état stable (saturation), et correspond au liquide s'écoulant du média. Le débit de drainage a pu être estimé par pesée de la fiole reliée au porte-filtre en aval du filtre (absence de liquide dans la fiole placée en amont du porte filtre). Cette masse a été divisée par le temps de stabilisation de la perte de charge (du début de la stabilisation jusqu'à la fin de l'essai) pour estimer le débit moyen de drainage. Les valeurs des débits pour les différents essais sont listées Tableau 13. Le débit de drainage pour le filtre multicouche  $\delta$  semblent être supérieurs à celle du filtre monocouche D (qui est la couche la plus efficace). En revanche pour le filtre  $\alpha$ , le débit de drainage semble inférieur à celui du filtre

### Chapitre 3 : Résultats et discussion

monocouche A (couche la plus efficace). D'autres essais sont cependant nécessaires pour confirmer ou infirmer ce constat.

Tableau 13 : Caractérisation à saturation des filtres symétriques et les monocouches associées (avec l'écart type obtenu avec trois essais).

Filtres	Multicouches		Monocouches		
	$\alpha$	$\delta$	A	D	E
Perte de charge initiale (Pa)	829 ± 95	677 ± 29	642 ± 92	478 ± 26	13 ± 3
Perte de charge à la saturation (Pa)	18041 ± 394	16072 ± 315	16077 ± 1592	16647 ± 267	3964 ± 282
Masse surfacique à la saturation ( $m_s$ )(g/m <sup>2</sup> )	335 ± 15	295 ± 22	354 ± 95	358 ± 58	84 ± 9
Débit de drainage (mg/min)	4,8 ± 0,6	7,3 ± 1,7	7,7 ± 0,9	3,5 ± 0,9	3,5 ± 0,9

#### 3.2.1.2 Evolution de l'efficacité

Les évolutions des efficacités des filtres multicouches symétriques en fonction du temps de colmatage pour une vitesse de filtration égale à 7 cm/s, sont représentées sur la Figure 67 et la Figure 68. Comme pour les filtres monocouches, l'efficacité diminue lentement dès le début du colmatage, puis de façon plus marquée pendant la montée exponentielle de la perte de charge. A la vue de cette évolution, on peut supposer que dans un premier temps, les gouttelettes collectées par la couche la plus efficace induisent une augmentation de la compacité et par conséquent une augmentation de la vitesse interstitielle favorisant une diminution de l'efficacité de collecte par diffusion puisque l'aérosol généré est submicronique. Au début de la montée exponentielle, la quantité de gouttelettes collectées est telle que cela favorise leur coalescence et l'apparition d'un film liquide. En conséquence, la perte de charge augmente brutalement ainsi que la vitesse interstitielle accélérant la chute de l'efficacité. Sous l'action des forces aérauliques, le liquide collecté dans la couche la plus efficace est refoulé en partie vers les couches les moins efficaces. Puisque le liquide est réparti dans un volume de filtre plus important, la perte de charge augmente jusqu'à une valeur constante moins rapidement, de même que l'efficacité puisque la vitesse interstitielle diminue. La phase stationnaire résulte d'une compétition entre la masse de liquide collecté et celle drainée, ainsi l'efficacité n'évolue plus.

Pour le filtre  $\delta$ , quand la perte de charge se stabilise, l'efficacité diminue légèrement avant de se stabiliser, mais pas de manière significative (Figure 68).

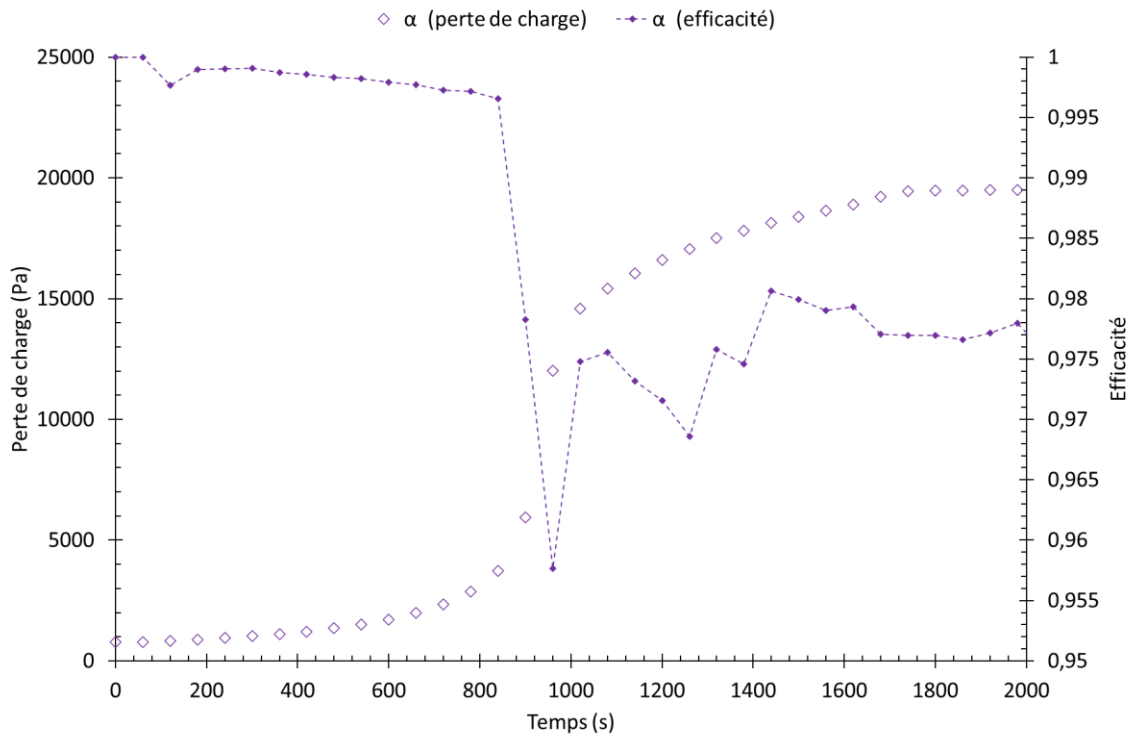


Figure 67 : Evolution de la perte de charge et de l'efficacité en fonction du temps, pour le filtre  $\alpha$  (7 cm/s).

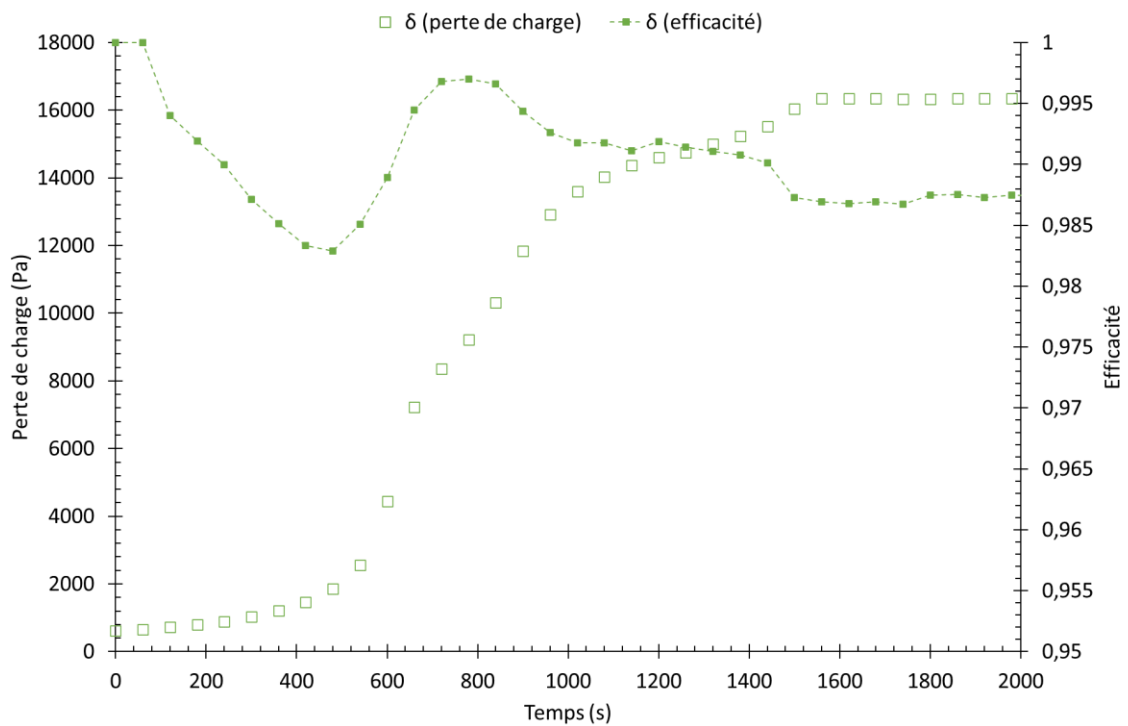


Figure 68 : Evolution de la perte de charge et de l'efficacité en fonction du temps, pour le filtre  $\delta$  (7 cm/s).

### Chapitre 3 : Résultats et discussion

Des observations visuelles (Figure 69) sur la face aval du filtre, pendant la phase stationnaire, n'ont pas mis en évidence le phénomène de bullage visualisé sur les filtres monocouches. Seul un écoulement de liquide est observé.

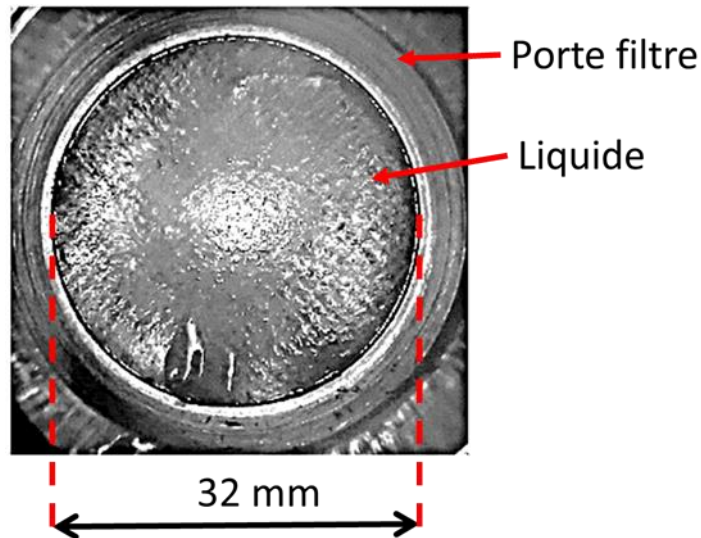


Figure 69 : Vue en aval du filtre multicouche  $\alpha$ , à la saturation.

#### 3.2.1.3 Influence de l'arrêt de la génération de l'aérosol

A l'arrêt de la génération, mais maintien de l'écoulement, la perte de charge diminue passant pour le filtre  $\alpha$  de 19 500 Pa à 18 000 Pa, et pour le filtre  $\delta$ , de 15 400 à 14 400 Pa environ (Figure 70). Cette diminution est imputée à la disparition du film liquide en aval du filtre, comme pour les filtres monocouches. On remarque que contrairement aux filtres monocouches (pour ceux qui ont l'efficacité initiale la plus importante), la chute de perte de charge est plus faible (environ 1 000 Pa) lors de l'arrêt de la génération de l'aérosol. Cela peut s'expliquer par une épaisseur plus faible du film liquide car une grande partie du volume de liquide est comprise dans les couches les moins efficaces situées en aval de la couche la plus efficace.

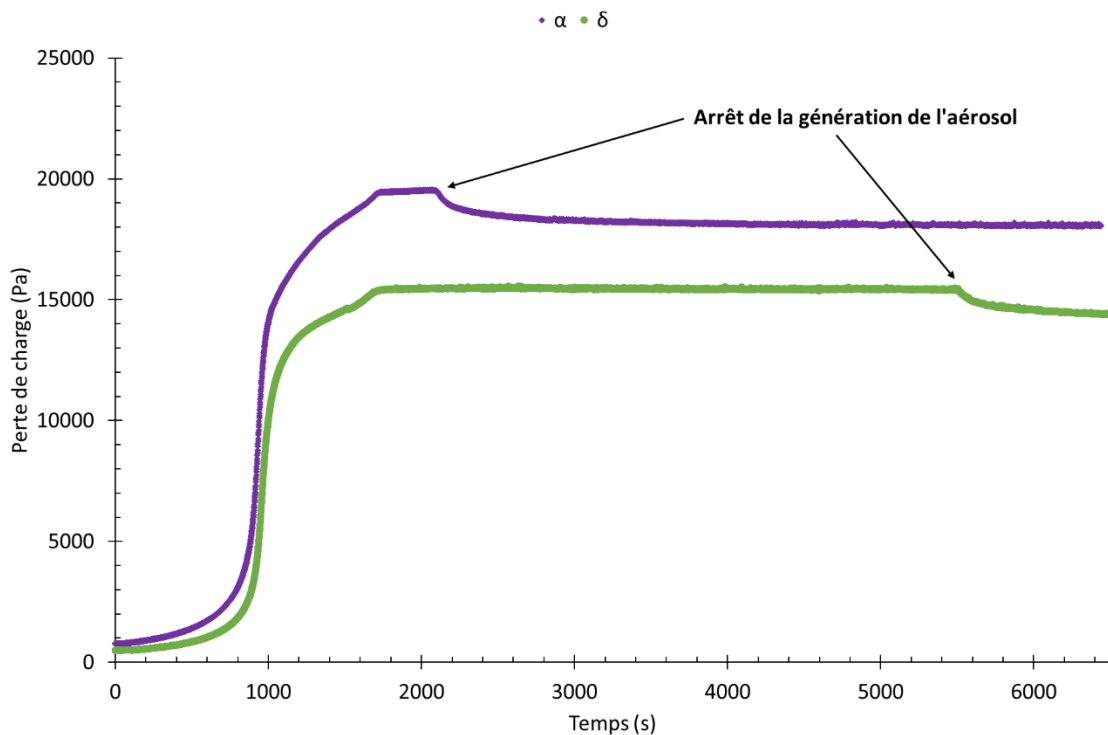


Figure 70 : Evolution de la perte de charge avec l'arrêt de la génération de l'aérosol, pour les filtres multicouches symétriques ( $\alpha$  et  $\delta$ ), à une vitesse de filtration de 7 cm/s.

### 3.2.2 Les filtres asymétriques

Les filtres asymétriques testés sont au nombre de trois : les filtres  $\gamma$ ,  $\beta$  et  $\epsilon$ . L'asymétrie des filtres est due à l'ajout de couche, ou à une épaisseur d'une couche plus importante d'un côté. Comme pour les filtres symétriques, les couches qui entourent la couche la plus efficace sont moins efficaces (plus on s'éloigne de cette couche plus l'efficacité diminue). En raison de leur structure asymétrique, ces filtres ont été colmatés par un aérosol de DEHS dans les deux sens. Selon le sens de l'écoulement, les premières couches en contact avec l'aérosol sont différentes. Les caractéristiques des filtres multicouches asymétriques sont données dans le Tableau 6 du chapitre 2. Il est légitime de s'interroger sur l'influence de ces structures complexes sur leurs performances (perte de charge et efficacité).

#### 3.2.2.1 Evolution de la perte de charge

L'évolution de la perte de charge en fonction du temps pour les trois filtres multicouches asymétriques considérés et les filtres monocouches associés est présentée sur les figures 70 à 72.

### Chapitre 3 : Résultats et discussion

Le sens de colmatage des filtres asymétriques ne semble pas impacter de manière significative la perte de charge à la saturation. La perte de charge atteinte à la saturation pour le filtre  $\gamma$ , dans le sens 1 de colmatage (F E Z D E F) est d'environ 11900 Pa, et dans le sens 2 (F E D Z E F) de colmatage, elle est de 11700 Pa (Figure 71) (Tableau 14). Pour le filtre asymétrique  $\epsilon$ , les pertes de charge à la saturation dans les sens 1 et 2 de colmatage, sont respectivement de 3148 Pa et de 3180 Pa (Figure 73) (Tableau 14). Le filtre asymétrique  $\beta$ , a une légère différence de perte de charge à la saturation selon le sens de colmatage : dans le sens 1 la perte de charge à la saturation est d'environ 8 000 Pa, et dans le sens 2 de colmatage, elle est d'environ 7 000 Pa (Figure 72) (Tableau 14). Contrairement aux filtres multicouches symétriques, la perte de charge à la saturation des filtres multicouches asymétriques est plus faible que la perte de charge à la saturation du filtre monocouche, correspondant à la couche la plus efficace. Ce constat est valable pour les filtres  $\gamma$  et  $\epsilon$ , qui ont comme couche la plus efficace, respectivement, le filtre D ( $\Delta P_{\text{sat}} = 16\ 600$  Pa) et le filtre E ( $\Delta P_{\text{sat}} = 4\ 000$  Pa). Le filtre  $\beta$ , quant à lui, possède comme couche la plus efficace le filtre Z ; or le média Z n'existe pas en monocouche seule, ainsi il sera difficile de faire une comparaison et de tirer des conclusions avec ce filtre. Dans la suite de ce manuscrit, le filtre  $\beta$  sera exclu des comparaisons avec les autres filtres monocouches.

En revanche, le sens de colmatage semble impacter l'évolution de la perte de charge au cours du temps. Dans la suite de cette partie, le filtre  $\gamma$  est pris en exemple pour les explications et les conclusions apportées pourront être étendues aux autres filtres asymétriques.

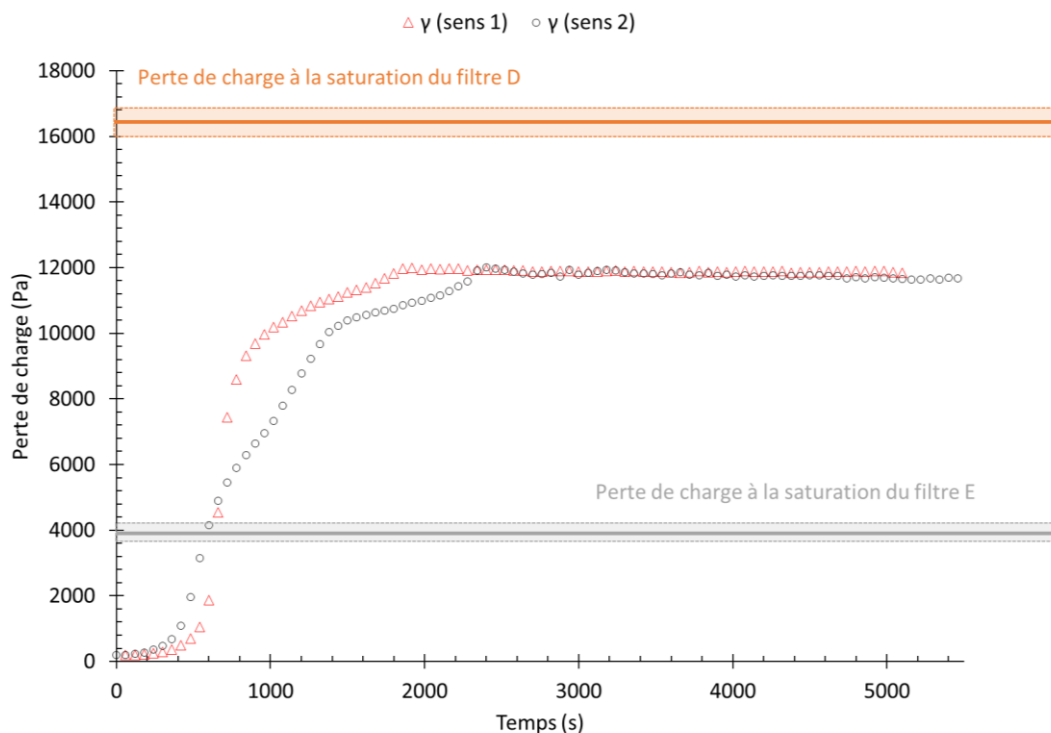


Figure 71 : Evolution de la perte de charge, pour le filtre multicouche asymétrique  $\gamma$ , à une vitesse de filtration de 7 cm/s.

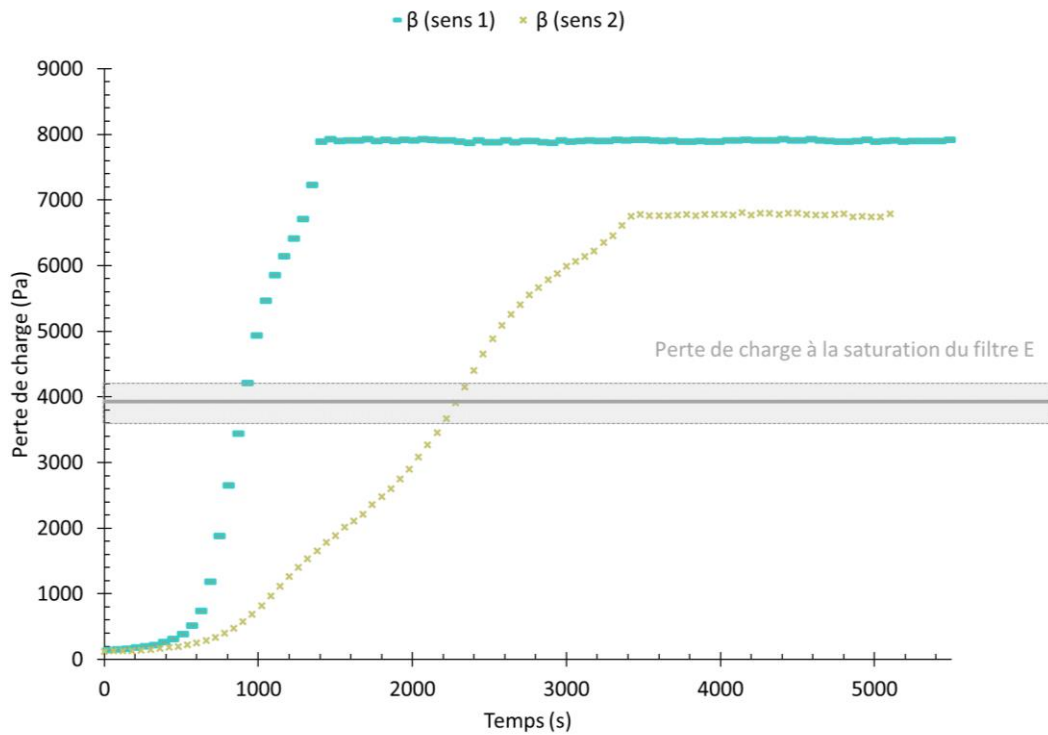


Figure 72 : Evolution de la perte de charge, pour le filtre multicouche asymétrique  $\beta$  et le filtre monocouche associé, à une vitesse de filtration de 7 cm/s.

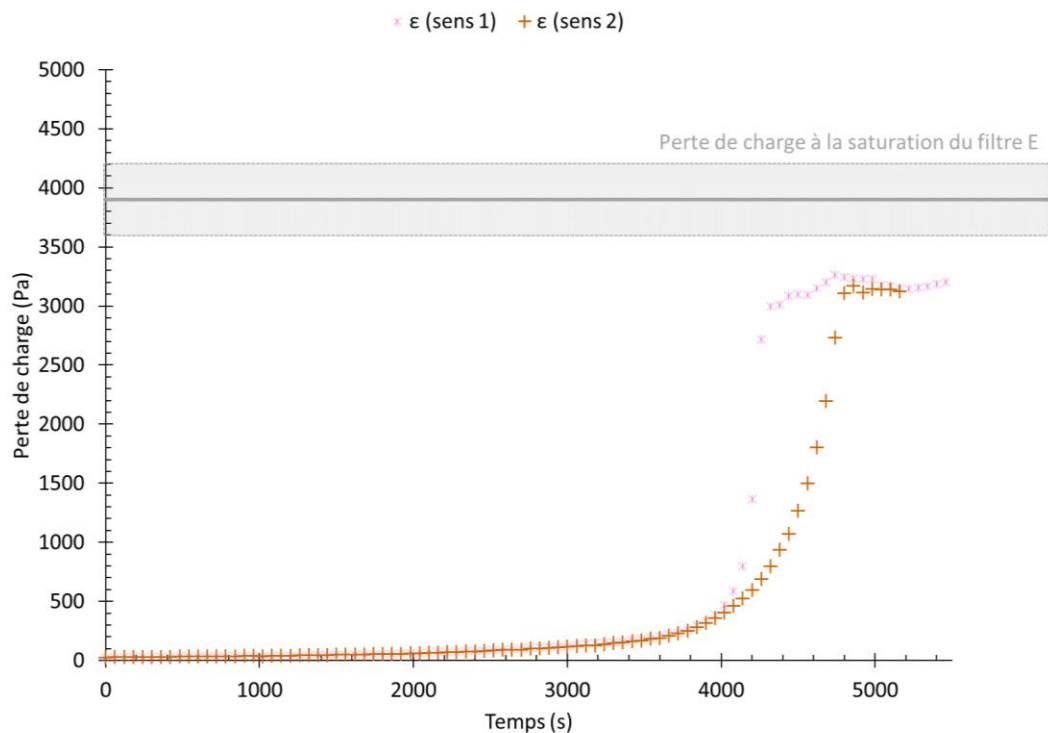


Figure 73 : Evolution de la perte de charge, pour le filtre multicouche asymétrique  $\epsilon$  et le filtre monocouche associé, à une vitesse de filtration de 7 cm/s.

Tableau 14 : Résultats pour les filtres asymétriques

Filtres	Perte de charge initiale (Pa)	Perte de charge à la saturation (Pa)	Masse surfacique à la saturation (m <sub>s</sub> )(g/m <sup>2</sup> )	Débit de drainage (mg/min)
<u>Monocouche :</u>				
E	13 ± 3	3964 ± 282	82 ± 7	3,5 ± 0,9
D	478 ± 26	16647 ± 267	353 ± 53	3,5 ± 0,9
<u>Multicouche :</u>				
γ (sens 1)	189	11963	328 ± 16	8,5 ± 0.6
γ (sens 2)	189	11630	351 ± 82	8,7 ± 0.6
*β (sens 1)	148	7891	256	10,5
*β (sens 2)	117	6789	-	-
ε (sens 1)	25	3148	419 ± 24	10,7 ± 0.9
ε (sens 2)	25	3184	332 ± 24	9,3 ± 0.9

\* Le filtre β a été mis de côté car la couche la plus efficace n'a pu être testée isolément de sorte qu'il est difficile de comparer ses performances à celles du multicouche.

L'évolution de la perte de charge pour le filtre γ dans la direction 1 (F E Z D E F) est similaire à l'évolution de la perte de charge des filtres symétriques avec une première phase identique aux filtres monocouches, et une seconde phase où la chute de perte de charge évolue moins brusquement avant d'atteindre la saturation (Figure 71). Cette évolution reflète un colmatage des couches de média successives : avec la phase 1 correspondant au colmatage et à la saturation de la couche la plus efficace, et la phase 2, où le liquide migre de la couche la plus efficace vers les couches en aval, libérant de l'espace dans la couche la plus efficace. Cependant, l'évolution de la perte de charge pour le filtre γ dans la direction 2 (F E D Z E F) est différente de la direction 1 et des filtres symétriques car il y a une inflexion supplémentaire avant d'atteindre la saturation (Figure 71). En effet, dans la direction 2, la couche Z est en aval de la couche la plus efficace (couche D). Cette couche Z présente des caractéristiques, telles que le diamètre de la fibre et la compacité, qui se situent entre les caractéristiques de la couche D, la plus efficace, et celles de la première couche E la moins efficace. Ainsi, après saturation de la couche la plus efficace, le liquide est distribué dans la couche Z et la sature, avant d'atteindre les couches les moins efficaces. La couche Z agit alors comme une couche drainante, chargée par le liquide drainé de la couche D. La couche Z relie la couche D et la couche E et permet une adaptation progressive des canaux de drainage entre ces couches. Ce phénomène a été décrit par Penner et al. [30, 33] qui ont montré que l'adaptation des canaux liquides dans un filtre composé de couches de média, ayant des caractéristiques différentes (diamètre de fibre, compacité, épaisseur, ...),



a un impact sur la forme de l'évolution de la perte de charge (Figure 74). C'est ce que l'on peut constater sur les supports multicouches étudiés.

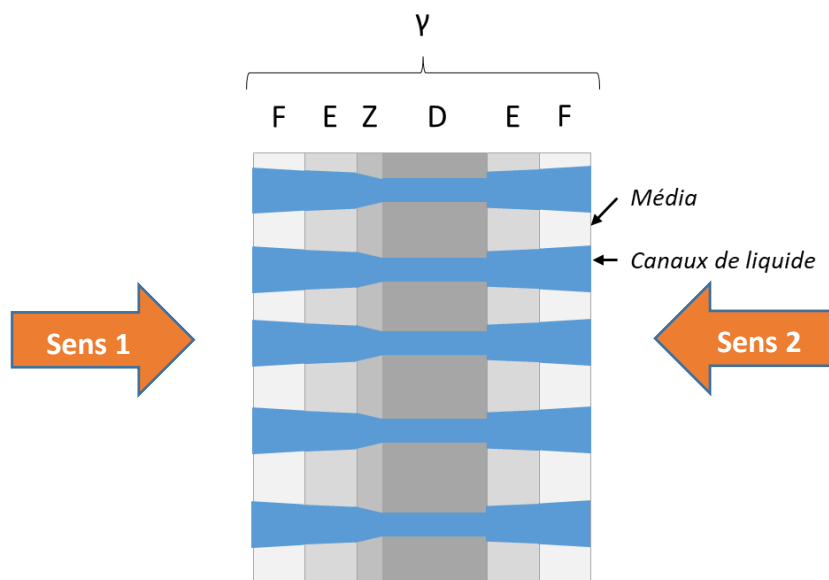


Figure 74 : Schéma représentatif de l'adaptation de canaux de liquide dans le filtre  $\gamma$ .

A la saturation, les masses de liquide dans les filtres multicouches asymétriques semblent plus faibles que celles accumulées dans les filtres monocouches les plus efficaces, et cela quel que soit le sens de colmatage (Tableau 14). De plus, le débit de drainage semble plus important pour les filtres asymétriques que pour les filtres monocouches. Ainsi l'ajout de couches moins efficaces sur une couche de média plus efficace, de façon asymétrique, diminue la masse à la saturation et augmente le débit de drainage.

### 3.2.2.2 Evolution de l'efficacité

Pour les deux sens de filtration, les évolutions de l'efficacité sont également quasi similaires (Figure 75 ; Figure 76 ; Figure 77). Les efficacités en masse sont quasi identiques quel que soit le sens de filtration. Le filtre  $\gamma$  (sens 1) a une efficacité qui se stabilise à environ 960 s, tandis que la perte de charge se stabilise à 1800 s. Le filtre  $\gamma$  (sens 2), quant à lui a une efficacité qui se stabilise à 840 s et une perte de charge qui se stabilise à 2400 s. Ce constat laisse supposer que la couche la plus efficace atteint la saturation plus rapidement que le reste du filtre. Puisque cette couche impose l'efficacité de collecte, la masse collectée instantanée reste constante et le liquide collecté est drainé vers les couches situées en aval faisant augmenter progressivement la perte de charge de l'ensemble jusqu'à la saturation de toutes les couches.

L'évolution de l'efficacité au cours du temps pour les différents filtres asymétriques est identique à celle du filtre symétrique  $\alpha$  et des filtres monocouches : diminution de l'efficacité en début de filtration (la vitesse interstitielle augmente), puis augmentation de l'efficacité (correspondant à la vitesse interstitielle qui diminue), et stabilisation de l'efficacité.

### Chapitre 3 : Résultats et discussion

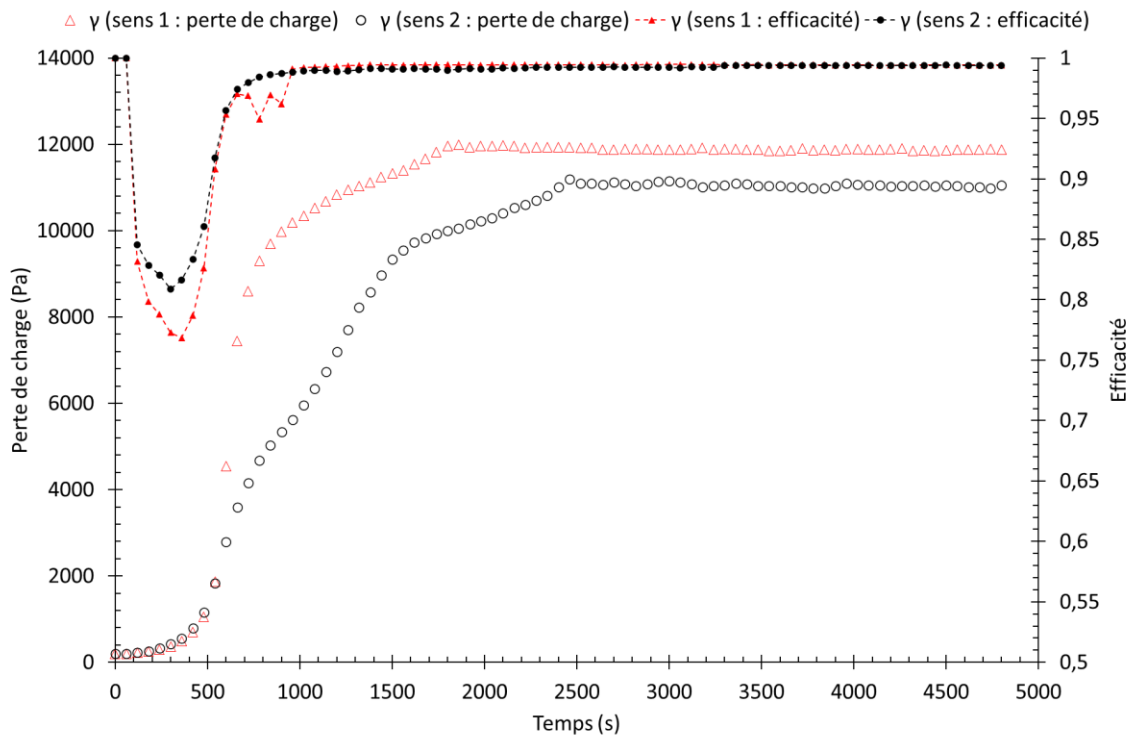


Figure 75 : Perte de charge et efficacité massique en fonction du temps pour le filtre  $\gamma$  (7 cm/s).

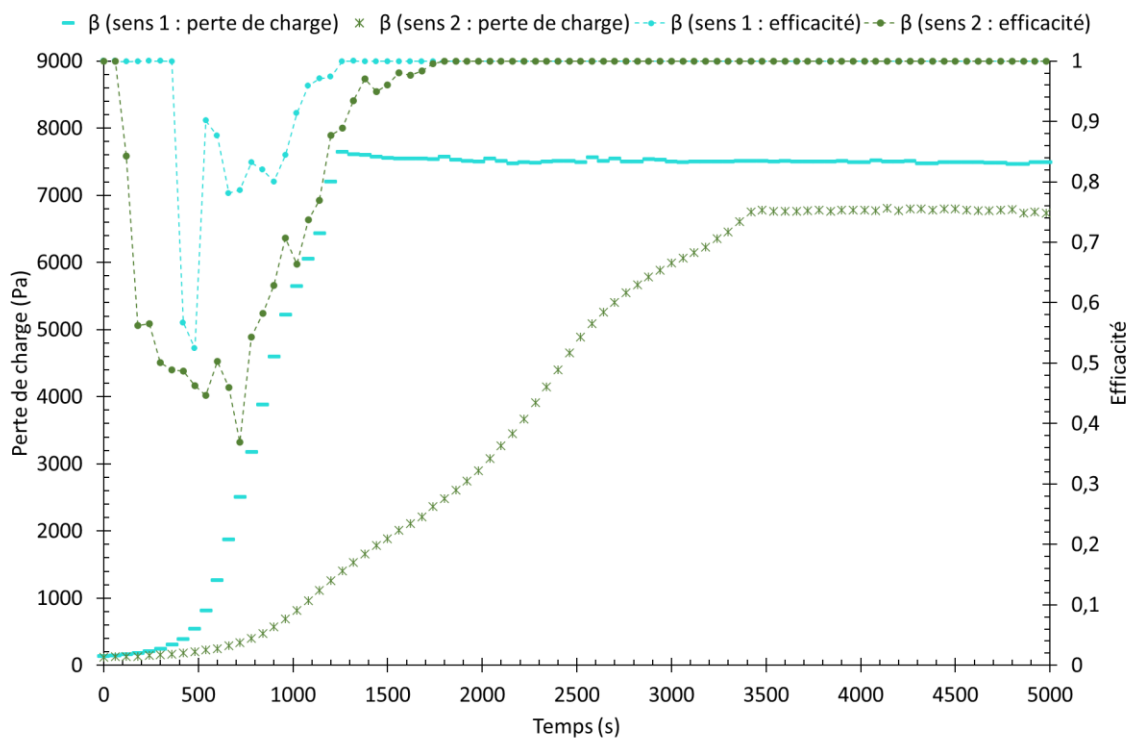


Figure 76 : Perte de charge et efficacité massique en fonction du temps pour le filtre  $\beta$  (7 cm/s).

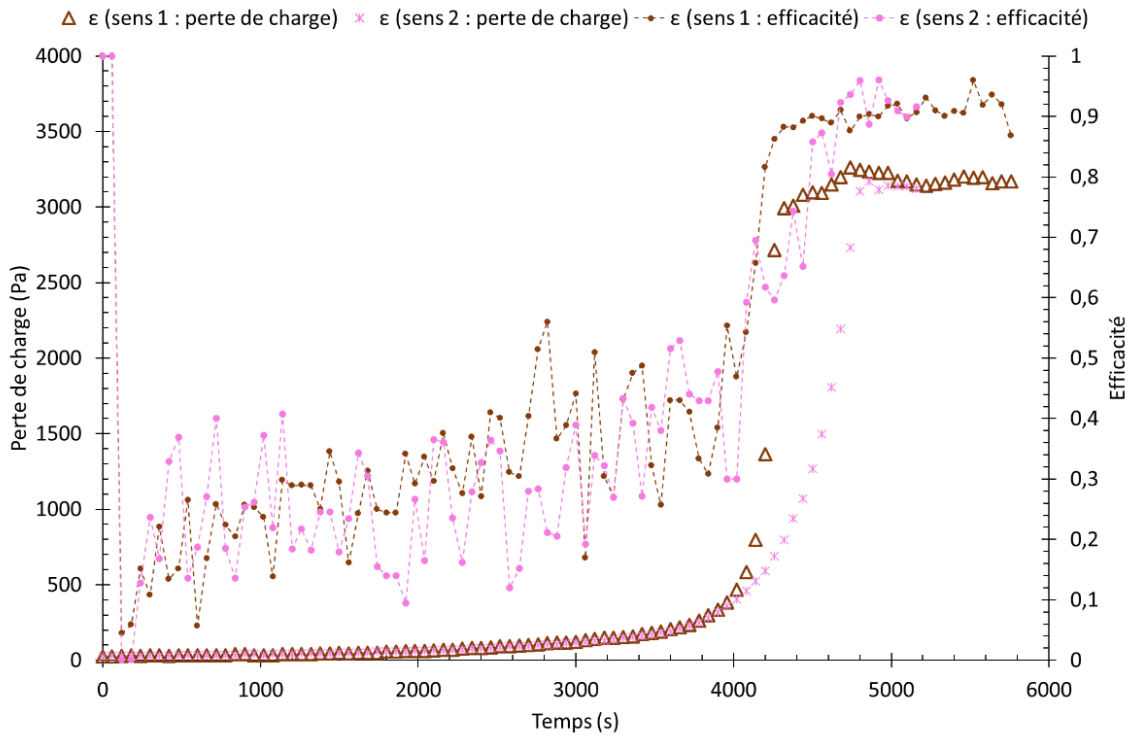


Figure 77 : Perte de charge et efficacité massique en fonction du temps pour le filtre  $\epsilon$  (7 cm/s).

### 3.2.2.3 Influence de l'arrêt de la génération de l'aérosol

Après l'arrêt de la génération de l'aérosol et le maintien de l'écoulement, la perte de charge diminue comme pour les filtres symétriques et monocouches. Pour le filtre  $\gamma$ , dans le sens 1 de colmatage, la perte de charge passe de 12 000 Pa à 11 000 Pa environ, après l'arrêt de la génération (Figure 78). Dans le sens 2 de colmatage, après l'arrêt de la génération la perte de charge est de 10 500 Pa, alors que la perte de charge à la saturation est d'environ 11 700 Pa (Figure 78). La perte de charge à la saturation, du filtre  $\beta$ , dans le sens 1 et 2 de colmatage est respectivement de 8 000 Pa et 6 800 Pa (Figure 79). Quand on arrête la génération de l'aérosol, la perte de charge du filtre  $\beta$ , dans le sens 1 et 2, passe à 7 000 Pa et 5 900 Pa (Figure 79). Le filtre  $\epsilon$  a une perte de charge à la saturation, dans les sens 1 et 2, respectivement, de 2 700 Pa et de 3 000 Pa, et quand on arrête la génération de l'aérosol, les pertes de charges sont de 1 600 Pa et de 2 100 Pa (Figure 80).

Cette diminution est due à la disparition du film liquide en aval qui est plus faible pour les filtres multicouches que pour les monocouches.

### Chapitre 3 : Résultats et discussion

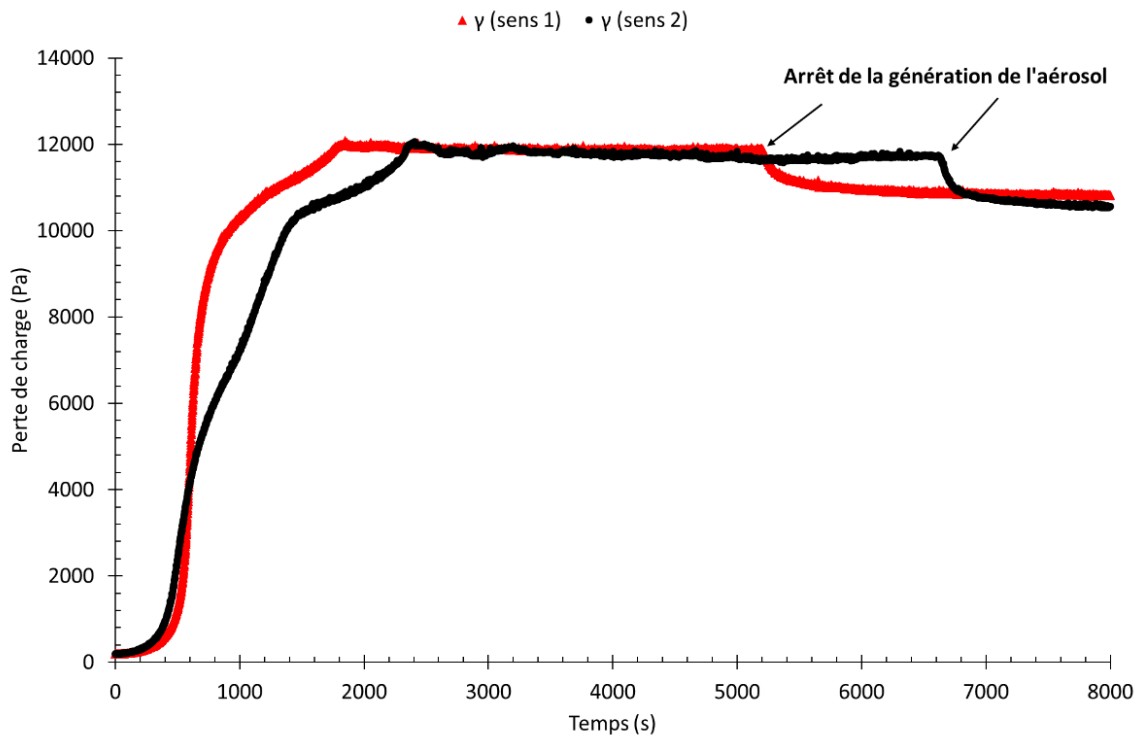


Figure 78 : Evolution de la perte de charge en fonction du temps, avec l'arrêt de la génération de l'aérosol, pour le filtre  $\gamma$  (7cm/s).

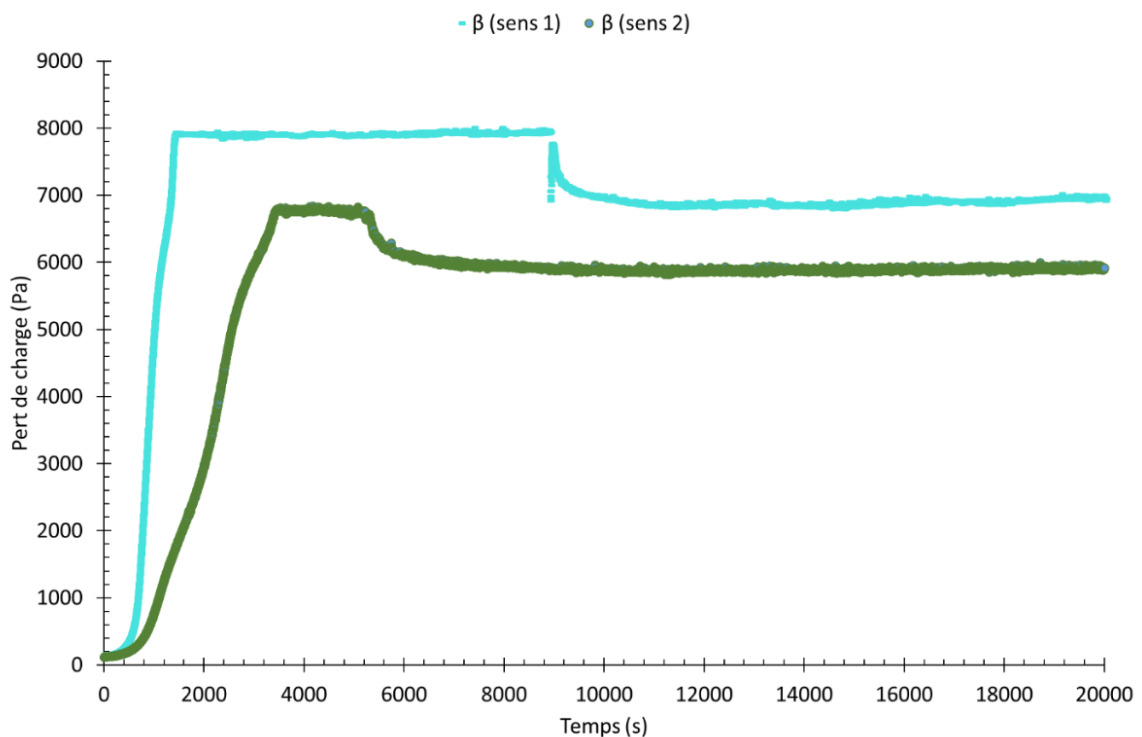


Figure 79 : Evolution de la perte de charge en fonction du temps, avec l'arrêt de la génération de l'aérosol, pour le filtre  $\beta$  (7cm/s).

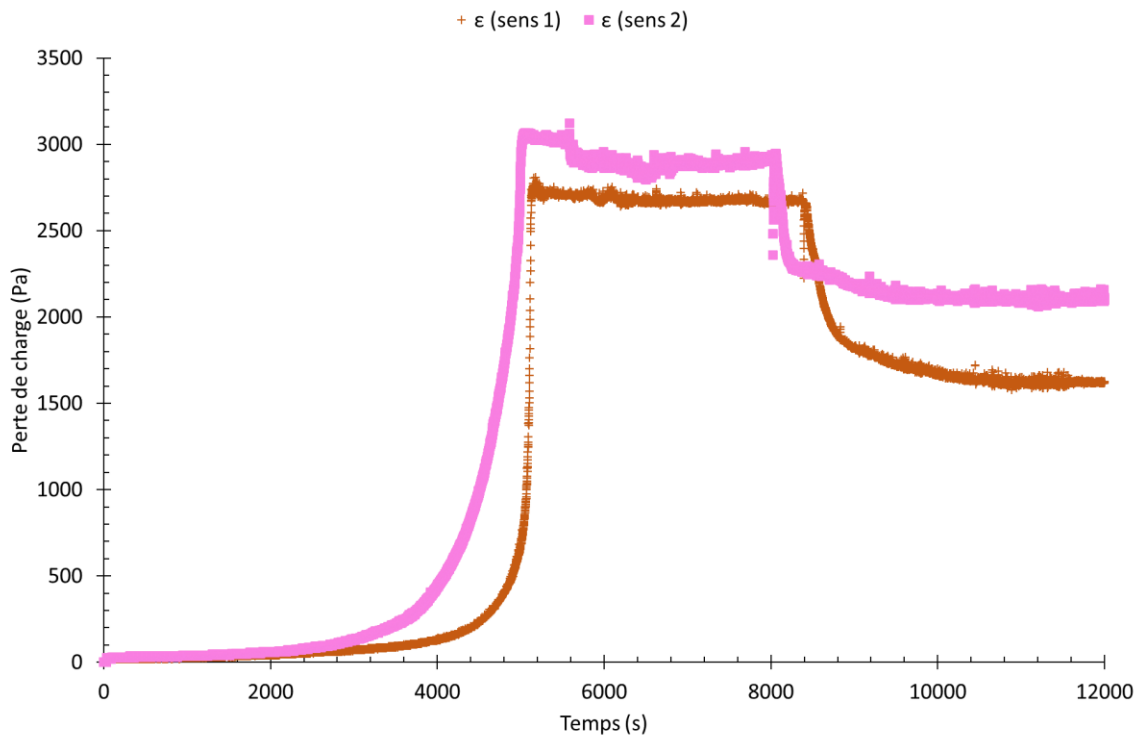


Figure 80 : Evolution de la perte de charge en fonction du temps, avec l'arrêt de la génération de l'aérosol, pour le filtre  $\epsilon$  (7cm/s).

### 3.2.3 Conclusion

Pour conclure, l'évolution de la perte de charge des filtres multicouches s'effectue en deux phases :

- Première phase : similaire à l'évolution de la perte de charge d'un média monocouche : la perte de charge évolue de façon linéaire puis de manière exponentielle. Cela correspond au colmatage de la couche la plus efficace dans le média multicouche.
- Deuxième phase : le plateau de la perte de charge à saturation n'est pas obtenu de façon aussi brutale que pour les monocouches. Ainsi le point d'inflexion correspondrait à la saturation des couches en aval du filtre.

Pour décrire les différentes étapes de colmatage des filtres multicouches, le filtre symétrique  $\alpha$  a été pris en exemple sur la Figure 81. Dans un premier temps, le média collecte les gouttelettes de liquide sur les premières couches, se traduisant par une perte de charge qui évolue linéairement (Figure 81). Ensuite, dans un second temps, le liquide va se déplacer vers la couche la plus efficace, jusqu'à la saturer (sur l'exemple la couche A). Cela va se traduire par une évolution exponentielle de la perte de charge. Puis dans un troisième temps, la couche la plus efficace étant saturée, le liquide va migrer dans les couches en aval de celle-ci. Lors de cette étape, la perte de charge évolue de manière progressive (Figure 81). Enfin dans un quatrième et dernier temps, les couches en aval de la couche la

### **Chapitre 3 : Résultats et discussion**

plus efficace vont se saturer, un film de liquide va apparaître en surface du filtre et le liquide va être drainé. La perte de charge n'évolue alors plus et la saturation est atteinte (Figure 81).

La description de l'évolution de la perte de charge en quatre étapes pour les filtres multicouches asymétriques est valable dans un sens. Dans l'autre sens, l'ajout d'une couche supplémentaire ou l'augmentation de l'épaisseur de la couche en aval, ajoute une étape en plus de saturation de cette couche supplémentaire (ajout d'un point d'inflexion supplémentaire sur la courbe d'évolution de la perte de charge, « un palier »). En revanche, quel que soit le sens de colmatage des filtres asymétriques la perte de charge atteinte à la saturation est quasi-similaire.

La perte de charge à la saturation des filtres multicouches ayant une structure symétrique est proche de la perte de charge à la saturation des filtres monocouches correspondant à la couche la plus efficace. En revanche, si la structure du multicouche change (asymétrie), la perte de charge à la saturation est plus faible que celle de la couche ayant la meilleure efficacité seule.

L'évolution de l'efficacité des filtres multicouches est similaire à celle des filtres monocouches. En début de colmatage une baisse d'efficacité est observable car le liquide s'accumule autour des fibres augmentant la vitesse interstitielle et ainsi diminuant l'efficacité de collecte par diffusion des particules submicroniques. Le liquide collecté va ensuite migrer au sein du filtre, ce qui va favoriser la libération d'espace et donc la diminution de la vitesse interstitielle et par conséquent l'augmentation de l'efficacité de collecte par diffusion.

De plus la masse de liquide accumulée dans le filtre à la saturation est plus importante pour des filtres monocouches comparativement aux filtres multicouches (notamment pour les structures asymétriques) car le débit de drainage est favorisé par l'ajout de couches de médias moins efficaces en aval d'une couche plus efficace.

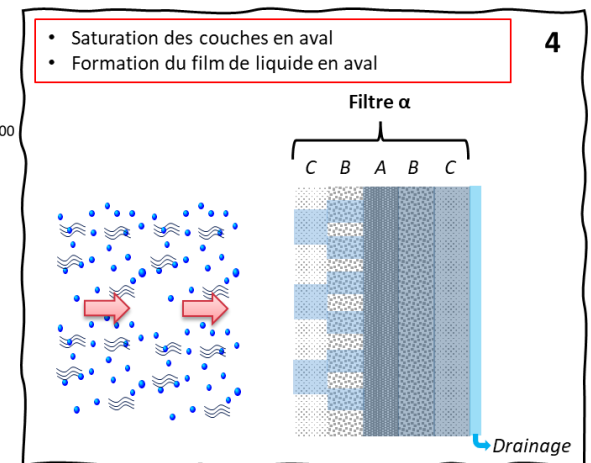
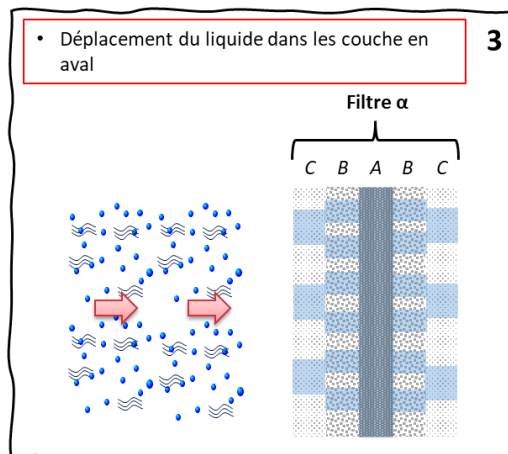
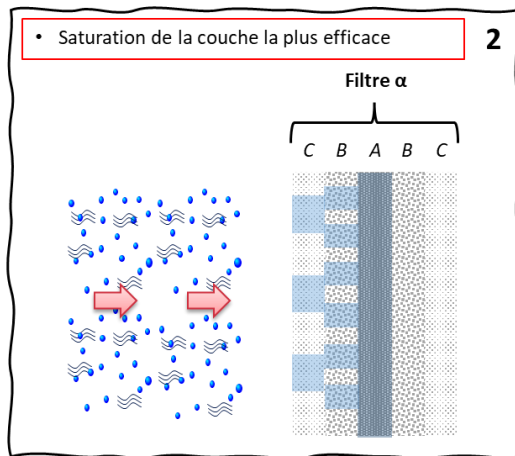
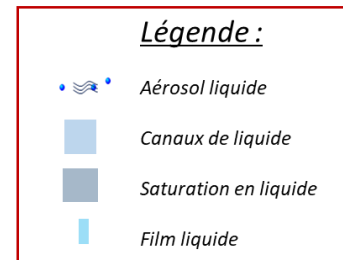
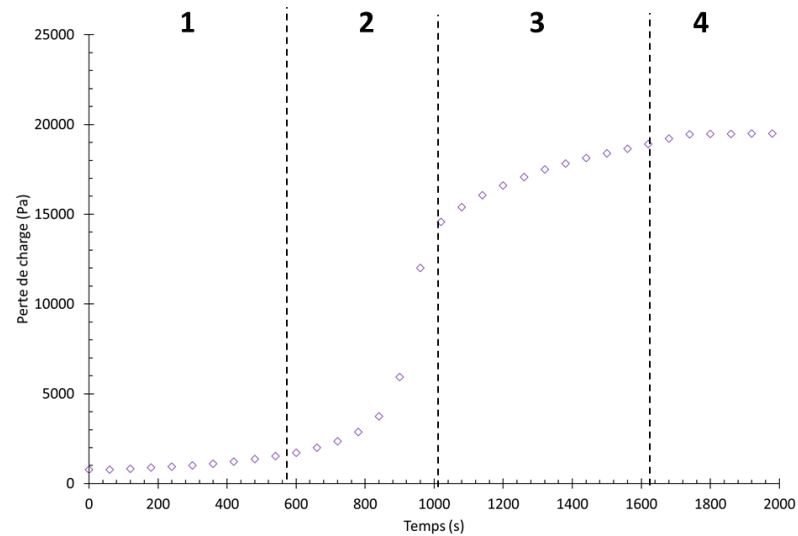
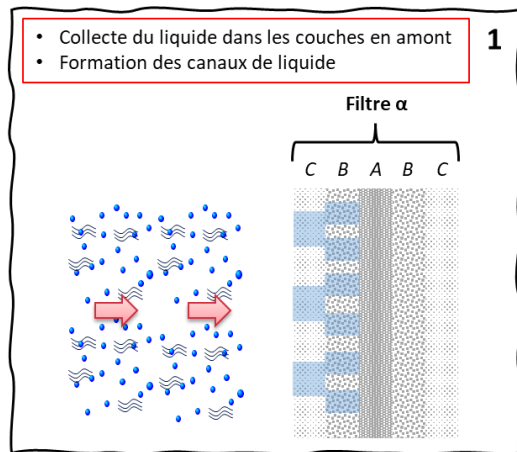


Figure 81 : Représentation schématique de l'accumulation de liquide dans le filtre symétrique  $\alpha$ , à une vitesse de filtration de 7 cm/s.

## 3.3 Filtre mono et multicouches

### 3.3.1 Point sur les masses surfaciques à saturation et restante

Pour chaque type de filtres mono ou multicouches, des pesées des filtres ont été réalisées afin de déterminer :

- la masse surfacique saturante ( $m_S$ ) obtenue pendant la phase de saturation
- la masse surfacique restante ( $m_R$ ) obtenue après stabilisation de la perte de charge après arrêt de la génération de l'aérosol mais en maintenant le débit d'air au travers du filtre testé.

Les valeurs de la masse surfacique restante ( $m_R$ ), la masse surfacique saturante ( $m_S$ ) et le rapport  $m_R/m_S$  sont données dans le Tableau 15. On peut remarquer que la masse restante des filtres est plus faible que la masse à la saturation, mettant en évidence une perte de liquide (Tableau 15). Le rapport  $m_R/m_S$  est proche de 1 pour les filtres multicouches et proche de 0,7 pour les filtres monocouches.

Cette différence résulte du fait que la masse à saturation prend en compte le film liquide qui ruisselle sur la face aval du filtre. La masse du film liquide est faible sur les multicouches car la présence des couches les moins efficaces favorise le drainage du liquide. On peut supposer que l'écoulement d'air après arrêt de la génération de l'aérosol favorise le drainage du liquide et donc l'élimination du film liquide situé sur la face aval du filtre. En conséquence, la masse surfacique restante serait liée au liquide piégé par capillarité au sein de la structure fibreuse.

Il est intéressant de noter que les filtres multicouches asymétriques minimisent l'énergie dépensée par gramme de liquide piégé si on se fie au critère  $\Delta P_{sat} - \Delta P_{init}/m_S$  (Tableau 15).

On peut calculer le taux de masse restante ( $T_{restant}$ ) et le taux de saturation ( $T_{saturation}$ ). Le premier correspond au rapport entre le volume de liquide, obtenu à partir de la masse de liquide pesée après l'arrêt de la génération, et le volume de vide présent dans le filtre, de la manière suivante :

$$T_{restant} = \frac{V_{restant}}{V_{vide\ filtre}}$$

Avec  $V_{restant}$ , le volume de liquide restant ( $V_{restant} = m_R S/\rho_{liquide}$ ), et  $V_{vide\ filtre}$ , le volume de vide dans le filtre ( $V_{vide\ filtre} = V_{total\ filtre} \times (1 - \alpha)$ ).

Le taux de saturation ( $T_{saturation}$ ) est quant à lui, le rapport entre le volume de liquide à la saturation (obtenue avec la masse pesée à la saturation du filtre), et le volume de vide du filtre. Soit :

$$T_{saturation} = \frac{V_{saturation}}{V_{vide\ filtre}}$$

Avec  $V_{saturation}$ , le volume de liquide à la saturation ( $V_{saturation} = m_S S/\rho_{liquide}$ ).

Le taux de saturation est supérieur à 1, pour les filtres (Tableau 15). Cela signifie que le volume de liquide calculé avec la masse de liquide à la saturation, est plus important que le volume disponible dans le filtre. Ce constat justifie la présence d'un film liquide à la surface du média filtrant dont



l'épaisseur sera d'autant plus importante que  $T_{saturation}$  sera important à l'image des valeurs des taux de saturation des filtres monocouches.

Le taux de masse restante reste toujours supérieur à 1 (Tableau 15). Pour les filtres monocouches (A et D) on constate que ce taux a diminué par rapport au taux de saturation, mais il reste quand même supérieur à 1. En revanche pour les filtres multicouches, le taux de masse restante est équivalent au taux de saturation. Ces valeurs restent bien supérieures à celles relevées dans la littérature sur des médias fibreux filtrants plus traditionnels.

Des investigations supplémentaires pour expliquer de telles valeurs nous ont conduit à nous interroger sur la localisation du liquide au sein du filtre. Notre porte-filtre accueille des échantillons métalliques de diamètre 47 mm mais offre un diamètre de filtration de 32 mm (Figure 82) (soit une surface de filtration d'environ 8 cm<sup>2</sup>). Ainsi seule 8 cm<sup>2</sup> du filtre est en contact avec l'aérosol et 9 cm<sup>2</sup> du filtre est pincé dans le porte-filtre. Un essai sur le filtre monocouche A a été réalisé afin de voir si du liquide pouvait se retrouver dans la partie pincée du filtre. Pour cela le filtre A a été saturé et ensuite la génération de l'aérosol a été arrêtée. Ensuite le filtre a été pesé dans son intégralité. Puis la partie centrale (en contact avec l'aérosol) a été séparée de la partie pincée, et ces parties ont été pesées séparément. Cet essai a montré que 35% du liquide se trouve dans la partie pincée du filtre et 65% de liquide dans la partie en contact avec l'aérosol. Cette expérience met clairement en évidence qu'au cours du colmatage et lors de la phase de saturation, une fraction du liquide s'écoule vers cette zone du média métallique qui contrairement aux médias traditionnels ne peut être suffisamment écrasé pour assurer une bonne étanchéité.

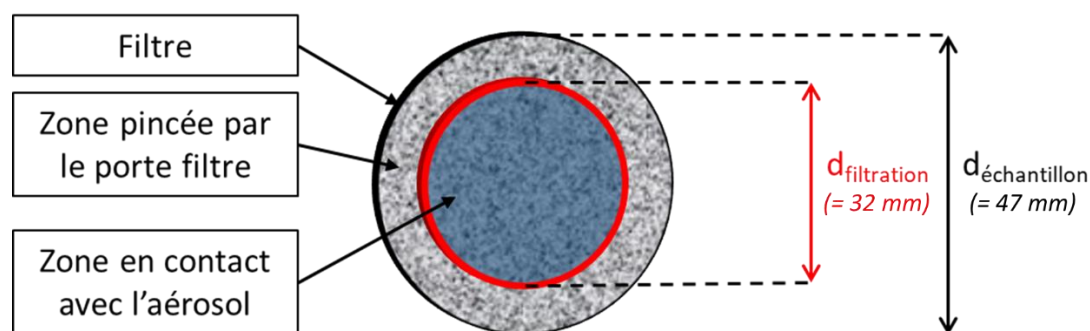


Figure 82 : Représentation schématique de l'échantillon de filtre.

Ce constat peut expliquer les taux supérieurs à 1 puisque les taux de masse restante et saturante sont calculés à partir de la surface de filtration en contact avec l'aérosol (donc sur la surface de 8 cm<sup>2</sup>) et non sur la totalité du filtre. En conclusion, les valeurs de masses restante et saturante sont à prendre avec précaution.

Tableau 15 : Résumé des résultats.

Filtre	$m_s$ (g/m <sup>2</sup> )	* $m_R$ (g/m <sup>2</sup> )	$m_R/m_s$	$(\Delta P_{sat} - \Delta P_{init})/m_s$ (bar/g)	Débit de drainage (mg/min)	Taux de saturation	Taux de masse restante
<i>Monocouche :</i>							
E	84 ± 9	85	1,0	0,48	3,5 ± 0,9	2,20	2,23
D	358 ± 58	200	0,6	0,57	3,5 ± 0,9	3,22	1,80
A	354 ± 95	186	0,5	0,55	7,7 ± 0,9	2,13	1,12
<i>Multicouche :</i>							
α	335 ± 15	334	1,0	0,67	4,8 ± 0,6	1,45	1,37
δ	295 ± 22	316	1,0	0,65	7,3 ± 1,7	1,48	1,53
γ (sens 1)	328 ± 16	316	1,0	0,44	8,5 ± 0,6	0,80	0,75
γ (sens 2)	351 ± 82	444	1,1	0,40	8,7 ± 0,6	0,86	1,05
ε (sens 1)	419 ± 24	448	1,1	0,09	10,7 ± 0,9	3,02	3,22
ε (sens 2)	332 ± 24	322	1,0	0,10	9,3 ± 0,9	2,39	2,32

\* La masse restante a été déterminée sur 1 essai uniquement, contrairement à la masse saturante

### 3.3.2 Perte de charge à saturation, efficacité initiale et point bulle

La différence (Perte de charge à saturation ( $\Delta P_{sat}$ ) - Perte de charge initiale ( $\Delta P_{init}$ )) en fonction des valeurs du point bulle (Figure 83) montre une évolution linéaire ce qui laisse à penser que le point bulle pourrait s'avérer être un bon critère pour différencier *a priori* les performances des médias filtrants.

Une évolution linéaire existe également entre l'efficacité initiale des filtres et le point bulle (Figure 84). Selon la loi de Jurin ( 3.1 ), le diamètre des pores sera d'autant plus petit que le point bulle sera élevé. Un diamètre de pore petit implique une structure fibreuse plus dense et donc une efficacité plus grande.

$$P_c = \frac{4 \gamma \cos(\theta)}{d_c} \quad (3.1)$$

avec  $d_c$ , le diamètre du capillaire,  $\theta$ , l'angle de contact entre le liquide et le solide, et  $\gamma$ , la tension superficielle.

Cette dépendance de la perte de charge à saturation ou de l'efficacité initiale vis-à-vis du point bulle laisse sous-entendre que cette mesure pourrait s'avérer une méthode facile pour classer les médias fibreux selon leur performance.

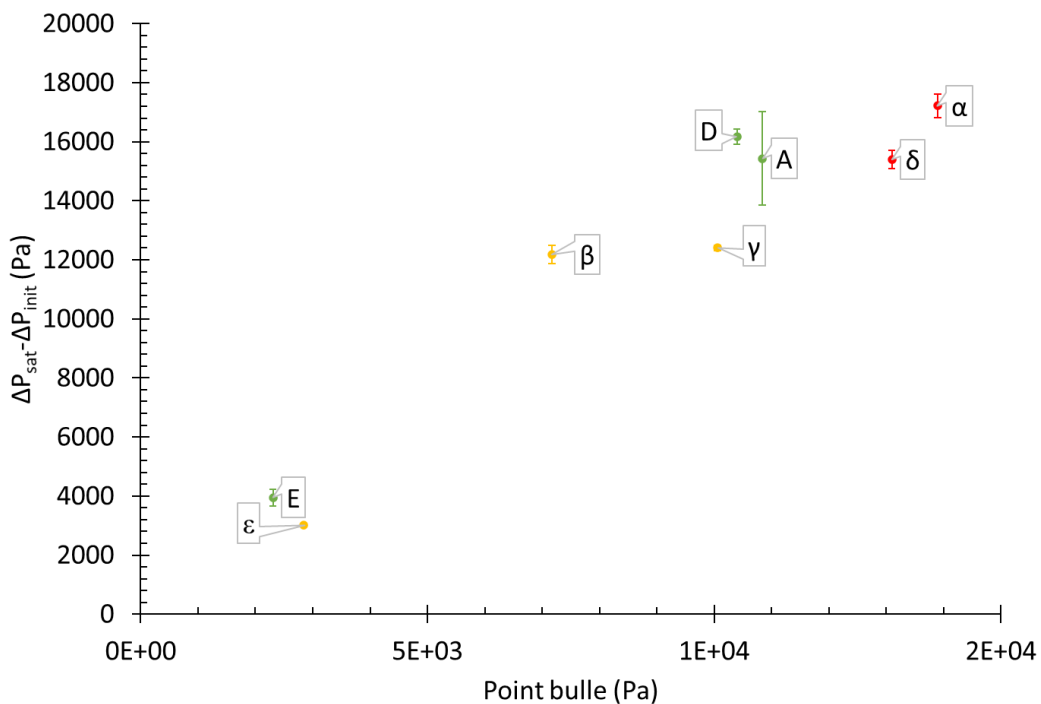


Figure 83 : Point bulle pour les différents filtres (en vert les filtres monocouches, en rouge les filtres multicouches symétriques, en jaune les filtres multicouches asymétriques et les barres d'erreur représentent les écarts types des essais).

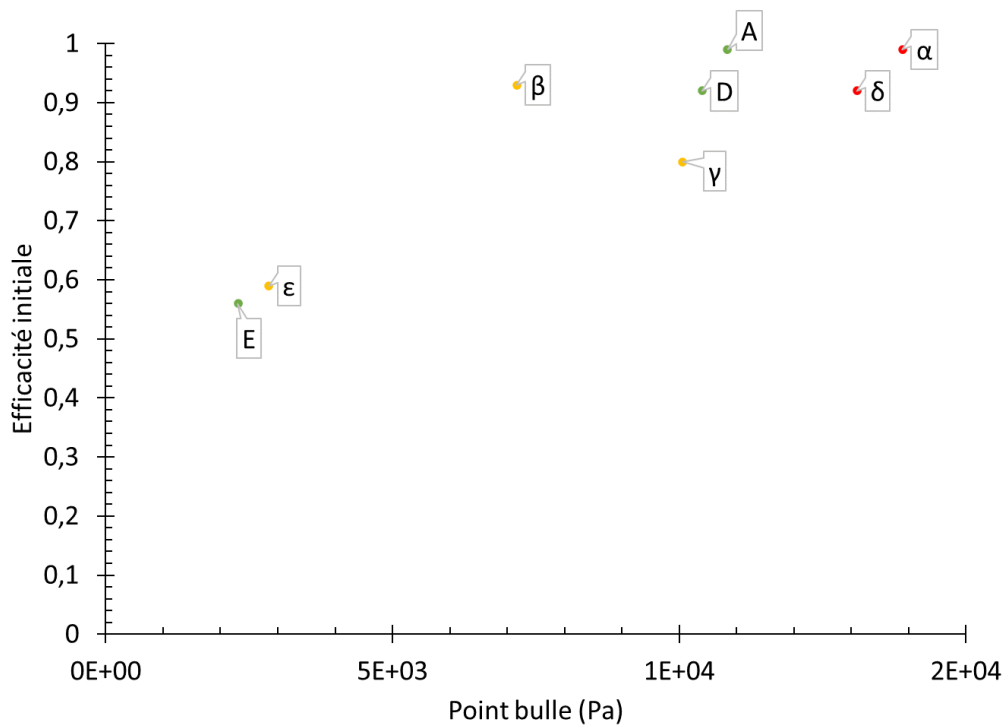


Figure 84 : Efficacité initiale en fonction du point bulle pour les différents filtres (en vert les filtres monocouches, en rouge les filtres multicouches symétriques et en jaune les filtres multicouches asymétriques).

### 3.4 Essais avec les résines

Pour rappel, un des objectifs de cette étude était de visualiser le dépôt de liquide au sein des médias filtrants par micro-tomographie X en figeant le liquide une fois collecté afin de faciliter la manipulation des médias. Le choix s'est porté sur les résines thermodurcissables présentant des caractéristiques physico-chimiques différentes (tension superficielle et viscosité dynamique). Afin d'évaluer également l'influence de ces deux paramètres sur la perte de charge.

#### 3.4.1 Colmatage du filtre $\alpha$ avec différentes résines

Seulement le filtre  $\alpha$  a été colmaté avec les résines thermodurcissables ayant des viscosités et des tensions de surface différentes, à une vitesse de filtration de 7 cm/s. Lors de ces essais, seule la perte de charge a été relevée, car les résines contiennent des solvants corrosifs qui auraient pu être préjudiciables à nos différents appareils d'analyse (SMPS, APS). En conséquence, la distribution granulométrique de l'aérosol et les concentrations n'ont pas été déterminées. Le générateur d'aérosol a également été changé. Il est plus robuste (résistant aux solvants agressifs des résines) et génère des

particules de liquide plus grosses que le générateur utilisé avec le DEHS. Le générateur génère ces gouttelettes en faisant impacter un jet sur la paroi.

Le capteur de la perte de charge a également été changé, car la gamme de perte de charge n'était pas assez étendue. Ainsi seule la perte de charge à la saturation est relevée et la masse de résine sèche dans le filtre est pesée à la fin du séchage.

#### 3.4.2 Evolution de la perte de charge

L'évolution de la perte de charge en fonction du temps est représentée sur les Figure 85, Figure 86 et l'Annexe 6 pour les différentes résines colmatant le filtre  $\alpha$  (Tableau 16). L'évolution de la perte de charge est identique à celle vue précédemment avec le DEHS : évolution quasi-linéaire de la perte de charge, puis montée exponentielle avant d'atteindre la phase de saturation de manière progressive (Figure 85, Figure 86 et l'Annexe 6).

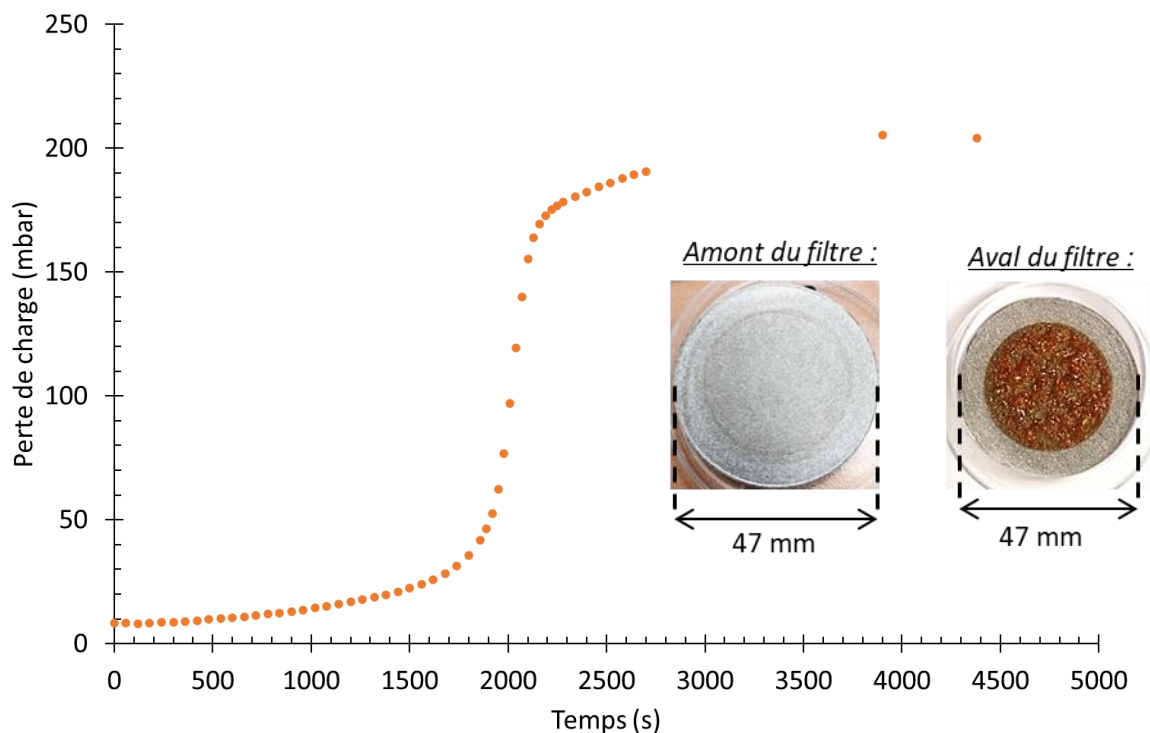


Figure 85 : Evolution de la perte de charge en fonction du temps pour le filtre  $\alpha$ , colmaté avec la résine ARN\_2220, vitesse de filtration 7 cm/s.

Des observations ont mis en évidence un dépôt (résine durcie) en aval du filtre (Figure 83) ou en amont (Figure 84) sans que cela modifie les évolutions de perte de charge. Ce comportement reste étrange car l'évolution de la perte de charge ne correspond pas à une évolution de perte de charge de filtre non mouillable, comme il a été montré dans le chapitre 1 (montée exponentielle de la perte de charge, puis atteinte de la perte de charge à saturation de manière progressive). Le dépôt en amont

### Chapitre 3 : Résultats et discussion

de résine pourrait éventuellement s'expliquer par un séchage trop rapide de la résine collectée qui n'aurait pas eu le temps d'être drainée vers la face aval du filtre.

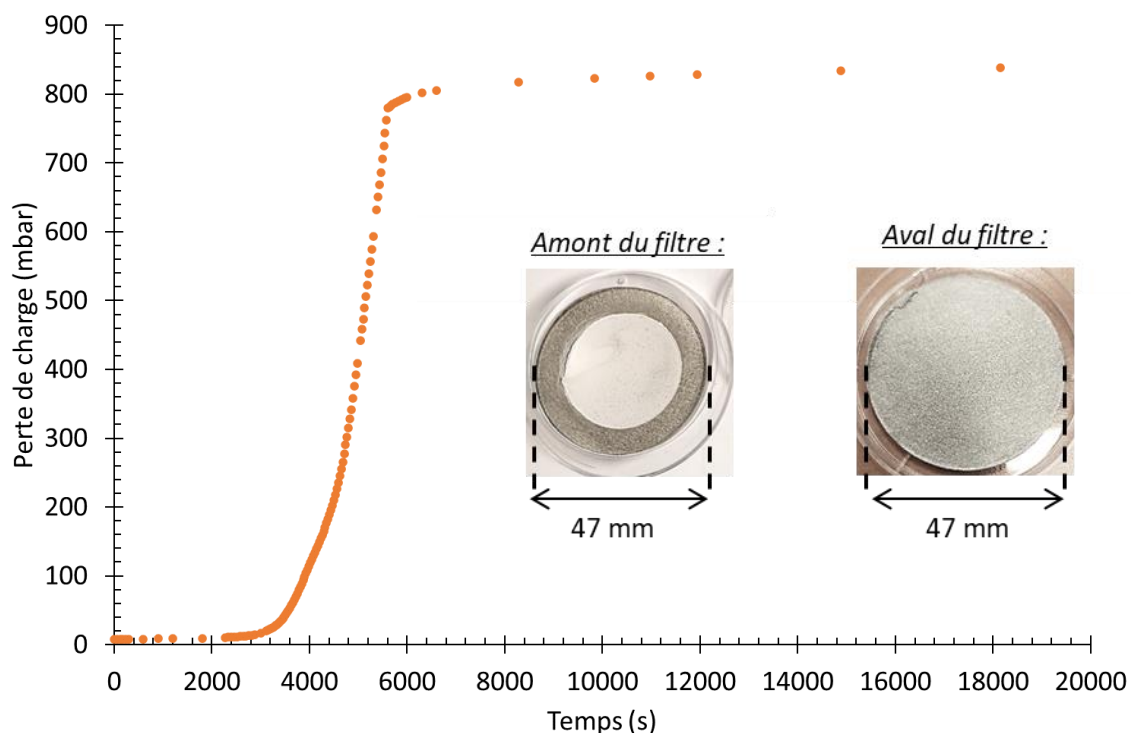


Figure 86 : Evolution de la perte de charge en fonction du temps pour le filtre  $\alpha$ , colmaté avec la résine ARP\_671.01, vitesse de filtration 7 cm/s.

Tableau 16 : Perte de charge à la saturation sur les filtres  $\alpha$  des différents liquides (vitesse 7 cm/s)

Liquides	$\gamma$ (N/m)	$\mu$ (Pa.s)	Perte de charge saturation (mbar)
SU8_2000.5	0,034	2,85E-03	246
SU8_2002	0,035	8,16E-03	258
ARN_2220	0,026	5,75E-04	200
ARP_6200.04	0,036	2,98E-03	824
ARP_671.01	0,033	3,12E-03	819
ARP_632.04	0,033	1,39E-03	200
ARP_631.04	0,033	1,66E-03	799
DEHS	0,032	2,14E-02	188

La perte de charge à la saturation en fonction de la tension de surface et de la viscosité des liquides, est représentée, respectivement, sur la Figure 88 et la Figure 87. Au vu de ces figures, aucune

tendance ne se dégage sans doute en raison de la faible gamme de variation des tensions superficielles et des viscosités des résines.

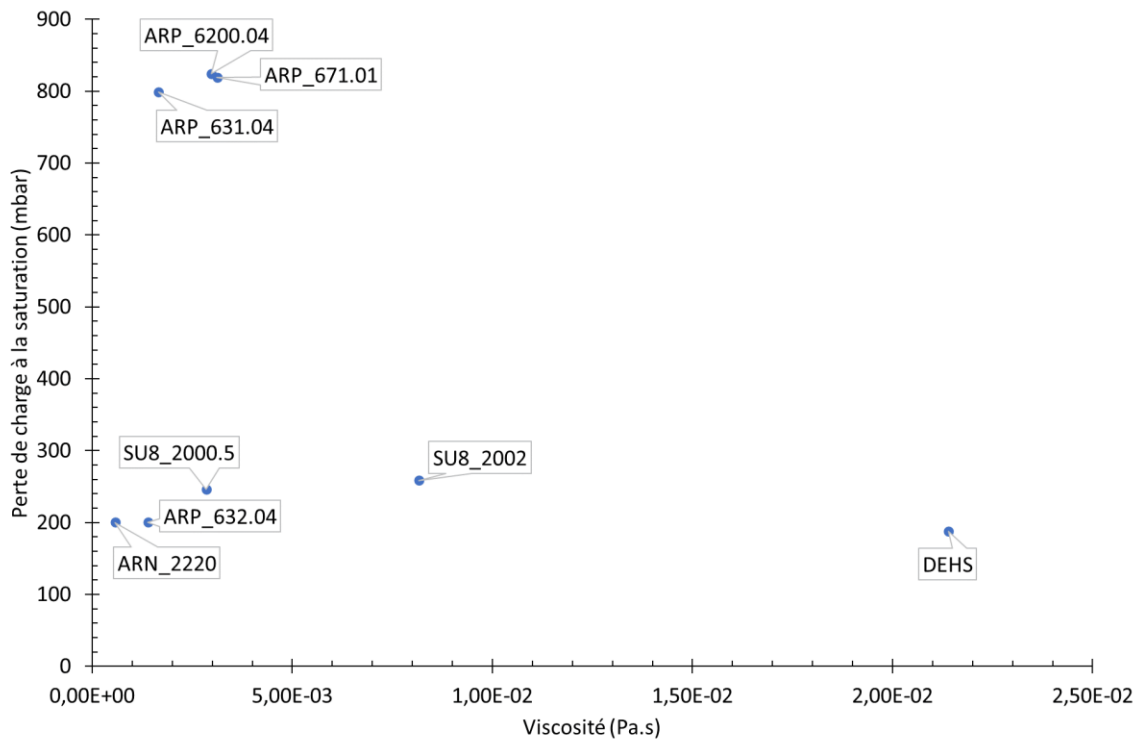
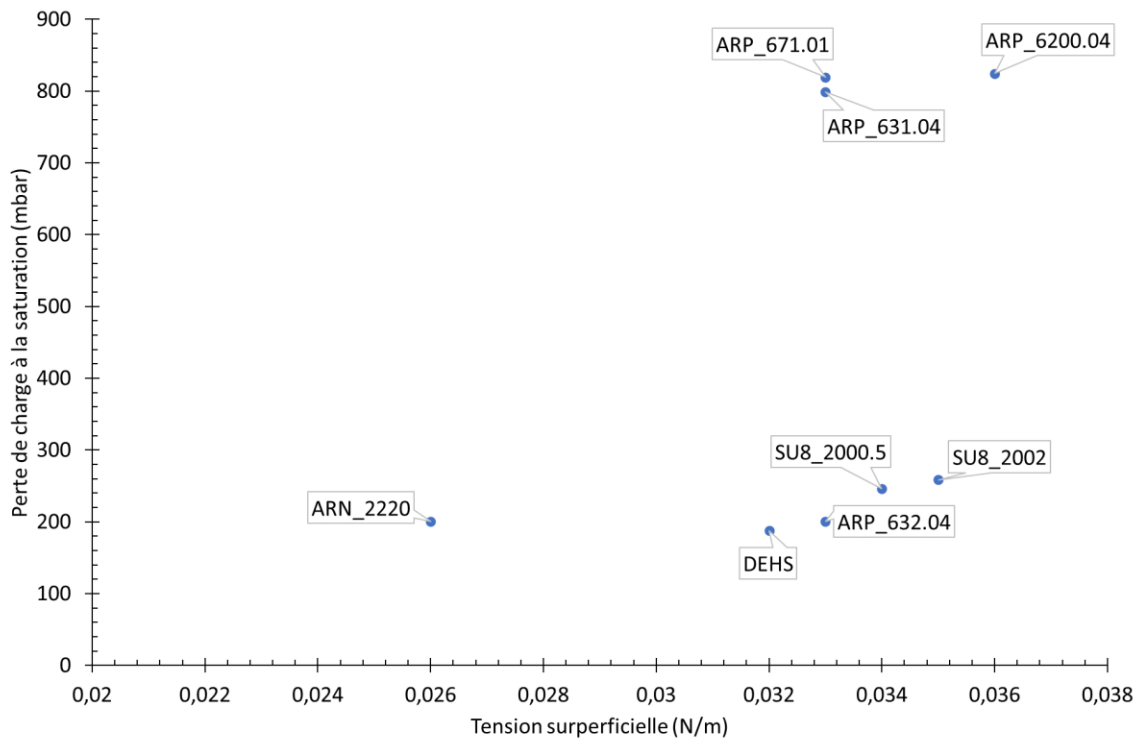


Figure 87 : Evolution de la perte de charge à la saturation en fonction de la viscosité des différents liquides de colmatage, pour le filtre  $\alpha$ , vitesse de filtration 7 cm/s.



### Chapitre 3 : Résultats et discussion

Figure 88 : Evolution de la perte de charge à la saturation en fonction de la tension superficielle des différents liquides de colmatage, pour le filtre  $\alpha$ , vitesse de filtration 7 cm/s.

#### 3.4.3 Masse surfacique à la saturation

Comme pour les essais de colmatage des filtres par du DEHS, les résines ont également été pesées à la fin de la saturation du filtre (Tableau 17). La différence avec le DEHS, c'est que les résines ont été figées dans le filtre, par séchage. Ainsi elles ont perdu en volume et en masse. Dans le chapitre 2, la perte de masse a été déterminée à 50C pour différentes résines. Lors du séchage la température n'a pas pu être contrôlée et le séchage n'a pas duré trois jours. Néanmoins à la fin du séchage, la résine est bien sèche. Ainsi le pourcentage de masse évaporée déterminé dans le chapitre 2 peut être appliqué même après une période de séchage plus courte. On remarque que la perte en masse des résines est très importante. Il faut une quantité importante de résine pour pouvoir observer la résine dans le filtre (dans notre cas on a saturé le filtre).

Ainsi, les masses pesées sont corrigées en tenant compte du pourcentage de masse perdue afin d'avoir la masse réelle de liquide dans le filtre correspondant à la perte de charge à la saturation (Tableau 17). A noter que la perte de masse des résines ARP\_632.04 et ARP\_631.04 n'a pas pu être déterminée car ces résines n'ont pu être caractérisées initialement.

Tableau 17 : Synthèse des liquides de colmatages.

Liquides	$\gamma$ (N/m)	$\mu$ (Pa.s)	Perte de charge saturation (mbar)	Masse surfacique pesée (g/m <sup>2</sup> )	Pourcentage perte en masse (%)	Masse surfacique réelle (g/m <sup>2</sup> )
SU8_2000.5	0,034	2,85E-03	246	330	84	2065
SU8_2002	0,035	8,16E-03	258	448	67	1357
ARN_2220	0,026	5,75E-04	200	302	96	7544
ARP_6200.04	0,036	2,98E-03	824	80	95	1603
ARP_671.01	0,033	3,12E-03	819	30	99	3040
ARP_632.04	0,033	1,39E-03	200	12	95	242
ARP_631.04	0,033	1,66E-03	799	88	95	1750
DEHS	0,032	2,14E-02	188	-	-	335

La perte de charge à la saturation en fonction de la masse surfacique réelle est représentée sur la Figure 89. Ce graphique ne met pas en évidence de tendance entre la perte de charge et la masse surfacique de liquide.



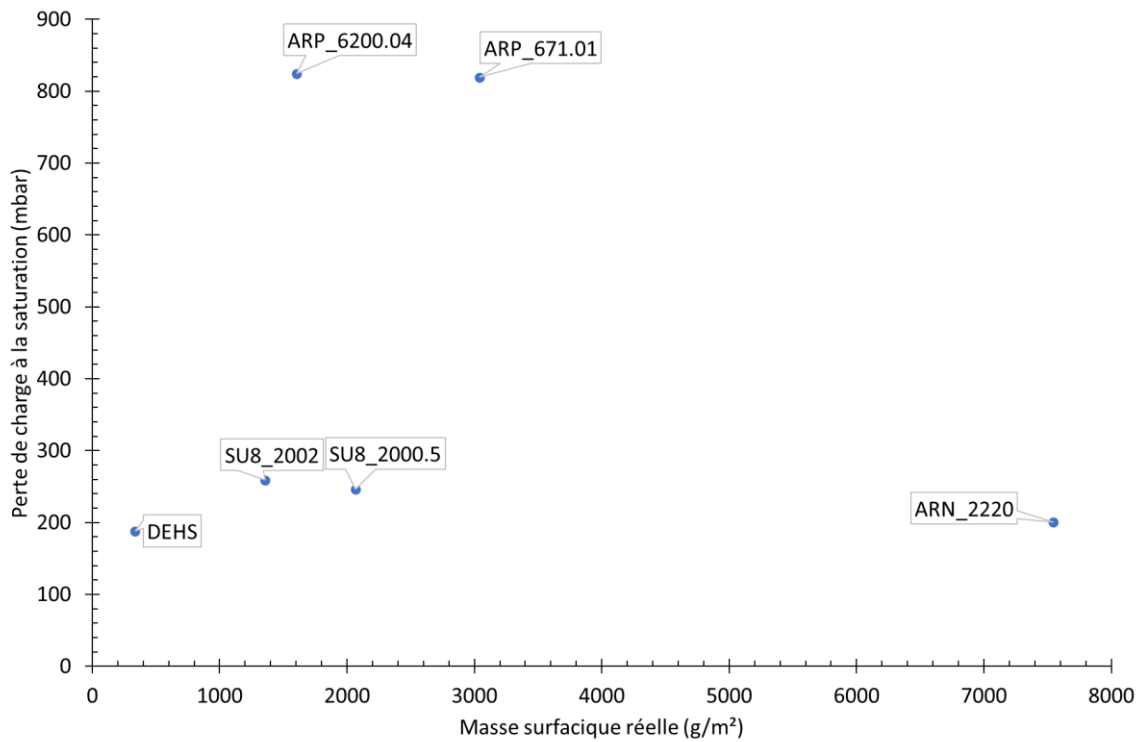


Figure 89 : Evolution de la perte de charge à la saturation en fonction de la masse de liquide dans le filtre  $\alpha$ , pour les différents liquides, vitesse de filtration 7 cm/s.

### 3.4.4 Visualisation de la résine dans le filtre

Pour visualiser la répartition de liquide dans les médias métalliques, des micro-tomographies X sont envisagées sur des échantillons colmatés par les résines thermodurcissables. Afin de valider la faisabilité de cette technique, un essai a été réalisé sur le filtre  $\alpha$  (Figure 90).

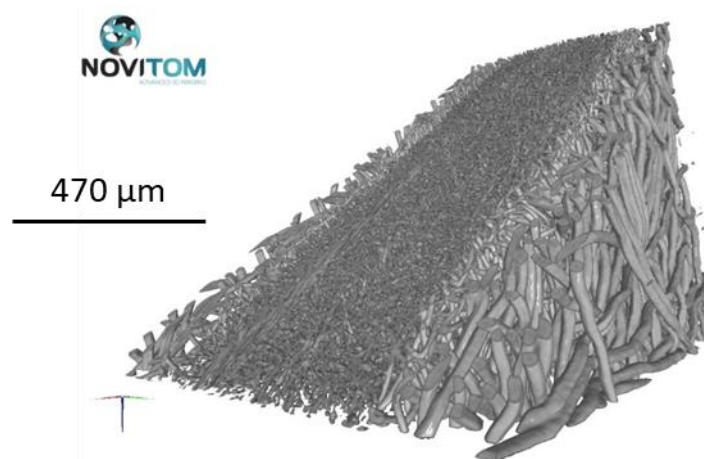


Figure 90 : Vues 3D du filtre  $\alpha$ .

### Chapitre 3 : Résultats et discussion

Différentes coupes, obtenues par micro-tomographie X, du filtre  $\alpha$  colmaté par la résine SU8\_2002 sont montrées Figure 91. Ces images mettent en évidence le film liquide en aval du filtre et l'accumulation du liquide dans les couches. Le traitement des images de tomographie n'a pas abouti car les échantillons ont été placés entre deux lames polymères, pour fixer l'échantillon. Ces lames de polymère ont une intensité très proche de la résine de colmatage, donc il est difficile de les distinguer au premier abord, avec un traitement d'image simple.

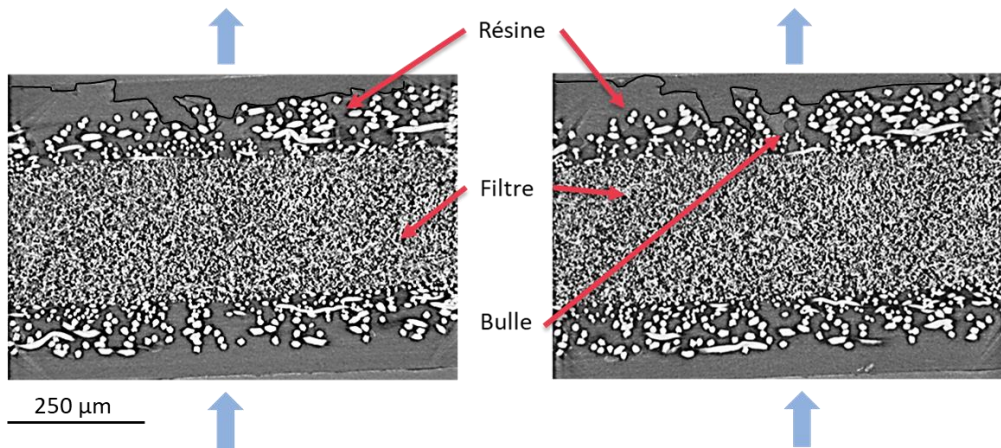


Figure 91 : Vue en coupe du filtre  $\alpha$ , à deux endroits différents, colmaté avec de la résine SU8\_2002 (vitesse de filtration 7 cm/s).

En revanche, on peut vérifier si le traitement des images permettant de prédire les chemins préférentiels est valide ou non (Figure 92). Sur l'image A de la Figure 92, les croix bleues correspondent au centre des fibres qui sont détectées et qui servent à la construction du maillage et à la détermination des chemins préférentiels. On peut déjà constater que toutes les fibres ne sont pas détectées. Pour rappel le traitement d'images détermine les chemins préférentiels comme étant les chemins les plus courts pour relier les fibres amont (en bleu) aux fibres aval (en vert). Sur l'image B de la Figure 92, on remarque que les chemins préférentiels semblent être prédits avec le traitement d'image, car les chemins prédits, finissent bien en aval où il y a du liquide (film liquide). Il n'y a pas de chemin prédit dans la zone de vide à gauche de l'image car aucune fibre n'a été détecté, comme il est vu sur l'image A.

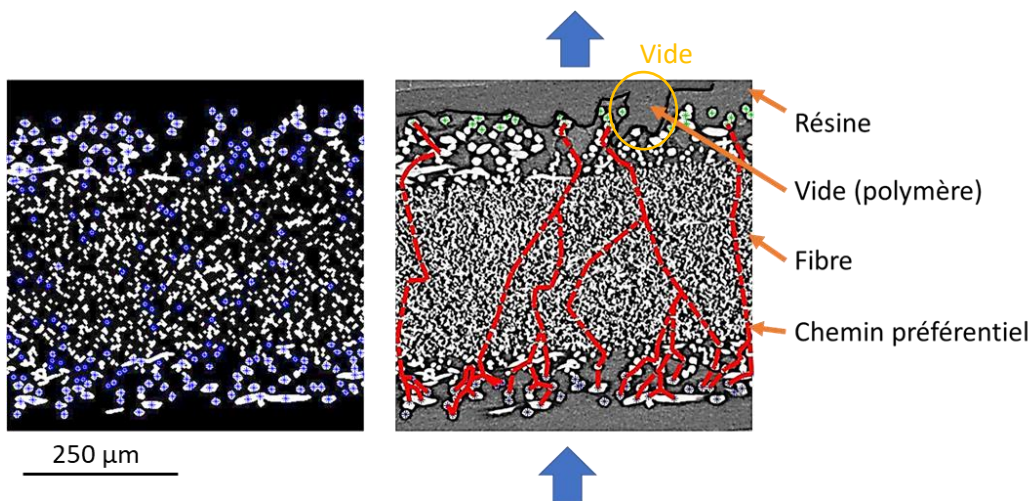


Figure 92 : Détection des chemins préférentiels du filtre  $\alpha$ , colmaté avec de la résine SU8\_2002 (vitesse de filtration 7 cm/s) (l'image de gauche correspond aux fibres qui sont détectées, en bleu, et l'image de droite correspond aux chemins préférentiels qui sont calculés, en rouge).

### 3.5 Conclusion

Pour conclure, ces travaux ont porté sur le colmatage des filtres métalliques par un aérosol liquide. Ces filtres à fibres métalliques sont des filtres manufacturés composés de plusieurs couches de médias de caractéristiques différentes en termes d'épaisseur, de diamètre de fibre et de compacité. Ces couches permettent d'augmenter la résistance mécanique du média filtrant. Des mesures de point bulles effectuées sur des filtres vierges ont permis de conclure que ce type de caractérisation peut permettre de différencier *a priori* les médias filtrants en terme de perte de charge.

Avant d'étudier le comportement de ces filtres industriels, en termes de perte de charge, des filtres métalliques monocouches (ayant les mêmes caractéristiques (en termes de diamètres de fibres, de compacité et d'épaisseur) que les couches de média composant les filtres industriels) ont été colmatés à différentes vitesses. Il a été constaté que la perte de charge évoluait quasi-linéairement, puis augmentait de manière exponentielle, avant d'atteindre un état stable. Cet état stable correspond à la phase de saturation du filtre, c'est-à-dire que la masse de liquide accumulé dans le filtre n'évolue plus en raison d'un équilibre entre la masse de liquide collectée par le filtre et la masse de liquide drainé en aval du filtre [1]. A l'arrêt de la génération de l'aérosol, la perte de charge diminue, mais ne revient pas à son état initial ce qui laisse supposer qu'une certaine quantité de liquide reste piégée dans le filtre. Cette diminution de la perte de charge est attribuée à la disparition du film liquide en aval du filtre.

Les filtres monocouches ont également été colmatés à différentes vitesses, afin de déterminer son influence sur la perte de charge et sur la masse de liquide accumulé dans le filtre. Il a été constaté que la vitesse de filtration n'influait pas de manière significative la masse de liquide accumulé à la saturation. En revanche, l'accroissement de la vitesse de filtration augmente la perte de charge à la saturation mais diminue la résistance aéraulique. Ce constat laisse supposer que le liquide se redistribue en fonction de la vitesse de filtration au sein du média filtrant vers des zones mortes qui n'influencent pas ou peu la perte de charge.

Les filtres industriels classés en deux catégories distinctes, dépendant de leur agencement de couches, un agencement « symétrique », et un agencement « asymétrique » ont également été colmatés à la vitesse de filtration de 7 cm/s. L'évolution de la perte de charge peut se décomposer en deux phases :

- Première phase : similaire à l'évolution de la perte de charge d'un média monocouche. La perte de charge évolue de façon linéaire puis de manière exponentielle. Cela correspondrait au colmatage de la couche la plus efficace dans le média multicouche.
- Deuxième phase : la saturation de la perte de charge n'est pas obtenue de façon aussi brutale que pour les monocouches. Ainsi l'inflexion correspond au colmatage des couches en aval du filtre.

Pour les filtres multicouches symétriques, la perte de charge à la saturation est proche de celle de la couche du média la plus efficace. Pour le filtre asymétrique  $\gamma$ , l'ajout de couches de média diminue la perte de charge à la saturation, par rapport à la couche la plus efficace, quel que soit le sens de colmatage du filtre. En revanche l'évolution de la perte de charge, dans le sens deux (pour le filtre  $\gamma$ ) fait apparaître une nouvelle inflexion dû à la saturation de la couche Z.

L'évolution de l'efficacité massique pour les filtres métalliques (monocouches et multicouches) est quasi identique. L'efficacité diminue lentement dès le début du colmatage, puis de façon plus

### **Chapitre 3 : Résultats et discussion**

marquée pendant la montée exponentielle de la perte de charge. A la vue de cette évolution, on peut supposer que dans un premier temps, les gouttelettes collectées par la couche la plus efficace induisent une augmentation de la compacité et par conséquent une augmentation de la vitesse interstitielle favorisant la diminution de l'efficacité de collecte par diffusion puisque l'aérosol généré est submicronique. Au début de la montée exponentielle, la quantité de gouttelettes collectées est telle que cela va favoriser leur coalescence et l'apparition d'un film liquide. En conséquence, la perte de charge augmente brutalement ainsi que la vitesse interstitielle accélérant la chute de l'efficacité. Sous l'action des forces aérauliques, le liquide collecté dans la couche la plus efficace est refoulé en partie vers les couches les moins efficaces. Puisque le liquide est réparti sur un volume de filtre plus important, la perte de charge augmente jusqu'à une valeur constante moins rapidement, de même que l'efficacité (*i.e.* la masse instantanée) puisque la vitesse interstitielle diminue. La phase stationnaire résulte d'une compétition entre la masse de liquide collecté et celle drainée.

Des essais, où la génération de l'aérosol a été arrêtées, tout en maintenant un écoulement d'air, ont également été effectués. Ces essais ont permis de voir que la perte de charge diminue. Mais contrairement aux filtres monocouches, cette perte de charge est faible. Ainsi on peut dire que le film liquide en aval des filtres multicouches est moins épais que celui des filtres monocouches, car une partie de ce film liquide est compris dans les couches de drainage en aval des filtres. Ce constat n'a pu être confirmé, car les taux de masse saturante et restante sont surestimés, du fait que le liquide collecté n'est pas uniquement réparti dans la zone de filtration. Une partie du liquide est contenue également dans la zone pincée du filtre par le porte-filtre non offerte à l'écoulement.

Les essais de colmatage avec les résines ont montré que la viscosité et la tension superficielle n'ont pas d'impact significatif sur la perte de charge (dans les gammes étudiées de viscosité et de tension superficielle). Ces résines ne sont pas adaptées à la visualisation de l'accumulation du liquide dans le filtre car elles perdent beaucoup en masse en séchant et donc de volume. Ainsi, le volume séché des résines n'est pas représentatif du volume à la saturation de liquide avant figeage, correspondant à la perte de charge à la saturation. Le traitement d'image du filtre  $\alpha$  à saturation a permis de mettre en évidence la présence d'un film de liquide sur la face aval du média confirmant ainsi le scénario de colmatage. Par ailleurs, les chemins préférentiels empruntés par le liquide au sein de la structure fibreuse et prédit par le code développé semblent cohérents avec les observations mais il est nécessaire d'améliorer la détection des fibres.



## **Chapitre 4 : Modèle**





Ce chapitre est consacré à la modélisation de l'évolution de la perte de charge des filtres monocouches au cours du colmatage. Ce modèle est fondé sur une approche capillaire contrairement au modèle de Pénicot [42] ou au modèle phénoménologique de Frising [1], établi sur la base d'un accroissement du diamètre des fibres lors de l'accumulation du liquide.

## 4.1 Modélisation

Dans cette approche simpliste, le média fibreux est assimilé à un milieu poreux constitué d'un ensemble de capillaires de même diamètre placés parallèlement les uns aux autres. Ces capillaires vont se remplir au fur et à mesure du colmatage générant une augmentation de la perte de charge jusqu'à atteindre la valeur de la pression capillaire à partir de laquelle le liquide collecté commence à s'écouler en aval du filtre stabilisant par conséquent la perte de charge. Puisque les capillaires sont identiques et placés en parallèle, le flux d'air traversant un capillaire est égal au débit de filtration divisé par le nombre de capillaires. De fait la perte de charge d'un capillaire est identique à la perte de charge du média filtrant.

Les hypothèses pour la modélisation de la perte de charge sont les suivantes :

- ✓ Assimilation du média filtrant à un milieu poreux constitué d'un ensemble de capillaires de diamètres identiques placés parallèlement les uns aux autres,
- ✓ La pression capillaire détermine la perte de charge à la saturation,
- ✓ Accumulation de liquide est homogène dans le capillaire.

### 4.1.1 Caractéristiques du média filtrant modélisé

Le média filtrant est assimilé à un milieu poreux (Figure 93) (de même épaisseur ( $Z$ ) et de même compacité ( $a$ ) que le média réel) constitué par un faisceau de capillaires de diamètre  $d_{pini}$ .

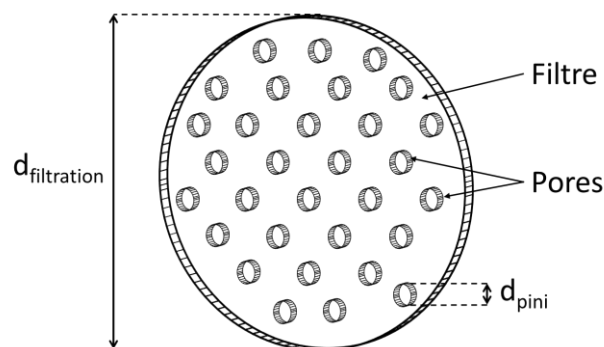


Figure 93 : Représentation schématique du média filtrant modélisé.

## Chapitre 4 : Modèle

Ce diamètre initial est déterminé, en régime laminaire, à partir de la loi de Poiseuille et de la valeur expérimentale de la perte de charge initiale du média filtrant ( $\Delta P_{ini}$ ) à la vitesse de filtration donnée. Soit :

$$\Delta P_{ini} = \frac{32 \mu_a Z v_{fii}}{d_{pini}^2} \quad (4.1)$$

avec  $v_{fii}$ , la vitesse interstitielle initiale ( $v_{fii} = \frac{v_f}{1-\alpha}$ , avec  $v_f$ , la vitesse de filtration et  $\alpha$  la compacité du média filtrant) ;  $d_{pini}$ , le diamètre de pore initial,  $Z$ , l'épaisseur du filtre,  $\mu_a$ , la viscosité de l'air ( $18.10^{-6}$  Pa.s), et  $\Delta P_{ini}$ , la perte de charge du filtre vierge. Il vient de l'équation 4.1 :

$$d_{pini} = \sqrt{\frac{32 \mu_a Z v_{fii}}{\Delta P_{ini}}} \quad (4.2)$$

Le nombre de pores rapporté à la surface de filtration ( $Nc$ ) peut être déterminé à partir de la compacité du média filtrant ( $\alpha$ ). Soit :

$$Nc = \frac{4(1-\alpha)}{\pi d_{pini}^2} \quad (4.3)$$

### 4.1.2 Évolution de la perte de charge au cours du colmatage

Au cours du colmatage, la compacité va augmenter avec la masse de liquide collectée dans le filtre :

$$\alpha(t) = \alpha + \alpha_L(t) \quad (4.4)$$

Soit encore :

$$\alpha(t) = \alpha + \frac{m(t)}{Z \rho_l S} \quad (4.5)$$

avec  $S$ , la surface de filtration, et  $\rho_l$ , la masse volumique du liquide.

Cette masse collectée, s'accumule de manière homogène dans les capillaires, réduisant de fait le diamètre du pore (Figure 94).

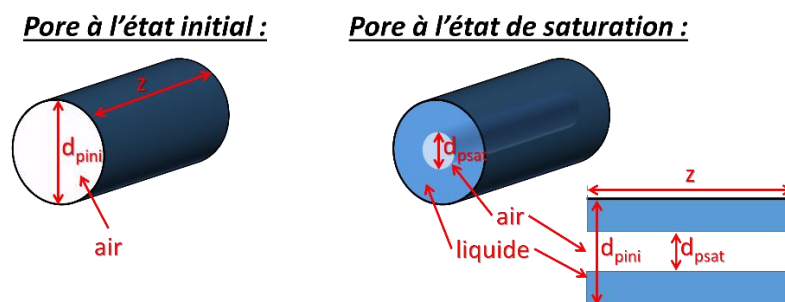


Figure 94 : Représentation schématique du capillaire qui se remplit de manière homogène.



L'évolution du diamètre de pore est donnée par :

$$d_p(t) = \sqrt{d_{pini}^2 - \left( \frac{4 m(t)}{\rho_l Z \pi S Nc} \right)} \quad (4.6)$$

Soit en exprimant  $Nc$  par l'équation 4.3 :

$$d_p(t) = d_{pini} \sqrt{1 - \frac{m(t)}{\rho_l Z (1 - \alpha) S}} \quad (4.7)$$

Soit encore :

$$d_p(t) = d_{pini} \sqrt{1 - \frac{\alpha_L(t)}{1 - \alpha}} \quad (4.8)$$

A débit constant, l'augmentation de la masse de liquide dans le filtre va induire une augmentation de la vitesse interstitielle :

$$v_{fi}(t) = \frac{v_f}{1 - (\alpha + \alpha_L(t))} \quad (4.9)$$

Dans ces conditions, l'évolution de la perte de charge en fonction de la masse de liquide collecté est donnée par :

$$\Delta P(t) = \frac{32 \mu_a Z v_{fi}(t)}{d_p^2(t)} \quad (4.10)$$

En exprimant respectivement  $d_p(t)$  et  $v_{fi}(t)$  par les équations 4.8 et 4.9 et après réarrangement, la perte de charge peut s'écrire :

$$\Delta P(t) = \frac{32 \mu_a Z v_f}{d_{pini}^2} \frac{1}{[1 - (\alpha + \alpha_L(t))] \left[1 - \frac{\alpha_L(t)}{1 - \alpha}\right]} \quad (4.11)$$

Soit encore

$$\Delta P(t) = \Delta P_{ini} \frac{1 - \alpha}{[1 - (\alpha + \alpha_L(t))] \left[1 - \frac{\alpha_L(t)}{1 - \alpha}\right]} \quad (4.12)$$

Au cours du colmatage, la perte de charge va suivre l'évolution donnée par l'équation 4.12 jusqu'à ce que la perte de charge atteigne la valeur de la pression capillaire ( $P_C$ ) donnée par la loi de Jurin ( 4.13 ).

$$P_C = \frac{4 \gamma \cos(\theta)}{d_{pini}} \quad (4.13)$$

A cette valeur de perte de charge, le liquide collecté dans les pores est drainé contribuant à la formation d'un film liquide sur la face aval du filtre.

## 4.2 Comparaison modèle / expérience

Le modèle a été confronté aux expériences menées sur les filtres monocouches de structure plus simple que les filtres multicouches. Les évolutions de perte de charge ont été tracées en fonction de la masse surfacique de liquide collecté. Pour la représentation des données expérimentales, il a été considéré que la masse de gouttelettes collectées par le média à la saturation est proportionnelle au temps de filtration. Cela revient à supposer une efficacité de collecte constante sur toute la durée de l'essai. Les figures 94 à 96 présentent les évolutions de perte de charge en fonction de la masse surfacique collectée pour trois médias monocouches (A, D, E).

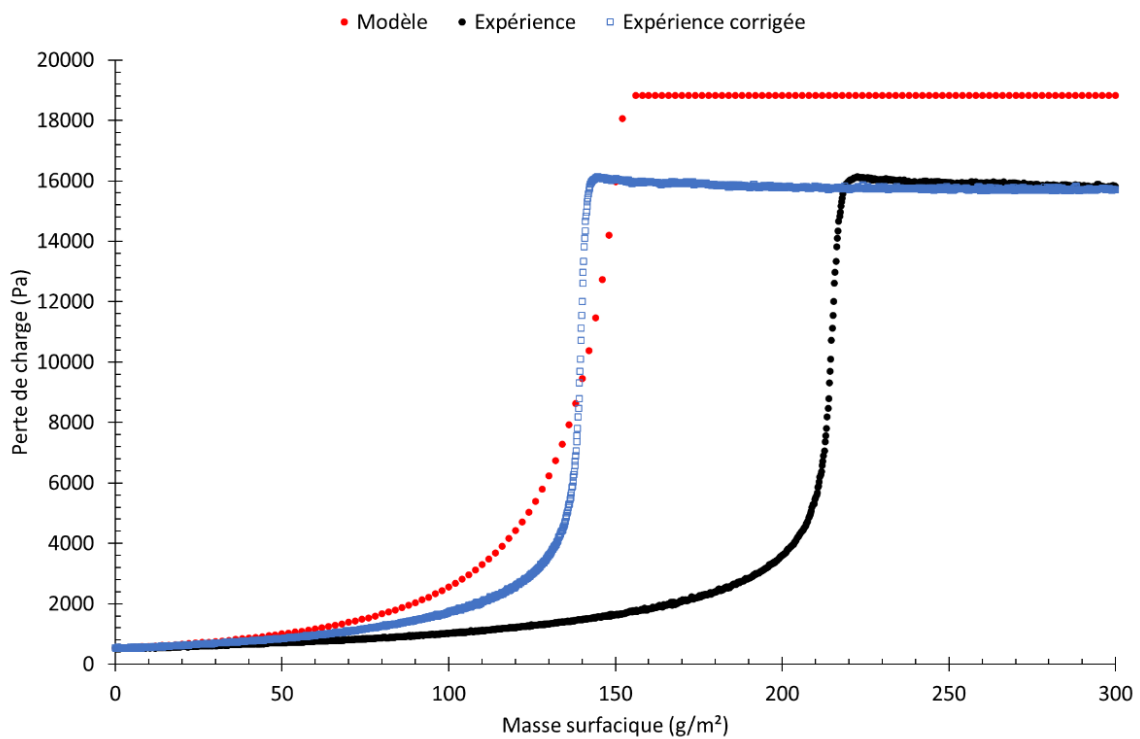


Figure 95 : Comparaison Modèle / expérience (Média A).

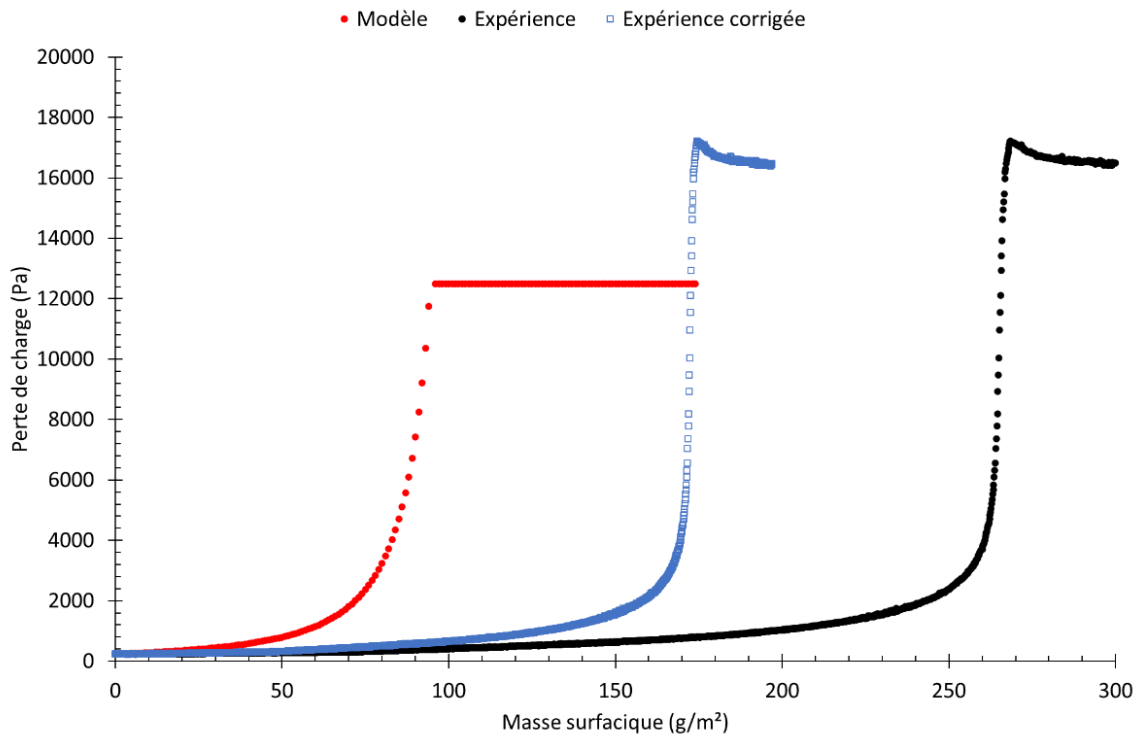


Figure 96 : Comparaison Modèle / expérience (Média D).

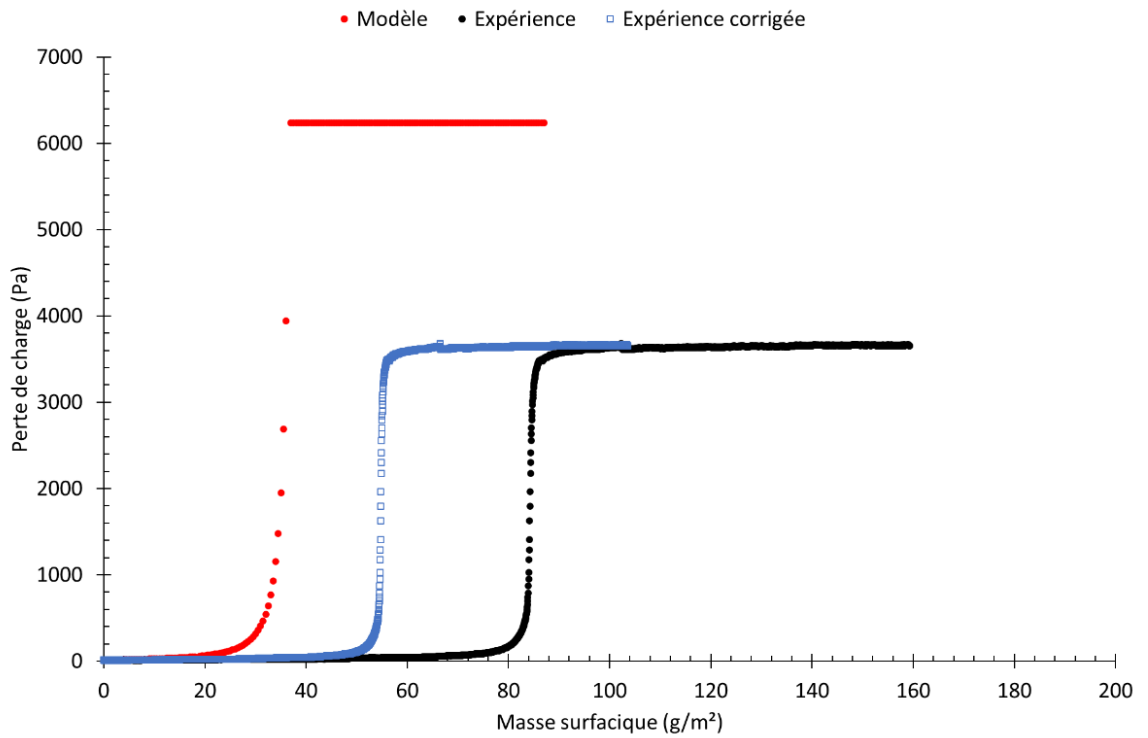


Figure 97 : Comparaison Modèle / expérience (Média E).

## Chapitre 4 : Modèle

Force est de constater que l'évolution de la perte de charge en fonction de la masse surfacique du liquide collecté est bien traduite par le modèle avec une lente évolution de la perte de charge en début de colmatage et une montée exponentielle à l'approche de la saturation pour les médias A et D. A noter, l'évolution plus rapide du média E qui est également bien décrite par le modèle.

L'étape de saturation est cependant atteinte à partir d'une masse surfacique plus faible que dans la réalité. Le rapport entre ces deux valeurs expérimentale et théorique (Tableau 18) est de l'ordre de 1,5 à 2,8 selon les médias.

Tableau 18 : Comparaison expérience / modèle

Média	Expérience		Modèle	
	Masse surfacique à saturation (g/m <sup>2</sup> )	$\Delta P$ saturation (Pa)	Masse surfacique à saturation (g/m <sup>2</sup> )	$\Delta P$ saturation (Pa)
A	218	15700	156	18800
D	273	16430	96	12490
E	84	3600	40	6240

La Figure 98 met clairement en évidence une masse surfacique à saturation tant expérimentale que théorique indépendante de la vitesse de filtration. On peut également observer sur la Figure 98 un écart important entre les valeurs calculées et expérimentales.

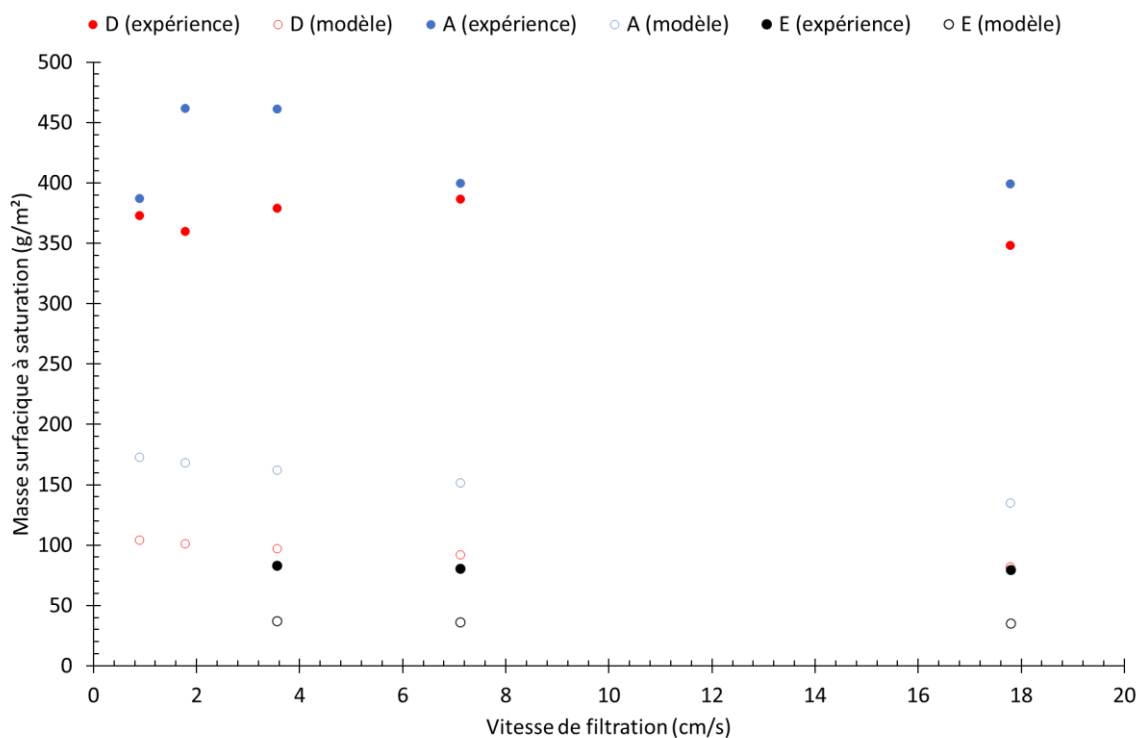


Figure 98 : Evolution de la masse surfacique à saturation expérimentale et théorique en fonction de la vitesse de filtration pour les trois médias monocouches.

Ces écarts peuvent être expliqués par le mode de calcul de la masse surfacique (hypothèse d'une efficacité constante), par l'incertitude sur la détermination de la masse à saturation, notamment liée à la masse de liquide située au niveau de l'anneau de serrage du porte-filtre et donc en dehors de la zone de filtration (Voir § 3.3.1). En considérant que seul 65% du liquide pesé participe à la perte de charge du média à la saturation, l'écart entre la masse surfacique à saturation expérimentale et modélisée se réduit fortement comme observé sur les courbes « expérience corrigée » des figures 94, 95 et 96.

Rappelons également l'importance de l'épaisseur dans le modèle qui intervient notamment dans le calcul de la compacité du filtre et de la compacité du liquide. A titre d'illustration, une incertitude de 10% sur la valeur de l'épaisseur conduit à un écart de 14% sur la masse surfacique à saturation du média A. Par ailleurs, la masse à saturation déterminée expérimentalement surestime la valeur réelle dans la mesure où la pesée prend en compte une partie du film liquide non drainé et retenu par capillarité en aval du média.

Concernant la perte de charge à saturation (Tableau 18), celle-ci est surestimée pour les médias A et E mais sous-estimée pour le filtre monocouche D. Ces écarts représentent 25% (médias A et D) à 50% (média E) de la valeur de la perte de charge mesurée à saturation. L'évolution de la perte de charge à saturation en fonction de la vitesse de filtration (Figure 99) montre la même tendance entre les valeurs expérimentale et théorique. Ce graphique montre que globalement, pour un média donné, la perte de charge à saturation est indépendante de la vitesse de filtration, ce que confirme le modèle et que l'évolution observée ne serait liée qu'à l'hétérogénéité des différents échantillons d'un même média.

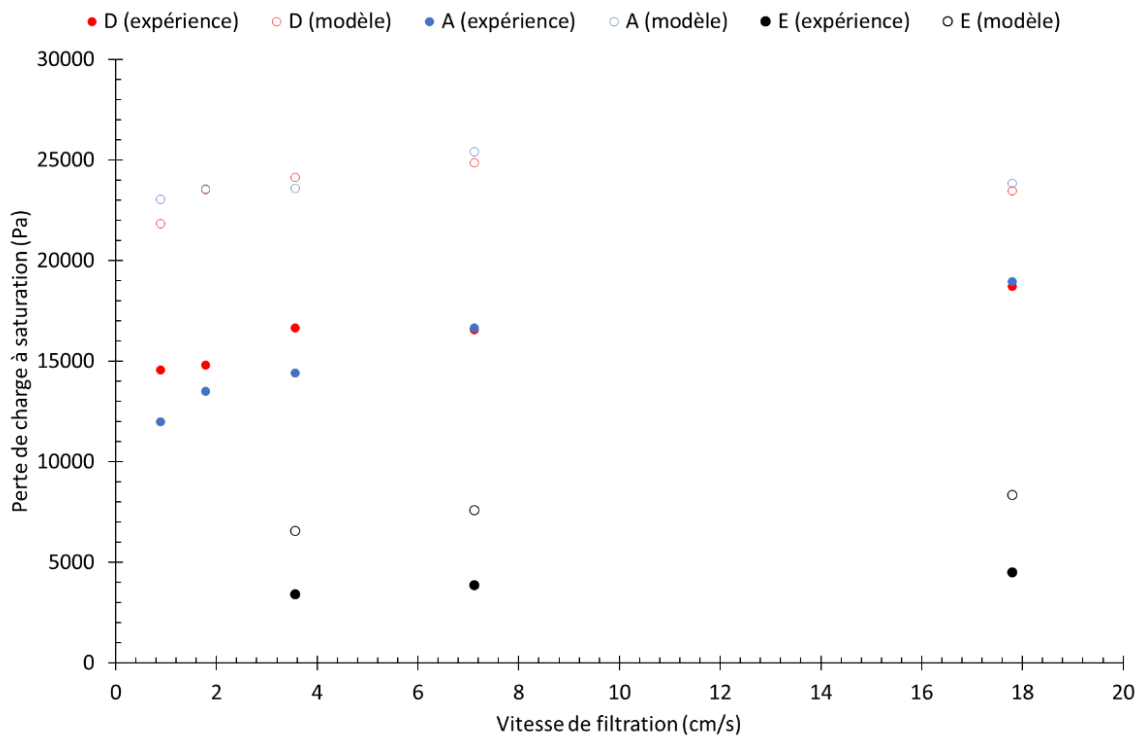


Figure 99 : Evolution de la perte de charge expérimentale et théorique en fonction de la vitesse de filtration pour les trois médias monocouches

## Chapitre 4 : Modèle

La perte de charge à saturation estimée à partir de l'équation de Jurin ( 4.13 ) ne tient compte que de l'angle de contact, de la tension superficielle de liquide et du diamètre des pores déterminé à partir de la perte de charge initiale du média filtrant. Une incertitude sur l'épaisseur et/ou la valeur de perte de charge initiale peut induire une mauvaise estimation du diamètre des pores. Par ailleurs, ce modèle présuppose le diamètre et la longueur des pores identiques. La prise en compte d'une distribution de taille et/ou d'un facteur de tortuosité pourrait permettre une meilleure prédiction de la perte de charge à saturation.

### 4.3 Conclusion

Un modèle simpliste a été développé en assimilant le média fibreux à un milieu composé de capillaires qui se remplissent au fur et à mesure du colmatage générant une augmentation de la perte de charge jusqu'à atteindre la valeur de la pression capillaire correspondant à la perte de charge à saturation. Ce modèle ne faisant intervenir aucun paramètre d'ajustement décrit de façon satisfaisante l'évolution de la perte de charge observée expérimentalement et permet une assez bonne estimation de la perte de charge à saturation mais sous-estime d'un facteur deux environ la masse surfacique de liquide collecté à la saturation. Par ailleurs, l'indépendance observée expérimentalement de la perte de charge et de la masse surfacique à saturation vis-à-vis de la vitesse de filtration et prédite par le modèle nous conforte dans cette « approche capillaire ».

Outre les différentes explications avancées pour expliquer les écarts observés, l'écart entre modèle et expérience peut être mis sur le compte de la simplicité du modèle qui suppose que tous les capillaires ont la même longueur égale à l'épaisseur du média filtrant à l'écoulement. La prise en compte d'une distribution de taille et/ou d'un facteur de tortuosité pourrait sans doute améliorer son caractère prédictif. Par ailleurs, son extension aux filtres multicouches est envisageable en assimilant ces derniers à un empilement de monocouches.

# Conclusion générale

L'objectif de ce travail était d'étudier le comportement de filtres métalliques industriels lors de leur colmatage par un aérosol liquide. Ces filtres sont composés par un empilement de plusieurs couches de média de caractéristiques différentes générant une structure symétrique ou asymétrique. Dans un premier temps, l'étude s'est focalisée sur la caractérisation de ces médias en termes de distribution granulométrique de fibres, épaisseur et de compacité. Afin de comprendre le rôle de chacune des couches, des médias monocouches de mêmes caractéristiques (diamètre de fibres, compacité et épaisseur) que celles des filtres industriels, ont été spécifiquement fabriqués pour cette étude.

Une première campagne d'essais a été menée sur ces différentes structures fibreuses afin d'évaluer l'évolution de la perte de charge et de l'efficacité au cours du colmatage par un aérosol liquide de DEHS. Le colmatage de ces monocouches a mis en évidence, dans un premier temps, une évolution linéaire de la perte de charge suivie d'une croissance exponentielle avant une stabilisation de la perte de charge. En revanche l'efficacité diminue en début de colmatage avant de réaugmenter (quand la perte de charge évolue exponentiellement) et de se stabiliser. Ce type d'évolution est classiquement observée dans la littérature pour un liquide mouillant. Ces travaux se sont surtout intéressés à la phase de saturation pour laquelle un équilibre existe entre le liquide collecté et celui drainé. Il a été noté que la perte de charge à la saturation est plus importante pour les filtres ayant une efficacité initiale importante. L'augmentation de l'épaisseur du média n'induit pas d'accroissement de la perte de charge à saturation bien que la masse de liquide accumulée dans le filtre ait augmenté, ce qui dénote une répartition du liquide homogène au sein de la structure. Par ailleurs, il a été observé que la vitesse de filtration n'influence pas de manière significative la masse de liquide accumulée à la saturation. En revanche, lorsque que la vitesse de filtration augmente, la résistance aéraulique diminue de manière exponentielle ce qui peut s'expliquer par une réorganisation du liquide au sein du média filtrant vers des zones mortes sous l'action des forces aérauliques.

Une deuxième campagne d'essais a porté sur les filtres multicouches colmatés uniquement à une vitesse de 7 cm/s. L'évolution temporelle de l'efficacité est quasi similaire à celle des monocouches à la différence que la phase de saturation n'est pas atteinte aussi brutalement. Cela laisse supposer que lorsque la couche la plus efficace est saturée, le liquide collecté migre par capillarité et/ou sous l'action de l'écoulement vers les couches les moins efficaces situées en aval. Une autre différence observée, pendant la phase de la saturation, est la présence d'un bullage, pour les médias monocouches, au niveau du film de liquide présent sur la face aval du média.

Une différence de comportement a pu être observée entre les filtres multicouches symétriques et asymétriques. Pour les structures asymétriques, l'ajout de couches entourant la couche la plus efficace diminue la perte de charge à la saturation. Par ailleurs, la perte de charge à la saturation semble être pilotée par la couche la plus efficace et serait indépendante du sens de colmatage. En revanche, le sens de colmatage influe sur l'évolution de la perte de charge qui présente des points d'inflexions avant la phase stationnaire liés au passage d'une couche saturée à une autre couche non saturée. Les essais ont également permis de mettre en évidence, que l'arrêt de la génération d'aérosol, engendre une diminution de la perte de charge. Cette diminution de perte de charge est plus importante pour les filtres monocouches très efficaces. Cela s'explique par la perte du film de liquide en aval du filtre, qui serait plus important pour les filtres monocouches, très efficaces initialement, que

## Conclusion générale

pour les filtres monocouches moins efficaces et les filtres multicouches. Ce film de liquide n'a pas pu être quantifié car il a été montré qu'une partie de la masse de liquide pesée en fin d'essai était répartie au niveau de l'anneau de serrage du porte filtre donc en dehors de la zone de filtration et n'ayant par conséquent aucune influence sur la perte de charge. Ce constat peut remettre également en question les conclusions apportées sur l'évolution de la résistance à l'écoulement en fonction de la vitesse de filtration établie sur les monocouches. Des investigations supplémentaires s'avèrent indispensables.

Au regard des différents essais menés dans cette étude, le filtre  $\gamma$ , dans la configuration F E D Z E F, semble présenter le meilleur agencement car cette configuration permet une faible perte de charge à la saturation et une efficacité à la saturation importante. Cette structure présente également la plus faible énergie consommée par gramme de liquide accumulé.

Cette étude a mis en évidence une relation linéaire entre le point bulle et la perte de charge à la saturation des filtres ou l'efficacité initiale vis-à-vis gouttelettes submicroniques. Ainsi cette mesure du point bulle semble être un bon indicateur pour classer, *a priori*, les structures fibreuses selon leurs performances attendues.

Des essais avec des résines thermodurcissables de viscosité et tension superficielle différentes ont été menés pour étudier l'influence de ces paramètres physico-chimiques sur l'évolution de la perte de charge. Ces essais ont permis de démontrer que dans les gammes utilisées de viscosité et de tension superficielle, la perte de charge à la saturation n'était pas impactée de manière significative. Le deuxième objectif de l'utilisation des résines était de figer le liquide accumulé au sein du média filtrant afin de permettre sa manipulation et son observation par micro-tomographie X. Ces observations devaient notamment valider l'hypothèse de l'existence de chemins préférentiels qu'emprunterait le liquide pour s'écouler de la face amont vers la face aval du média pendant la phase de saturation. Ces chemins préférentiels ayant été mis en évidence à partir d'un traitement d'analyse d'images développé sous Matlab des médias vierges. Cette visualisation de liquide accumulée dans le filtre n'a pu aboutir, car les images obtenues n'ont pas permis de différencier les résines des supports en polymère des échantillons. Par ailleurs, la perte en volume des résines après séchage s'est révélée trop importante pour permettre une quelconque interprétation des images. D'autres essais avec des résines présentant un faible taux d'évaporation s'avèrent nécessaires.

Un modèle simpliste a été développé pour prédire la perte de charge, assimile le média fibreux à un milieu composé de capillaires. Ces capillaires vont se remplir de façon homogène et uniforme de liquide, jusqu'à atteindre une la pression capillaire correspondant à la perte de charge à saturation. Ce modèle est assez satisfaisant pour prédire l'évolution de la perte de charge, car il ne fait intervenir aucun paramètre d'ajustement. En revanche il surestime la perte de charge à la saturation et sous-estime la masse surfacique de liquide accumulée dans le filtre. Par ailleurs, l'indépendance observée expérimentalement de la perte de charge et la masse surfacique à saturation vis-à-vis de la vitesse de filtration et prédit par le modèle nous conforte dans cette « approche capillaire ». Outre les diverses explications proposées pour rendre compte des écarts observés, le décalage entre modèle et expérience peut être attribué à la simplicité du modèle, qui suppose que tous les capillaires ont la même taille et la même longueur, égale à l'épaisseur capillaire. La prise en compte de la distribution de taille et/ou de la tortuosité améliorerait sans doute ses propriétés prédictives. De plus, une fois leurs comportements individuels caractérisés, elle peut être étendue aux filtres multicouches en assimilant ces derniers à un empilement de couches simples



# Nomenclature

## Lettre latine :

$A$	surface en coupe transversale du milieu filtrant	$m^2$
$Ac$	aire de la section transversale d'un capillaire	$m^2$
$C$	périmètre mouillé	$m$
$C_{amont}$	concentration en amont du filtre	$g/m^3$
$C_{aval}$	concentration en aval du filtre	$g/m^3$
$CE$	coefficient d'épuration	
$Cu$	coefficient de correction de Cunningham	
$D$	coefficient de diffusion	
$d_f$	diamètre de la fibre	$m$
$d_I$	diamètre initial de la petite goutte	$m$
$d_p$	diamètre de la particule	$m$
$d_S$	diamètre initial de la grosse goutte	$m$
$E$	efficacité	
$f$	fraction des surfaces des fibres non occupées par des gouttes de liquide	
$G$	grammage par unité de surface	$kg/m^2$
$g$	accélération de pesanteur	$m/s^2$
$h$	hauteur de liquide pénétrant	$m$
$h_t$	épaisseur limite du film	$m$
$I$	paramètre d'impact adimensionnel	
$k$	perméabilité	
$k_b$	constante de Boltzmann	$J/K$
$Kn$	nombre de Knudsen	
$L$	la longueur caractéristique (rayon de la goutte)	$m$
$L_c$	longueur caractéristique	$m$
$m_l$	masse de liquide	$kg$
$n_d$	diamètre réduit de la goutte	$m$
$Oh$	nombre d'Ohnesorge	
$P_{amont}$	pression en amont du filtre	$Pa$
$P_{aval}$	pression en aval du filtre	$Pa$
$Pe$	nombre de Péclet	
$r$	rayon de la fibre	$m$
$R$	rapport des diamètres de la particule et de la fibre	
$R_1$ et $R_2$	rayons de courbure	$m$
$r_c$	rayon du capillaire	$m$
$Re$	nombre de Reynolds	

## Nomenclature

$Re_f$	nombre de Reynolds pour une fibre	
$r_{eff}$	rayon effectif	$m$
$r'_f$	rayon des fibres tenant compte du volume de liquide les entourant	$m$
$r_f$	rayon de la fibre	$m$
$S$	surface	$m^2$
$S_s$	taux de saturation	
$St$	nombre de Stockes	
$T$	température	$K$
$t$	temps	$s$
$U$	vitesse relative des gouttes	$m/s$
$U_0$	vitesse frontale de filtration	$m/s$
$U_f$	vitesse du fluide	$m/s$
$v$	vitesse du fluide	$m/s$
$w$	masse de liquide pénétrant	$kg$
$We$	nombre de Weber	
$X$	paramètre d'impact	$m$
$x_\infty$	hauteur d'élévation du capillaire à l'équilibre	$m$
$Z$	épaisseur	$m$

### Lettre grecque :

$\alpha$	compacité	
$\alpha_f$	compacité tenant compte de la présence du liquide	
$\alpha_{film}$	compacité de liquide maximale dans la couche	
$\Delta P$	perte de charge	$Pa$
$\Delta \rho$	rapport de masse volumique	
$\varepsilon$	porosité	
$\eta$	viscosité	$Pa.s$
$\eta_D$	efficacité de collecte des particules par diffusion	
$\eta_{DR}$	interaction entre les mécanismes de collecte par diffusion et par interception	
$\eta_F$	efficacité de collecte d'une fibre seule	
$\eta_I$	efficacité de collecte des particules par impaction	
$\eta_R$	efficacité de collecte des particules par interception	
$\eta_T$	efficacité totale	
$\theta$	angle de contact	
$\theta_a$	angle de contact avancée	
$\lambda$	libre parcours moyen des molécules	$m$
$\mu$	viscosité dynamique du fluide	$Pa.s$
$\mu_g$	viscosité dynamique du gaz	$Pa.s$
$\mu_{liq}$	viscosité dynamique du liquide	$Pa.s$
$\rho_f$	masse volumique du filtre	$kg/m^3$
$\rho_g$	masse volumique du gaz	$kg/m^3$
$\rho_l$	masse volumique du liquide	$kg/m^3$
$\rho_p$	masse volumique de la particule	$kg/m^3$
$\sigma$	la tension superficielle	$kg/s^2$

# Références

- [1] T. Frising, “Étude de la filtration des aérosols liquides et de mélanges d’aérosols liquides et solides,” Institut National Polytechnique de Lorraine, 2004. Accessed: Aug. 20, 2022. [Online]. Available: <https://hal.univ-lorraine.fr/tel-01749688>
- [2] A. Joubert, “Performances des filtres plissés à Très Haute Efficacité en fonction de l’humidité relative de l’air,” Institut National Polytechnique de Lorraine, 2009. Accessed: Aug. 20, 2022. [Online]. Available: <https://hal.univ-lorraine.fr/tel-01748741>
- [3] R. Gougeon, “Filtration des aérosols liquides par les filtres à fibres en régimes d’interception et d’inertie,” Paris 12, 1994. Accessed: Aug. 20, 2022. [Online]. Available: <http://www.theses.fr/1994PA120049>
- [4] D. Thomas, A. Charvet, N. Bardin-Monnier, and J.-C. Appert-Collin, *La filtration des aérosols*. Accessed: Aug. 20, 2022. [Online]. Available: [https://books.google.fr/books?hl=fr&lr=&id=5nNjDwAAQBAJ&oi=fnd&pg=PA5&dq=%5B6%5D%09Dominique+THOMAS,+A.+C.+N.+B.-M.+J.-C.+A.-C.,+2018.+La+filtration+des+aérosols.+s.l.:ISTE+editions.&ots=rSTdCmEmDk&sig=GVOrNwldoyU6rX0oqYgKcLFGul&redir\\_esc=y#v=onepage&q&f=false](https://books.google.fr/books?hl=fr&lr=&id=5nNjDwAAQBAJ&oi=fnd&pg=PA5&dq=%5B6%5D%09Dominique+THOMAS,+A.+C.+N.+B.-M.+J.-C.+A.-C.,+2018.+La+filtration+des+aérosols.+s.l.:ISTE+editions.&ots=rSTdCmEmDk&sig=GVOrNwldoyU6rX0oqYgKcLFGul&redir_esc=y#v=onepage&q&f=false)
- [5] R. Mead-hunter, A. J. C. King, and B. J. Mullins, “Aerosol-mist coalescing filters – A review,” *Sep. Purif. Technol.*, vol. 133, pp. 484–506, 2014, doi: 10.1016/j.seppur.2014.06.057.
- [6] M. Attoui, “Service de documentation et d’édition multimédia”.
- [7] P. C. Raynor and D. Leith, “The influence of accumulated liquid on fibrous filter performance,” *J. Aerosol Sci.*, vol. 31, no. 1, pp. 19–34, 2000, doi: 10.1016/S0021-8502(99)00029-4.
- [8] B. Sutter, D. Bemer, B. Sutter, D. Bemer, and D. Thomas, “Étude du réentraînement en phase vapeur d’aérosols liquides semi-volatils après filtration sur filtre à fibres To cite this version : HAL Id : hal-00873329,” 2013.
- [9] Z. Liu, Z. Ji, X. Wu, H. Ma, F. Zhao, and Y. Hao, “Experimental investigation on liquid distribution of filter cartridge during gas-liquid filtration,” *Sep. Purif. Technol.*, vol. 170, pp. 146–154, 2016, doi: 10.1016/j.seppur.2016.06.032.
- [10] A. Charvet, Y. Gonthier, E. Gonze, and A. Bernis, “Experimental and modelled efficiencies during the filtration of a liquid aerosol with a fibrous medium,” *Chem. Eng. Sci.*, vol. 65, no. 5, pp. 1875–1886, 2010, doi: 10.1016/j.ces.2009.11.037.
- [11] D. Kampa, S. Wurster, J. Buzengeiger, J. Meyer, and G. Kasper, “Pressure drop and liquid transport through coalescence filter media used for oil mist filtration,” *Int. J. Multiph. Flow*, vol. 58, pp. 313–324, 2014, doi: 10.1016/j.ijmultiphaseflow.2013.10.007.
- [12] F. W. Minor, A. M. Schwartz, E. A. Wulkow, and L. C. Buckles, “The Migration of Liquids in Textile Assemblies Part II: The Wicking of Liquids in Yams”.
- [13] B. J. Briscoe, K. P. Galvin, P. F. Luckham, and A. M. Saeid, “Droplet coalescence on fibres,” *Colloids and Surfaces*, vol. 56, no. C, pp. 301–312, 1991, doi: 10.1016/0166-6622(91)80129-C.
- [14] G. McHale and M. I. Newton, “Global geometry and the equilibrium shapes of liquid drops on fibers,” *Colloids Surfaces A Physicochem. Eng. Asp.*, vol. 206, no. 1–3, pp. 79–86, 2002, doi: 10.1016/S0927-7757(02)00081-X.

## Références

- [15] G. M. Manzo, Y. Wu, G. G. Chase, and A. Goux, "Comparison of nonwoven glass and stainless steel microfiber media in aerosol coalescence filtration," *Sep. Purif. Technol.*, vol. 162, pp. 14–19, 2016, doi: 10.1016/j.seppur.2016.02.006.
- [16] R. Mead-hunter, A. J. C. King, and B. J. Mullins, "Aerosol-mist coalescing filters – A review," vol. 133, pp. 484–506, 2014.
- [17] N. M. Farhan, H. Aziz, and H. V. Tafreshi, "Simple method for measuring intrinsic contact angle of a fiber with liquids," *Exp. Fluids*, vol. 60, no. 5, pp. 1–8, 2019, doi: 10.1007/s00348-019-2733-2.
- [18] B. J. Carroll, "The accurate measurement of contact angle, phase contact areas, drop volume, and Laplace excess pressure in drop-on-fiber systems," *J. Colloid Interface Sci.*, vol. 57, no. 3, pp. 488–495, 1976, doi: 10.1016/0021-9797(76)90227-7.
- [19] S. Haefner *et al.*, "Influence of slip on the Plateau-Rayleigh instability on a fibre," *Nat. Commun.*, vol. 6, no. May, pp. 4–9, 2015, doi: 10.1038/ncomms8409.
- [20] B. J. Mullins and G. Kasper, "Comment on: 'Clogging of fibrous filters by liquid aerosol particles: Experimental and phenomenological modelling study' by Frising *et al.*," *Chem. Eng. Sci.*, vol. 61, no. 18, pp. 6223–6227, 2006, doi: 10.1016/j.ces.2006.05.027.
- [21] J. M. Gac and L. Gradoń, "Modeling of axial motion of small droplets deposited on smooth and rough fiber surfaces," *Colloids Surfaces A Physicochem. Eng. Asp.*, vol. 414, pp. 259–266, 2012, doi: 10.1016/j.colsurfa.2012.08.041.
- [22] B. J. Mullins, R. D. Braddock, and I. E. Agranovski, "Modelling droplet motion and interfacial tension in filters collecting liquid aerosols," *Math. Comput. Simul.*, vol. 81, no. 7, pp. 1257–1271, 2011, doi: 10.1016/j.matcom.2010.05.008.
- [23] A. Charvet, S. Rolland Du Roscoat, M. Peralba, J. F. Bloch, and Y. Gonthier, "Contribution of synchrotron X-ray holotomography to the understanding of liquid distribution in a medium during liquid aerosol filtration," *Chem. Eng. Sci.*, vol. 66, no. 4, pp. 624–631, 2011, doi: 10.1016/j.ces.2010.11.008.
- [24] T. Penner, J. Meyer, G. Kasper, and A. Dittler, "Impact of operating conditions on the evolution of droplet penetration in oil mist filters," *Sep. Purif. Technol.*, vol. 211, no. October 2018, pp. 697–703, 2019, doi: 10.1016/j.seppur.2018.10.037.
- [25] A. Charvet, Y. Gonthier, A. Bernis, and E. Gonze, "Filtration of liquid aerosols with a horizontal fibrous filter," *Chem. Eng. Res. Des.*, vol. 86, no. 6, pp. 569–576, 2008, doi: 10.1016/j.cherd.2007.11.008.
- [26] C. Chang, Z. Ji, and F. Zeng, "The effect of a drainage layer on filtration performance of coalescing filters," *Sep. Purif. Technol.*, vol. 170, pp. 370–376, 2016, doi: 10.1016/j.seppur.2016.06.006.
- [27] S. Wurster, J. Meyer, H. E. Kolb, and G. Kasper, "Bubbling vs. blow-off - On the relevant mechanism(s) of drop entrainment from oil mist filter media," *Sep. Purif. Technol.*, vol. 152, pp. 70–79, 2015, doi: 10.1016/j.seppur.2015.08.012.
- [28] D. Kampa, S. Wurster, J. Meyer, and G. Kasper, "Validation of a new phenomenological 'jump-and-channel' model for the wet pressure drop of oil mist filters," *Chem. Eng. Sci.*, vol. 122, pp. 150–160, 2015, doi: 10.1016/j.ces.2014.09.021.
- [29] F. Chen, Z. Ji, and Q. Qi, "Effect of surface wettability on filtration performance of gas-liquid coalescing filters," *Powder Technol.*, vol. 357, pp. 377–386, 2019, doi:

- 10.1016/j.powtec.2019.08.093.
- [30] T. Penner, J. Meyer, and A. Dittler, "Oleophilic and oleophobic media combinations – Influence on oil mist filter operating performance," *Sep. Purif. Technol.*, vol. 261, p. 118255, Apr. 2021, doi: 10.1016/J.SEPPUR.2020.118255.
- [31] T. Penner, J. Meyer, and A. Dittler, "Relevance of downstream support structure design for oleophilic and oleophobic oil mist filter operating performance," *Sep. Purif. Technol.*, vol. 248, p. 117074, Oct. 2020, doi: 10.1016/J.SEPPUR.2020.117074.
- [32] P. S. Kulkarni, S. U. Patel, and G. G. Chase, "Layered hydrophilic / hydrophobic fiber media for water-in-oil coalescence," *Sep. Purif. Technol.*, vol. 85, pp. 157–164, 2012, doi: 10.1016/j.seppur.2011.10.004.
- [33] T. Penner, J. Meyer, and A. Dittler, "Characterization of mesoscale inhomogeneity in nonwovens and its relevance in the filtration of fine mists," *J. Aerosol Sci.*, vol. 151, p. 105674, Jan. 2021, doi: 10.1016/J.JAEROSCI.2020.105674.
- [34] S. U. Patel and G. G. Chase, "Gravity orientation and woven drainage structures in coalescing filters," *Sep. Purif. Technol.*, vol. 75, no. 3, pp. 392–401, 2010, doi: 10.1016/j.seppur.2010.09.009.
- [35] S. U. Patel, P. S. Kulkarni, S. U. Patel, and G. G. Chase, "The effect of surface energy of woven drainage channels in coalescing filters," *Sep. Purif. Technol.*, vol. 87, pp. 54–61, 2012, doi: 10.1016/j.seppur.2011.11.021.
- [36] S. U. Patel, P. S. Kulkarni, S. U. Patel, and G. G. Chase, "Glass fiber coalescing filter media augmented with polymeric submicron fibers and modified with angled drainage channels," *Sep. Purif. Technol.*, vol. 120, pp. 230–238, 2013, doi: 10.1016/j.seppur.2013.10.003.
- [37] B. J. Mullins, A. Pfrang, R. D. Braddock, T. Schimmel, and G. Kasper, "Detachment of liquid droplets from fibres-Experimental and theoretical evaluation of detachment force due to interfacial tension effects," *J. Colloid Interface Sci.*, vol. 312, no. 2, pp. 333–340, 2007, doi: 10.1016/j.jcis.2007.03.051.
- [38] B. J. Mullins, R. D. Braddock, and G. Kasper, "Capillarity in fibrous filter media: Relationship to filter properties," *Chem. Eng. Sci.*, vol. 62, no. 22, pp. 6191–6198, 2007, doi: 10.1016/j.ces.2007.07.001.
- [39] S. Wurster, D. Kampa, J. Meyer, T. Müller, B. J. Mullins, and G. Kasper, "Measurement of oil entrainment rates and drop size spectra from coalescence filter media," *Chem. Eng. Sci.*, vol. 132, pp. 72–80, 2015, doi: 10.1016/j.ces.2015.04.012.
- [40] S. Wurster, J. Meyer, and G. Kasper, "On the relationship of drop entrainment with bubble formation rates in oil mist filters," *Sep. Purif. Technol.*, vol. 179, pp. 542–549, 2017, doi: 10.1016/j.seppur.2017.02.036.
- [41] R. Mead-Hunter, R. D. Braddock, D. Kampa, N. Merkel, G. Kasper, and B. J. Mullins, "The relationship between pressure drop and liquid saturation in oil-mist filters-Predicting filter saturation using a capillary based model," *Sep. Purif. Technol.*, vol. 104, pp. 121–129, 2013, doi: 10.1016/j.seppur.2012.11.019.
- [42] P. Penicot-Bauge, "Étude de la performance de filtres à fibres lors de la filtration d'aérosols liquides ou solides submicroniques," Institut National Polytechnique de Lorraine, 1998. Accessed: Aug. 20, 2022. [Online]. Available: <https://hal.univ-lorraine.fr/tel-01750883>
- [43] H. E. Kolb, A. K. Watzek, V. Zaghini Francesconi, J. Meyer, A. Dittler, and G. Kasper, "A mesoscale

## Références

- model for the relationship between efficiency and internal liquid distribution of droplet mist filters,” *J. Aerosol Sci.*, vol. 123, no. March, pp. 219–230, 2018, doi: 10.1016/j.jaerosci.2018.05.013.
- [44] P. Contal *et al.*, “Clogging of fibre filters by submicron droplets. Phenomena and influence of operating conditions,” *J. Aerosol Sci.*, vol. 35, no. 2, pp. 263–278, 2004, doi: 10.1016/j.jaerosci.2003.07.003.
- [45] S. Wurster, J. Meyer, and G. Kasper, “On the relationship of drop entrainment with bubble formation rates in oil mist filters,” *Sep. Purif. Technol.*, vol. 179, pp. 542–549, 2017, doi: 10.1016/j.seppur.2017.02.036.
- [46] A. Bredin and B. J. Mullins, “Influence of flow-interruption on filter performance during the filtration of liquid aerosols by fibrous filters,” *Sep. Purif. Technol.*, vol. 90, pp. 53–63, 2012, doi: 10.1016/j.seppur.2012.02.009.
- [47] T. Frising, D. Thomas, D. Bémer, and P. Contal, “Clogging of fibrous filters by liquid aerosol particles: Experimental and phenomenological modelling study,” *Chem. Eng. Sci.*, vol. 60, no. 10, pp. 2751–2762, 2005, doi: 10.1016/j.ces.2004.12.026.
- [48] T. P. Liew and J. R. Conder, “Fine mist filtration by wet filters-I. Liquid saturation and flow resistance of fibrous filters,” *J. Aerosol Sci.*, vol. 16, no. 6, pp. 497–509, 1985, doi: 10.1016/0021-8502(85)90002-3.

---

---

# **Annexes**

---

---





## Annexe 1 : Classification européenne des filtres

La classification européenne différencie les filtres à air pour une application HVAC (heating, ventilation and air-conditioning) et les filtres à air à très haute efficacité. Pour les filtres à air, la classification définissait trois catégories de filtre en fonction de leur efficacité moyenne à retenir des particules ayant un diamètre de 0,4  $\mu\text{m}$ , selon la norme EN 779:2012 :

- les filtres grossiers (G), dont l'efficacité moyenne est inférieure à 40 % ;
- les filtres moyens (M), dont l'efficacité moyenne est comprise entre 40 % et 80 % ;
- les filtres fins (F), dont l'efficacité moyenne est supérieure à 80 %.

Cette norme a été remplacée par la norme ISO 16-890 qui classe les filtres en quatre catégories selon une gamme de taille des particules et non plus selon l'efficacité du filtre à une taille de particule donnée. Cette nouvelle norme ISO 16-890 se base ainsi sur les particules en suspension PM, et reprend les critères de l'organisation mondiale de la santé. Elle catégorise ainsi les filtres de la manière suivante :

- les filtres ISO grossiers : qui capturent moins de 50% de PM10;
- les filtres ISO ePM10 : pour des particules comprises entre 0,3 et 10  $\mu\text{m}$  ;
- les filtres ISO ePM2,5 : pour des particules comprises entre 0,3 et 2,5  $\mu\text{m}$  ;
- les filtres ISO ePM1 : pour des particules comprises entre 0,3 et 1  $\mu\text{m}$ .

Pour qu'un filtre soit classé dans une des catégories, son efficacité minimale doit être de 50% suivant la gamme de particules visées. Ainsi, pour qu'un filtre soit dans la catégorie ePM2,5, il faut qu'il ait une efficacité au minimum de 50% au PM2,5.

Pour résumer, le tableau 19 met en correspondance l'ancienne norme EN 779-2012 et la nouvelle norme ISO 16-890 (en vigueur depuis 2017), suivant l'efficacité des filtres.

*Tableau 19 : Mise en correspondance des normes EN 779-2012 et ISO 16-890, suivant l'efficacité des filtres.*

EN 779-2012	ISO 16-890			
	ISO grossier	ISO ePM10	ISO ePM2,5	ISO ePM1
<b>G2</b>	50-60%			
<b>G3</b>	50-70%			
<b>G4</b>	60-80%			
<b>M5</b>		40-70%		
<b>M6</b>		60-80%		
<b>F7</b>		80-90%	65-75%	50-65%
<b>F8</b>		90-100%	75-95%	65-90%
<b>F9</b>		90-100%	85-95%	80-90%

## ***Annexes***

Pour les filtres à très haute efficacité, la classification européenne définit les trois catégories de filtres à air (EPA, HEPA et ULPA) en fonction de leur efficacité globale et locale à retenir les particules ayant le diamètre de particule le plus pénétrant (MPPS, d'environ 0,15  $\mu\text{m}$ ), d'après la norme EN 1822:2009.

## Annexe 2 : La viscosité dynamique

La viscosité dynamique est un paramètre caractéristique de l'écoulement d'un fluide. Plus un fluide est visqueux, plus sa résistance à l'écoulement sera importante et son écoulement sera difficile. Il existe plusieurs méthodes de détermination de la viscosité. Les plus courantes sont la détermination de la viscosité liée au cisaillement de deux plaques emprisonnant le film liquide et celle par chute de bille pour des liquides newtoniens. Ces deux méthodes ont été utilisées pour caractériser la viscosité des liquides utilisés dans l'étude.

### 2.1. Viscosimètre plan/plan

L'appareil utilisé pour déterminer la viscosité liée au cisaillement de deux plaques emprisonnant le film liquide, est appelé viscosimètre plan/plan. Une des plaques est mobile tandis que l'autre est fixe (Figure 100). La plaque mobile va subir une contrainte ( $\sigma$ ) horizontale, créant une déformation et ainsi un cisaillement du fluide. Le taux de cisaillement ( $\dot{\gamma}$ ) va être déterminé à l'aide de la relation suivante :

$$\dot{\gamma} = \frac{v}{h} \text{ (en } s^{-1}\text{)} \quad (1)$$

avec  $v$ , la vitesse de cisaillement (en cm/s), et  $h$ , la distance entre les deux plaques (en cm).

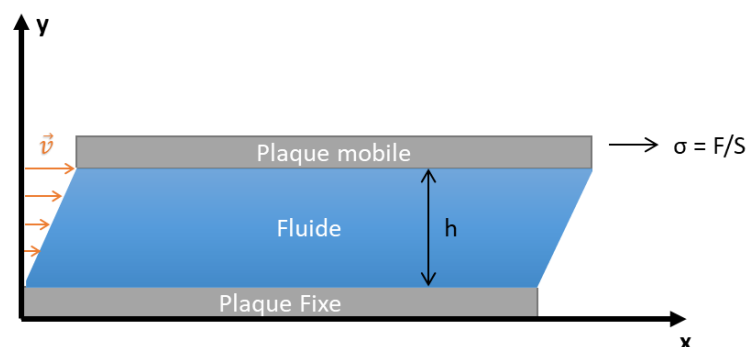


Figure 100 : Schéma de la caractérisation de la viscosité.

La viscosité dynamique ( $\eta$ ) se traduit à l'aide de la relation suivante, comme étant le rapport entre la contrainte et le taux de cisaillement :

$$\eta = \frac{\sigma}{\dot{\gamma}} \text{ (en } Pa \cdot s\text{)} \quad (2)$$

## Annexes

avec  $\sigma$ , la contrainte (en Pa), et  $\dot{\gamma}$ , le taux de cisaillement (en  $s^{-1}$ ).

Dans notre étude la viscosité des liquides a été déterminée à l'aide d'un rhéomètre (TA instrument, ARES) plan-plan (Figure 101). Lors des essais la distance entre ces deux plaques était réglée à environ 0,5 mm. Les essais ont été effectués à température constante de 20°C (la température était réglée à l'aide d'un système pelletier et un système de refroidissement à eau).

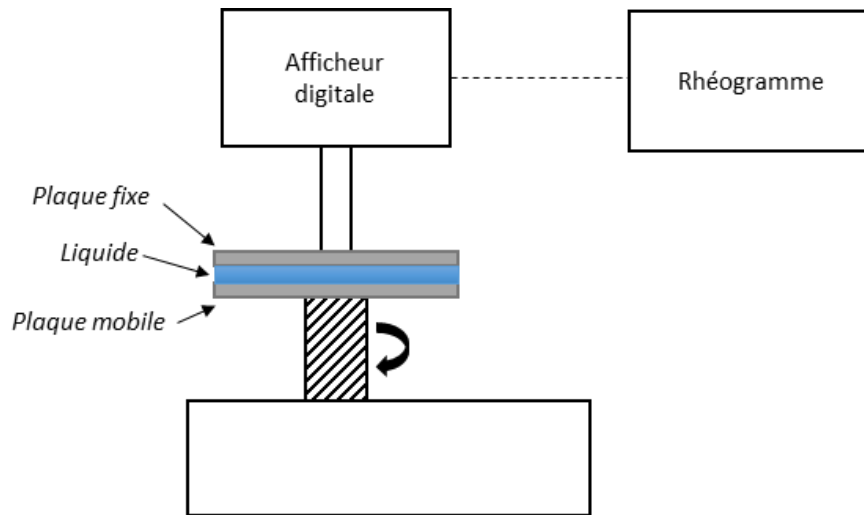


Figure 101 : Schéma de mesure de la viscosité

Une première étude a été effectuée sur la résine la plus visqueuse, permettant de déterminer si la résine avait un comportement newtonien ou non newtonien et la gamme de vitesse de cisaillement, de travail. Pour connaître la nature du fluide (newtonien ou non newtonien), le rhéomètre applique une vitesse de cisaillement échelon et si la réponse de la contrainte du fluide est instantanée alors le fluide est newtonien.

Une seconde étude, où le taux de cisaillement variée de 10 à 1000  $s^{-1}$ , a été conduite par la suite pour toutes les résines. Lors de cette seconde étude, le rhéomètre détermine l'évolution de la contrainte et de la viscosité dynamique en fonction de la vitesse de cisaillement (rhéogrammes des différentes résines dans la partie 2.3 de l'annexe).

## 2.2. Viscosimètre à chute de billes

Pour des fluides newtoniens, le viscosimètre à chute de bille peut être utilisé. Le principe de ce viscosimètre repose sur la mesure du temps de déplacement de la bille, sur une certaine distance, dans le liquide. Pour ce faire le liquide est placé dans un tube et une bille, dont les caractéristiques sont connues, est introduite. L'appareil mesure le temps que met la bille à se déplacer dans le liquide

à un certain angle d'inclinaison du capillaire (par rapport à l'horizon), et il détermine la viscosité à l'aide de la relation suivante :

$$\eta = K \sin(\theta) (\rho_b - \rho_f) t \quad (3)$$

avec  $\eta$ , la viscosité dynamique du fluide (Pa.s) ;  $K$ , une constante propre au capillaire utilisé ;  $\theta$ , l'angle d'inclinaison du capillaire ;  $\rho_b$ , la masse volumique de la bille ;  $\rho_f$ , la masse volumique du fluide ; et  $t$ , le temps de chute.

Le tube contenant le liquide doit être suffisamment grand par rapport au diamètre de la bille pour négliger les forces de paroi.

Le Tableau 20 montre les résultats obtenus avec le viscosimètre à chute de bille.

Tableau 20 : Résultats viscosimètre chute de bille

Résines	t (s)	moyenne t (s)	masse volumique (g/cm <sup>3</sup> )	Température (°C)	distance de chute (mm)	viscosité dynamique (mPa.s)
AR-P 631.01	17,573	17,628	1,104	25	100,02	0,929
	17,579					
	17,696					
	17,623					
	17,614					
AR-P 631.09	58,635	58,637	1,112	25	100,02	3,086
	58,622					
	58,723					
	58,568					
AR-P 631.04	26,398	26,366	1,107	25	100,02	1,389
	26,306					
	26,437					
	26,324					
AR-P 632.04	31,017	30,964	0,995	25	100,02	1,659
	30,915					
	31,009					
	30,914					

### 2.3. Rhéogrammes des différentes résines

De la Figure 102 à la Figure 109, on trouve les rhéogrammes des différentes résines avec le rhéogramme plan/plan.

**Annexes**

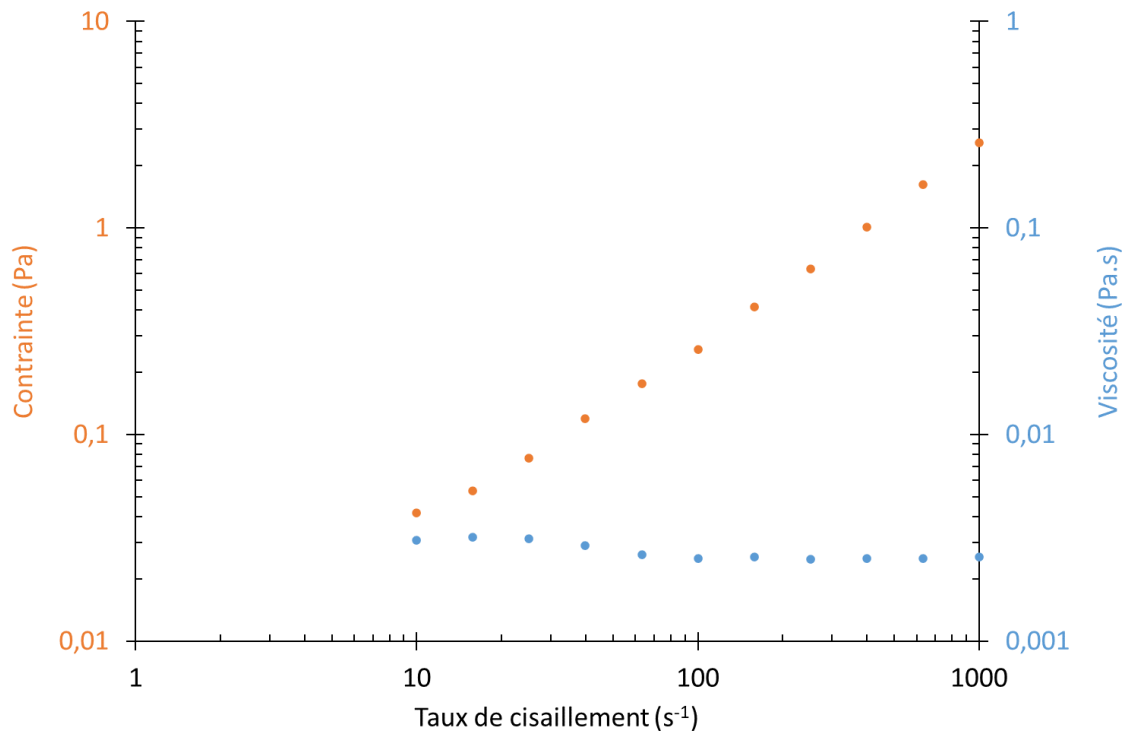


Figure 102 : Rhéogramme de la résine SU8\_2000.5.

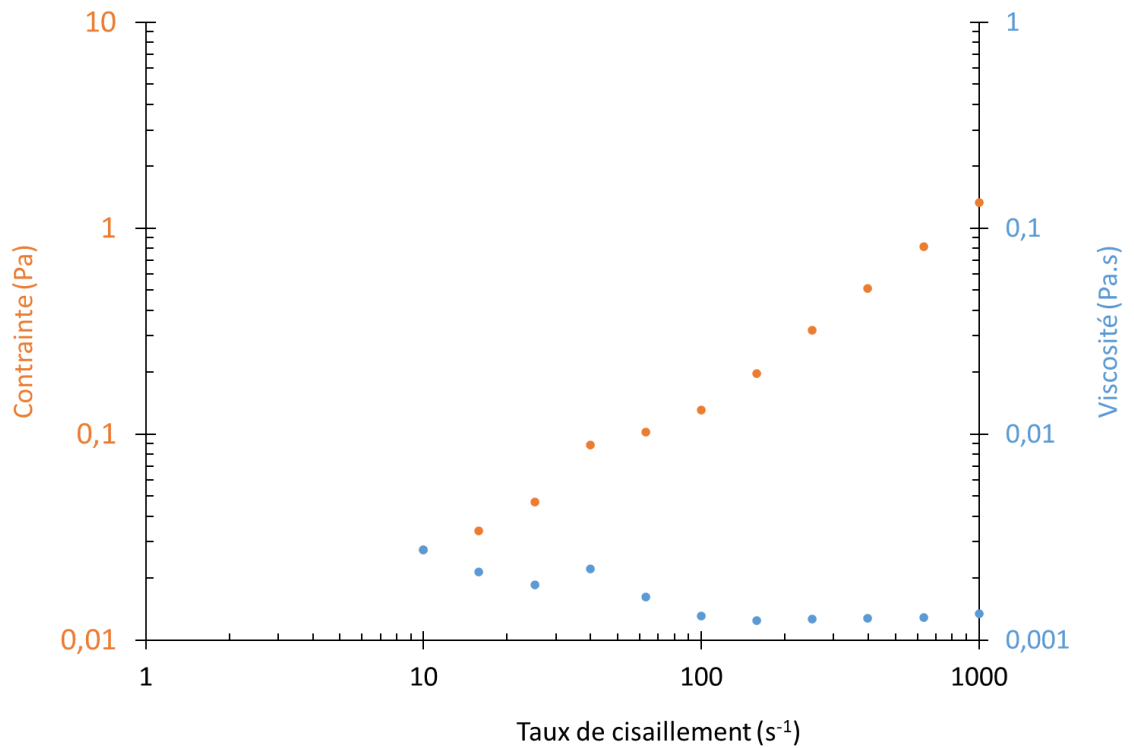


Figure 103 : Rhéogramme de la résine ARP\_1230.

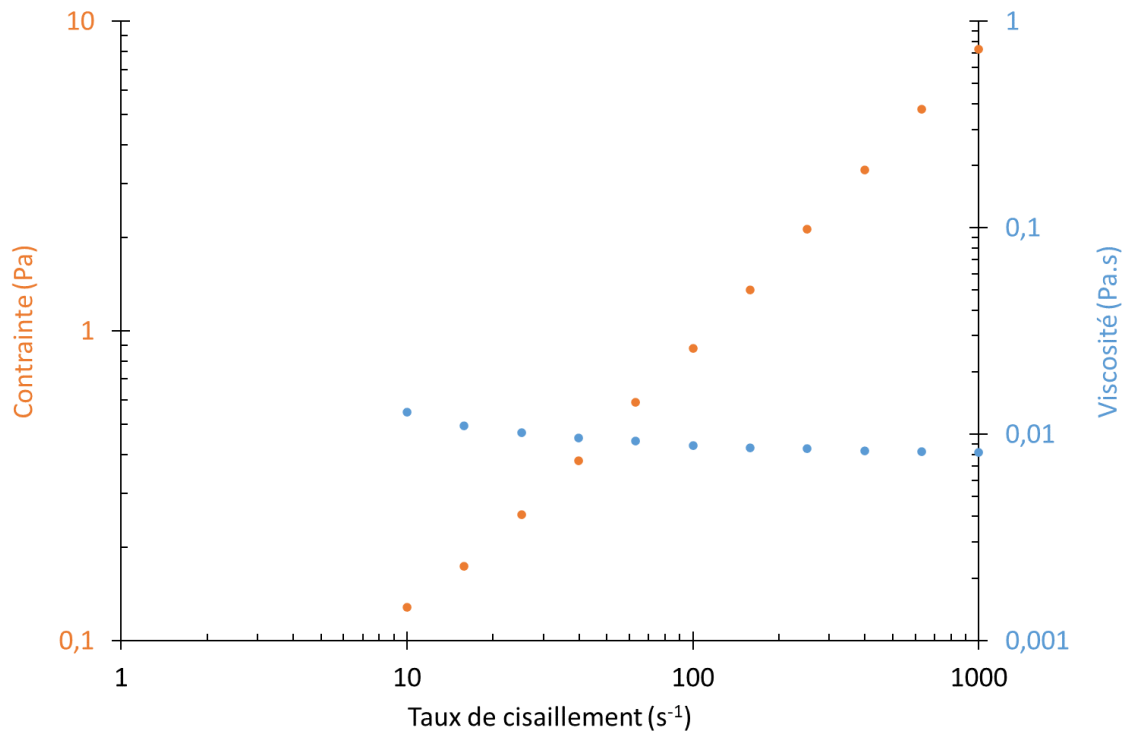


Figure 104 : Rhéogramme de la résine SU8\_2002.

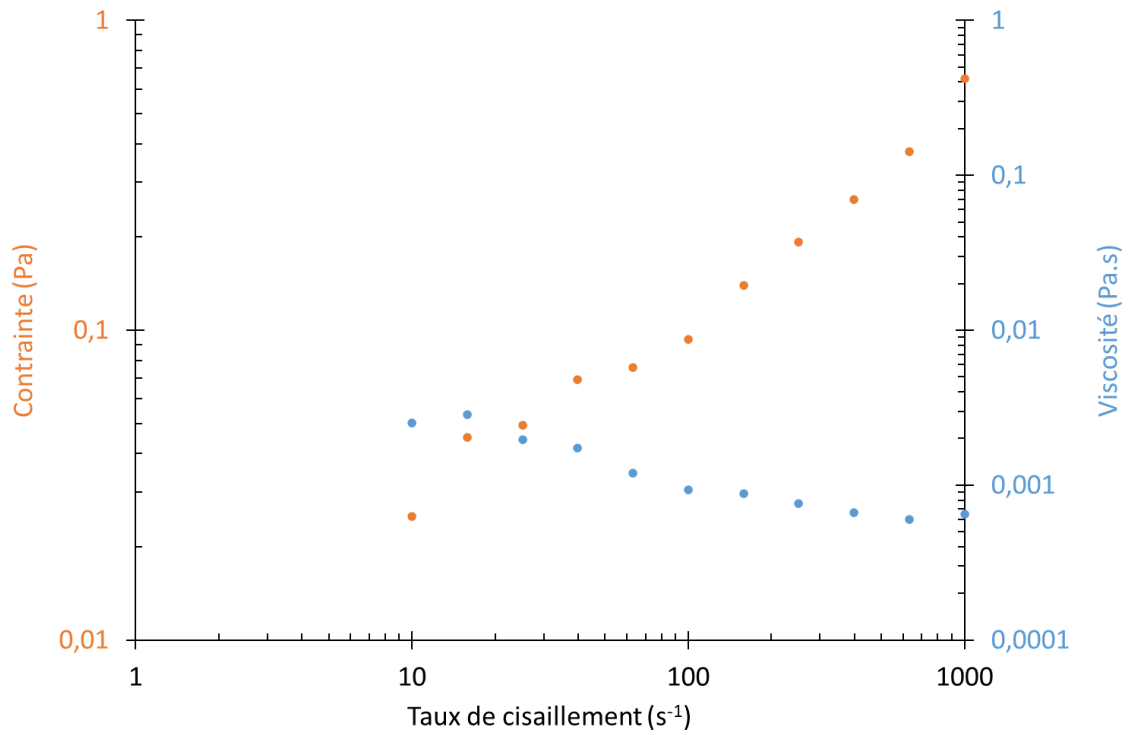


Figure 105 : Rhéogramme de la résine ARP\_1220.

**Annexes**

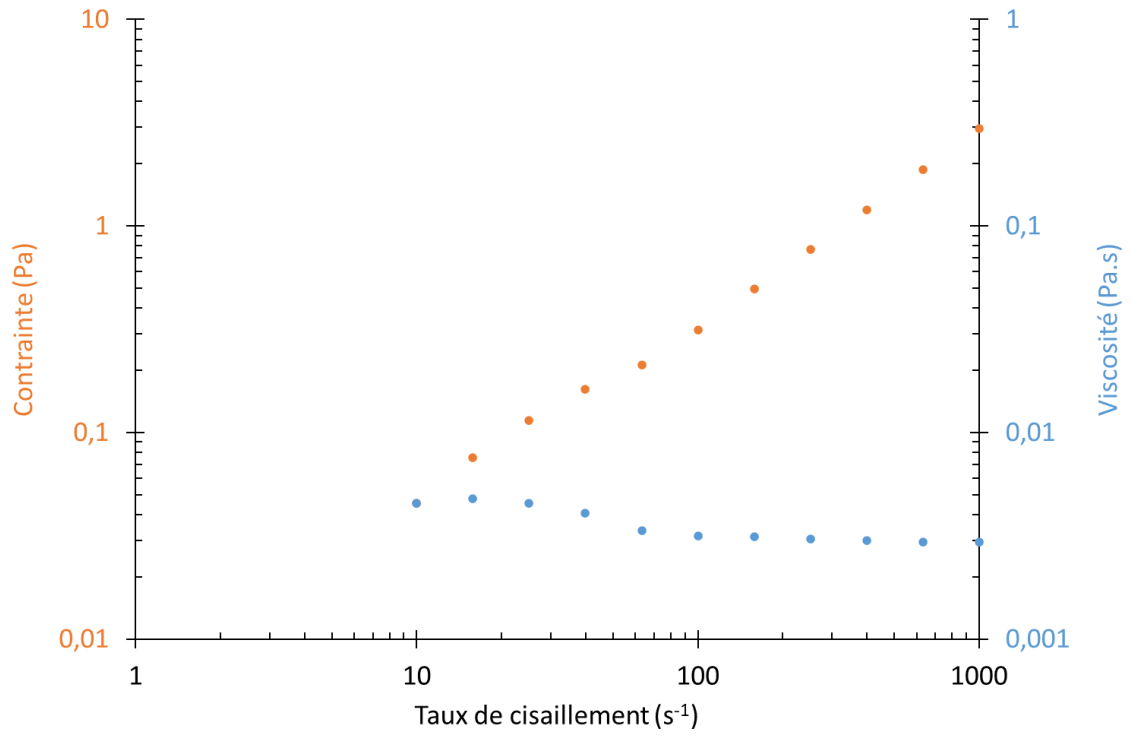


Figure 106 : Rhéogramme de la résine ARP\_6200.04.

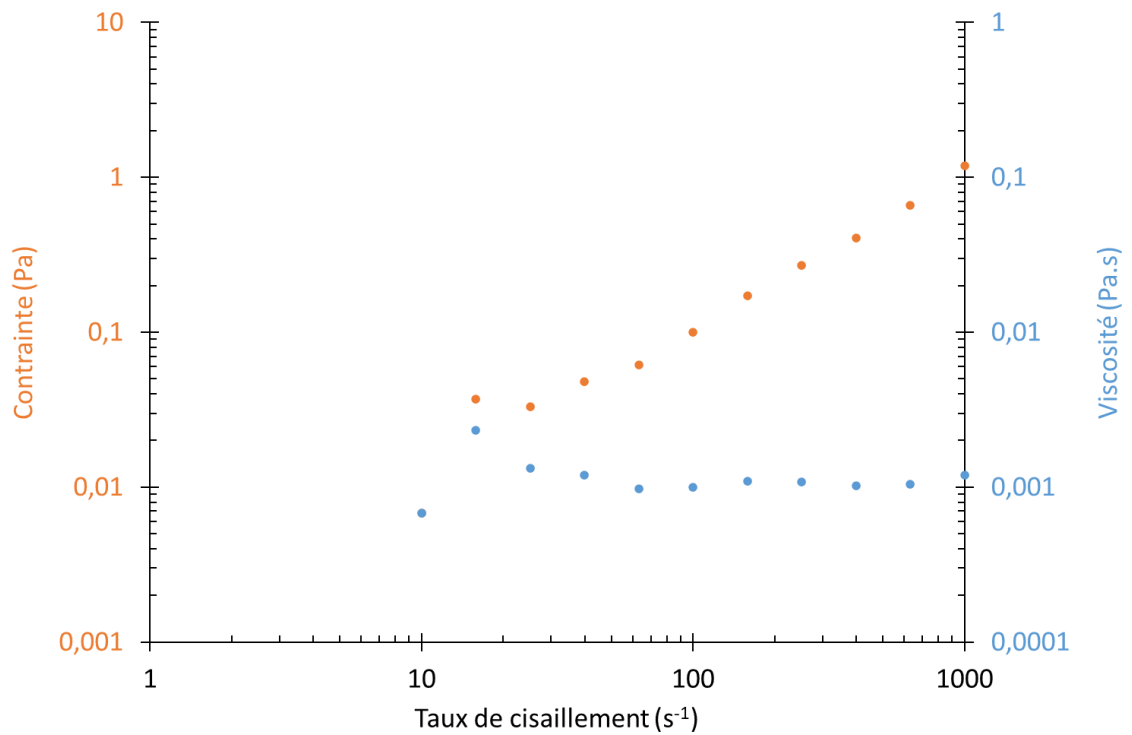


Figure 107 : Rhéogramme de la résine ARP\_631.01.



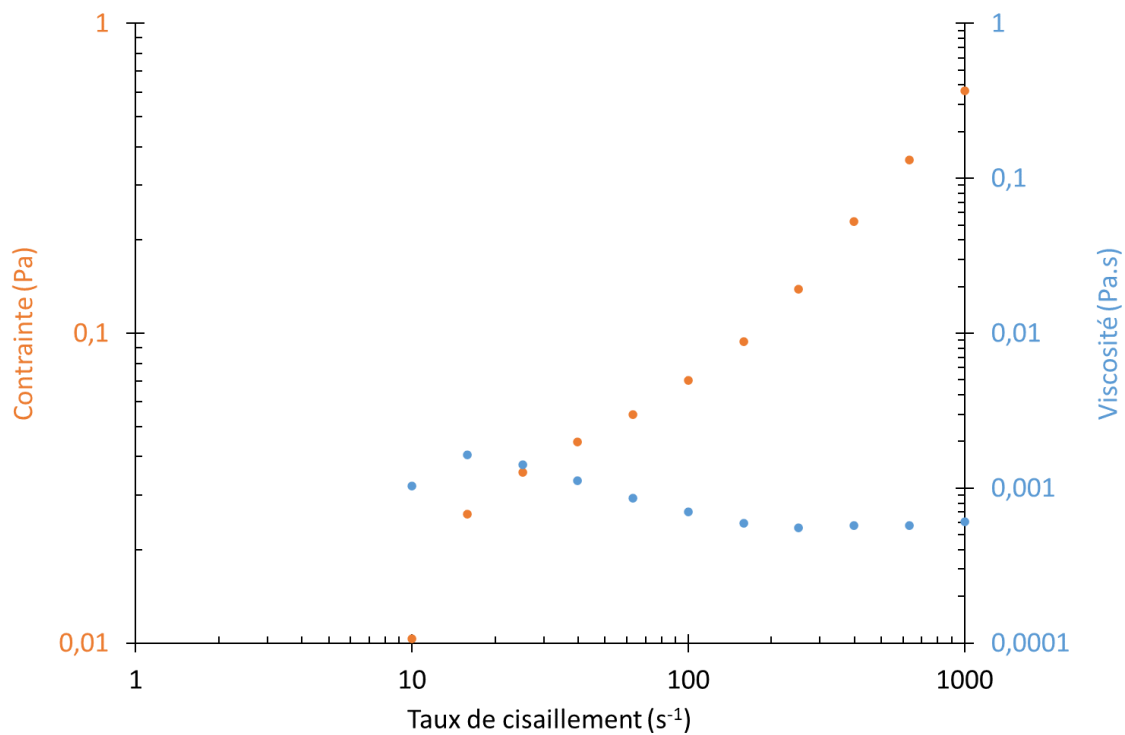


Figure 108 : Rhéogramme de la résine ARN\_2220.

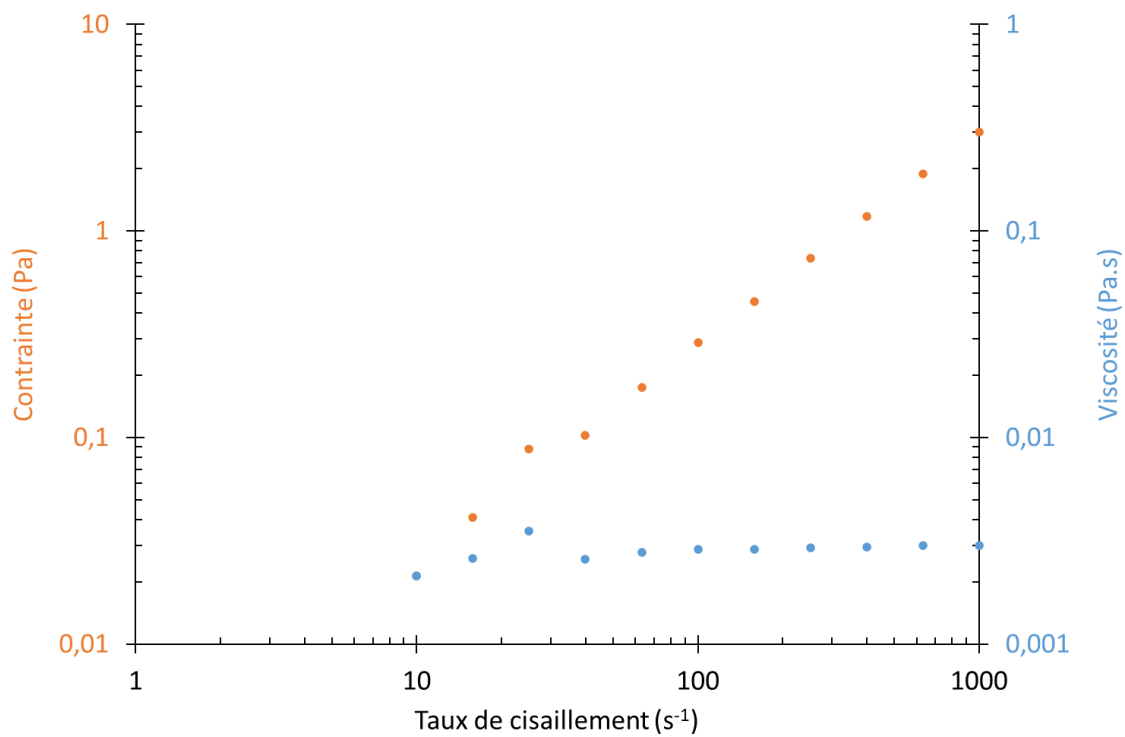


Figure 109 : Rhéogramme de la résine ARP\_631.09.

## Annexe 3 : La tension superficielle

La tension superficielle est un phénomène physico-chimique lié aux interactions moléculaires d'un liquide, noté  $\gamma$ , et mesuré en N/m. Lorsqu'une goutte de liquide tombe, une augmentation d'énergie à l'interface de la goutte de liquide avec l'air se produit due aux interactions entre les molécules. Pour être dans la configuration de plus basse énergie, et ainsi tendre vers un équilibre, le liquide va se déformer en diminuant l'aire de cette interface. La force qui va maintenir l'équilibre entre la plaque et la goutte correspond à la tension de surface, également appelée tension superficielle.

Il existe plusieurs méthodes pour mesurer la tension superficielle dont la méthode utilisant la lame de Wilhelmy (Figure 110).

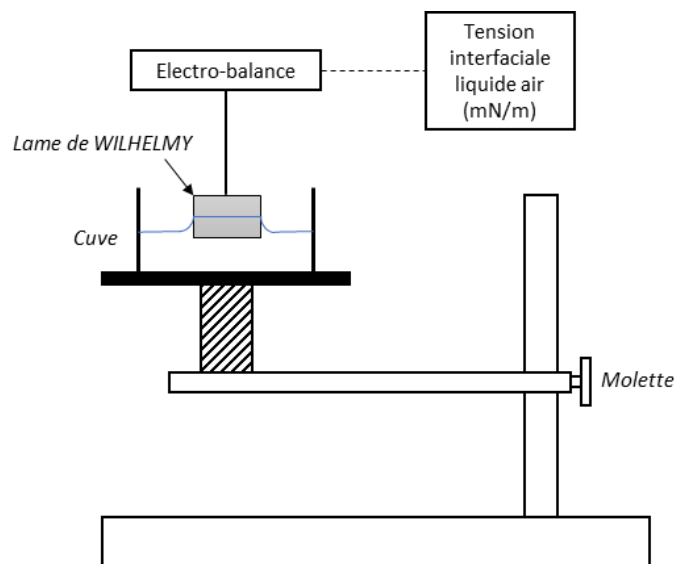


Figure 110 : Schéma du tensiomètre.

Lorsqu'une lame de longueur et d'épaisseur connues est placée à l'interface liquide/air (Figure 111), la force exercée au centre de gravité est directement liée à la tension superficielle. Ceci a été démontré par Wilhelmy. La lame en platine est fixée à un tensiomètre qui va convertir la masse en force. La force qui va correspondre à la tension interfaciale liquide/air, correspond à la force de décrochement du liquide, traduit à l'aide de la relation suivante :

$$F_{\text{décochement}} = p \gamma \Rightarrow \gamma = \frac{F_{\text{décochement}}}{p} = \frac{F_{\text{décochement}}}{2(L + e)} \quad (4)$$

avec  $p$  correspondant au périmètre de la lame,  $L$  est la longueur de la lame en contact avec le liquide et  $e$ , l'épaisseur de la lame.

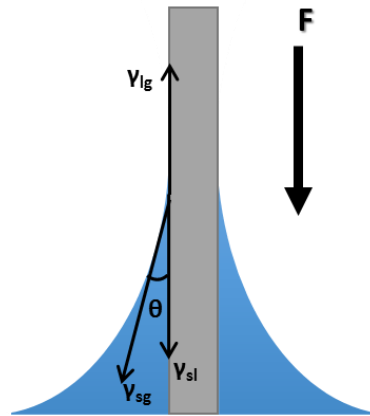


Figure 111 : Lame dans liquide

La tension interfaciale des résines a été mesurée trois fois et entre chaque échantillon de résine, une mesure de la tension interfaciale avec de l'eau est effectuée afin de s'assurer de la propreté de la lame.

Des essais s'intéressant à l'influence de l'évaporation des solvants (qui composent les résines) sur la tension superficielle ont permis de compléter l'étude.

## Annexe 4 : Porte filtre

Le porte filtre est un élément central de ces travaux car c'est lui qui va contenir le filtre à colmater. Ainsi dans le cadre de cette thèse, un porte filtre a dû être élaboré. Il doit permettre la mesure de la perte de charge des filtres entre l'amont et l'aval du filtre, mais également la récupération du liquide drainé, à la saturation.

La figure (Figure 112) ci-dessous correspond au dessin 3D du porte filtre imaginé, contenant :

- Un diamètre de conduite de 40 mm. Ce diamètre est imposé par les conduites du banc d'essai.
- Un diamètre d'échantillon de filtre colmaté de 32 mm. L'échantillon de filtre sera plus grand que la partie colmatée (en contact avec l'aérosol liquide) car il est bloqué par un joint dans le but de s'assurer de l'étanchéité.
- De deux prises de pression : une en amont du filtre et une en aval.
- De deux canules de drainage : une en amont et une en aval du filtre. Elles permettront de récupérer le liquide qui s'écoule (drainé) dans des petites fioles.

Une autre contrainte du porte filtre, est que l'écoulement dans celui-ci doit être laminaire. Sur ce porte-filtre, on constate qu'il y a un rétrécissement entre le diamètre de la conduite et le diamètre du filtre. De plus il y a des canules de drainage pouvant modifier l'écoulement dans le porte-filtre, en favorisant des zones de recirculations dans celles-ci. Afin de s'assurer que l'écoulement n'est pas perturbé dans le porte-filtre, des simulations numériques ont été réalisées dans le but de déterminer la meilleure configuration possible, avant l'élaboration de celui-ci.

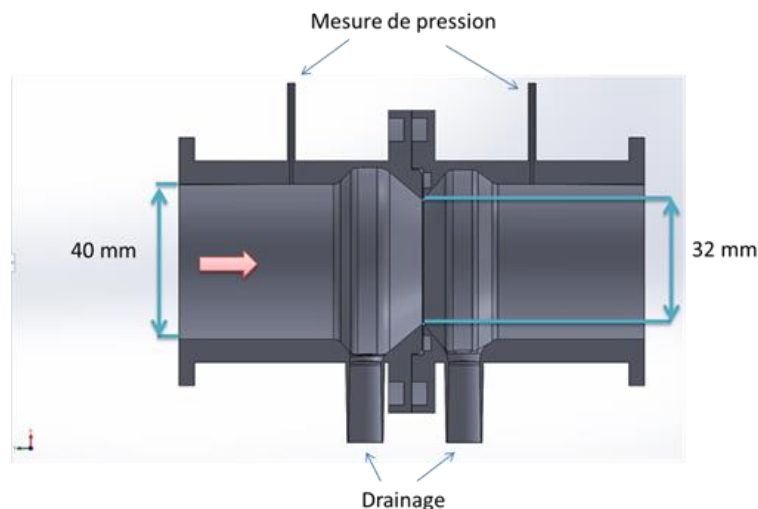


Figure 112 : Porte-filtre

Les simulations ont été effectuées avec le logiciel COMSOL, en couplant l'écoulement laminaire et le suivi de particules. Pour simuler dans COMSOL, une empreinte de l'intérieur du porte filtre a été effectuée, tout en excluant comme sortie les conduites de mesure de pression et de drainage (car il n'y a pas d'écoulement d'air dans celles-ci). Le fluide considéré à l'intérieur du système est de l'air

(avec  $\rho=1,2 \text{ kg/m}^3$  et  $\mu=18,5 \cdot 10^{-6} \text{ Pa.s}$ , à  $20^\circ\text{C}$ ). La vitesse d'entrée est de  $0,025 \text{ m/s}$ , donnant un Reynolds de  $2,43 \cdot 10^{-3}$  ( $\Rightarrow$  régime laminaire vérifié). L'équation considérée dans la physique de l'écoulement laminaire est :

$$\rho(u \cdot \nabla)u = \nabla \cdot \left[ -\rho l + \mu (\nabla u + (\nabla u)^T) - \frac{2}{3} \mu (\nabla \cdot u) l \right] + F \quad \text{avec} \quad \nabla \cdot (\rho u) = 0 \quad (5)$$

L'écoulement de l'air étant déterminé, les particules sont introduites dans celui-ci, dont les caractéristiques sont les suivantes : le diamètre des particules est de  $1 \mu\text{m}$  et la masse volumique est de  $1000 \text{ kg/m}^3$  (particules d'eau). L'écoulement laminaire de l'air est ensuite couplé à la physique « suivi de particules », qui utilise l'équation suivante :

$$F_t = \frac{d(m_p v)}{dt} \quad (6)$$

A l'aide de ces simulations, des zones de recirculation ont pu être mises en évidence, en amont du filtre (Figure 113), pouvant nuire aux résultats de drainage en amont du filtre mais pas à l'aval.

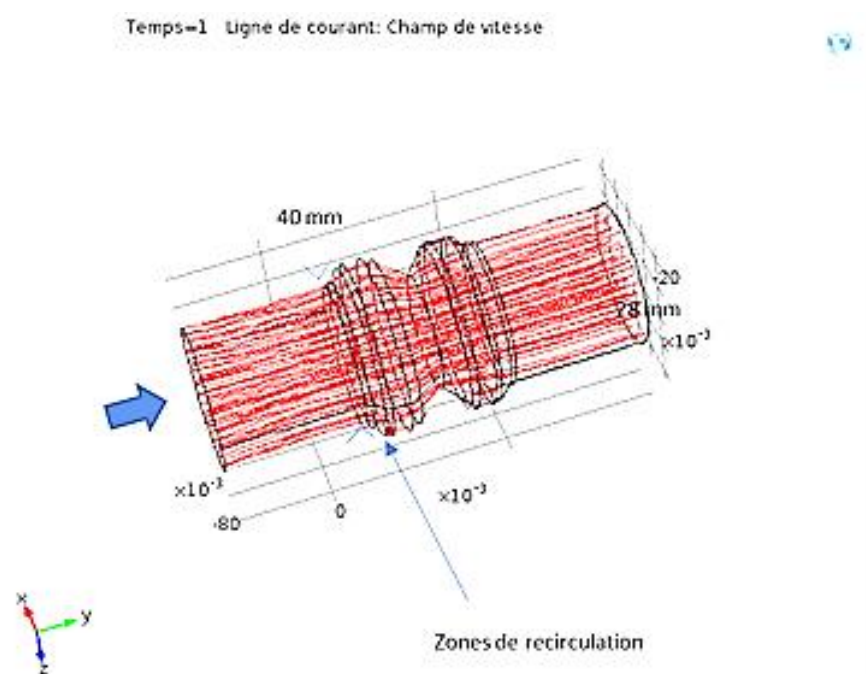


Figure 113 : Trajectoire des particules dans le porte-filtre de diamètre 40 mm.

Fort de ce constat, la première modification du porte filtre a été de rétrécir la conduite avant la canule de drainage. Ce rétrécissement en amont du canal de drainage devrait limiter les zones de recirculation dans les canules de drainage. La Figure 114 montre plusieurs rétrécissements en amont du canal de drainage (passant d'un diamètre de 40 mm à un diamètre plus petit). Elle met en évidence que cette première modification ne diminue pas les zones de recirculation dans les canules de drainage (notamment la canule amont). En revanche, on remarque que quand on passe d'un diamètre de 40

## Annexes

mm à un diamètre de 32 mm (en amont de la canule de drainage), on réduit la zone de recirculation dans celle-ci.

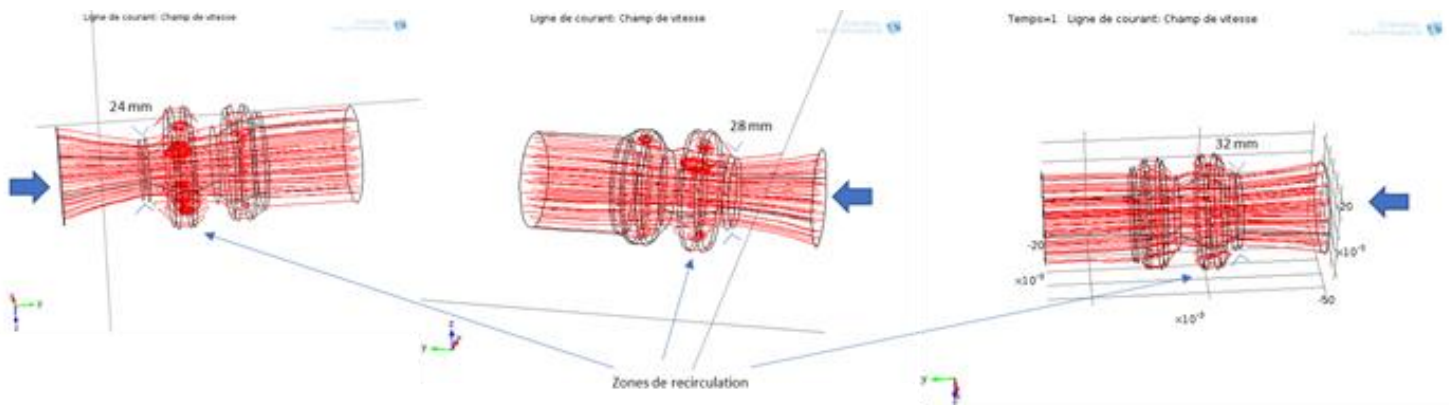


Figure 114 : Trajectoire des particules dans le porte-filtre à différents diamètres de rétrécissement en amont du canal de drainage.

Dans la deuxième modification, la pente de la canule de drainage amont, au niveau de l'échantillon de filtre a été modifiée. La Figure 115, montre plusieurs configurations avec des pentes différentes. Elle met en évidence que plus l'angle entre l'échantillon de filtre et la canule de drainage est importante, plus on limite les zones de recirculation dans la canule amont (Figure 115).

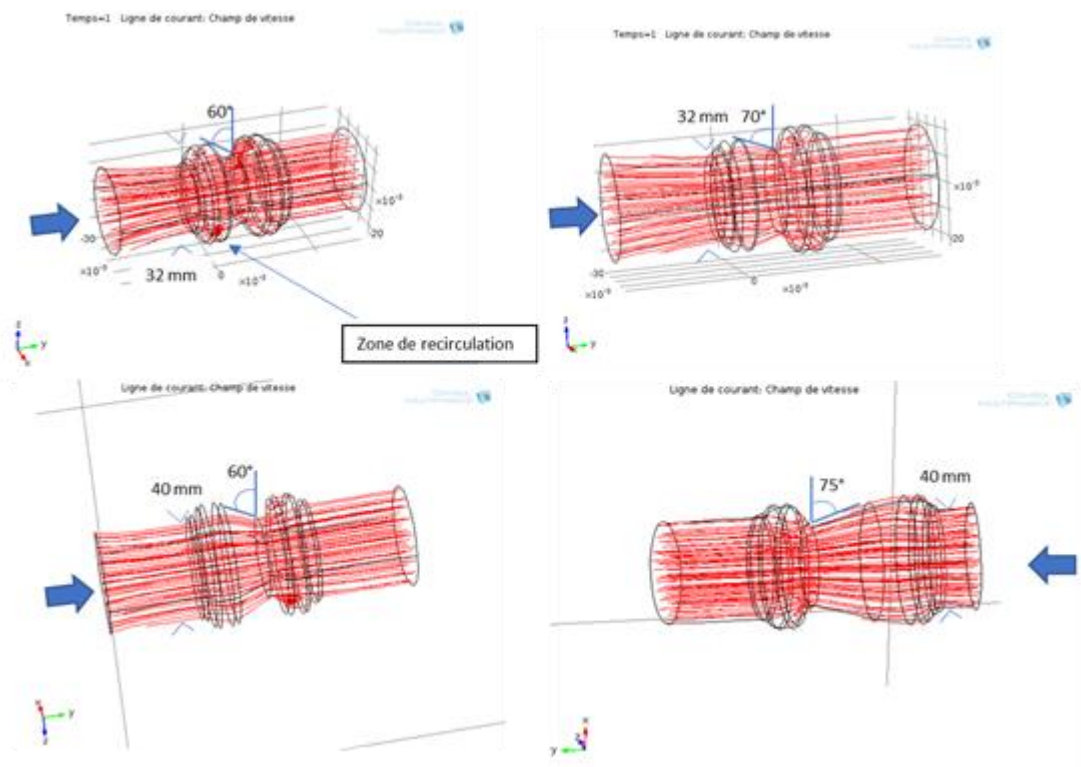


Figure 115 : Trajectoire des particules dans le porte-filtre à différents angles en amont du filtre (aval du premier canal de drainage).

Pour conclure, les simulations ont permis de mettre en évidence que dans la configuration initiale, il y avait des zones de recirculation dans la canule amont de drainage. Un rétrécissement progressif entre le diamètre d'entrée (de 40 mm) et le diamètre avant la canule de drainage (32 mm, diamètre de l'échantillon colmaté) permet de limiter ces zones de recirculation. De plus la pente entre la canule de drainage amont et l'échantillon, limite les zones de recirculation. Ces différentes simulations ont permis d'aboutir à la géométrie finale de notre porte-filtre (Figure 116), avec un angle de  $70^\circ$  entre l'échantillon et la canule de drainage, et un rétrécissement avant la canule de drainage en amont du filtre.

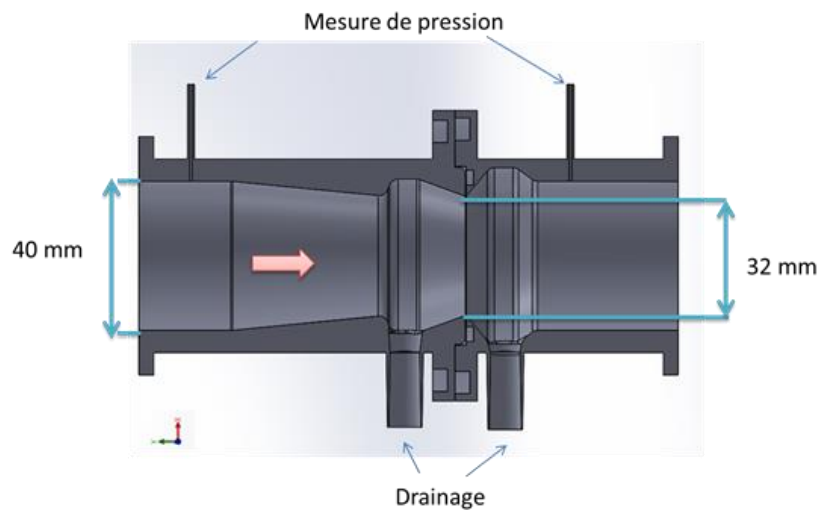


Figure 116 : Porte-filtre final

## Annexe 5 : Méthode

L'atomiseur (PALAS, AGF 2.0) produit un aérosol de DEHS dont la taille moyenne des particules est d'environ 250 nm. La distribution granulométrique de l'aérosol, obtenue avec le SMPS, peut-être approché par une loi log-normale car le Welas ne met pas en évidence la production de grosses particules (supérieure à 1 µm).

L'approche du fitting de la distribution granulométrique par la loi log-normale (Figure 117) permet de déterminée l'évolution de la masse de liquide au cours du colmatage. La loi log-normale qui est utilisée pour fitter la distribution granulométrique de particules du SMPS est la suivante :

$$df = \frac{1}{d_p \ln(\sigma_g) \sqrt{2\pi}} e^{-\frac{(\ln(d_p) - \ln(CMD))^2}{2(\ln(\sigma_g))^2}} dd_p \quad (7)$$

avec  $d_p$ , le diamètre des particules,  $\sigma_g$ , l'écart type géométrique, et  $CMD$ , le diamètre médian en nombre. La courbe de fitting est ajustée à l'aide du diamètre médian, de l'écart type géométrique et du coefficient avant l'exponentielle.

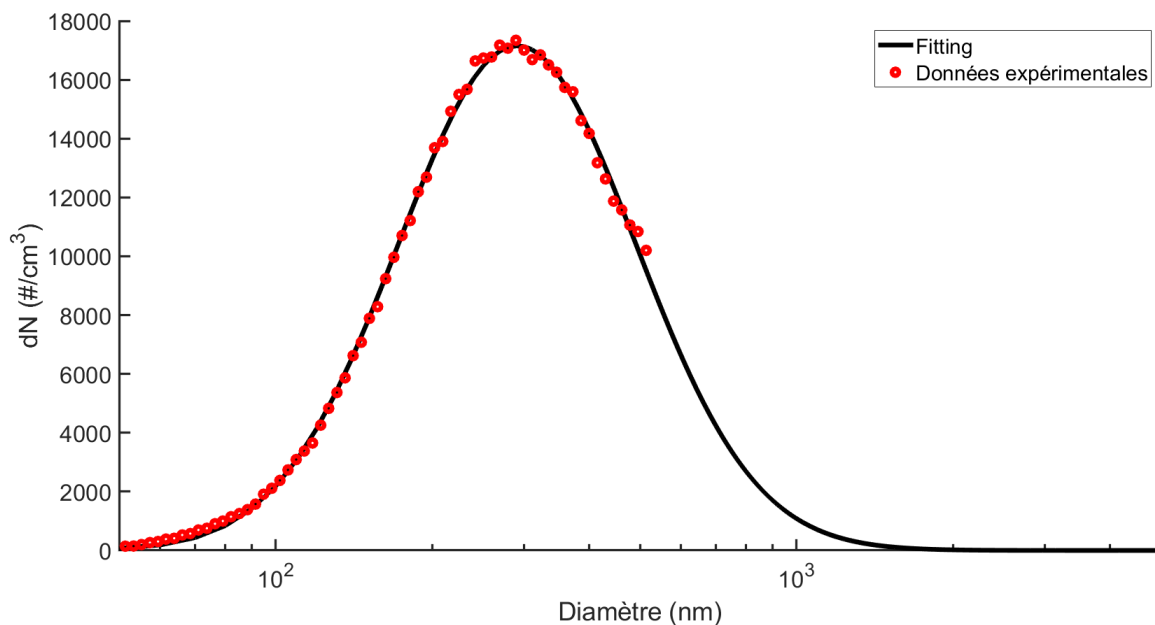


Figure 117 : Distribution granulométrique de l'aérosol à une vitesse de filtration de 7 cm/s.

Au cours du temps la distribution granulométrique évolue en aval, comme le montre la Figure 118. Ainsi la loi log-normal est calculée pour chaque distribution granulométrique, dans le but de déterminer la concentration en aval du filtre.



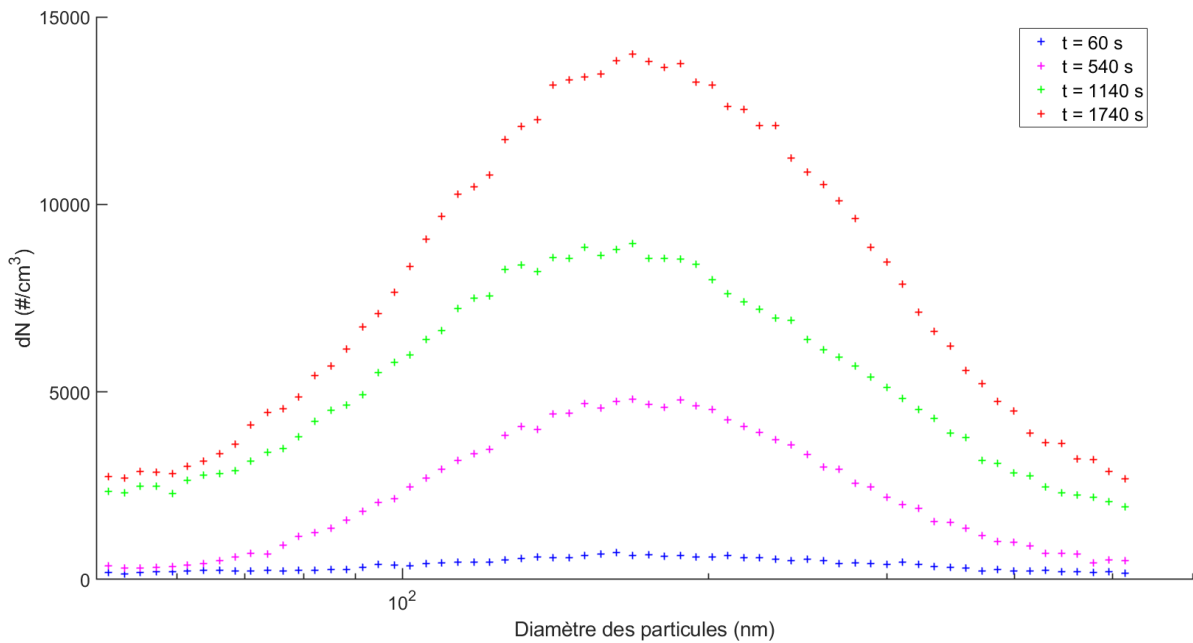


Figure 118 : Distribution granulométrique en aval du filtre  $\alpha$ , à une vitesse de filtration de 7 cm/s, à différents temps de colmatage.

Pour convertir la distribution granulométrique en nombre, en masse, on détermine le diamètre de la particule de masse moyenne ( $DAM$ ) avec les nouveaux paramètres (diamètre médian en nombre ( $CMD$ ), écart type géométrique ( $\sigma_g$ )), et l'équation de Hatch-Choate :

$$DAM = CMD e^{1,5 \ln^2(\sigma_g)} \quad (8)$$

Ce diamètre moyen va permettre de calculer la masse de liquide en amont ou aval qui a transité en amont ou en aval du filtre pendant le temps d'échantillonnage. Pour cela on multiplie la masse de la gouttelette moyenne par le débit circulant dans la canalisation, la durée de l'échantillonnage et la concentration en nombre de gouttelettes (pouvant être déterminée à par intégration de la distribution granulométrique). Soit :

$$m_{\text{amont ou aval}} = \frac{DAM^3 \pi}{6} \rho Q_{vol} f_{dilution} t \int_0^{5,10^{-6}} f(x) \quad (9)$$

avec  $m$ , la masse de liquide à l'amont ou à l'aval (g),  $DAM$ , le diamètre de la particule de masse moyenne (m),  $\rho$ , la masse volumique du liquide ( $g/m^3$ ),  $Q_{vol}$ , le débit volumique ( $m^3/s$ ),  $f_{dilution}$ , le facteur de dilution et  $t$ , le pas de temps de scan des distributions granulométriques (s).

La masse de liquide en aval correspond aux particules qui sont remises en suspension ou qui ne sont pas collectées. Si on fait la différence entre la masse de liquide en amont et en aval on obtient, avec cette méthode la masse accumulée dans le filtre avec la masse de liquide qui est drainée :

$$m_{\text{accumulée+drainée}} = m_{\text{amont}} - m_{\text{aval}} \quad (10)$$

La masse de liquide accumulée dans le filtre est obtenue par pesée, à la fin de chaque essai. La masse de liquide obtenue par pesée sert à calculer le taux de saturation du filtre, tandis que la masse de liquide calculée à partir de la granulométrie (qui correspond à la masse de liquide dans le filtre, plus

## ***Annexes***

la masse de liquide qui est drainée) sert à tracer l'évolution de l'efficacité massique en fonction du temps d'échantillonnage.

## Annexe 6 : Evolution de la perte de charge du filtre $\alpha$ , colmaté avec les différentes résines.

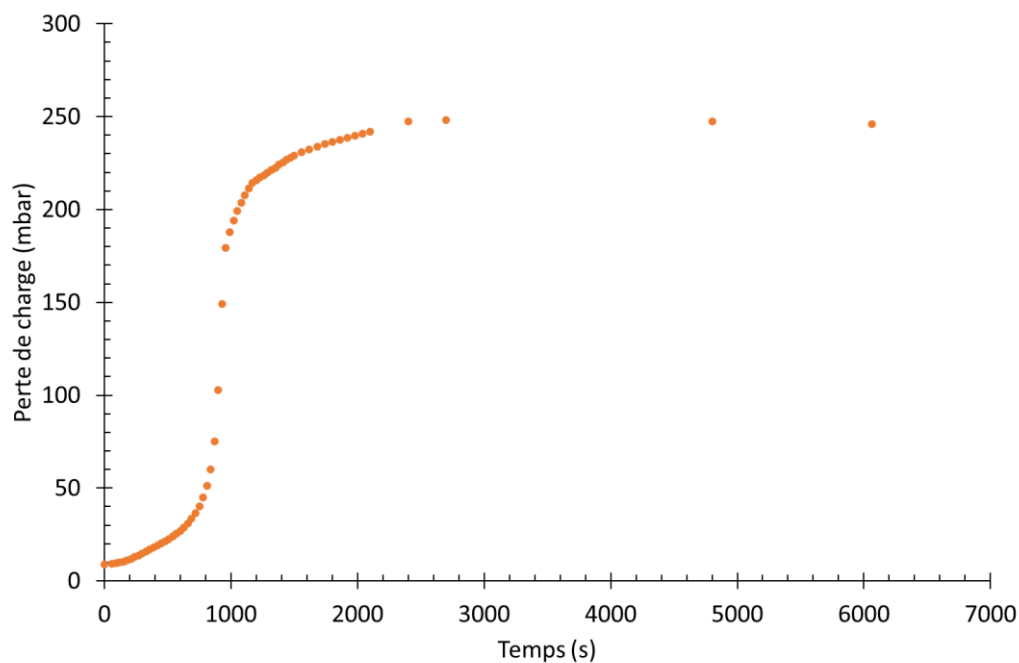


Figure 119 : Evolution de la perte de charge en fonction du temps pour le filtre  $\alpha$ , colmaté avec la résine SU8\_2000.5, vitesse de filtration 7 cm/s.

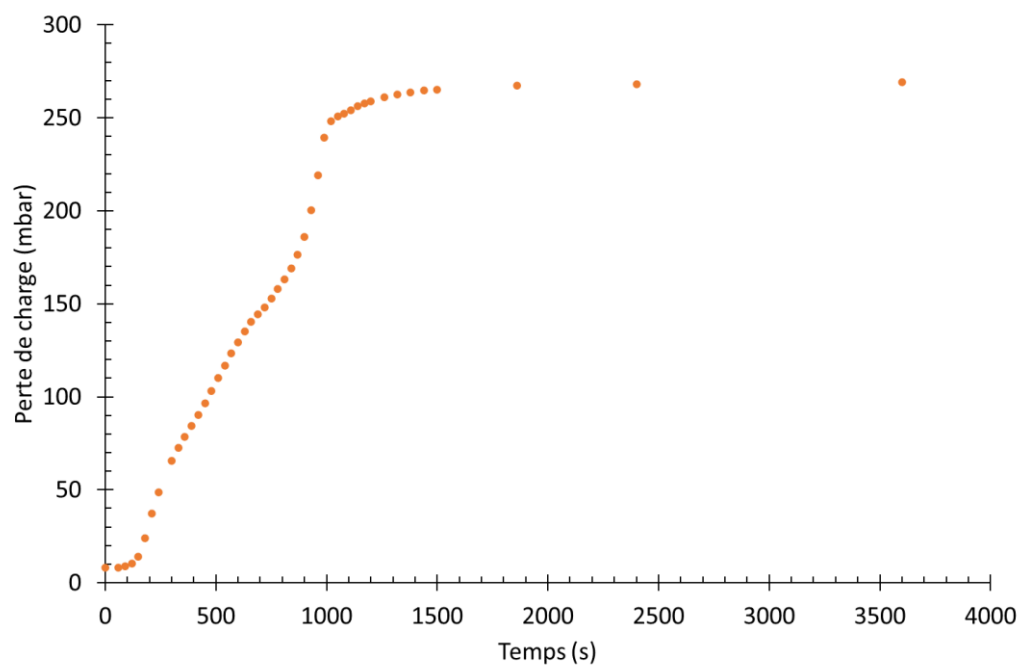


Figure 120 : Evolution de la perte de charge en fonction du temps pour le filtre  $\alpha$ , colmaté avec la résine SU8\_2002, vitesse de filtration 7 cm/s.

## Annexes

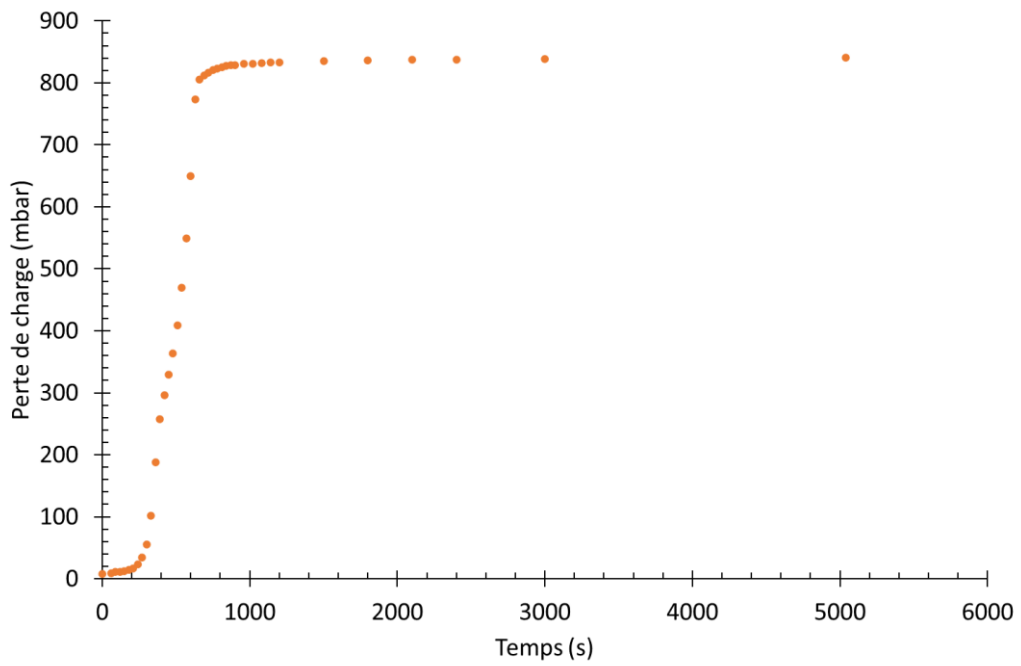


Figure 121 : Evolution de la perte de charge en fonction du temps pour le filtre  $\alpha$ , colmaté avec la résine ARP\_6400.04, vitesse de filtration 7 cm/s.

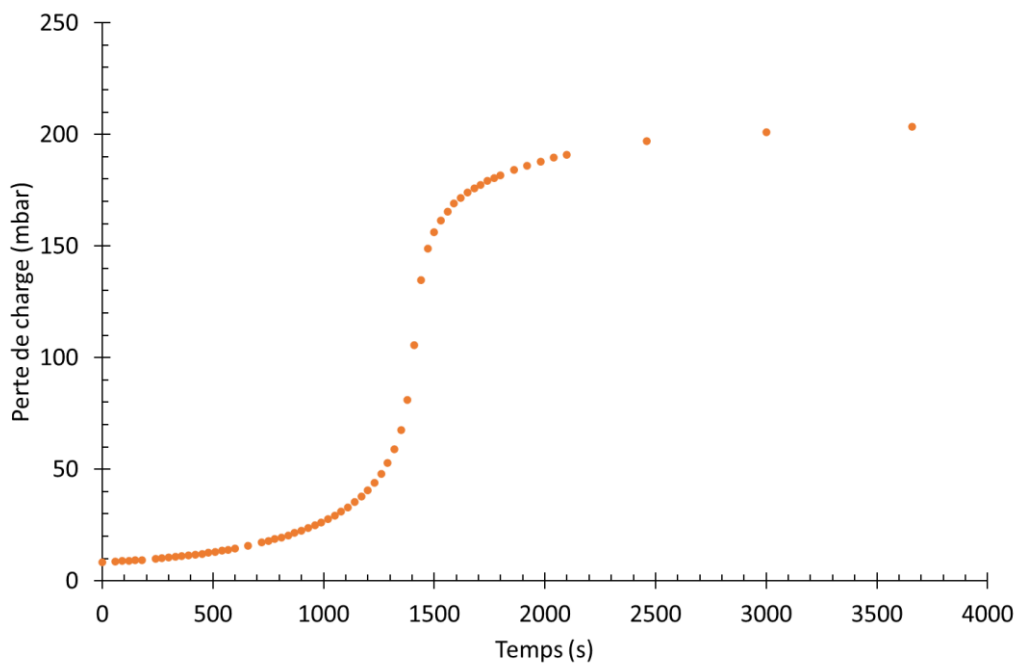


Figure 122 : Evolution de la perte de charge en fonction du temps pour le filtre  $\alpha$ , colmaté avec la résine ARP\_632.04, vitesse de filtration 7 cm/s.

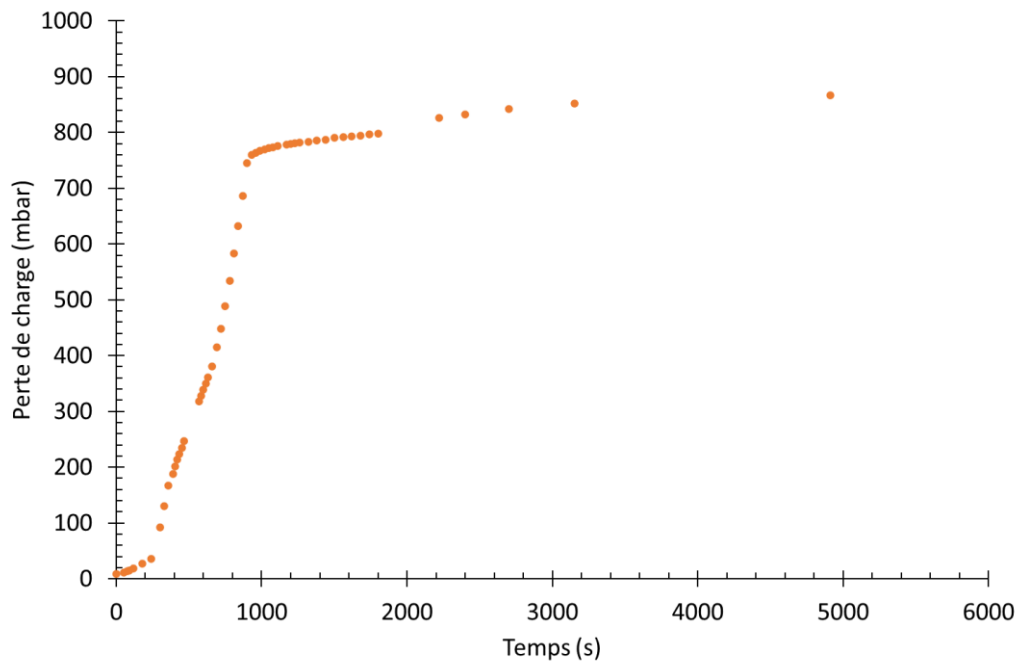


Figure 123 : Evolution de la perte de charge en fonction du temps pour le filtre  $\alpha$ , colmaté avec la résine ARP\_631.04, vitesse de filtration 7 cm/s.





# Résumé

Le confinement des installations industrielles susceptibles de contenir des matières dangereuses est assuré en grande partie par des filtres à très haute efficacité (THE) intégrés dans les réseaux de ventilation. Dans les procédés, mis en œuvre dans l'industrie nucléaire, certains scénarios accidentels peuvent conduire au dégagement de liquide sous forme de gouttelettes en suspension (aérosol liquide). Dans ce cas de figure, leur présence peut affecter les performances des filtres THE en engendrant une élévation rapide et importante de leur perte de charge pouvant conduire à une diminution notable du débit de ventilation, voire atteindre la limite de leur résistance mécanique et leur capacité à retenir les contaminants aéroportés. Pour pallier ce problème, une des solutions envisagées est l'utilisation d'un préfiltre à fibres métalliques (plus résistant mécaniquement mais moins efficace) pour protéger le filtre THE constituant le dernier niveau de filtration ou pour à minima augmenter sa durée de vie en cas de scénarios accidentels. Afin de valider cette solution, il est nécessaire d'étudier, face à un aérosol liquide, le comportement de ces préfiltres composés par un empilement de plusieurs monocouches de médias de caractéristiques différentes. Les différents médias métalliques testés ont été caractérisés, dans un premier temps, en termes d'épaisseur, de compacité et de distribution granulométrique de fibres. L'évolution de l'efficacité de collecte et de la perte de charge au cours du colmatage par un aérosol liquide DEHS a ensuite été étudiée à différentes vitesses de filtration (0,9 à 18 cm/s). On retrouve l'évolution classique décrite dans la littérature : augmentation quasi-linéaire de la perte de charge avant une croissance exponentielle et une stabilisation. Les médias multicouches présentent, cependant, une phase de stabilisation de la perte de charge plus progressive comparativement aux monocouches. Un scénario de colmatage a été proposé et un modèle simpliste d'évolution de la perte de charge en fonction de la masse de liquide accumulé au sein du filtre est présenté pour les médias monocouches. Afin de figer le liquide accumulé au sein du média et permettre une visualisation par micro-tomographie X des médias partiellement ou totalement colmatés, des résines thermodurcissables ont été testées. Les premiers résultats ont mis en évidence une perte de volume des résines trop importante après séchage ce qui rend difficile l'interprétation des clichés obtenus.

# Summary

Industrial installations often contain hazardous materials in aerosol form. High efficiency filters (HEPA) are usually the last barrier that ensure the containment of these airborne particles. In the nuclear industry, a large amount of radioactivity is handled in liquid form, that may release, in few scenarios, liquid aerosols. These particles may affect the performance of HEPA filters with a huge increase of the pressure drop, which lead in return to a significant reduction of the ventilation flowrate. In such scenarios the pressure drop increase may exceed the filter mechanical strength and induce degradations of the media and leading to a deterioration of its capacity to retain aerosol pollutants. To overcome this problem, and to protect HEPA filter, one of the solutions is to use pre-filter (more mechanically resistant but less efficient) made up with metallic fibers. To validate this approach, it is necessary to study the behavior of these prefilters, composed of a stack of different monolayers of media. In my work, I first focused on the clogging of industrial prefilters with liquid aerosol particles. Then, for a more analytical study, I study the clogging each layer separately, in order, to model, on the future, the behavior of the assembly. The microphysical of each media (thickness, packing density, and fiber size distribution) are determined. The evolution of both filter collection efficiency and pressure drop are studied along the clogging by a submicron liquid aerosol DEHS, for different filtration velocity (0,9 à 18 cm/s). For monolayer filters, I measure pressure drops in line with the previous results found in the literature. These experiments first highlight a quasi-linear increase of the pressure drop, associate with a collection of the droplets by the fibers. Then an exponential growth is measures, that corresponds to the clogging of the pores. And finally, an abrupt stabilization is observed corresponding a liquid film formation and its continuous drainage by the airflow. However, I show a more gradual stabilization for multilayer filters. A clogging scenario is proposed, and a simplistic model is established to forecast the pressure drop as a function of the mass of liquid accumulated. To this aim, I develop a new method to freeze the liquid accumulation using resin, that where further analyze using X-ray tomography.